

**А.Г. ЛАПТЕВ, М.И. ФАРАХОВ**

---

---

**ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ  
ПРОЦЕССЫ В  
НЕФТЕХИМИИ И  
ЭНЕРГЕТИКЕ**

---

---

**А.Г. ЛАПТЕВ, М.И. ФАРАХОВ**

**ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ  
В НЕФТЕХИМИИ И ЭНЕРГЕТИКЕ**

ПОСОБИЕ К РАСЧЕТУ АППАРАТОВ



**Издательство  
Казанского университета**

**2008**

УДК 66.01 : 532

ББК 35

Л 24

Научный редактор доктор техн. наук, профессор **А.Я.Мутрисков** (КГЭУ)

Рецензенты: доктор техн. наук, профессор **Н.Х.Зиннатуллин** (КГТУ)

доктор техн. наук, профессор **В.Л.Федяев** (МММ Каз. НЦ РАН)

**Лаптев А.Г.**

**Л24** Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике: Пособие к расчету аппаратов / А.Г.Лаптев, М.И.Фарахов. – Казань: Изд-во Казанск. гос. ун-та, 2008. – 729 стр.

**ISBN 978-5-98180-583-7**

Рассмотрены теоретические основы гидромеханики одно- и многофазных систем. Приводятся сведения по гидродинамике и теории пограничного слоя, очистке газов и жидкостей от дисперсной фазы. Даны конструкции аппаратов, методы и примеры расчетов (отстойников, фильтров, центрифуг, сепараторов, флотаторов, смесителей и т.д.)

Представлены оригинальные конструкции сепарирующих элементов и распределителей фаз.

Рассмотрены математические модели процессов разделения эмульсий в отстойниках, полей скоростей и брызгоуноса на барботажных тарелках, полей скоростей в ситчатых экстракторах. Приведены результаты численного исследования процессов в промышленных аппаратах. Даны рекомендации по аппаратурному оформлению процессов.

Пособие предназначено для проектировщиков аппаратов, инженерно-технических работников, преподавателей, аспирантов и студентов технических вузов.

**ISBN 978-5-98180-583-7**

© Лаптев А.Г., Фарахов М.И., 2008

## ВВЕДЕНИЕ

В зависимости от основных законов, определяющих скорость протекания процессов, различают следующие типы процессов: гидромеханические, тепловые, массообменные, химические и механические. В данном пособии подробно рассмотрены основные гидромеханические процессы, некоторые конструкции аппаратов и методы их расчета. Авторы постарались изложить материал в доступной форме, как для студентов, аспирантов и молодых специалистов (первые главы монографии), так и для научных работников и проектировщиков аппаратов.

Расчет гидромеханических процессов является неотъемлемой и важной частью в проектировании промышленного оборудования, как в нефтехимической технологии, так и в других областях науки и техники.

*Гидромеханические процессы* – это процессы, в которых скорость определяется законами гидродинамики – науки о движении жидкостей и газов. К этим процессам относятся перемешивание и движение в каналах и аппаратах жидкостей, сжатие и перемещение газов, разделение жидких и газовых неоднородных систем в поле сил тяжести (отстаивание), в поле центробежных сил (центрифугирование), а также под действием разности давлений при движении через пористый слой (фильтрование).

Гидродинамические закономерности движения фаз определяют характер протекания процессов теплопередачи, массопередачи и химических реакционных процессов в промышленных аппаратах.

Теоретической основой описания гидромеханических процессов являются фундаментальные законы сохранения импульса и массы. Из общего математического описания следуют различные частные случаи и прикладные уравнения, которые широко используются в инженерной практике.

В данном пособии авторы постарались сосредоточить основное внимание на математическом описании и расчете аппаратов с неоднородными средами, а в частности – на очистке газов и жидкостей от дисперсной фазы. К таким процессам относятся отстаивание, фильтрование, центрифугирование, флотация и т.д.

Неоднородными, или гетерогенными, системами называют системы, состоящие из двух или нескольких фаз. Фазы, составляющие систему, могут быть, в принципе, механически отделены одна от другой.

Любая неоднородная бинарная система состоит из дисперсной (внутренней) и сплошной (внешней) фаз, в которых распределены частицы дисперсной фазы.

В зависимости от физического состояния фаз различают: суспензии, эмульсии, пены, пыли, дымы и туманы.

*Суспензии* – неоднородные системы, состоящие из жидкости и взвешенных в ней твердых частиц.

*Эмульсии* – системы, состоящие из жидкости и распределенных в ней капель другой жидкости, не смешивающейся с первой.

*Пены* – системы, состоящие из газа и распределенных в ней пузырьков газа.

*Пыли и дымы* – системы, состоящие из газа и распределенных в нем частиц твердого вещества. Пыли образуются обычно при механическом распределении частиц в газе (при дроблении, смешивании и транспортировке твердых материалов и др.). Дымы получаются в процессах конденсации паров (газов) при переходе их в жидкое или твердое состояние. При образовании дисперсной фазы из частиц жидкости возникают системы, называемые *туманами*.

Задачи разделения неоднородных систем встречаются в теплоэнергетике, химической, нефтехимической и многих других отраслях промышленности.

Одной из важных и актуальных задач инженерной химии является очистка природных и сточных вод, а также технологических жидкостей и газов от дисперсной фазы. Решение этих задач может выполняться при помощи различного аппаратного оформления и движущей силы процесса. Большинство технологических процессов и аппаратов, действующих сейчас в различных отраслях промышленности, проектировались в середине прошлого столетия. За прошедшие годы произошли существенные изменения в области математического моделирования, связанные с развитием программных комплексов.

Часто при разделении гетерогенных систем используются пустотелые отстойники. Однако такой способ очистки промышленных стоков в современных условиях часто является малоэффективным. Для повышения эффективности используются тонкослойные отстойники. Такие отстойники оборудуются специальными сепарирующими пластинами. Степень очистки жидкостей от дисперсной фазы в таких отстойниках повышается в несколько

раз. Очистка промышленных стоков в песочных и гравийных фильтрах также обладает рядом существенных недостатков, поскольку предполагает периодическую регенерацию или замену фильтрующего материала. Применение для целей очистки промышленных стоков гидроциклонов исключает возможность одновременной очистки от жидких (нефтепродукты) и твердых взвесей, а также достижения высокого качества разделения гетерогенной системы.

Перспективу приобретает метод флотационной очистки промышленных стоков, обеспечивающий высокую степень очистки как от жидких, так и от твердых дисперсных взвесей при любом объеме стоков. Применение флотационного метода позволяет повысить степень очистки воды, уменьшить расход реагентов, сократить продолжительность процесса очистки, снизить обводненность извлекаемых загрязнений и тем самым упростить процесс их дальнейшей переработки.

На сегодняшний день известно несколько различных способов организации флотационного разделения жидких неоднородных систем, существенно отличающиеся между собой эффективностью очистки и потребляемой энергией. Для некоторых методов флотации, таких как электрофлотация, напорная флотация, характерны высокие энергозатраты. Кроме того, большинство методов флотации предполагает применение дорогостоящих коагулянтов и флокулянтов, что также увеличивает затраты на очистку стоков.

В двух главах пособия рассмотрены способы и аппараты газоочистки. Особое внимание уделяется сепараторам с насадочными элементами. Представлена конструкция сепаратора - маслоуловителя с насадочными элементами, внедренного в промышленности.

В одной из глав рассмотрены специальные распределители потоков для различных типов промышленных аппаратов.

Внедренческая практика авторов показывает, что распределение потоков в аппарате является фактором, определяющим эффективность работы аппаратов разделения. Конструктивные решения существующих аппаратов большей частью разрабатывались десятилетия назад, когда не существовало эффективных инструментов для реального мониторинга гидроаэродинамической обстановки.

Анализ гидродинамической обстановки с помощью компьютерного моделирования является мощным средством для повышения производительности и разделяющей способности аппаратов. Исследования структуры потоков с помощью собственных программ с идентификацией использованных математических моделей на экспериментальных стендах

промышленного масштаба позволили определить ряд путей для «облагораживания» гидроаэродинамической обстановки в аппаратах разделения.

Так выяснилось, что применяемые в настоящее время способы подвода газовых (паровых) и газожидкостных потоков в колонных аппаратах без использования эффективных распределителей приводят к заметному снижению разделяющей способности не только насадочных, но и тарельчатых колонн. Вследствие неравномерности профиля скорости в поперечном сечении колонн возникают зоны со значительными локальными максимумами скорости газовой (паровой) фазы, в которых значение уноса превышает допустимое значение. Это приводит не только к снижению эффективности разделения за счет снижения движущей силы. В случае тарельчатой колонны это может привести к нарушению нормальной работы 2–3 тарелок, а для насадочной колонны – не только к потере разделяющей способности целой насадочной секции, но и к преждевременному захлебыванию колонны. Аналогичная ситуация и со штуцерами для отвода газовой (паровой) фазы.

Изложенный выше подход к анализу гидродинамической обстановки в отстойниках позволил разработать ряд конструктивных решений, позволяющих выравнять профиль скорости движения сплошной фазы, исключить формирование застойных зон и вихревых образований различных масштабов с минимальной потерей напора в гидравлическом контуре отстойника. Оснащение отстойников эффективными распределителями, коалесцирующими фильтрами и тонкослойными блоками оригинальной конструкции «Инжехим» позволяет повысить эффективность их работы на порядок, что было многократно подтверждено нашей практикой реконструкции промышленных отстойников ряда промышленных предприятий РФ.

В заключительных главах монографии рассмотрены математические модели процессов переноса в двухфазных средах промышленных аппаратов и численное решение систем дифференциальных уравнений. Даны результаты расчета в виде полей скоростей и сделаны выводы по модернизации аппаратов.

Пособие предназначено для научных и инженерно-технических работников и проектировщиков промышленных аппаратов в области очистки жидкостей и газов от дисперсной фазы, а также гидравлического расчета тепло- и массообменных аппаратов с вспомогательным оборудованием. Пособие также может использоваться студентами и аспирантами при изучении теоретических основ и решении соответствующих практических

задач. Авторы старались представить материал, начиная с основ прикладной гидравлики, механики жидкости и динамики многофазных сред. Подробно рассматриваются конструкции аппаратов газо- и водоочистки и даются методы их расчета, иллюстрируемые конкретными примерами.

Пособие по проектированию написано как с использованием классических монографий, справочников, учебных пособий и научных публикаций различных отечественных и зарубежных исследователей, так и собственных научных результатов авторов и опыта внедрения технических разработок в промышленность.

Численное исследование распределителей фаз выполнено совместно с М.Н.Ахлямовым, Р.М.Хасановым, Р.Р.Нигматовым (раздел 14.5).

В численном исследовании отстойников принимал участие С.А.Казанцев (глава 15).

Результаты, приведенные в главе 17, по моделированию и исследованию гидродинамики двухфазных потоков получены совместно с С.А.Казанцевым, А.И.Разиновым, М.Ю.Величко, М.М.Фараховым, Д.А.Бурмистровым, В.А.Кузнецовым.

Авторы выражают всем благодарность за совместно полученные результаты, а также рецензентам за ценные замечания и пожелания, а также А.В.Климентову за помощь при оформлении пособия к изданию.

## *ГЛАВА 1*



# ОБЩИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССОВ И ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ

## 1.1. Виды гидромеханических процессов в нефтехимии и энергетике

В технологических процессах нефтехимии, нефтепереработки и энергетических установках встречаются следующие неоднородные системы:

Неоднородная система	Фаза	
	сплошная	диспергированная
Суспензия	ж	т
Эмульсия	ж	ж
Пена (барботажный слой)	ж	г
Туман	г	ж
Пыль (дым)	г	т

В процессах водоподготовки на ТЭС имеют дело с суспензиями, а при использовании нефтяного топлива – и с эмульсиями. При очистке газовых выбросов – с пылью и дымом. При работе компрессорного оборудования в сжимаемом газе может образовываться масляный туман (аэрозоль). Пенные аппараты могут использовать при мокрой очистке газов и удалении из воды растворенных газов. В энергетике актуальной задачей является очистка пара в испарителях и паропреобразователях.

### *Очистка газов*

Одним из основных источников экологического негативного воздействия на окружающую среду являются предприятия топливно-энергетического комплекса (ТЭК). Из отраслей ТЭК наибольшее воздействие оказывает энергетика, а в частности тепловые электрические станции (ТЭС). Основными причинами загрязнений воздушной среды ТЭС являются [58, 107, 172, 179, 190, 213, 268]: неполное сгорание топлива и его повышенная зольность. Основные загрязнители – оксиды азота, углеводорода и серы. Так, например, летучая зола, содержащая в зависимости от вида топлива такие вредные вещества, как мышьяк, двуокись кремния, оксиды кальция, оксид ванадия, соли натрия, фтористые соединения. При сжигании мазута и газа проблема золоулавливания из дымовых газов отсутствует. Она становится

актуальной при сжигании в топках твердого топлива – каменного и бурого углей и горючих сланцев (табл. 1.1).

Т а б л и ц а 1.1

**Удельные выбросы вредных продуктов сгорания при факельном сжигании органических топлив в энергетических котлах**

Выбросы	Природный газ, г/м <sup>3</sup>	Мазут, кг/т	Уголь, кг/т
Оксиды серы SO <sub>x</sub> (в пересчете на SO <sub>2</sub> )	0,006–0,01	$\square 21 \cdot S^P$	$(17 - 19)S^P$
Оксиды азота NO <sub>x</sub> (в пересчете на NO <sub>2</sub> )	5–11	5–14	4–14
Монооксид углерода CO	0,002–0,005	0,005–0,05	0,1–0,45
Углеводороды	0,016	0,1	0,45–0,1
Водяные пары H <sub>2</sub> O	1000	700	230–360
Диоксид углерода CO <sub>2</sub>	2000	~3000	2200–3000
Летучая зола и шлак	–	$10 \cdot A^P$	$10 \cdot A^P$

П р и м е ч а н и е: S<sup>P</sup> и A<sup>P</sup> – соответственно содержание серы и золы на рабочую массу топлива, %.

В таблице 1.2 представлены реальные и ожидаемые выбросы твердых веществ от различных отраслей промышленности [107]. При этом учитывается, что к 2020 году планируется почти трехкратное увеличение валового внутреннего продукта.

Т а б л и ц а 1.2

**Загрязнение воздушного бассейна твердыми веществами, тыс. т**

	Годы			
	1995	2000	2010	2020
Нефтедобыча	30,1	69	63	69
Газовая промышленность	6,5	5,8	6,8	7
Угольная промышленность	86,4	66	79	106,1
Нефтепереработка	10,8	9,5	10	11
Электроэнергетика	1453	1314	1734	2479

Количество пыли, поступающей ежегодно в атмосферу в результате естественных процессов, составляет около 1000 млн. т, в результате

антропогенных процессов – около 100–200 млн. т. Из-за естественных процессов в атмосферу около 1000 млн. т азота в виде соединений  $N_2O$  и  $NH_3$ ; из-за антропогенных – около 60–70 млн. т. Только по сере естественные и антропогенные поступления близки между собой и находятся на уровне 100–150 млн. т в год [44, 107]. Однако в свободной атмосфере практически не наблюдается накопления пыли, оксидов серы и азота в ощутимых размерах. Это объясняется тем, что время нахождения в атмосфере большинства загрязняющих компонентов не превышает нескольких суток. Такие обстоятельства снижают негативное влияние выбросов ТЭС и воздействие на окружающую среду. Расстояние воздействия ТЭС на прилегающий район оценивается как круг диаметром 20–50 км. Вещества, содержащиеся в дымовых газах, воздействуют на растения, животный мир и людей, а также на строительные конструкции, здания и сооружения. На ТЭС при золоулавливании приходится иметь дело с частицами от 1 мм до 1 мкм. Более мелкие частицы (высокодисперсные аэрозоли) при пылевидном сжигании топлива в продуктах сгорания, как правило, отсутствуют или имеются в очень ограниченном количестве.

Для золоулавливания применяют преимущественно следующие способы, основанные на использовании:

- гравитационных или инерционных сил (осадительные камеры, циклоны);
- молекулярных сил сцепления частиц золы с пленкой воды, каплями или струями (мокрые золоуловители);
- электростатических сил электрического поля (электрофильтры);
- фильтрования через матерчатую перегородку (тканевые фильтры).

### ***Очистка жидкостей***

Кроме того, ощутимо влияние загрязнителей на водоемы и водотоки, особенно серьезное влияние оказывает сброс сточных вод предприятиями ТЭК (табл. 1.3).

Т а б л и ц а 1.3

**Данные об использовании оборотной  
воды в промышленности и энергетике**

Отрасль	Расход воды на охлаждение, %	Водооборот, %	Расход оборотной воды на крупных предприятиях, тыс. м <sup>3</sup> /ч	Температура воды, °С		Вид загрязнений
				нагретой в технологическом оборудовании	охлажденной на градирне	
1	2	3	4	5	6	7
Теплоэнергетическая	96	60	1000	37–45 <sup>1</sup>	30–33	Условно чистая
				35–38 <sup>2</sup>	30–33	То же
				35–40 <sup>3</sup>	25–30	Нефтепродукты
Нефтеперерабатывающая	95	94	100	40–45	25–28	Механические примеси, нефтепродукты
Химическая и нефтехимическая	74–95	64–96	100	40–45	25–30	Органические, минеральные примеси
Черная металлургия	75	93	300 <sup>4</sup>	40–45 <sup>5</sup>	30–35	Механические примеси, нефтепродукты
				35–40 <sup>6</sup>	25–28	То же
Целлюлозно-бумажная	7	65	1	32–35 <sup>7</sup>	25–27	Условно чистая
Предприятия легкой промышленности	–	–	6	35–36	27–28	То же

Примечание: 1 – конденсатор паровых турбин; 2 – воздухоохладители обмоток генераторов; 3 – маслоохладители; 4 – на комбинатах и заводах с полным металлургическим циклом; 5 – холодильники доменных печей; 6 – воздухоохладители и маслоохладители; 7 – конденсаторное оборудование.

Предельно допустимые сбросы в водоемы и выбросы в атмосферу (ПДС, ПДВ) установлены в соответствии с указаниями и правилами [5, 23, 44, 107, 190].

В нефтехимии и нефтепереработке широко применяется разделение суспензий и эмульсий отстаиванием, это процессы обезвоживания и обессоливания нефти, отделение дистиллятов от воды после перегонки с водяным паром, очистки нефтяных топлив от загрязнений (воды, частицы катализатора, продукты коррозии, соединения кремния, кальция, алюминия), очистки сточных вод [21].

При проведении процессов очистки жидкостей от мелкодисперсной фазы используется фильтрация (очистка масел, воды и других технологических жидкостей).

Важное место при проектировании технологических установок занимают гидравлические расчеты трубопроводов и насосов. В эти расчеты входят определение диаметра трубопроводов, гидравлические сопротивления и мощности на перекачку (подачу) жидкостей и газов.

## **1.2. Общие принципы проектирования**

Производство представляет собой сочетание различных химических, физических и механических процессов. Эффективность производств зависит от рациональности выбора последовательности технологических операций (технологии производства) и правильного выбора оборудования (аппаратурного оформления).

Важнейшая задача проектировщика заключается в обоснованной постановке и оптимальном аппаратурно-технологическом оформлении рассматриваемых процессов.

Условия протекания всех процессов во многом зависят от характера движения участвующих в них потоков, т.е. от гидродинамической обстановки. Таким образом, теоретической основой этих процессов являются законы термодинамики и гидромеханики.

Общие принципы расчета и проектирования тепломассообменных процессов состоят в том, что вначале на основе законов сохранения массы и энергии определяются материальные и тепловые потоки. Затем находится движущая сила процесса как мера отклонения рассматриваемой системы от состояния равновесия, рассчитываются основные показатели процесса. Все эти расчеты относятся к статике процесса. Далее рассматривается кинетика процесса, которая существенно зависит от аппаратурного оформления. Определение кинетических характеристик – наиболее сложная и важная

часть проектных расчетов. На завершающей стадии выполняются расчеты основных размеров аппаратов, вспомогательного оборудования и их прочностных характеристик.

### **1.3. Стадии проектирования**

Проектирование технологических установок складывается из трех стадий: составления проектного задания (технического задания), разработки технического проекта и выполнения рабочих чертежей. В некоторых случаях стадии проектирования могут совмещаться.

Проектное задание включает в сокращенном виде исходный материал для проектирования, например, техническое задание, содержащее принципиальные требования и пожелания к проекту, основные технологические чертежи, исходные условия и материалы для проектирования (географическая привязка, сырьевая база, источники энергии).

В соответствии с проектным заданием проектируемый объект должен отвечать определенным технологическим и экономическим требованиям. По технологическим требованиям объект должен полностью соответствовать рабочим чертежам и техническим условиям выпуска заданной продукции. По экономическим требованиям сооружение объекта должно вестись с минимальными затратами труда и с минимальными издержками производства. Проектное задание получается наиболее полноценным, если в его составлении принимают участие специалисты, хорошо знакомые с современными аналогичными объектами и с общим направлением проектирования.

Задача проектирования технологических объектов характеризуется многовариантностью возможных решений. Из нескольких возможных вариантов выполнения проектного задания, равноценных с позиций технических требований, выбирается наиболее эффективный и рентабельный.

В техническом проекте дается окончательное техническое решение вопросов, поставленных в проектном задании, включающее основные элементы [18, 20, 134]:

1. Принципиальные схемы технологического процесса, основные исходные технологические и энергетические параметры и схемы управления, контроля и автоматизации объекта;
2. Чертежи общих видов основных технологических агрегатов и нестандартного вспомогательного оборудования;

3. Компонировочные и строительные чертежи с необходимым количеством планов на различных отметках по высоте здания;
4. Развернутые схемы энерго-, водо- и газоснабжения;
5. Спецификации на все серийное и стандартное вспомогательное оборудование, контрольно-измерительные приборы и элементы схемы автоматизации и защиты;
6. Перечень особых требований по технике безопасности, противопожарной, грозовой, паводковой и других видов защиты объекта;
7. Сметы на оборудование, монтаж и наладку;
8. Сметы на пробную эксплуатацию смонтированного оборудования;
9. Пояснительную записку.

На основании технического проекта заказывают основное и вспомогательное оборудование, приборы контроля и автоматического регулирования и определяют объем затрат на реализацию проекта. После рассмотрения специалистами и утверждения проекта приступают к выполнению рабочих чертежей и к составлению спецификации на строительные материалы, трубы, арматуру, кабели, монтажное оборудование и инструменты, вспомогательные материалы и средства механизации.

Комплект рабочих чертежей состоит из следующих частей:

1. Чертежей транспортных, энергетических и канализационных коммуникаций;
2. Строительных и монтажных чертежей;
3. Чертежей основного оборудования в сборе со всеми коммуникационными трубопроводами, лестницами и площадками обслуживания;
4. Чертежей узлов и отдельных элементов оборудования;
5. Чертежей монтажно-коммуникационных схем щитов, пультов управления и установки приборов контроля и регулирования;
6. Чертежей различных специальных конструкций.

При изготовлении рабочих чертежей следует широко применять разработанные проектными организациями типовые чертежи и только в виде исключения выполнять специальные рабочие чертежи. В ряде случаев при наличии опытного монтажного персонала объем рабочих чертежей можно существенно сократить.

#### **1.4. Этапы проектирования**

Существуют следующие этапы проектирования (САПР) нового объекта (рис. 1.1):



Рис. 1.1. Разработка и изготовление промышленного объекта

1. Техническое задание – начало проектирования.
2. Научно-исследовательская работа (НИР) – проведение расчетов, работа с литературой, архивами и выбор технических решений по объекту проектирования.
3. Эскизное проектирование – определение внешних ограничений, выбор методов, расчеты, эскизные чертежи.
4. Рабочее проектирование – разработка рабочих чертежей и полного комплекта документации по объекту.
5. Технологическая подготовка производства.
6. Изготовление – разработка графиков и запуск производства.
7. Техническое обслуживание.

Порядок выполнения этих видов деятельности не имеет значения, так как на практике они следуют в произвольной последовательности. САПР



находит применение в большей мере там, где существуют единообразные виды деятельности. САПР использует ЭВМ для облегчения работы проектировщика.

Современный уровень программных и технических средств электронной вычислительной техники позволяет перейти от традиционных, ручных методов конструирования к новым информационным технологиям с использованием ЭВМ, создавать системы автоматизации разработки и выполнения конструкторской документации (АКД), удовлетворяющие стандартам ЕСКД как по качеству исполнения документов, так и по соблюдению требований стандартов.

### **1.5. Проблема масштабного перехода**

Актуальной и сложной задачей в различных отраслях промышленности являются проектирование новых и реконструкция действующих аппаратов газо – и водоочистки, а также массо- и теплообменных аппаратов большой единичной мощности. Значительную часть массообменных аппаратов составляют колонны для разделения многокомпонентных смесей в системах газ (пар) – жидкость и жидкость – жидкость. При этом одной из основных проблем является снижение эффективности процессов разделения смесей в промышленных массообменных колоннах при увеличении их размеров, что получило название «масштабного эффекта» [207]. Установлено, что масштабный эффект имеет гидродинамическую природу и обусловлен увеличением неравномерности распределения фаз и полевых переменных на промышленном контактном устройстве по сравнению с его лабораторным макетом. Так, например, эффективность колпачковых и клапанных тарелок уменьшается примерно в два раза при увеличении их диаметра от одного до 3–4 метров.

Изучение масштабных эффектов показало, что они могут быть обусловлены неравномерностями следующих четырех типов [207]:

1. Входными – неоднородностями распределения потоков газа и жидкости на входе контактного устройства;
2. Вызванными внутренними закономерностями двухфазного течения;
3. Вызванными дефектами монтажа;
4. Обусловленными дефектами конструкции.

Роль каждого из этих факторов существенно зависит от типа аппарата. Так, например, в тарельчатых колоннах с перекрестным движением фаз возникают как продольная, так и поперечная неравномерности в объемах газа и жидкости (рис. 1.2, 1.3).

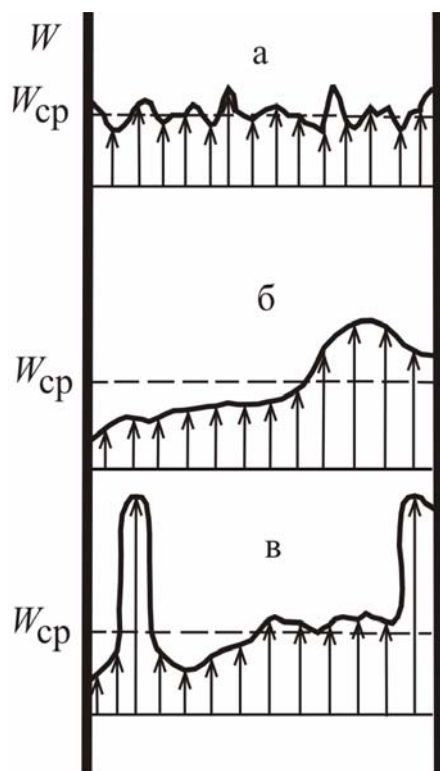


Рис. 1.2. Некоторые виды неравномерности распределения скоростей:  
*а* – случайные неоднородности;  
*б* – существенные поперечные неравномерности;  
*в* – каналобразование

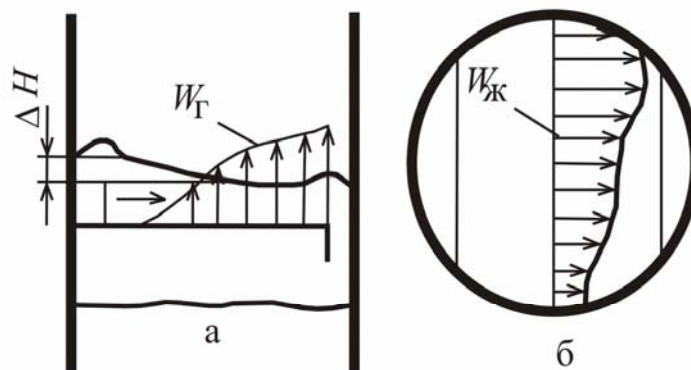


Рис. 1.3. Неравномерность работы тарелок с перекрестным движением фаз:  
*а* – неравномерность по газу, обусловленная продольной неравномерностью по жидкости (градиентом уровня жидкости  $\Delta H$ );  
*б* – поперечная неравномерность по жидкости (дефекты монтажа или конструкции)

Как правило, подобные неравномерности невозможно установить на физической модели небольшого диаметра, поэтому эти недостатки обнаруживаются и устраняются только путем промышленного испытания или гидродинамического моделирования контактных устройств на стендах промышленного размера

Применение метода гидродинамического моделирования связано с исследованием гидродинамики потока в аппаратах натурального диаметра, но меньшей высоты [207]. Этот метод предполагает проведение исследования эффективности и выбор конструкции контактного устройства в два этапа, исключая все промежуточные: на лабораторном аппарате и гидродинамическом стенде. Основные недостатки такого подхода заключаются в необходимости построения модели натурального масштаба и

сложности проведения гидродинамических исследований, и, что особенно ограничивает широкое использование данного метода, – это невозможность анализа множества вариантов и выбора оптимальной конструкции аппарата.

### **1.6. Подходы к конструированию промышленных аппаратов**

Конструирование промышленных аппаратов в первую очередь связано с определением эффективности разделения смесей и теплообмена на контактных устройствах. В большинстве случаев эти задачи имеют полуэмпирический характер решения, который ограничен определенным интервалом работы и заданной конструкцией контактного устройства. Известно, что существенную роль в эффективности массообменного процесса играет структура потоков в аппарате. Как видно из многочисленных исследований и промышленной практики, при увеличении размера аппарата (например, с барботажными тарелками или насадкой) структура потоков значительно меняется, появляется большое число застойных зон, усиливается обратное перемешивание, снижается движущая сила процесса, это вызывает падение эффективности массообмена [48, 76, 94, 105, 207].

Как известно, эффективность разделения смеси зависит от структуры потоков сплошной и дисперсной фаз на КУ, интенсивности тепло- и массообмена и площади межфазной поверхности. Для определения эффективности КУ в зависимости от принятой структуры потоков в аппарате используются модели:

1. Идеального смешения для обеих фаз.
2. Идеального смешения для сплошной и вытеснения для дисперсной фазы.
3. Идеального вытеснения для сплошной фазы и идеального смешения для дисперсной.
4. Ячеечная для сплошной и дисперсной фаз.
5. Диффузионная модель для одной из фаз и т.д.

Из вышеперечисленных моделей могут создаваться комбинированные модели, осложненные байпасом и рециклом. При этом число параметров, определяемых экспериментальным путем увеличивается.

Таковыми параметрами являются: число ячеек полного перемешивания, коэффициент продольного (обратного) перемешивания, коэффициенты рецикла и байпаса. Эти параметры зависят как от режима работы аппарата, так и от его масштаба и конструкции. Актуальной является задача создания математической модели процессов переноса импульса, массы и тепла с минимальным привлечением экспериментальных данных.

При разработке новых или совершенствовании действующих промышленных аппаратов могут использоваться как априорные, так и структурно-конструктивные подходы.

Для физико-химических систем (ФХС), созданных на априорной основе, характерно, как правило, сильное взаимодействие определяющих явлений, невыраженность механизмов их протекания, неопределенность связей между ними и масштабом аппарата. Такая невыраженность структуры системы является главным препятствием моделирования их на основе теории подобия, ограничивая области ее применения локальными актами массопередачи и простыми явлениями. В то же время в других областях техники постулируется возможность использования теории подобия для моделирования сложных систем.

Используется подход, который получил название гидродинамического моделирования [207], и заключается в исследовании гидродинамики потока в промышленном аппарате натурального диаметра, но меньшей высоты. При этом по возможности устраняются неоднородности, которые появляются вследствие увеличения размера контактного устройства. На основе выполненных гидравлических исследований расчет эффективности массопередачи можно выполнить по математическим моделям, приведенным в работах [76, 130, 131]. При этом можно уточнить влияние тех или иных факторов (масштабных эффектов) на эффективность разделения смеси без привлечения экспериментальных данных по массообмену.

### **1.7. Сопряженное физическое и математическое моделирование при проектировании аппаратов**

Перспективным представляется направление совершенствования процедуры освоения априорных конструкций аппаратов, связанное с упрощением их структуры и сведением задачи моделирования ограниченного числа определяющих явлений или их совокупности.

Подход, позволяющий выполнить переход от математического описания процессов на макете контактного устройства к промышленному аппарату, получил название сопряженного физического и математического моделирования [76].

Объединив методы физического и математического моделирования, появилась методология, позволяющая исключить недостатки в существующей системе проектирования промышленных аппаратов. Такая концепция названа «сопряженным физическим и математическим моделированием» [76]. (Слово «сопряжение» служит не для

терминологической связи двух методов, а накладывает определенные требования на способ их применения).

Сделан вывод, что оптимальный способ проектирования промышленных аппаратов, сокращающий затраты, сроки разработки и внедрения, возможен только на пути отказа от промежуточных этапов исследования. Отработку конструкции, исходя из требования технического задания, целесообразно проводить на лабораторных макетах, а для масштабного перехода к промышленному аппарату использовать методы математического моделирования с использованием фундаментальных законов сохранения.

Концепция данного метода основана на представлении процессов, происходящих в промышленном аппарате, в виде иерархической системы взаимодействующих между собой элементарных явлений, что дает возможность исследовать эти явления на макете, а затем при масштабном переходе определить параметры модели вариационным методом с использованием локального потенциала на основе удовлетворения законам сохранения. При этом совсем необязательно сохраняться подобие макета и промышленного аппарата [76].

Согласно системному анализу, позволившему сформулировать принцип иерархического существования явлений в промышленном аппарате, явления различных масштабов могут быть рассмотрены независимо, а затем учтено их взаимодействие. Этот подход привел к значительным упрощениям при построении математических моделей сложных химико-технологических объектов.

Исследование и описание полей в характерной области рабочей зоны аппарата могут проводиться независимо от других областей вне аппарата на ее физической модели. На основе эксперимента устанавливаются базисные функции, которые описывают поля с заданной точностью. При масштабном переходе к промышленному аппарату конструктивные и режимные возмущения в определенном интервале их значений не изменяют структуру базисных функций, а влияют лишь на ее параметры. Подстройка параметров базисных функций, описывающих физические поля для заданного интервала режимных и конструктивных возмущений в промышленном аппарате, выполняется на основе удовлетворения законам сохранения импульса, массы и энергии. Решение этой задачи осуществляется вариационным методом, учитывающим краевые условия различного вида. Вариационный метод заключается в построении функционала, минимизация которого приводит к уравнениям Эйлера - Лагранжа, совпадающим с законами сохранения импульса, массы и энергии.

Математическое описание характерной области имеет структуру базисной функции только для таких конструктивных и режимных возмущений, при которых отклонение значения функции от точного решения уравнений балансов не превышает заданную погрешность. Эта погрешность обычно находится в пределах погрешности экспериментальных исследований физической модели. В области возмущений, где отклонение превышает допустимую погрешность, структура базисной функции не сохраняется. В этом случае для описания процесса необходимо выбрать конкурирующую базисную функцию, параметры которой обеспечивают минимальное значение функционала и, следовательно, удовлетворяют уравнениям баланса.

Таким образом, метод сопряженного физического и математического моделирования позволяет установить распределение полей скоростей, концентраций и температур в рабочей зоне промышленного аппарата на основе базисных функций элементарных областей, полученных на макете с известной погрешностью.

При проектировании новых аппаратов, когда экспериментальные данные по физическим полям в характерных областях отсутствуют, базисные функции можно выбрать путем решения системы уравнений Эйлера - Лагранжа, записанных для характерных областей макета.

Разработанные методы позволяют на основе банка базисных функций характерных областей осуществлять в автоматизированном режиме с помощью ЭВМ построение математической модели процесса в промышленном аппарате, выбор его оптимальной конструкции и режима работы без идентификации параметров на пилотных и промышленных образцах.

## ГЛАВА 2

### ОСНОВНЫЕ ФИЗИЧЕСКИЕ ВЕЛИЧИНЫ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ В ГИДРАВЛИКЕ

При расчете промышленных аппаратов и энергетических установок приходится применять различные физические величины и пользоваться данными о физических свойствах веществ. Поэтому в данной главе приведены основные сведения о физических свойствах жидкостей, газов и различных смесей. Рассмотрены основные характеристики движения потоков и критерии подобия [13, 74, 75, 89, 106, 117, 177, 201, 212, 216].

#### 2.1. Физические свойства жидкостей и смесей

В гидравлике принято объединять жидкости, газы и пары под единым наименованием – *жидкости*. Это объясняется тем, что законы движения жидкостей и газов (паров) практически одинаковы, если их скорости значительно ниже скорости звука. В связи с этим жидкостями будут называться все вещества, обладающие текучестью при приложении к ним самых незначительных сил сдвига.

Общие законы равновесия и движения жидкостей выражаются в виде дифференциальных уравнений, полученных на основе рассмотрения жидкости как сплошной однородной среды. При выводе основных закономерностей в гидравлике вводятся понятие о гипотетической *идеальной* жидкости, которая, в отличие от *реальной* (*вязкой*) жидкости, абсолютно несжимаема под действием давления, не изменяет плотности при изменении температуры и не обладает вязкостью.

Реальные жидкости делятся на капельные и упругие (газы и пары). *Капельные* жидкости практически несжимаемы и обладают очень малым коэффициентом объемного расширения. Объем газов и паров сильно изменяется при изменении температуры или давления.

#### *Плотность и удельный вес*

Масса единицы объема жидкости называется *плотностью* и обозначается через  $\rho$  [кг/м<sup>3</sup>]:

$$\rho = \frac{m}{V}, \quad (2.1.1)$$

где  $m$  – масса жидкости, кг;  $V$  – объем жидкости, м<sup>3</sup>.

В интервале температур от 0 °С до 100 °С плотность воды с достаточной для технических расчетов точностью можно считать равной  $\rho_{\text{в}}=1000 \text{ кг/м}^3$ ; плотность нефти при 20 °С – 790–950 кг/м<sup>3</sup>; керосина при 38 °С – 790 кг/м<sup>3</sup>; ртути при 20 °С – 13500 кг/м<sup>3</sup>.

Очевидны соотношения

$$1 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} = 1 \frac{\text{г}}{\text{л}} = 10^{-3} \frac{\text{г}}{\text{см}^3},$$

$$1 \frac{\text{т}}{\text{м}^3} = 1 \frac{\text{кг}}{\text{дм}^3} = 1 \frac{\text{г}}{\text{см}^3}.$$

Вес единицы объема жидкости называется *удельным весом* и обозначается  $\gamma$  [Н/м<sup>3</sup>]:

$$\gamma = \frac{G}{V}, \quad (2.1.2)$$

где  $G$  – вес жидкости, Н.

Соотношение между единицами

$$1 \frac{\text{Н}}{\text{м}^3} = 0,1 \frac{\text{дин}}{\text{см}^3}.$$

Масса и вес связаны между собой соотношением

$$m = \frac{G}{g},$$

где  $g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>.

Подставив это значение  $m$  в зависимость (2.1.1), с учетом выражения (2.1.2) следует соотношение между удельным весом и плотностью:

$$\gamma = \rho g. \quad (2.1.3)$$



Плотность и удельный вес капельных жидкостей значительно выше, чем соответствующие характеристики упругих жидкостей (газов) и сравнительно мало изменяются под действием давления или при изменении температуры. Плотность газов с большей или меньшей степенью точности может быть рассчитана на основе уравнения состояния для идеальных газов:

$$pV = \frac{m}{M}RT, \quad (2.1.4)$$

где  $p$  – давление, н/м<sup>2</sup>;  $T$  – температура, °К;  $M$  – масса 1 кмоль газа, кг/кмоль;  $R$  – универсальная газовая постоянная, равная 8314 Дж/(кмоль·град).

Плотность газа может быть вычислена из уравнения Клайперона:

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T P_0} = \frac{M}{22,4} \frac{273 p}{T P_0}, \quad (2.1.5)$$

где  $\rho_0 = \frac{M}{22,4}$ , кг/м<sup>3</sup> – плотность газа при нормальных условиях;  $M$  – молярная масса газа, кг/кмоль;  $T$  – температура, К.

Из уравнения (2.1.4) следует, что

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{pM}{RT}. \quad (2.1.6)$$

В табл. 2.1 даны плотности некоторых жидкостей и водных растворов, а в табл. 2.2 – плотности газов.

Т а б л и ц а 2.1

### Плотность жидких веществ и водных растворов

Вещество	Плотность, кг/м <sup>3</sup> при $t$ °(С)							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Азотная кислота								
50 %	–	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
100 %	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338

Продолжение т а б л и ц ы 2.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	–	900	879	858	836	815	793	769
Вода	–	1000	998	992	983	972	958	943
Изопропиловый спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Метиловый спирт 40 %	–	946	935	924	913	902	891	880
100 %	828	810	792	774	756	736	714	
Сероуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота 50 %	–	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
100 %	–	1072	1048	1027	1004	981	958	922
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Четыреххлористый углерод	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт	823	806	789	772	754	735	716	693

Т а б л и ц а 2.2

## Плотность сухого газа при 0 °С и 1 ата

Газы	Химическая формула	Плотность $\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	Относительный удельный вес (уд.вес воздуха равен 1,0)
1	2	3	4
Азот	N <sub>2</sub>	1,2507	0,9672
Аммиак	NH <sub>3</sub>	0,7710	0,5962
Ацетилен	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	1,1710	0,9056
Воздух	–	1,2930	1,0000

Продолжение т а б л и ц ы 2.2

1	2	3	4
Водород	H <sub>2</sub>	0,0899	0,6450
Водяной пар	H <sub>2</sub> O	0,8040	0,6218
Закись азота	N <sub>2</sub> O	1,9780	1,5297
Кислород	O <sub>2</sub>	1,4290	1,1051
Метан	CH <sub>4</sub>	0,7170	0,5545
Окись азота	NO	1,3400	1,0363
Окись углерода	CO	1,2500	0,9667
Сероводород	H <sub>2</sub> S	1,5390	1,1902
Двуокись серы	SO <sub>2</sub>	2,9270	2,2637
Углекислый газ	CO <sub>2</sub>	1,9760	1,5282
Хлор	Cl <sub>2</sub>	3,2170	2,4880
Хлористый метил	CH <sub>3</sub> Cl	2,3080	1,7772
Этан	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,3570	1,0486
Этилен	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,2610	0,9752

Объем, занимаемый единицей массы газа, или величина, обратная плотности, называется *удельным объемом* и обозначается через  $\nu$  (м<sup>3</sup>/кг):

$$\nu = \frac{V}{m} = \frac{1}{\rho} = \frac{RT}{pM}. \quad (2.1.7)$$

Соотношение в различных единицах:

$$1 \frac{\text{дм}^3}{\text{кг}} = 1 \frac{\text{см}^3}{\text{г}} = 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{кг}}.$$

Плотность смеси жидкостей, при смешении которых не происходит существенных физико-химических изменений, приближенно можно рассчитать, принимая, что объем смеси равен сумме объемов компонентов:

$$\frac{1}{\rho_{\text{см}}} = \frac{\bar{x}_1}{\rho_1} + \frac{\bar{x}_2}{\rho_2} + \dots, \quad (2.1.8)$$

где  $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots$  – массовые доли компонентов смеси;  $\rho_{\text{см}}, \rho_1, \rho_2, \dots$  – плотности смеси и ее компонентов.

Для бинарной смеси используется формула

$$\rho_{\text{см}} = \frac{\rho_1 \rho_2}{x_1 \rho_1 + (1 - x_1) \rho_2}. \quad (2.1.9)$$

Плотность суспензии:

$$\frac{1}{\rho_{\text{с}}} = \frac{\bar{x}}{\rho_{\text{т}}} + \frac{1 - \bar{x}}{\rho_{\text{ж}}}, \quad (2.1.10)$$

где  $\bar{x}$  – массовая доля твердой фазы в суспензии;  $\rho_{\text{т}}, \rho_{\text{ж}}$  – плотности твердой и жидкой фаз.

Выражение (2.1.10) также записывают

$$\rho_{\text{с}} = \frac{100}{\frac{x}{\rho_{\text{т}}} + \frac{100 - x}{\rho_{\text{ж}}}},$$

где  $x$  – содержание дисперсной фазы (% по массе) в суспензии.

В системах твердая фаза – сплошная среда используется понятие агрегатной плотности частиц:

$$\rho_{\text{а}} = \lim_{V_{\text{ч}} \rightarrow \infty} |M_{\text{ч}} / V_{\text{ч}}|, \quad (2.1.11)$$

где  $M_{\text{ч}}$  – масса частиц, кг;  $V_{\text{ч}}$  – занимаемый объем частицами, м<sup>3</sup> с учетом имеющихся в частицах пор.

Плотность частиц и агрегатная плотность связаны следующей зависимостью:

$$\rho_{\text{а}} = \rho_{\text{ч}}(1 - V_{\text{п}}),$$

где  $V_n$  – относительный объем замкнутых пор, в долях единицы объема частицы,  $V_n = V/V_{\text{ч}}$ ;  $V$  – объем материала частицы,  $\text{м}^3$ .

Например, для твердого шлака отношение  $\rho_{\text{ч}}/\rho_{\text{а}}$  составляет 1,03-1,3; для жидкого 1,01-1,1. Для частиц золы, особенно тонких фракций, можно принимать  $\rho_{\text{ч}} \approx \rho_{\text{а}}$ .

Средняя агрегатная плотность  $\bar{\rho}_{\text{а}}$  представляет собой отношение массы всех частиц в пробе  $\sum M$  к их объему  $\sum V$ :

$$\bar{\rho}_{\text{а}} = \sum M / \sum V. \quad (2.1.12)$$

Например, агрегатная плотность угля зависит от месторождения и находится в пределах  $\bar{\rho}_{\text{а}} = 2000 - 2800$ , агрегатная плотность твердого шлака  $\bar{\rho}_{\text{а}} = 1800 - 2800$ , жидкого шлака  $\bar{\rho}_{\text{а}} = 2500 - 3000$ , торфа  $\bar{\rho}_{\text{а}} = 2350 - 3400$ .

Плотность смеси газов

$$\rho_{\text{см}} = y_1\rho_1 + y_2\rho_2 + \dots, \quad (2.1.13)$$

где  $y_i$  – объемные доли компонентов газовой смеси.

Плотность влажных газов:

$$\rho_{\text{вл}} = (1 + x) \left( \frac{1}{\rho_{\text{сух}}} + \frac{x}{0,804} \right)^{-1}, \quad (2.1.14)$$

где  $x$  – абсолютное влагосодержание кг/кг сухого газа; 0,804 – плотность водяных паров при нормальных условиях,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

### ***Относительная молекулярная масса (молекулярная масса)***

Относительной молекулярной массой вещества  $M_r$  называется отношение массы молекулы  $m_0$  этого вещества в 1/12 массы атома углерода  $m_c$ :

$$M_r = \frac{m_0}{1/12m_c}. \quad (2.1.15)$$

Из определения относительной молекулярной массы видно, что  $M_r$  – величина безразмерная.

### *Молярная масса*

Масса вещества, взятого в количестве одного моля, называется молярной массой, т.е.

$$M = m_0 N_A. \quad (2.1.16)$$

Согласно (2.1.15)  $m_0 = M_r / 12 m_c$ .

Следовательно,

$$M = M_r / 12 m_c N_A = 10^{-3} M_r \text{ [кг/моль]} = M_r \text{ [г/моль]}.$$

Итак, молярная масса вещества численно совпадает с относительной молекулярной массой, но является безразмерной величиной. Размерность молярной массы

$$M N^{-1},$$

где  $N$  – количество вещества.

Масса  $m$  любого количества вещества можно найти, зная массу одной частицы  $m_0$  и число частиц  $Z$  в данном веществе или зная молярную массу  $M$  и количество вещества  $N$ :

$$m = m_0 Z = m_0 N N_A = M N. \quad (2.1.17)$$

Молекулярная масса некоторых газов дана в табл. 2.5 (стр. 37-38).

Когда говорится о молекулярной массе таких сложных систем, как нефть, нефтяные фракции и нефтепродукты (бензин, лигроин и т.д.), то подразумевается их средняя молекулярная масса. Для ее расчета пользуются уравнениями Войнова:

– для расчета средней молекулярной массы нормальных парафиновых углеводородов и узких нефтяных фракций парафинового основания

$$M = 52,63 - 0,246T + 0,001T^2; \quad (2.1.18)$$

– для расчета средней молекулярной массы нефтяной фракции как функции характеризующего фактора

$$M = (40,28K - 411,6) + (2,0977 - 0,2038K)T + (0,0003K - 0,00245)T^2; \quad (2.1.19)$$

– для ароматических углеводородов

$$M = -8,8 + 0,06T + 0,00055T^2, \quad (2.1.20)$$

где  $T = \sum x'_i T_i$  – средняя мольная температура кипения;  $x'_i$  – мольная доля, кмоль/кмоль.

Средние арифметические температуры  $T_i$  кипения узких фракций принимают равными

$$T_i = (T_H + T_K) / 2. \quad (2.1.21)$$

Для нормальных парафиновых углеводородов пользуются уравнением Эдвина-Кокса

$$\lg T_{\text{кип}} = 1,07575 + 0,949 \lg M - 0,101 (\lg M)^2. \quad (2.1.22)$$

В формуле (2.1.19)  $K$  – характеризующий фактор, показывающий степень «парафинистости» нефтепродукта, определяется по формуле

$$K = 1,216 \sqrt[3]{T} / \rho_{288}, \quad (2.1.23)$$

где  $\rho_{288}$  – плотность вещества при  $T = 288$  К.

Средняя молекулярная масса смеси известного состава рассчитывается по формуле

$$M = \sum_1^n M_i x'_i. \quad (2.1.24)$$

Ниже даны примерные значения средних молекулярных масс некоторых нефтепродуктов:

Нефть	210–250
Бензин	95–120
Керосин	185–200
Дизельное топлива, газойль	210–240
Мазут	350–400

### ***Молярный объем***

Объем вещества, приходящийся на один моль, называется молярным объемом.

Единица молярного объема в СИ – кубический метр на моль ( $\text{м}^3/\text{моль}$ ).

Молярный объем при нормальных условиях, т.е. при  $0^\circ\text{C}$  и давлении 1 атм, равен  $22,41 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{моль}$  и называется нормальным объемом.

### ***Коэффициент температурного расширения***

Коэффициент температурного расширения жидкости  $\beta_t (k^{-1})$ , выражающий изменение ее объема при повышении или понижении температуры на 1 К, обычно очень мал.

При определении  $\beta_t$  по таблицам физических свойств жидкостей в интервале температур  $0 \dots 100^\circ\text{C}$  имеем: для воды  $\beta_t = 2,08 \cdot 10^{-4}$ , для этанола  $\beta_t = 11 \cdot 10^{-4}$ , для этилового эфира  $\beta_t = 16,6 \cdot 10^{-4}$ .

Для газов  $\beta_t = \frac{1}{T} K^{-1}$ .

### ***Коэффициент объемного сжатия***

Коэффициент объемного сжатия жидкости  $\beta_V$ , выражающий уменьшение ее объема при повышении давления на 1 Па, имеет небольшую величину при низких давлениях. В области высоких давлений  $\beta_V$  становится заметной величиной. При давлении  $10^8$  Па и температуре  $t = 20^\circ\text{C}$  вода уменьшается в объеме на 20,9 %, метанол – на 24,4 %.

### ***Вязкость***

При движении реальной жидкости в ней возникают силы внутреннего трения, оказывающие сопротивление движению. Эти силы действуют между



соседними слоями жидкости, перемещающимися друг относительно друга. Свойство жидкости оказывать сопротивление усилиям, вызывающим относительное перемещение ее частиц, называется *вязкостью*.

Опыт показывает, что касательная сила  $T$ , которую надо приложить для сдвига, тем больше, чем больше *градиент скорости*  $\frac{dw}{dn}$ , характеризующий изменение скорости, приходящееся на единицу расстояния по нормали между слоями. Кроме того, сила  $T$  пропорциональна площади соприкосновения  $S$  слоев. Следовательно,

$$T = \mu S \frac{dw}{dn}, \quad (2.1.25)$$

где  $\mu$  – коэффициент пропорциональности.

Возникающая внутри жидкости сила сопротивления равна приложенной силе  $T$  и направлена в противоположную сторону. Отношение этой силы к поверхности соприкосновения слоев обозначают через  $\tau_w$  и называют *напряжением внутреннего трения*, а также *напряжением сдвига* или *касательным напряжением*. Соответственно уравнение (2.2.25) принимает вид:

$$\tau_w = -\mu \frac{dw}{dn}. \quad (2.1.26)$$

В форме уравнения (2.1.26) обычно выражают *закон внутреннего трения Ньютона*, согласно которому *напряжение внутреннего трения, возникающее между слоями жидкости при ее течении, прямо пропорционально градиенту скорости*.

Знак минус в правой части уравнения (2.1.26) указывает на то, что касательное напряжение тормозит слой, движущийся с относительно большей скоростью. Поскольку в каждой плоскости соприкосновения двух соседних слоев всегда действуют две противоположно направленные силы (одна из них приложена к нижерасположенному, а другая – к вышерасположенному слою), вопрос выбора соответствующего знака является в известной мере условным.

Коэффициент пропорциональности  $\mu$  в уравнениях (2.1.25) и (2.1.26) называется *динамическим коэффициентом вязкости*, *динамической вязкостью* или просто *вязкостью* [Па·с]. Распространенной единицей измерения вязкости является сантипуаз (сПз):  $1 \text{ сПз} = 10^{-3} \text{ Н} \cdot \text{сек} / \text{м}^2 \text{ (Па} \cdot \text{с)}$ .

Соотношения между единицами измерения:

$$1 \text{ сПз} = \frac{1}{9810} \frac{\text{кг} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

В таблице 2.3 даны коэффициенты вязкостей некоторых жидкостей и водных растворов, а в таблице 2.4 – вязкость паров.

В жидкости основной причиной воздействия одного слоя на другой (т.е. переноса количества движения) является взаимодействие молекул, расположенных по разные стороны границы между слоями, а не перенос молекул через эту границу. Обычно считают, что в жидкости непрерывно образуются и разрушаются при относительном скольжении слоев квазикристаллические структуры, а силы, необходимые для их разрушения, и обуславливают вязкость. Естественно, с увеличением температуры молекулы жидкости становятся более подвижными, и разрушение структур происходит при меньших значениях сдвигающих сил. Таким образом, динамический коэффициент вязкости жидкости с увеличением температуры уменьшается.

Например, вязкость воды при  $20^\circ\text{C}$   $\mu = 0,001 \text{ Па} \cdot \text{с}$ ; при  $80^\circ\text{C}$   $\mu = 0,000356 \text{ Па} \cdot \text{с}$ .

Вязкость оказывает существенное влияние на режимы течения жидкостей и на сопротивления, возникающие при их движении. Поэтому интенсификация многих гидродинамических, а также тепловых и массообменных процессов часто достигается при уменьшении вязкости среды, например, путем повышения температуры капельных жидкостей.

Иногда вязкость жидкостей характеризуют кинематическим коэффициентом вязкости, или кинематической вязкостью  $[\text{м}^2/\text{с}]$

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{\mu g}{\gamma}. \quad (2.1.27)$$

До 1980 г. допускалось использование единицы кинематической вязкости, называемой стоксом – Ст ( $\text{м}^2/\text{с}$ ) и сантистоксом – сСт ( $\text{мм}^2/\text{с}$ ).

Соотношение между единицами:

$$1 \text{ сСт} = 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$1 \text{ Ст} = 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$1 \text{ м}^2/\text{ч} = 277,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Вязкость жидких веществ и водных растворов

Вещество	Вязкость, сПз при $t^{\circ}\text{C}$											
	-20	-10	0	10	20	30	40	50	60	80	100	120
Азотная кислота	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	0,31
Аммиак жидкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	–	–	–
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15
Бензол	–	–	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219
Вода	–	–	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Изопропиловый спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Метиловый спирт	1,16	0,97	0,871	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21
Сероуглерод	0,556	0,488	0,433	0,396	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17
Толуол	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,381	0,319	0,271	0,231
Уксусная кислота	–	–	–	–	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37
Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Четыреххлористый углерод	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323
Этилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Этиловый спирт	0,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248

Примечание: 1 сПз=1·10<sup>-3</sup> Па·с.

Вязкость  $\mu$  (сПз) пара

Вещество	Температура, °С									
	0	100	200	300	400	500	600	700	800	
Аммиак	0,0091	0,0128	0,0165	0,0199	0,0234	0,0264	0,0293	0,0321	0,0348	
Ацетон	0,0069	0,0094	0,0121	0,0147	0,0174	0,02	0,0228	–	–	
Бензол	0,007	0,0092	0,0121	0,0146	0,0172	0,0198	0,0233	–	–	
Водяной пар	0,0085	0,0123	0,0161	0,0198	0,0232	0,0266	0,0299	0,0331	0,0361	
Изопропиловый спирт	0,0072	0,0099	0,0124	0,0176	0,0202	–	–	–	–	
Метиловый спирт	0,0088	0,0123	0,0157	0,0191	0,0226	0,0261	0,0296	–	–	
Сероуглерод	0,009	0,0127	0,0162	0,0198	0,0235	0,0271	0,0312	0,0348	0,0389	
Толуол	0,0066	0,0089	0,011	0,0132	0,0154	0,0175	0,0196	–	–	
Уксусная кислота	0,00725	0,0104	0,0135	0,0165	0,02	0,0232	0,0265	0,03	0,0332	
Хлороформ	0,00104	0,0132	0,016	0,0185	0,0215	0,0235	0,0265	0,0288	0,0315	
Четыреххлористый углерод	0,0092	0,0123	0,0153	0,0182	0,0212	0,024	0,0269	–	–	
Этилацетат	0,0092	0,0101	0,0125	0,015	0,0173	0,0200	0,022	0,0244	0,0265	
Этиловый спирт	0,0079	0,0108	0,0137	0,0167	0,0197	0,0226	0,0257	–	–	

Примечание: 1 сПз=1·10<sup>-3</sup> Па·с.

Вязкость капельных жидкостей значительно снижается с возрастанием температуры. Вязкость газов, наоборот, увеличивается с ее повышением. При умеренном давлении вязкость газов практически от него не зависит, однако, начиная с некоторого давления, возрастает при его увеличении.

Динамическую вязкость газов при умеренном или низком давлении можно вычислить приближенно по формуле

$$\mu = 6,3 \cdot 10^{-4} \frac{M^{1/2} p_{кр}^{2/3} T_{прив}^{3/2}}{T_{кр}^{1/6} T_{прив} + 0,8}, \quad (2.1.28)$$

где  $\mu$  – динамическая вязкость, сПз;  $M$  – молекулярный вес;  $T$  – температура, °К;  $p_{кр}$  – критическое давление, атм;  $T_{кр}$  – критическая температура, °К;  $T_{прив} = T/T_{кр}$  – приведенная температура. Влияние температуры на вязкость газов (при низком или умеренном давлении) можно оценить следующим образом:

– если известна вязкость, по крайней мере, при двух температурах, то строят график зависимости  $T^{3/2}/\mu$  от  $T$  и производят линейную экстраполяцию или интерполяцию;

– если известна вязкость только при одной температуре, можно использовать уравнение (2.2.28), приведенное к виду

$$\mu = \mu_1 \left( \frac{T_{прив.}}{T_{прив., 1}} \right)^{3/2} \frac{T_{прив., 1} + 0,8}{T_{прив.} + 0,8}, \quad (2.1.29)$$

где  $\mu_1$  – вязкость при приведенной температуре  $T_{прив., 1}$ . При нормальной и повышенной температуре или при низком и умеренном давлении влиянием давления на вязкость газов можно практически пренебречь.

Вязкость смеси газов можно вычислить по формуле

$$\frac{M_{ср}}{\mu_{ср}} = \sum \frac{x_i M_i}{\mu_i}, \quad (2.1.30)$$

где  $\mu_{\text{ср}}$  – вязкость смеси;  $M_{\text{ср}}$  – средний молекулярный вес смеси;  $x_i$  – мольная доля  $i$ -го компонента;  $\mu_i$  – вязкость  $i$ -го компонента;  $M_i$  – молекулярный вес  $i$ -го компонента.

При атмосферном давлении вязкость смеси газов можно определить с достаточной точностью по формуле

$$\mu_{\text{ср}} = \frac{\sum x_i \mu_i \sqrt{M_i T_{\text{кр}, i}}}{\sum x_i \sqrt{M_i T_{\text{кр}, i}}}, \quad (2.1.31)$$

где  $T_{\text{кр}, i}$  – критическая температура  $i$ -го компонента, °К.

*Вязкость газов* зависит от давления и температуры. Однако при небольших давлениях и разрежениях примерно до 200 Па вязкость газов меняется мало и ее можно считать практически не зависящей от давления. Зависимость вязкости  $\text{Н} \cdot \text{с} / \text{м}^2$  (Па·с) от температуры приближенно выражается формулой Сезерленда

$$\mu = \mu_0 \frac{T_0 + C}{T + C} \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2}. \quad (2.1.32)$$

Значения константы  $C$  даны в табл. 2.5;  $\mu_0$  – коэффициент вязкости при 0 °С;  $T_0 = 273$ ;  $T$  – температура, К.

Т а б л и ц а 2.5

### Основные физические свойства некоторых газов

Название	Плотность при 0 °С и 760 мм рт. ст., кг/м <sup>3</sup>	Молекулярная масса	Удельная теплота испарения при 760 мм рт. ст., кДж/кг	Вязкость $\mu_0$ при 0 °С и $p_{\text{абс}} = 1 \text{ кгс/см}^2$	
				$10^6 \text{ Па} \cdot \text{с}$	константа $C$ уравнения (2.1.32)
1	2	3	4	5	6
Азот	1,25	28	199,4	17	114
Аммиак	0,77	17	1374	9,18	626

Продолжение т а б л и ц ы 2.5

1	2	3	4	5	6
Аргон	1,78	39,9	163	20,9	142
Ацетилен	1,171	26,0	830	9,35	198
Бензол	–	78,1	394	7,2	–
Бутан	2,673	58,1	387	8,1	377
Воздух	1,293	(29,0)	197	17,3	124
Водород	0,0899	2,02	455	8,42	73
Гелий	0,179	4,0	19,5	18,8	78
Диоксид азота	–	46,0	712	–	–
Диоксид серы	2,93	64,1	394	1,7	396
Диоксид углерода	1,98	44,0	574,0	13,7	254
Кислород	1,429	32	213	20,3	131
Метан	0,72	16,0	511	10,3	102
Оксид углерода	1,25	28,0	212	16,6	100
Пентан	–	72,2	360	8,74	–
Пропан	2,02	44,1	427	7,95 (18°С)	278
Пропилен	1,91	42,1	440	8,35(20°С)	322
Сероводород	1,54	34,1	549	11,66	–
Хлор	3,22	70,9	306	12,9(16°С)	351
Хлористый метил	2,3	50,5	406	9,89	454
Этан	1,36	30,1	486	8,5	287
Этилен	1,26	28,1	482	9,85	241

Для расчета вязкости различных газов в широком интервале давлений Варгафтик предложил уравнение

$$\mu = \mu_0 + 10^{3(n-1)} A \rho^n, \quad (2.1.33)$$

где  $\mu_0$  – динамическая вязкость газа при давлении 0,1 МПа;  $A$  и  $n$  – постоянные величины, определяемые опытным путем и равные:

для азота  $A = 0,007$   $n = 1,63$ ;

для метана  $A = 0,048$   $n = 1,50$ .

Динамический коэффициент вязкости газовых смесей можно вычислить по приближенной формуле

$$\frac{M_{\text{см}}}{\mu_{\text{см}}} = \frac{y_1 M_1}{\mu_1} + \frac{y_2 M_2}{\mu_2} + \dots, \quad (2.1.34)$$

где  $M_{\text{см}}$ ,  $M_1$ ,  $M_2 \dots$  – мольные массы смеси газов и отдельных компонентов;  $\mu_{\text{см}}$ ,  $\mu_1$ ,  $\mu_2 \dots$  – соответствующие динамические коэффициенты вязкости;  $y_1$ ,  $y_2$ ,  $\dots$  – объемные доли компонентов в смеси.

Для расчета вязкости индивидуальных углеводородных газов применяется формула Фроста

$$\mu = T(6,6 - 2,25 \lg M) \cdot 10^{-8}. \quad (2.1.35)$$

При отсутствии экспериментальных данных вязкость органических жидкостей можно оценить с помощью эмпирической формулы

$$\lg(\lg 10\mu) = K \frac{\rho}{M} - 2,9, \quad (2.1.36)$$

где  $\mu$  – вязкость жидкости, сПз;  $\rho$  – плотность жидкости, г/см<sup>3</sup>;  $M$  – молекулярный вес жидкости;  $K$  – константа, определяемая уравнением

$$K = \sum mI_a + \sum I_c, \quad (2.1.37)$$

где  $mI_a$  – произведение числа  $m$  атомов данного элемента в молекуле вещества на соответствующую атомную константу  $I_a$ ;  $I_c$  – константа, характеризующая структуру молекулы и определяемая группировкой атомов и связями между ними (табл. 2.6).

Т а б л и ц а 2.6

### Значение константы $I_c$

Соединение, группировка или связь	Константа $I_c$
1	2
Двойная связь	– 15,5
Пятичленное кольцо атомов $C$	– 24,0
Шестичленное кольцо атомов $C$	– 21,0



Продолжение т а б л и ц ы 2.6

1	2
Замещение в шестичленном кольце в орто- и паразположении в метапозложении	+3,0 +1,0
$  \begin{array}{c}  R \quad \quad R \\  \diagdown \quad / \\  CHCH \\  / \quad \diagdown \\  R \quad \quad R  \end{array}  $	+8,0
$  \begin{array}{c}  R \\    \\  R - C - R \\    \\  R  \end{array}  $	+13,0
$  \begin{array}{c}  R - C - H \\     \\  O  \end{array}  $	+10,0
$  \begin{array}{c}  CH_3 - C - R \\     \\  O  \end{array}  $	+5,0
$-CH-CHCH_2 X^*$	+4,0
$  \begin{array}{c}  R \quad \quad \\  \diagdown \quad / \\  CHX^* \\  / \quad \diagdown \\  R \quad \quad  \end{array}  $	+6,0
$-OH$	+24,7
$-COO-$	- 19,6
$-COOH$	- 7,9
$-NO_2$	- 6,4

$X^*$  – электроотрицательная группа.

Значения констант  $I_a$  приведены ниже:

Элемент	H	C	O	N	Cl	Br	I;
Константа $I_a$	2,7	50,2	29,7	37	60	79	110.

Для смеси нормальных (неассоциированных) жидкостей значение  $\mu_{см}$  может быть вычислено по формуле

$$lg \mu_{см} = x_1 lg \mu_1 + x_2 lg \mu_2 + \dots, \quad (2.1.38)$$

где  $\mu_1, \mu_2, \dots$  – динамические коэффициенты вязкости отдельных компонентов;  $x_1, x_2, \dots$  – мольные доли компонентов в смеси.

В соответствии с аддитивностью течучестей компонентов динамический коэффициент вязкости смеси нормальных жидкостей определяется уравнением

$$\frac{1}{\mu_{см}} = \frac{x_{v1}}{\mu_1} + \frac{x_{v2}}{\mu_2} + \dots, \quad (2.1.39)$$

где  $x_{v1}, x_{v2}, \dots$  – объемные доли компонентов смеси.

Используется формула

$$\mu_{см} = \mu_1^{x_{ср}} \mu_2^{(1-x_{ср})}. \quad (2.1.40)$$

Жидкости чаще всего подчиняются закону внутреннего трения Ньютона. Такие жидкости называют нормальными, или *ньютоновскими*. Однако в промышленной практике приходится иметь дело и с *неньютоновскими* жидкостями, обладающими аномальными свойствами.

Нелинейность связи  $\tau_W$  и  $dW/dn$  (2.1.26) может проявляться кроме турбулентных течений и для жидкостей, обладающих некоторой внутренней структурой, изменяющейся под действием приложенных усилий. Коэффициент пропорциональности в (2.1.26) в этом случае принимает смысл *кажущейся вязкости*, зависящей от величин  $\tau_W$  и  $dW/dn$ . Раздел гидравлики, описывающий течение ньютоновских жидкостей, называется реологией. К ньютоновским жидкостям относятся, например, растворы полимеров, всевозможные суспензии, коллоидные растворы, пасты, некоторые шламы, пены и т.д.

Вязкость суспензии  $\mu_{сус}$  зависит от концентрации твердой фазы, но не зависит от размера твердых частиц. Вязкость суспензий определяется следующим образом:

при объемной концентрации твердой фазы  $\varphi$  не более 10 %

$$\mu_{сус} = \mu_c (1 + 2,5\varphi); \quad (2.1.41)$$

при объемной концентрации твердой фазы более 10 %

$$\mu_{сус} = \mu_c (1 + 4,5\varphi), \quad (2.1.42)$$

где  $\mu_c$  – вязкость сплошной фазы;  $\varphi$  – объемная доля твердой фазы.

Вязкость эмульсий  $\mu_{эм}$  находится по уравнениям:

при объемной концентрации дисперсной фазы не более 50 %:

$$\mu_{эм} = \mu_c \left[ 1 + 2,5\varphi \left( \frac{\mu_d + \frac{2}{5}\mu_c}{\mu_d + \mu_c} \right) \right]; \quad (2.1.43)$$

при объемной концентрации дисперсной фазы более 50 %:

$$\mu_{эм} = \mu_c \frac{\sqrt[3]{\frac{1}{\varphi}}}{\sqrt[3]{\frac{1}{\varphi}} - 1}, \quad (2.1.44)$$

где  $\mu_c$  и  $\mu_d$  – вязкость сплошной и дисперсной фаз, Па·с.

### ***Поверхностное натяжение***

В ряде процессов химической технологии капельная жидкость при движении соприкасается с газом (или паром) или с другой жидкостью, практически не смешивающейся с первой. Поверхность раздела между фазами стремится к минимуму под действием поверхностных сил. Соответственно капли, взвешенные в газе (паре) или другой жидкости, и пузырьки газа в жидкости принимают форму, более или менее близкую к шарообразной. Это объясняется тем, что молекулы жидкости внутри ее объема испытывают примерно одинаковое воздействие соседних молекул, в то время как молекулы, находящиеся непосредственно у поверхности раздела фаз, притягиваются молекулами внутренних слоев жидкости сильнее, чем молекулами окружающей среды. В результате на поверхности жидкости возникает давление, направленное внутрь жидкости по нормали к ее поверхности, которое и стремится уменьшить эту поверхность до минимальной величины.

Следовательно, для увеличения поверхности, т.е. для создания новой поверхности необходима некоторая затрата энергии. Работу, требуемую для образования единицы новой поверхности, называют *межфазным* или

поверхностным натяжением и обозначают через  $\sigma$  [Н/м]. В системе СИ  $\text{Дж/м}^2 = \text{Н/м} = \text{кг/с}^2$ .

Соотношение между единицами измерения

$$1 \frac{\text{эрг}}{\text{см}^2} = 1 \frac{\text{дин}}{\text{см}} = 10^{-3} \frac{\text{Дж}}{\text{м}^2} = 10^{-3} \frac{\text{Н}}{\text{м}}.$$

Поверхностное натяжение у воды при  $20^\circ\text{C}$   $\sigma = 0,0728$  Н/м; при  $80^\circ\text{C}$   $\sigma = 0,0626$  Н/м; у ацетона при  $20^\circ\text{C}$   $\sigma = 0,0237$  Н/м; при  $80^\circ\text{C}$   $\sigma = 0,0162$  Н/м; у ртути при  $20^\circ\text{C}$   $\sigma = 0,465$  Н/м.

Большинство органических жидкостей при нормальных условиях имеют поверхностное натяжение  $0,025 - 0,04$  Н/м. Например, бензин –  $0,026$  Н/м; керосин –  $0,03$  Н/м; смазочное масло –  $0,032 - 0,05$  Н/м.

Поверхностное натяжение смеси при атмосферном давлении

$$\sigma_{\text{см}} = \frac{\sigma_1 \sigma_2}{\sigma_1 x_1 + \sigma_2 x_2}, \quad (2.1.45)$$

где  $x_1, x_2$  – концентрации компонентов в смеси, мол. доли.

Также применяется формула

$$\sigma_{\text{см}} = [\sigma_1 \bar{x}_1 + \sigma_2 (1 - \bar{x}_1)], \quad (2.1.46)$$

где  $x_1$  – концентрация компонента, массовые доли.

В таблице 2.7 дано поверхностное натяжение некоторых жидкостей и водных растворов.

Поверхностное натяжение нефтепродуктов при температуре кипения:

$$\sigma_{\text{кип}} = 65,6 \cdot 10^{-5} r_{\text{ж.кип}} \quad (2.1.47)$$

где  $r$  – теплота парообразования КДж/кмоль.

**Поверхностное натяжение жидких веществ и водных растворов**

Вещество	Поверхностное натяжение, Н\м · 10 <sup>3</sup> при t °(С)							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
Азотная кислота	48,3	44,8	41,4	38,2	35,2	32,4	29,8	27,4
Аммиак жидкий	38	27	21,2	16,8	12,8	–	–	–
Ацетон	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Бензол	–	31,7	29	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Вода	–	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Изопропиловый спирт	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17	15,5	14
Метиловый спирт	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Сероуглерод	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Толуол	33	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3
Уксусная кислота	–	29,7	27,8	25,8	23,8	21,8	19,8	18
Хлороформ	32,8	30	27,2	24,4	21,7	19	16,3	13,6
Четыреххлористый углерод	31	29,5	26,9	24,5	22	19,6	17,3	15,1
Этилацетат	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Этиловый спирт	25,7	24	22,3	20,6	19	17,3	15,5	13,4

Для углеводородов величина поверхностного натяжения увеличивается от насыщенных парафиновых углеводородов к ненасыщенным нафтеновым и, наконец, к ароматическим углеводородам. С увеличением молекулярной массы поверхностное натяжение увеличивается. Неуглеводородные соединения, растворенные в нефтепродуктах, характеризуются более низкими значениями поверхностного натяжения.

Поверхностное натяжение уменьшается с увеличением температуры. С величиной  $\sigma$  связаны характеристики смачивания капельными жидкостями твердых материалов; смачивание оказывает существенное влияние на гидродинамические условия протекания многих процессов.

## Прочие физические константы

*Парахор* – физическая константа, характеризующая зависимость между мольным объемом и поверхностным натяжением. Для углеводородов

$$\Pi = 5624\sigma^{0,25} \text{ М/}\rho_{\text{ж}}. \quad (2.1.48)$$

*Реохор* – физическая константа, характеризующая жидкость при нормальной температуре кипения в зависимости от вязкости, плотности и молекулярной массы. Для углеводородов

$$P = \frac{1778M\mu^{1/8}}{\rho_{\text{ж}} + 2\rho_{\text{п}}}. \quad (2.1.49)$$

*Ортохор* – физическая характеристика, зависящая от вязкости, плотности и молекулярной массы жидкости при двух температурах и определяемая по формуле

$$O = \frac{\rho_1\mu_1 - \rho_2\mu_2}{\mu_1 - \mu_2} \text{ М}, \quad (2.1.50)$$

где  $\rho_1$  и  $\rho_2$  – плотности жидкости при температурах  $T_1$  и  $T_2$ ;  $\mu_1$  и  $\mu_2$  – динамические вязкости жидкости при температурах  $T_1$  и  $T_2$ .

## 2.2. Силы и давление

Силы, действующие на заданный объем жидкости, могут быть *массовые* и *поверхностные*. Массовые силы приложены ко всем материальным частицам, составляющим объем. К объемным силам относятся: сила тяжести, силы магнитные и электрические. Поверхностные силы распределены по поверхности выделенного объема. Они возникают в результате воздействия окружающей среды на данный объем.

Поверхностные силы, в зависимости от того, как они направлены по отношению к данному элементу поверхности, подразделяются на нормальные и тангенциальные.

Для того чтобы характеризовать изменение от точки к точке объемной силы  $\Delta P$  или поверхностной силы  $\Delta F$ , вводят понятие о напряжении,

подразумевая под ним предел отношения силы к объему  $\Delta V$  (или, соответственно, к поверхности  $\Delta S$ ), который достигается при стягивании объема (или поверхности) к некоторой внутренней точке.

Напряжение объемной силы в данной точке среды есть

$$R = \lim_{\Delta S \rightarrow 0} \frac{\Delta P}{\Delta V} = \frac{dP}{dV}, \quad (2.2.1)$$

а поверхностное напряжение

$$f = \lim_{\Delta S \rightarrow 0} \frac{\Delta F}{\Delta S} = \frac{dF}{dS}. \quad (2.2.2)$$

Нормальные силы действуют как в неподвижной, так и в движущейся жидкости, а силы касательные возникают только при движении жидкости.

### *Давление*

Жидкость оказывает давление на дно и стенки сосуда, в котором она находится, и на поверхность любого погруженного в нее тела. Рассмотрим некоторую элементарную площадку  $\Delta S$  внутри объема покоящейся жидкости. Независимо от направления площадки в данной точке объема жидкость будет давить на нее с некоторой силой, равной  $\Delta P$  и направленной по нормали к площадке, на которую она действует. Ее называют *силой гидростатического давления*. Отношение  $\Delta P / \Delta S$  представляет собой *среднее гидростатическое давление*, а предел этого отношения при  $\Delta S \rightarrow 0$  носит название *напряжения гидростатического давления* или просто *давления* в данной точке:

$$p = \lim_{\Delta S \rightarrow 0} \left( \frac{\Delta P}{\Delta S} \right). \quad (2.2.3)$$

Давление имеет размерность – Па (Паскаль),  $(\text{Н}/\text{м}^2)$ .

Через каждую точку внутри жидкости может приходиться бесконечно большое число элементарных площадок. При этом сила  $\Delta P$  в любой точке направлена *по нормали* к каждой такой площадке, на которую она действует. Иначе эту силу можно было бы разложить на нормальную и параллельную плоскости площадки составляющие, и параллельная составляющая вызвала бы перемещение слоев жидкости, что невозможно, так как по условию

жидкость находится в покое. Давление в любой точке жидкости *одинаково по всем направлениям*, поскольку в противном случае также происходило бы перемещение жидкости внутри занимаемого ею объема.

Приборы для избыточного давления (манометры и вакуумметры) показывают не *абсолютное* давление  $p_{абс}$  внутри замкнутого объема, а разность между абсолютным, или барометрическим, давлением  $p_{атм}$ . Эту разность называют *избыточным* давлением  $p_{изб}$ , если давление в объеме превышает атмосферное, и *разрежением*  $p_{вак}$ , если оно ниже атмосферного. Таким образом

$$p_{абс} = p_{изб} + p_{атм} \quad (2.2.4)$$

и

$$p_{абс} = p_{атм} - p_{вак} \quad (2.2.5)$$

Давление  $p$  столба жидкости высотой  $h$  при плотности жидкости  $\rho$ :

$$p = \rho gh \quad (2.2.6)$$

Здесь  $p$  выражено в Па;  $g$  – в м/с<sup>2</sup>;  $\rho$  – в кг/м<sup>3</sup>;  $h$  – в м.

Исходя из этого уравнения, получаем следующие соотношения между единицами давления:

$$1 \text{ атм} = 760 \text{ мм рт. ст.} = \rho gh = 13600 \cdot 9,81 \cdot 0,76 = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па} =$$

$$= 1,033 \cdot 10^4 \text{ мм вод. ст.} = 1,033 \cdot 10^4 \text{ кгс/м}^2 = 1,033 \text{ кгс/см}^2;$$

$$1 \text{ кгс/см}^2 = 10^4 \text{ кгс/м}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 735 \text{ мм рт. ст.} = 10^4 \text{ мм вод. ст.}$$

Основное уравнение гидростатики

$$p = p_0 + \rho gh, \quad (2.2.7)$$

где  $p$  – гидростатическое давление на глубине  $h$  (м) от поверхности жидкости, Па;  $p_0$  – давление на поверхность жидкости, Па.

Сила давления жидкости на плоскую стенку  $P$  (Н):



$$P = (p_0 + \rho g h_c) F, \quad (2.2.8)$$

где  $p_0$  – давление на поверхность жидкости, Па;  $h_c$  – глубина погружения центра тяжести стенки под уровнем жидкости, м;  $\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $F$  – площадь поверхности стенки, м<sup>2</sup>;  $g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>.

Важной характеристикой при движении жидкостей в каналах и аппаратах является перепад давления. См. разд. 4.5 и главу 6.

### 2.3. Основные характеристики движения жидкостей

Движущей силой при течении жидкостей является *разность давлений*, которая создается с помощью насосов или компрессоров, либо вследствие разности уровней или плотностей жидкости.

#### *Скорость и расход жидкости*

Рассмотрим движение жидкости по трубе постоянного сечения.

Количество жидкости, протекающей через поперечное сечение потока в единицу времени, называют расходом жидкости. Различают *объемный* расход, измеряемый в м<sup>3</sup>/ч или м<sup>3</sup>/с, и *массовый* расход, измеряемый в кг/с или кг/ч.

В разных точках поперечного сечения потока скорость частиц жидкости неодинакова. В расчетах обычно используют не *истинные* (локальные) скорости, а фиктивную *среднюю* скорость. Эта скорость  $U_{\text{ср}}$  [м/с] выражается *отношением объемного расхода жидкости*  $V$  [м<sup>3</sup>/с] к *площади поперечного сечения*  $S$  [м<sup>2</sup>] потока:

$$U_{\text{ср}} = \frac{V}{S}, \quad (2.3.1)$$

откуда объемный расход

$$V = U_{\text{ср}} S. \quad (2.3.2)$$

Массовый расход  $M$  [кг/с] определяется произведением

$$M = \rho U_{\text{cp}} S. \quad (2.3.3)$$

Величина  $\rho U_{\text{cp}}$  представляет собой массовый расход жидкости через единицу площади поперечного сечения [кг/(м<sup>2</sup>с)]:

$$W = \rho U_{\text{cp}}. \quad (2.3.4)$$

Из выражений (2.3.2) или (2.3.3) при заданной скорости и расходе определяют диаметр трубопроводов и аппаратов.

### ***Гидравлический радиус и эквивалентный диаметр***

При движении жидкости через площадь поперечного сечения любой формы, отличной от круглой, в качестве расчетного линейного размера принимают *гидравлический радиус*, или *эквивалентный диаметр*.

Под гидравлическим радиусом  $r_{\Gamma}$  (м) понимают *отношение площади свободного сечения трубопровода или канала, через которое протекает жидкость, к смоченному периметру*:

$$r_{\Gamma} = \frac{S}{\Pi}, \quad (2.3.5)$$

где  $\Pi$  – смоченный периметр, м.

Для круглой трубы с внутренним диаметром  $d$  и площадью свободного сечения  $S = \pi d^2 / 4$  при сплошном заполнении его жидкостью  $\Pi = \pi d$ , откуда гидравлический радиус

$$r_{\Gamma} = \frac{S}{\Pi} = \frac{\pi d^2 / 4}{\pi d} = \frac{d}{4}. \quad (2.3.6)$$

Диаметр, выраженный через гидравлический радиус, представляет собой эквивалентный диаметр:

$$d = d_{\text{э}} = 4r_{\Gamma}. \quad (2.3.7)$$

### *Внутренние масштабы процессов*

Кроме характерных масштабов каналов в расчетах используются внутренние характерные масштабы физических взаимодействий [122].

Линейным масштабом вязкостно-гравитационного взаимодействия является

$$\theta = \left( \frac{v^2}{g} \right)^{1/3}. \quad (2.3.8)$$

При пленочном течении эту величину называют приведенной толщиной пленки, а величину  $(gv)^{1/3}$  – приведенной скоростью.

Линейный масштаб капиллярно-гравитационного взаимодействия (капиллярная постоянная) имеет вид

$$\delta_{\sigma g} = \left( \frac{\sigma}{g\rho} \right)^{1/2}, \quad (2.3.9)$$

а масштаб скорости распространения капиллярно-гравитационных возмущений записывается в форме

$$u_{\sigma g} = \left( \frac{\sigma g}{\rho} \right)^{1/4}. \quad (2.3.10)$$

В теории пограничного слоя линейными масштабами толщины гидродинамического пограничного слоя вязкой несжимаемой жидкости являются интегральные характеристики поля скоростей, называемые толщиной вытеснения  $\delta^*$  и толщиной потери импульса  $\delta^{**}$  (см. раздел 4.2). Также используются понятие толщины вязкого подслоя и ее безразмерная величина в трехслойной модели  $\sim 5$  и двухслойной  $\sim 11,6$ .

В теории турбулентности используются:

– масштаб длины

$$\lambda \approx (v^3 / \varepsilon)^{0,25}, \quad (2.3.11)$$

– масштаб скорости

$$v' \approx (v\varepsilon)^{0,25}, \quad (2.3.12)$$

где  $\varepsilon$  – скорость диссипации энергии,  $\text{м}^2/\text{с}^3$ .

### ***Установившийся и неуставившийся потоки***

Движение жидкости является *установившимся* или *стационарным*, если скорости частиц потока, а также все другие влияющие на его движение факторы (плотности, температуры, давления и др.) *не изменяются во времени в каждой фиксированной точке пространства*, через которую проходит жидкость. В этих условиях для каждого сечения потока расходы жидкости постоянны во времени, т.е.  $\frac{\partial w_x}{\partial t} = 0$ , где  $t$  – время, с.

В отличие от стационарного при *неустановившемся* или *нестационарном* потоке факторы, влияющие на движение жидкости, *изменяются во времени*. При этом  $\frac{\partial w_x}{\partial t} \neq 0$ .

Примером неустановившегося движения может служить истечение жидкости из отверстия при переменном уровне ее в резервуаре: с понижением высоты столба жидкости в нем скорость истечения уменьшается во времени.

Установившиеся условия движения жидкости характерны для непрерывных процессов. Неустановившиеся движения жидкости происходят главным образом в периодических процессах или возникают кратковременно при пусках, остановках, а также изменениях режима работы аппаратов непрерывного действия.

### ***Скорость истечения жидкости***

Скорость истечения жидкости  $U_{\text{ср}}$  (м/с) из малого отверстия в дне или в стенке сосуда при постоянном уровне жидкости в сосуде

$$U_{\text{ср}} = \varphi \sqrt{2gH}, \quad (2.3.13)$$

где  $\varphi$  – безразмерный коэффициент скорости ( $\varphi \approx 0,8$ );  $g$  – ускорение свободного падения,  $\text{м/с}^2$ ;  $H$  – высота уровня жидкости над центром отверстия, м.

Если давление на поверхности жидкости в сосуде ( $p_0$ , Па) и давление в пространстве, куда вытекает струя ( $p$ , Па), неодинаковы, то в формулу (2.3.13) вместо  $H$  надо поставить величину  $H' = H + \frac{p_0 - p}{\rho g}$ , где  $\rho$  – плотность вытекающей жидкости,  $\text{кг/м}^3$ .

Объемный расход жидкости  $V$  ( $\text{м}^3/\text{с}$ ), вытекающий через отверстие площадью  $F_0$  ( $\text{м}^2$ ), при постоянном уровне жидкости в сосуде и при  $P_0 = P$  составляет

$$V = \alpha F_0 \sqrt{2gH}, \quad (2.3.14)$$

где  $\alpha$  – безразмерный коэффициент расхода, представляющий собой произведение коэффициента скорости  $\varphi$  и коэффициента сжатия струи  $\varepsilon$ :

$$\alpha = \varphi \varepsilon. \quad (2.3.15)$$

Приближенно  $\alpha \approx 0,6 - 0,8$ .

### ***Время опорожнения открытого сосуда***

Время опорожнения  $t$  (с) открытого сосуда, имеющего постоянную площадь поперечного сечения  $F$ , через отверстие площадью  $F_0$  может быть вычислено по уравнению

$$t = \frac{2F\sqrt{H}}{\alpha F_0 \sqrt{2g}}, \quad (2.3.16)$$

где  $H$  – начальный уровень жидкости над отверстием, м.

## **2.4. Основные критерии гидродинамического подобия потоков**

Гидродинамически подобными являются течения, в которых выполняются одновременно условия геометрического, кинематического и динамического подобия.

Если записать уравнения Навье – Стокса (см. главу 3) в безразмерном виде, то для двух гидродинамических подобных течений эти уравнения окажутся совершенно идентичными. Безразмерное уравнение Навье – Стокса содержит следующие безразмерные комплексы:

$$\frac{l}{t_0 U_\infty}; \quad \frac{gl}{U_\infty^2}; \quad \frac{p_\infty}{\rho U_\infty^2}; \quad \frac{\mu}{\rho l U_\infty},$$

где  $l$  – характерный размер, м.

Очевидно, что для геометрически и кинематически подобных течений безразмерные уравнения движения будут одинаковы в том случае, если каждый из этих комплексов имеет одно и то же значение для натурального объекта и модели и если в сходственных этих потоках относительные значения плотности и вязкости одинаковы.

Этим критериям подобия присвоены следующие обозначения и названия:

$$\frac{\rho l U_\infty}{\mu} = \text{Re} \text{ – число Рейнольдса;}$$

$$\frac{U_\infty^2}{gl} = \text{Fr} \text{ – число Фруда;}$$

$$\frac{p_\infty}{\rho U_\infty^2} = \text{Eu} \text{ – число Эйлера;}$$

$$\frac{l}{U_\infty t} = \text{Sh} \text{ – число Струхала.}$$

В данных выражениях чаще вместо значений параметров в ядре потоков ( $\infty$ ) используются их осредненные значения.

### ***Критерий Рейнольдса***

Характеризует гидродинамический режим и является мерой отношения сил инерции внутреннего трения в потоке

$$\text{Re} = \frac{U_{\text{cp}} l \rho}{\mu} = \frac{U_{\text{cp}} l}{\nu}, \quad (2.4.1)$$

где  $U_{\text{cp}}$  – средняя скорость потока, м/с;  $l$  – характерный размер, м; для трубы –  $l = d$ ;  $d$  – диаметр трубопровода, м.

Для потоков, проходящих по прямым трубам, характерны следующие значения критерия Рейнольдса:

Ламинарное течение	$\text{Re} < 2300$
Переходная область (развитие турбулентности)	$2300 < \text{Re} < 10000$
Развитое турбулентное течение	$\text{Re} > 10000$

### ***Критерий Фруда***

Отражает влияние сил тяжести, или собственного веса, на движение жидкости:

$$\text{Fr} = \frac{U_{\text{cp}}^2}{gl}. \quad (2.4.2)$$

Он является мерой отношения силы инерции к силе тяжести в подобных потоках.

### ***Критерий Эйлера***

Отражает влияние перепада гидростатического давления на движение жидкости

$$\text{Eu} = \frac{\Delta p}{\rho U_{\text{cp}}^2}. \quad (2.4.3)$$

Его величина характеризует отношение изменения силы гидростатического давления к силе инерции в подобных потоках.

### ***Критерий Струхала***

Характеризует отношение дополнительной (локальной) силы, вызванной неустановившемся характером движения, к силе инерции:

$$\text{Sh} = \frac{l}{Ut}$$

Величина, обратная числу Струхалия, получила название критерия гомохронности:

$$H_0 = \frac{Ut}{l}$$

Эти критерии характеризуют сходственные гидродинамические ситуации в нестационарных режимах.

### ***Критерий Вебера***

Используется при двухфазных течениях газ – жидкость, жидкость – жидкость и является мерой отношения сил межфазного натяжения к силам инерции:

$$\text{We} = \frac{\sigma}{\rho U^2 l} \quad (2.4.4)$$

Он характеризует постоянство этого отношения в сходственных точках подобных потоков.

При истечении жидкостей или газов в жидкость из небольших отверстий в (2.4.4) в качестве характерного размера  $l$  принимается диаметр отверстий.

Вид критерия Вебера может меняться в зависимости от конкретных условий проведения процессов.

Для барботажного слоя на массообменных тарелках принимают  $U \approx \sqrt{gl}$ ,  $l = h_{\text{CT}}$  и тогда

$$\text{We} = \frac{\sigma}{\rho g h_{\text{CT}}^2} \quad (2.4.5)$$

Или с учетом (2.3.9)



$$We = \left( \frac{\delta_{\sigma g}}{h_{ст}} \right)^2, \quad (2.4.6)$$

где  $h_{ст}$  – высота статического столба жидкости, м.

Для капель или пузырей при их движении в сплошной среде число  $We$  записывают как

$$We = \frac{\rho U^2 d_k}{\sigma}, \quad (2.4.7)$$

где  $d_k$  – диаметр капли или пузыря, м;  $U$  – скорость движения капли или пузыря, м/с.

При  $We > 1$  форма капли или пузыря значительно отличается от сферической, а при  $We \gg 1$  капли и пузыри дробятся на более мелкие.

Более подробно закономерности движения элементов дисперсной фазы в жидкости рассмотрены в 5 главе.

При проведении процесса механического перемешивания двух несмешивающихся жидкостей критерий  $We$  может записываться в виде

$$We = \frac{\rho_{см} n^2 d_M^3}{\sigma}, \quad (2.4.8)$$

где  $n$  – число оборотов мешалки,  $\text{сек}^{-1}$ ;  $d_M$  – диаметр лопасти мешалки, м.

Следует отметить, что теория подобия разработана для однофазных потоков и ее применение к двухфазным потокам связано с трудностями, обусловленными формулированием граничных условий.

## 2.5. Производные критерии подобия

В ряде случаев оказывается затруднительным или даже практически невозможным определить или вычислить ту или иную физическую величину, входящую в критерий подобия. Тогда эту величину исключают путем сочетания двух или большего числа критериев подобия и получения сложных, или *производных*, критериев подобия, составленных из основных.

Так, например, при естественной конвекции, возникающей под действием разности плотностей жидкости, обусловленной различием температур в разных ее точках, очень трудно определить скорость

конвективных потоков. Однако эта скорость входит в критерий Фруда, отражающий подобие таких процессов. Поэтому исключают скорость путем сочетания критериев Рейнольдса и Фруда:

$$\frac{Re^2}{Fr} = \frac{U_{cp}^3 l^2 \rho^2 / \mu^2}{U_{cp}^2 / gl} = \frac{l^3 \rho^2 g}{\mu^2}.$$

Полученный комплекс величин представляет собой производный критерий, который носит название **критерий Галилея**:

$$Ga = \frac{l^3 \rho^2 g}{\mu^2}. \quad (2.5.1)$$

Критерий Ga характеризует подобие полей свободного течения.

Умножая этот критерий на разность плотностей жидкости в различных ее точках, выраженную в относительных единицах,  $\frac{\rho_0 - \rho}{\rho}$ , находят новый производный критерий – **критерий Архимеда**:

$$Ar = Ga \frac{\rho_0 - \rho}{\rho}, \quad (2.5.2)$$

где  $\rho_0$  и  $\rho$  – плотности жидкости в различных точках.

Критерий Ar характеризует взаимодействие архимедовой силы, обусловленной разностью плотностей среды, и сил вязкости трения.

## ГЛАВА 3

### ЗАКОНЫ СОХРАНЕНИЯ МАССЫ И ИМПУЛЬСА И ЧИСЛЕННОЕ РЕШЕНИЕ ЗАДАЧ

Теоретический подход моделирования процессов в промышленных аппаратах предполагает расчет физических полей и, в первую очередь, полей скоростей и давлений.

При движении жидкости скорость ее в общем случае изменяется в пространстве и во времени, т.е.

$$w = f(x, y, z, t),$$

где  $x, y, z$  – пространственные координаты,  $t$  – время.

Данная функция описывает поле скоростей движущейся жидкости. Распределение скорости во времени и пространстве определяется свойствами жидкости, формой канала, ограничивающего поток, и действующими на частицы жидкости силами.

Ниже рассмотрены различные частные случаи движения жидкости и представлены законы сохранения массы потока (уравнение неразрывности), импульса (уравнений движения) в локальной (дифференциальной) и интегральной формах [74, 89, 144, 146].

#### 3.1. Уравнение неразрывности (сплошности) потока

Явления, рассматриваемые в гидродинамике, имеют макроскопический характер, и поэтому жидкость рассматривается как сплошная среда. Это значит, что малый элементарный объем жидкости считается все-таки настолько большим, что содержит еще очень большое число молекул. Поэтому даже бесконечно малый объем жидкости является значительно больше межмолекулярного расстояния.

Зависимость между скоростями в потоке жидкости, для которого соблюдается условие *сплошности*, или *неразрывности* движения, т.е. не образуется пустот, не заполненных жидкостью, называется уравнением неразрывности (сплошности) потока:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0. \quad (3.1.1)$$

Уравнение (3.1.1) представляет собой *дифференциальное уравнение неразрывности потока для неустановившегося движения сжимаемой жидкости*.

В установившемся потоке плотность не изменяется во времени, т.е.  $\frac{\partial \rho}{\partial t} = 0$ , и уравнение (3.1.1) принимает вид

$$\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0. \quad (3.1.2)$$

Для капельных жидкостей, которые практически несжимаемы в условиях изотермического потока при скоростях, значительно меньших скорости звука,  $\rho = \text{const}$  и, следовательно,

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0. \quad (3.1.3)$$

Уравнение (3.1.3) является *дифференциальным уравнением неразрывности потока несжимаемой жидкости*.

Сумма изменений скорости вдоль осей координат в левой части уравнения (3.1.3) называется *дивергенцией* вектора скорости и обозначается через  $\text{div } w$ . Поэтому данное уравнение можно представить как

$$\text{div } w = 0. \quad (3.1.4)$$

Для того чтобы перейти от элементарного объема ко всему объему жидкости, движущейся сплошным потоком (без разрывов и пустот) по трубопроводу переменного сечения (рис. 3.1), проинтегрируем дифференциальное уравнение (3.1.2).

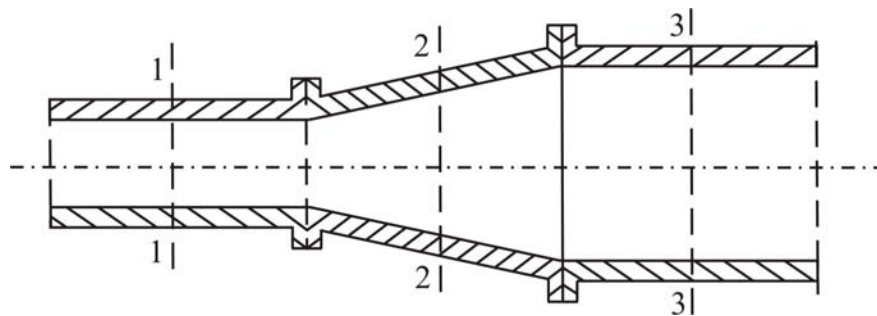


Рис. 3.1. К выводу уравнения постоянства расхода

Если бы площадь сечения трубопровода не изменялась, то для установившегося однопараллельного движения (в направлении оси  $x$ ) интегрирование уравнения (3.1.2) дало бы зависимость

$$\rho w = \text{const} ,$$

где  $w$  – средняя скорость жидкости.

Если же площадь сечения  $S$  трубопровода переменна, то, интегрируя также по площади, получим

$$\rho w S = \text{const} . \quad (3.1.5)$$

Для трех различных сечений (1-1, 2-2 и 3-3) трубопровода, изображенного на рис. 3.1, имеем

$$\rho_1 w_1 S_1 = \rho_2 w_2 S_2 = \rho_3 w_3 S_3 \quad (3.1.6)$$

или

$$M_1 = M_2 = M_3 ,$$

где  $M = \rho w S$  – массовый расход жидкости, кг/с.

Выражение (3.1.5) или (3.1.6) представляет собой *уравнение неразрывности (сплошности) потока* в его интегральной форме для установившегося движения. Это уравнение называется также *уравнением постоянства расхода*.

Согласно уравнению постоянства расхода *при установившемся движении жидкости, полностью заполняющей трубопровод, через каждое его поперечное сечение в единицу времени одно и то же количество жидкости*.

Для капельных жидкостей  $\rho_1 = \rho_2 = \rho_3 = \rho = \text{const}$ , и уравнение (3.1.5) принимает вид

$$w S = \text{const} . \quad (3.1.7)$$

Следовательно,

$$w_1 S_1 = w_2 S_2 = w_3 S_3 = \text{const} \quad (3.1.8)$$

или

$$V_{\text{сек } 1} = V_{\text{сек } 2} = V_{\text{сек } 3},$$

где  $V_{\text{сек}} = wS$  – объемный расход жидкости,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

Из уравнения (3.1.8) следует, что скорости капельной жидкости в различных поперечных сечениях трубопровода обратно пропорциональны площадям этих сечений.

Согласно уравнению (3.1.5) массовый расход жидкости через начальное сечение трубопровода равен ее расходу через конечное сечение трубопровода. Таким образом, уравнение постоянства расхода является частным случаем закона сохранения массы и выражает материальный баланс потока.

В некоторых случаях, например, при вскипании жидкости вследствие резкого понижения давления, образуется пар, что может привести к разрыву потока. В таких условиях, наблюдаемых иногда при работе насосов, уравнение неразрывности потока не выполняется.

### 3.2. Дифференциальные уравнения движения Эйлера

Рассмотрим установившийся поток идеальной жидкости, движущейся без трения. Для этого случая система уравнений движения имеет вид:

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{dw_x}{dt} &= -\frac{\partial p}{\partial x} \\ \rho \frac{dw_y}{dt} &= -\frac{\partial p}{\partial y} \\ \frac{dw_z}{dt} &= -\rho g - \frac{\partial p}{\partial z} \end{aligned} \right\}, \quad (3.2.1)$$

где субстанциональные производные соответствующих скоростей равны

$$\left. \begin{aligned} \frac{dw_x}{dt} &= \frac{\partial w_x}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_x}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_x}{\partial z} w_z \\ \frac{dw_y}{dt} &= \frac{\partial w_y}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_y}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_y}{\partial z} w_z \\ \frac{dw_z}{dt} &= \frac{\partial w_z}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_z}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_z}{\partial z} w_z \end{aligned} \right\} \quad (3.2.2)$$

Система уравнений (3.2.1) с учетом выражений (3.2.2) представляет собой *дифференциальные уравнения движения идеальной жидкости Эйлера для установившегося потока*.

При неустановившемся движении скорость жидкости изменяется не только при перемещении частицы потока из одной точки пространства в другую, но и с течением времени в каждой точке. Поэтому в соответствии с уравнением

$$\frac{du}{dt} = \frac{\partial u}{\partial t} + \frac{\partial u}{\partial x} w_x + \frac{\partial u}{\partial y} w_y + \frac{\partial u}{\partial z} w_z$$

составляющие ускорения в уравнении (3.2.1), выражаемые субстанциональными производными для неустановившихся условий, имеют вид

$$\left. \begin{aligned} \frac{dw_x}{dt} &= \frac{\partial w_x}{\partial t} + \frac{\partial w_x}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_x}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_x}{\partial z} w_z \\ \frac{dw_y}{dt} &= \frac{\partial w_y}{\partial t} + \frac{\partial w_y}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_y}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_y}{\partial z} w_z \\ \frac{dw_z}{dt} &= \frac{\partial w_z}{\partial t} + \frac{\partial w_z}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_z}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_z}{\partial z} w_z \end{aligned} \right\} \quad (3.2.3)$$

Система уравнений (3.2.1) с учетом выражений (3.2.3) представляет собой *дифференциальные уравнения движения идеальной жидкости Эйлера для неустановившегося потока*.

### 3.3. Дифференциальные уравнения движения Навье – Стокса

При движении реальной (вязкой) жидкости в потоке жидкости помимо сил давления и массовых сил действуют также силы трения, и система уравнений имеет вид:

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{dw_x}{dt} &= \rho F_x - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \nabla^2 w_x \\ \rho \frac{dw_y}{dt} &= \rho F_y - \frac{\partial p}{\partial y} + \mu \nabla^2 w_y \\ \rho \frac{dw_z}{dt} &= \rho F_z - \rho g - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \nabla^2 w_x \end{aligned} \right\}, \quad (3.3.1)$$

где соответствующие субстанциональные производные выражены для установившегося и неустановившегося потоков уравнениями (3.2.2) или (3.2.3);  $F$  – массовые силы.

Уравнения (3.3.1) представляют собой *уравнения Навье – Стокса, описывающие движение вязкой капельной жидкости.*

Левые части уравнений (3.3.1) выражают произведение массы единицы объема  $\rho$  на проекцию ее ускорения, т.е. представляет собой проекции равнодействующих сил инерции, возникающих в движущейся жидкости.

В правых частях тех же уравнений производные  $\frac{\partial p}{\partial x}$ ,  $\frac{\partial p}{\partial y}$  и  $\frac{\partial p}{\partial z}$  – влияние изменения гидростатического давления, а произведения вязкости на сумму вторых производных проекций скорости – влияние сил трения на движущуюся жидкость.

Каждый член уравнений (3.3.1) имеет размерность соответствующей силы (тяжести, давления, трения или инерции), отнесенной к единице объема жидкости.

При движении идеальной жидкости, когда силы трения отсутствуют, при подстановке  $\mu = 0$  в уравнения (3.3.1) последние совпадают с уравнениями (3.2.2), т.е. с уравнениями движения Эйлера можно получить как частный случай уравнений Навье – Стокса.

Систему уравнений (3.3.1) можно записать в векторной форме



$$\frac{\partial W}{\partial t} + (W \nabla) W = F - \frac{1}{\rho} \text{grad } p + \nu \nabla^2 W. \quad (3.3.2)$$

Полное описание движения вязкой жидкости в его наиболее общей форме возможно путем решения уравнений Навье – Стокса совместно с уравнением неразрывности потока. Однако уравнения Навье – Стокса не могут быть решены в общем виде. Получены решения этой сложной системы уравнений только для некоторых частных случаев. Так, для установившегося ламинарного движения жидкости решение уравнений Навье – Стокса позволяет вывести уравнение Пуазейля, полученное другим способом.

В большинстве же наиболее важных для промышленной практики случаев применение уравнений Навье – Стокса становится возможным либо при ряде упрощающих допущений, либо при преобразовании этих уравнений методами теории подобия.

### 3.4. Уравнение Бернулли

Решение уравнений движения Эйлера для установившегося потока приводит к одному из наиболее важных и широко используемых уравнений гидродинамики – уравнению Бернулли:

$$z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} = \text{const}. \quad (3.4.1)$$

Уравнение (3.4.1) для любых двух поперечных сечений 1 и 2 потока (трубопровода) можно представить в виде

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}. \quad (3.4.2)$$

Уравнение (3.4.2) является *уравнением Бернулли для идеальной жидкости*.

Величину  $\left( z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} \right)$  называют *полным гидродинамическим напором* или просто *гидродинамическим напором*.

Следовательно, согласно уравнению Бернулли для *всех поперечных сечений установившегося потока идеальной жидкости величина гидродинамического напора остается неизменной*.

Гидродинамический напор включает три слагаемых, из которых первые два слагаемых,  $z$  и  $\frac{p}{\rho g}$ , входили в основное уравнение гидростатики:

$z$  – *нивелирная высота*, называемая также *геометрическим напором* ( $h_T$ ), представляет собой *удельную потенциальную энергию положения* в данной точке (данном сечении);

$\frac{p}{\rho g}$  – *статический*, или *пьезометрический*, *напор*, обозначаемый через  $h_{CT}$ , характеризует *удельную потенциальную энергию давления* в данной точке (данном сечении).

Величины  $z$  и  $\frac{p}{\rho g}$  могут быть выражены как в единицах длины, так и единицах удельной энергии, т.е. энергии, приходящейся на единицу веса жидкости.

Величину  $\frac{w^2}{2g}$  называют *скоростным*, или *динамическим*, *напором* и обозначают через  $h_{CK}$ . Скоростной напор характеризует *удельную кинетическую энергию* в данной точке (данном сечении).

Таким образом, согласно уравнению Бернулли *при установившемся движении идеальной жидкости сумма скоростного и статического напоров и нивелирной высоты, равная гидродинамическому напору, не меняется при переходе от одного сечения потока к другому.*

Вместе с тем уравнение Бернулли в соответствии с энергетическим смыслом его членов следует, что *при установившемся движении идеальной жидкости сумма потенциальной  $\left(z + \frac{p}{\rho g}\right)$  и кинетической  $\left(\frac{w^2}{2g}\right)$  энергии жидкости для каждого из поперечных сечений потока остается неизменной.*

При изменении поперечного сечения трубопровода и соответственно скорости движения жидкости происходит превращение энергии: при сужении трубопровода часть потенциальной энергии давления переходит в кинетическую и, наоборот, при расширении трубопровода часть кинетической энергии переходит в потенциальную, но общее количество энергии остается постоянным. Отсюда следует, что для идеальной жидкости количество энергии, поступающей с потоком через начальное сечение трубопровода, равно количеству энергии, удаляющейся с потоком через конечное сечение трубопровода.

Таким образом, уравнение Бернулли является частным случаем закона сохранения энергии и выражает энергетический баланс потока.

Если умножить левую и правую части уравнения (3.4.2) на удельный вес жидкости  $\gamma = \rho g$ , то уравнение Бернулли для идеальной жидкости может быть представлено в виде

$$\rho g z_1 + p_1 + \frac{\rho w_1^2}{2} = \rho g z_2 + p_2 + \frac{\rho w_2^2}{2}. \quad (3.4.3)$$

В случае горизонтального расположения трубопровода  $z_1 = z_2$  и уравнение Бернулли для идеальной жидкости упрощается:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}. \quad (3.4.4)$$

При движении реальных жидкостей начинают действовать силы внутреннего трения, обусловленные вязкостью жидкости и режимом ее движения, а также силы трения о стенки трубы. Эти силы оказывают сопротивление движению жидкости. На преодоление возникающего гидравлического сопротивления должна расходоваться некоторая часть энергии потока. Поэтому общее количество энергии потока по длине трубопровода будет непрерывно уменьшаться вследствие перехода потенциальной энергии в *потерянную энергию*, затрачиваемую на трение и безвозвратно теряемую в окружающей среде.

При этом для двух любых сечений 1-1 и 2-2 трубопровода, расположенных по ходу течения жидкости

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} > z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}.$$

При движении реальной жидкости высоты ее подъема (относительно плоскости сравнения) в трубках с концами, обращенными навстречу потоку, уже не будут равны в сечениях 1-1 и 2-2 как при движении идеальной жидкости. Разность высот в этих трубках, обусловленная потерями энергии на пути жидкости от сечения 1-1 до сечения 2-2, характеризует *потерянный напор*  $h_{\Pi}$ .

Для соблюдения баланса энергии при движении реальной жидкости в правую часть уравнения (3.4.3) должен быть использован член, выражающий

потерянный напор. Тогда получим уравнение Бернулли для реальных жидкостей:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + h_{\Pi}. \quad (3.4.5)$$

Потерянный напор  $h_{\Pi}$  характеризует удельную (т.е. отнесенную к единице веса жидкости) энергию, расходуемую на преодоление гидравлического сопротивления при движении реальной жидкости.

Уравнение (3.4.5) может быть представлено в несколько ином виде, если умножить обе его части на  $\rho g$ :

$$\rho g z_1 + p_1 + \frac{\rho w_1^2}{2} = \rho g z_2 + p_2 + \frac{\rho w_2^2}{2} + \Delta p_{\Pi}. \quad (3.4.6)$$

В уравнении (3.4.6) величина  $\Delta p_{\Pi}$  – потерянное давление, равное

$$\Delta p_{\Pi} = \rho g h_{\Pi}. \quad (3.4.7)$$

Определение потерь напора или давления является практически важной задачей, связанной с расчетом энергии, которая необходима для перемещения реальных жидкостей при помощи насосов, компрессоров и так далее. Трудность решения этой задачи обусловлена тем, что точное решение системы дифференциальных уравнений, описывающих движение реальной жидкости, в большинстве случаев оказывается невозможным.

### 3.5. Уравнения движения с внешними силами и сдвиговыми напряжениями

Действие внешних сил является одним из источников движения:

$$Y_V = \sum_k \rho_k F_k.$$

Тогда уравнение движения запишется в виде

$$\frac{\partial \rho \bar{w}}{\partial t} + \operatorname{div} \rho \bar{w} \bar{w} = -\nabla p - \operatorname{div} \tau + \sum_k \rho_k \bar{F}_k. \quad (3.5.1)$$

Первый член левой части уравнения (3.5.1)  $\left(\frac{\partial \rho \vec{w}}{\partial t}\right)$  есть локальное изменение количества движения в единицу времени, второй член  $(\operatorname{div} \rho \vec{w} \vec{w})$  – конвективный перенос количества движения. Первый член в правой части  $(\nabla p)$  – сила давления, рассчитанная на единицу объема, второй член  $(\operatorname{div} \tau)$  – изменение количества движения в единицу времени за счет сил внутреннего трения (диффузионный перенос количества движения) и последний член  $\left(\sum_k \rho_k \vec{F}_k\right)$  – суммарное действие всех внешних сил.

Используя соотношение

$$\operatorname{div} \rho \vec{w} \vec{w} = (\rho \vec{w} \nabla) \vec{w} + \vec{w} \operatorname{div} \rho \vec{w},$$

получаем

$$\rho \frac{\partial \vec{w}}{\partial t} + \rho (\vec{w} \nabla) \vec{w} = -\nabla p - \operatorname{div} \tau + \sum_k \rho_k \vec{F}_k. \quad (3.5.2)$$

Таким образом, имеем

$$\rho \frac{\partial \vec{w}}{\partial t} = -\bar{\nabla} p - \operatorname{div} \tau + \sum_k \rho_k \vec{F}_k. \quad (3.5.3)$$

Уравнение (3.5.3) является уравнением движения. Полное ускорение  $\left(\frac{\partial \rho \vec{w}}{\partial t}\right)$ , равное сумме градиента давления  $(\nabla p)$ , действия всех внешних сил  $\left(\sum_k \rho_k \vec{F}_k\right)$  и изменения скорости за счет сил внутреннего трения  $(\operatorname{div} \tau)$ .

В частном случае, когда поле внешних сил сводится к гравитационному полю, уравнение движения можно написать так:

$$\rho \frac{\partial \vec{w}}{\partial t} = -\bar{\nabla} p - \operatorname{div} \tau + \rho \vec{g}. \quad (3.5.4)$$

Ниже приведены уравнения движения в разных системах координат [146].

**Уравнение движения в декартовой системе координат  $(x, y, z)$**

**с членами  $\tau$**

x-координата	$\rho \left( \frac{\partial w_x}{\partial t} + w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_x}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_x}{\partial z} \right) =$ $= -\frac{\partial p}{\partial x} - \left( \frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} \right) + \rho g_x$
y-координата	$\rho \left( \frac{\partial w_y}{\partial t} + w_x \frac{\partial w_y}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_y}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_y}{\partial z} \right) =$ $= -\frac{\partial p}{\partial y} - \left( \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial z} \right) + \rho g_y$
z-координата	$\rho \left( \frac{\partial w_z}{\partial t} + w_x \frac{\partial w_z}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_z}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) =$ $= -\frac{\partial p}{\partial z} - \left( \frac{\partial \tau_{xz}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} \right) + \rho g_z$
r-координата	$\rho \left( \frac{\partial w_r}{\partial t} + w_r \frac{\partial w_r}{\partial r} + \frac{w_\theta}{r} \frac{\partial w_r}{\partial \theta} - \frac{w_\theta^2}{r} + w_z \frac{\partial w_r}{\partial z} \right) =$ $= -\frac{\partial p}{\partial r} - \left[ \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \sigma_{rr}) + \frac{1}{r} \frac{\partial \tau_{r\theta}}{\partial \theta} - \frac{\tau_{\theta\theta}}{r} + \frac{r \tau_{rz}}{\partial z} \right] + \rho g_r$
θ-координата	$\rho \left( \frac{\partial w_\theta}{\partial t} + w_r \frac{\partial w_\theta}{\partial r} + \frac{w_\theta}{r} \frac{\partial w_\theta}{\partial \theta} + \frac{w_r w_\theta}{r} + w_z \frac{\partial w_\theta}{\partial z} \right) =$ $= -\frac{1}{r} \frac{\partial p}{\partial \theta} - \left[ \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 \tau_{r\theta}) + \frac{1}{r} \frac{\partial \tau_{\theta\theta}}{\partial \theta} + \frac{\partial \tau_{\theta z}}{\partial z} \right] + \rho g_\theta$

## Уравнение движения в цилиндрической системе координат $(r, \theta, z)$

с членами  $\tau$

z-координата	$\rho \left( \frac{\partial w_z}{\partial t} + w_r \frac{\partial w_z}{\partial r} + \frac{w_\theta}{r} \frac{\partial w_z}{\partial \theta} + w_z \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) =$ $= -\frac{\partial p}{\partial z} - \left[ \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r\tau_{rz}) + \frac{1}{r} \frac{\partial \tau_{\theta z}}{\partial \theta} + \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} \right] + \rho g_z$
--------------	--

### 3.6. Турбулентные течения

На практике течение жидкостей в каналах и аппаратах почти всегда происходит в турбулентном режиме [2 – 4, 84, 100, 103, 125, 128, 129, 238, 275].

Возможны два различных типа неустойчивости движений жидкости. Первый тип неустойчивых течений – течения, неустойчивые по отношению к бесконечно малым возмущениям. В этом случае существуют незатухающие возмущения сколь угодно малой амплитуды. Другой тип неустойчивых течений – течения, устойчивые по отношению к бесконечно малым возмущениям, но неустойчивые по отношению к возмущениям конечной амплитуды. Минимальная амплитуда неустойчивых возмущений зависит от  $Re$  и, если основное течение нестационарно – от времени. Примером течений такого типа является течение Пуазейля в круглой трубе. Об этом свидетельствует тот факт, что существование ламинарного режима движения жидкости в трубе может быть затянуто, т.е. при  $Re > 2300$ .

#### *Система уравнений Рейнольдса*

В турбулентном режиме наблюдаются хаотичные флуктуации физических величин, характеризующих движение жидкости.

Хаотичные флуктуации физических величин обусловлены наличием в развитом турбулентном течении вихрей (неоднородностей) различных размеров. Крупные вихри передают энергию вихрям меньшего масштаба, которые, в свою очередь, передают энергию более мелким вихрям. В результате возникает своеобразный «каскадный процесс» передачи энергии от осредненного течения к вихрям минимального масштаба, являющимся устойчивыми. Эти вихри характеризуются достаточно малым значением критерия Рейнольдса. Следовательно, вязкость жидкости оказывает

существенное влияние на их движение. Вихри наименьшего масштаба играют главную роль в процессе вязкой диссипации энергии. Кинетическая энергия крупных вихрей передается более мелким вихрям практически без потерь вплоть до вихрей малых масштабов.

Наличие беспорядочных нерегулярных пульсаций гидродинамических величин делает невозможным точное описание изменения этих величин в пространстве и во времени при помощи уравнений Навье – Стокса. Для нахождения мгновенных значений гидромеханических переменных необходимо было бы задать пространственные распределения этих переменных в начальный момент времени, которые никогда не известны. В то же время нет необходимости знать точные значения гидромеханических переменных в каждый момент времени. На практике необходимо знать лишь осредненные характеристики течения, причем конкретные начальные значения гидромеханических характеристик не сказываются на их осредненных значениях.

При помощи измерительных приборов обычно находятся значения гидромеханических характеристик, осредненные по некоторому интервалу времени или по некоторой области пространства.

Пусть имеется некоторое конкретное течение жидкости, например, течение жидкости в трубе под действием перепада давления на концах трубы. Измерим проекцию скорости жидкости на одну из осей декартовой системы координат в какой-либо точке трубы через заданное время после начала движения. Если движение жидкости ламинарное, то, повторяя опыт при одних и тех же внешних условиях (перепад давления фиксирован), всякий раз в рассматриваемой точке в заданный момент времени будем получать одно и то же значение проекции скорости. Иначе дело обстоит, если течение жидкости является турбулентным. В этом случае наличие пульсаций скорости в турбулентном потоке приведет к тому, что, повторяя измерения проекции скорости в одной и той же точке в заданный момент времени при фиксированных внешних условиях, всякий раз будем получать различные значения этой величины.

Измеренное значение проекции скорости жидкости определяется неконтролируемыми возмущениями в начальный момент времени, а также на границах течения. Можно ввести в рассмотрение множество значений проекции скорости жидкости. Проекция скорости жидкости может рассматриваться как случайная величина, а измеряемое в каком-либо конкретном опыте значение проекции скорости – как одна из реализаций этой случайной величины. Если измерения проекции скорости повторяют многократно, то среднее арифметическое значение результатов измерений



оказывается довольно устойчивым. Начиная с некоторого достаточно большого числа измерений, изменяется весьма мало, незначительно отклоняясь в ту или иную сторону от определенного постоянного значения. Это значение и называется статическими средним значением проекции скорости жидкости в рассматриваемой точке в заданный момент времени.

Поскольку в теории турбулентности используется процедура статического осреднения, а при экспериментальных исследованиях турбулентных течений измеряются временные или пространственные средние значения, необходимо выяснить, как связаны между собой средние по времени значения гидромеханических величин [127, 144, 161].

Для описания турбулентного движения Рейнольдс предложил следующий прием. Регистрируя во времени скорости и давления в данной точке потока, можно положить

$$u = \bar{u} + u', \quad v = \bar{v} + v', \quad w = \bar{w} + w', \quad p = \bar{p} + p', \quad (3.6.1)$$

где  $u, v, w, p$  – действительно существующие в потоке мгновенные – (актуальные) – проекции скорости и давления,  $\bar{u}, \bar{v}, \bar{w}, \bar{p}$  – осредненные значения;  $u', v', w', p'$  – пульсации скорости и давления.

Под осредненным значением актуальной величины  $\phi$ , обозначаемым  $\bar{\phi}$ , понимают обычное интегральное среднее по времени  $t$  за промежуток времени  $T$ , называемый *периодом осреднения*:

$$\bar{\phi}(x, y, z; t) = \frac{1}{T} \int_{t-T/2}^{t+T/2} \phi(x, y, z; \tau) d\tau. \quad (3.6.2)$$

Предположим, что для каждого турбулентного движения существует такой достаточно большой по сравнению с периодом турбулентных пульсаций, но малый по сравнению с характерным для осредненного турбулентного движения интервалом времени постоянный период осреднения  $T$ , что сглаживание во времени (3.6.2) приводит к осредненной величине, при повторном сглаживании уже не изменяющейся. Это значит, что

$$\bar{\bar{\phi}} = \bar{\phi}. \quad (3.6.3)$$

Если в результате осреднения (3.6.2), проведенного в данной точке в разные моменты времени  $t$ , будут получаться одни и те же значения  $\bar{\phi}$ , то

такое осредненное движение называется *стационарным*, а само турбулентное движение – *квазистационарным*.

Предположение (3.6.3) эквивалентно утверждению о равенстве нулю средних значений пульсаций  $\overline{\varphi'} = \overline{\varphi} - \overline{\overline{\varphi}} = 0$  величины  $\varphi$ . Действительно, в силу линейности операции осреднения (3.6.3) записывают

$$\overline{\varphi'} = \overline{\varphi} - \overline{\overline{\varphi}} = 0. \quad (3.6.4)$$

Имея дело исключительно с квазистационарными турбулентными движениями, осредненное значение  $\overline{\varphi}$  будет функцией только координат, так что если  $\psi$  означает еще одну пульсирующую функцию времени и координат, то согласно (3.6.2) получено

$$\overline{\overline{\varphi\psi}} = \overline{\overline{\varphi}} \overline{\overline{\psi}}. \quad (3.6.5)$$

Если турбулентное движение не квазистационарно, то равенство (3.6.5) приходится вводить как дополнительное свойство осреднения (3.6.2).

По определению осреднения (3.6.5) сразу следует, что среднее значение производной от некоторой функции по координате равно производной от среднего значения функции по той же координате

$$\overline{\frac{\partial \varphi}{\partial x}} = \frac{\partial \overline{\varphi}}{\partial x}, \dots, \quad (3.6.6)$$

так как операции дифференцирования по координате и интегрирования по времени независимы. Таким же свойством обладает и производная по времени. Действительно, по известной формуле дифференцирования интеграла с переменными пределами следует

$$\begin{aligned} \frac{\partial \overline{\varphi}}{\partial t} &= \frac{\partial}{\partial t} \frac{1}{T} \int_{t-T/2}^{t+T/2} \varphi(x, y, z; \tau) d\tau = \\ &= \frac{1}{T} \left[ \varphi \left( x, y, z; t + \frac{T}{2} \right) - \varphi \left( x, y, z; t - \frac{T}{2} \right) \right] = \frac{1}{T} \int_{t-\frac{T}{2}}^{t+\frac{T}{2}} \frac{\partial \varphi}{\partial \tau} d\tau, \quad (3.6.7) \end{aligned}$$

и, следовательно,

$$\frac{\overline{\partial\varphi}}{\partial t} = \frac{\overline{\partial\psi}}{\partial t}. \quad (3.6.8)$$

Принятый закон осреднения (3.6.2) не является единственно возможным. Не нарушая линейности операции осреднения по времени (3.6.2), принято под знак интеграла вводить некоторую *весовую* функцию, распределение которой будет соответствовать преимущественной роли одних моментов времени по отношению к другим при осреднении по периоду  $T$ .

Величина  $\overline{\varphi\psi}$ , полученная в результате осреднения произведения двух пульсирующих функций  $\varphi$  и  $\psi$ , носит наименование *одноточечной двойной корреляции*, а отношение

$$R = \frac{\overline{\varphi\psi}}{\sqrt{\overline{\varphi^2}} \sqrt{\overline{\psi^2}}}$$

называют *коэффициентом корреляции* между двумя статистически связанными величинами. Равенство коэффициента корреляции плюс либо минус единице говорит о полной, *детерминированной* связи явлений, описываемых функциями от координат и времени  $\varphi$  и  $\psi$ , причем знак минус – отрицательное значение коэффициента корреляции – говорит о противоположных фазах колебаний, а равенство коэффициента корреляции нулю – о статической *независимости* явлений. Промежуточным степеням статической связанности (корреляции) пульсирующих величин отвечают абсолютные значения коэффициента корреляции между нулем и единицей. Коэффициент корреляции между пульсациями, происходящими в двух разных точках пространства в различные моменты, будет называться *коэффициентом двухточечной пространственно-временной корреляции*, причем в зависимости от количества коррелируемых пульсирующих функций, двойной, тройной и т.д. корреляции.

Понятие о *корреляции* как об отражении *статической связанности* явлений и о коэффициенте корреляции как о нормированной интервалом  $(-1, 1)$  *мере* этой связанности лежит в основе статистических теорий турбулентности. Корреляции  $\overline{\varphi'\psi'}$ ,  $\overline{\varphi'\psi'\chi'}$  и т.д. именуют еще «моментами связи» или просто «моментами» второго, третьего и т.д. порядков, присоединяя эпитеты «одноточечный», «двухточечный» и т.д.

Пользуясь частью постулированными, частью выведенными из определения закона осреднения (3.6.2) свойствами, можно получить дифференциальные уравнения *осредненного* движения несжимаемой жидкости. Рейнольдс предположил, что действительное (актуальное) движение строго описывается уравнениями Навье – Стокса:

$$\rho \frac{\partial v_i}{\partial t} + \rho v_i \frac{\partial v_i}{\partial x_j} = - \frac{\partial p}{\partial x_i} + \mu \frac{\partial^2 v_i}{\partial x_j \partial x_j},$$

$$\frac{\partial v_j}{\partial x_j} = 0 \quad (i=1, 2, 3),$$

используя последнее уравнение, перепишем его в виде

$$\rho \frac{\partial v_i}{\partial t} + \rho \frac{\partial (v_i v_j)}{\partial x_j} = - \frac{\partial p}{\partial x_i} + \mu \frac{\partial^2 v_i}{\partial x_j \partial x_j},$$

$$\frac{\partial v_j}{\partial x_j} = 0 \quad (i=1, 2, 3). \quad (3.6.9)$$

Произведем в этой системе уравнений замену актуальных скоростей  $v_i$  и давление  $p$  на осредненные  $\bar{v}_i$ ,  $\bar{p}$  и пульсационные  $v_i'$ ,  $p'$  по (3.6.1):

$$v_i = \bar{v}_i + v_i' \quad (i=1, 2, 3) \quad p = \bar{p} + p'.$$

Тогда, замечая, что

$$v_i v_j = (\bar{v}_i + v_i') (\bar{v}_j + v_j') = \overline{v_i v_j} + \bar{v}_i v_j' + \bar{v}_j v_i' + v_i' v_j',$$

и осредняя обе части равенства по времени согласно (3.6.6), будем в соответствии с принятыми правилами (3.6.7)–(3.6.9) иметь

$$\overline{v_i v_j} = \overline{v_i v_j} + \overline{v_i' v_j'}. \quad (3.6.10)$$

Усредняя по (3.4.5) обе части уравнений Навье – Стокса и используя (3.6.6), получим

$$\rho \frac{\partial \bar{v}_i}{\partial t} + \rho \frac{\partial (\overline{v_i v_j})}{\partial x_j} = -\frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} + \mu \frac{\partial^2 \bar{v}_i}{\partial x_j \partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left( -\rho \overline{v_i' v_j'} \right), \quad \frac{\partial \bar{v}_j}{\partial x_j} = 0, \quad (3.6.11)$$

или, используя последнее уравнение системы (3.6.4),

$$\rho \frac{\partial \bar{v}_i}{\partial t} + \rho \overline{v_j} \frac{\partial \bar{v}_i}{\partial x_j} = -\frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} + \mu \frac{\partial^2 \bar{v}_i}{\partial x_j \partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left( -\rho \overline{v_i' v_j'} \right), \quad \frac{\partial \bar{v}_j}{\partial x_j} = 0. \quad (3.6.12)$$

Заметим, что из равенств (3.6.10) и (3.6.12) непосредственно следует равенство

$$\frac{\partial \bar{v}_j}{\partial x_j} = 0, \quad (3.6.13)$$

выражающее условие несжимаемости жидкости при пульсационном движении.

Уравнения Рейнольдса (3.6.12) можно рассматривать как *первые* в общей системе уравнений *переноса* турбулентных характеристик потока, а именно как уравнения переноса *количеств движения* или *переноса импульса*.

### ***Теория Буссинеска (гипотеза “эффективной вязкости”)***

Уравнения механики сплошной среды – это осредненные уравнения. Их можно получить с помощью последовательного осреднения уравнений, описывающих процессы в микромасштабе, т.е. описывающих микродвижения. В отличие от феноменологического подхода, метод осреднения позволяет последовательно учесть влияние пульсационного движения фаз и получить выражение для определения (через распределения микропараметров) таких макроскопических характеристик, как тензоры напряжений в фазах, интенсивности межфазного взаимодействия, потоки различных видов энергий и т.д. Реализация этих выражений, приводящая к реологическим соотношениям теперь уже только между макропараметрами и, как результат, к замыканию системы уравнений, должна производиться с учетом структуры и физических свойств фаз в смесях.

Имеются несколько методов введения средних характеристик движения или методов осреднения (пространственное, временное,

пространственно-временное, вероятностное осреднение и т. д.). Все эти методы приводят практически к одинаковым системам осредненных уравнений, и различие методов проявляется лишь при их обосновании, при выборе основных гипотез и при разработке методов экспериментального измерения средних параметров и выявления связей между ними.

С помощью операции усреднения уравнения для нестационарного ламинарного течения преобразуются в усредненные по времени уравнения для турбулентного течения. При этом предполагается, что имеют место быстрые случайные пульсации усредняемой величины около среднего значения. В результате операции усреднения возникают дополнительные члены – так называемые напряжения Рейнольдса, турбулентный диффузионный поток и т.д. Задачей моделей турбулентности является выражение этих потоков через средние характеристики течения [128, 161].

Для того чтобы исключить входящие в эти выражения средние значения произведений пульсационных скоростей, вводится понятие турбулентной вязкости. Возможность рассматривать турбулентное движение среды, как подчиняющееся ньютоновскому закону вязкости связана с концепцией Буссинеска, выдвинутой им в 1877 г. и названной «гипотезой эффективной вязкости». При таком подходе внимание фиксируется на эффективной вязкости  $\mu_{\text{эф}}$ . Впервые определение величины эффективной вязкости предложил Прандтль [195]. Исходя из представлений кинетической теории газов, он предложил, что величина эффективной вязкости пропорциональна локальной плотности, некоторой длине  $l$ , типичной для структуры турбулентности, и характерной скорости флуктуационного движения. За последнюю Прандтль принял произведение  $l$  на  $|\partial u / \partial y|$ , что привело к формуле

$$\mu_{\text{эф}} = \rho l^2 |\partial u / \partial y|. \quad (3.6.14)$$

Величина  $l$ , получившая название «пути смешения», по мнению Прандтля, определяется прежде всего геометрией рассматриваемой системы течения, например, она может быть пропорциональна расстоянию по нормали к поверхности в пристенной области.

Другие гипотезы исходили из предпосылки о неизменности величин  $\mu_{\text{эф}}$  и  $\mu_{\text{эф}}/\rho$ , остающихся постоянными поперек пограничного слоя.

Колмогоров, Прандтль и другие авторы независимо друг от друга связали вязкость с кинетической энергией турбулентного движения  $K$ :

$$K \equiv \frac{1}{2}(u'^2 + v'^2 + w'^2), \quad (3.6.15)$$

где  $u'$ ,  $v'$ ,  $w'$  – пульсационные составляющие мгновенной скорости.

Модель Колмогорова – Прандтля, конечно, не единственная, учитывающая влияние ламинарной вязкости на эффективную вязкость при малых локальных числах Рейнольдса. Каждый реалистичный метод расчета должен учитывать тот факт, что в непосредственной близости гладкой стенки вклад турбулентности в эффективную вязкость снижается до нуля.

Многие авторы предлагали различные формы функции эффективной вязкости. Несмотря на то, что подобный подход не является строгим, он является общепринятым для описания турбулентного течения.

В результате усредненные по времени уравнения для турбулентного течения могут иметь тот же вид, что и уравнения для ламинарного течения, с той лишь разницей, что коэффициенты молекулярного обмена, такие как коэффициенты вязкости и диффузии, заменяются на эффективные (т.е. молекулярные плюс турбулентные) коэффициенты обмена. С вычислительной точки зрения турбулентное течение эквивалентно в рамках такого подхода ламинарному течению с довольно сложной зависимостью для коэффициента вязкости.

Таким образом, в уравнения движения входит некая эффективная вязкость, которая представляет собой сумму обычных молекулярной и турбулентной вязкостей. Турбулентная вязкость зависит от поля вектора скорости, которое является неизвестным и должно быть найдено из решения этих уравнений. Поэтому осредненные по Рейнольдсу уравнения движения необходимо дополнить замыкающими уравнениями. В качестве замыкающих соотношений будем использовать выражения для удельной кинетической энергии турбулентности  $K$  и скорости ее диссипации  $\varepsilon$ .

Гипотеза об эффективной вязкости, являющейся составной частью теории, разработанной авторами RHOENICS, легла в основу классификации численных методов визуализации гидродинамики и тепломассопереноса исследуемых процессов:

1. Модели, использующие гипотезу эффективной вязкости;
2. Модели Рейнольдсовых напряжений;
3. Модели, использующие некоторые аспекты гипотезы эффективной вязкости.

Наличие апробированной гипотезы эффективной вязкости позволило Патанкару и Сполдингу выработать такой метод, который применим с

минимальным числом возможных модификаций практически ко всем случаям и задачам, поставленным теорией и практикой [182 – 184, 251, 260].

Для описания процесса переноса импульса Буссинеск предположил, что турбулентное касательное напряжение  $\tau_T$  определяется аналогичной формулой закона трения Ньютона:

$$\tau = -\mu \frac{du}{dy}.$$

Тогда для турбулентного течения

$$\tau_T = -\rho \overline{u'v'} = -\mu_T \frac{d\bar{u}}{dy}, \quad (3.6.16)$$

где вместо истинной скорости  $u$  входит осредненная скорость  $\bar{u}$ , а вместо коэффициента молекулярной вязкости  $\mu$  – коэффициент турбулентного обмена  $\mu_T$  или  $\nu_T = \mu_T / \rho$ . Коэффициент  $\mu_T$  не является физической константой и в первую очередь зависит от распределения скорости  $\bar{u}$ .

С учетом выражения (3.6.16) двумерные уравнения движения запишутся в виде

$$\frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} \left[ (\nu + \nu_T) \frac{\partial u}{\partial y} \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[ (\nu + \nu_T) \frac{\partial u}{\partial x} \right]; \quad (3.6.17)$$

$$\frac{\partial v}{\partial t} + u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial y} \left[ (\nu + \nu_T) \frac{\partial v}{\partial y} \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[ (\nu + \nu_T) \frac{\partial v}{\partial x} \right].$$

Здесь черта над осредненными параметрами опускается.

Система уравнений (3.6.17) дополняется уравнением неразрывности потока.



### 3.7. Численное решение задач по гидромеханике

Эффективным инструментом исследования одно- и двухфазных потоков является численное решение уравнений турбулентного движения среды с привлечением программного комплекса PHOENICS.

Конструируя то или иное оборудование, конструктору еще до его изготовления важно знать, как будет действовать проектируемое им оборудование, и в этом неоценимую помощь ему оказывают расчеты. Создание расчетных методов является одной из основных задач специалистов, работающих в области прикладных наук.

Назначение разработанного метода состоит в предвычислении любых представляющих практический интерес характеристик или свойств сред на основе информации о заданных условиях эксперимента. Имеются самые разнообразные теории, их формы диктуются назначением. Некоторые теории описывают качественную сторону явлений, другие – количественную; в одних делается упор на описание, в других – на интерпретацию; целью некоторых теоретиков является определение различий между внешне подобными явлениями, другие же изучают их сходство. Теория авторов и разработчиков программного пакета PHOENICS создана для прогнозирования, поэтому она количественная.

Авторы программного комплекса делают упор на наиболее общие физические ситуации и избегают введения нетипичного, возможного лишь в каких-то особых случаях. Единая универсальная теория лучше множества частных теорий узкоспециального назначения. Важны экономичность метода и простота обращения с ним. Иначе трудоемкость подготовительных операций, либо дороговизна машинного времени вынуждают конструктора обращаться к эксперименту. Научному работнику приходится в этом случае воздерживаться от исследований внутренней сущности своих гипотез в их полном виде. Эмпирические данные, используемые в расчете, относятся ли они к эффективной вязкости или к взаимосвязям между интегральными характеристиками, должны правильно отражать наиболее существенные черты и особенности турбулентного движения. Кроме того, вычислительный аппарат теории должен обеспечивать точные результаты, не внося дополнительных ошибок. Все эти требования были учтены авторами разработки методов расчетов, используемых в программном пакете PHOENICS. Многочисленные примеры, приведенные в последующих главах монографии, красноречиво доказывают правильность математических формулировок и надежность алгоритмов расчета, применяемых в программном комплексе PHOENICS.

Численное решение задач, связанных с турбулентным течением одно- и двухфазных смесей, можно начинать, когда законы, управляющие этими процессами, выражены в математической форме, обычно в виде дифференциальных уравнений. Каждое из дифференциальных уравнений выражает определенный закон сохранения. В каждом уравнении в качестве зависимой переменной используется некоторая физическая величина и отражается баланс между различными факторами, влияющими на эту переменную. Обычно зависимыми переменными в этих дифференциальных уравнениях являются удельные свойства, т.е. свойства, отнесенные к единице массы. Члены дифференциального уравнения такого типа выражают воздействия на единицу объема, а их сумма – баланс этих воздействий.

Программный комплекс PHOENICS использует вычислительные методы для расчета дифференциальных уравнений в частных производных переноса массы, импульса, энергии, химических и других субстанций, куда вводятся эмпирические данные для зависимостей «эффективных» коэффициентов переноса (вязкость, теплопроводность и т.д.) в турбулентно движущейся среде.

### *Обобщенные уравнения переноса субстанции*

В программном комплексе PHOENICS численно решаются *обобщенные уравнения* переноса субстанции (массы, импульса, тепла, кинетической энергии турбулентности и пр.). Рассмотрение дифференциальных уравнений, описывающих тепломассообмен и гидродинамику одно- и двухфазных сред, показывает, что интересующие нас зависимые переменные подчиняются обобщенному закону сохранения. Введение единой формы записи используемых уравнений позволяет развить единый метод их решения, постепенно усложняя его по мере учета отдельных членов общего уравнения.

Если обозначить зависимую переменную через  $\Phi$ , то обобщенное дифференциальное уравнение примет вид:  
для однофазного потока

$$\partial(\rho\Phi)/dt + \text{div}(\rho u \Phi) = \text{div}(\mu \text{grad}\Phi) + F, \quad (3.7.1)$$

для многофазного потока обобщенное уравнение записывается как

$$\partial(\alpha_i \rho_i \Phi_i)/dt + \text{div}(\alpha_i \rho_i u_i \Phi_i - \alpha_i \mu_i \text{grad}\Phi_i) = \alpha_i F_{\alpha_i}. \quad (3.7.2)$$

Конкретный вид  $F$  зависит от смысла переменной  $\Phi$ . Зависимая переменная  $\Phi$  обозначает различные величины, такие как импульс единицы массы, энтальпия, массовая концентрация компоненты, удельная кинетическая энергия турбулентности и пр.

Кроме того, поле скорости должно удовлетворять дополнительному ограничению, а именно закону сохранения массы или уравнению неразрывности, имеющему вид:

– для однофазного потока:

$$\partial \rho / dt + \operatorname{div}(\rho u) = 0; \quad (3.7.3)$$

– для многофазного потока это уравнение переписывается как

$$\partial(\alpha_i \rho_i) / dt + \operatorname{div}(\alpha_i \rho_i u_i) = 0, \quad (3.7.4)$$

где  $t$ ,  $\alpha_i$ ,  $\rho_i$ ,  $\mu_i$ ,  $u_i$ ,  $F_i$  – время (с), объемная доля, плотность ( $\text{кг/м}^3$ ), коэффициент переноса субстанции, вектор скорости (м/с), источник субстанции  $\Phi$ , соответственно ( $i$  – номер фазы: 1 – сплошная, 2 – дисперсная).

Процедура записи дифференциальных уравнений, выражающих законы сохранения импульса, массы и энергии в обобщенном виде (3.7.1) – (3.7.4), заключается в их преобразовании до тех пор, пока нестационарный, диффузионный и источниковый члены уравнения для данной зависимой переменной не примут стандартный вид. Тогда в качестве выражения для  $\mu$  берут коэффициент перед  $\operatorname{grad} \Phi$  в диффузионном члене, а все оставшиеся члены в правой части обозначают через источниковый член  $F$ .

### **Описание метода**

Тот факт, что все интересующие нас дифференциальные уравнения, описывающие теплообмен, гидродинамику и турбулентность, можно рассматривать как частный случай обобщенного уравнения для  $\Phi$ , позволяет ограничиться численным решением уравнения (3.7.1) – (3.7.4), которую можно применить для нахождения различных  $\Phi$  при использовании соответствующих выражений для  $\mu$  и  $F$  и, конечно, соответствующих начальных и граничных условий. Таким образом, концепция обобщенного уравнения позволяет сформулировать обобщенный численный метод.

Численное решение дифференциальных уравнений состоит из набора чисел, по которому можно построить распределение зависимой переменной

Ф. В этом смысле численный метод подобен лабораторному эксперименту, где имеется возможность определить распределение измеряемой величины в рассматриваемой области по набору показаний приборов. И исследователи, применяющие численный анализ, и экспериментаторы должны довольствоваться результатом, состоящим из конечного числа значений, хотя их количество, в принципе, можно сделать достаточным для практических целей.

В качестве основных неизвестных в численном методе рассматриваются значения зависимой переменной в конечном числе точек. Метод включает в себя получение системы алгебраических уравнений для этих неизвестных и алгоритм решения этих уравнений.

Полагается, что в любом сечении на достаточно малом участке профили скоростей, температур и т.д. описываются простыми алгебраическими выражениями (например, полиномами относительно расстояния от стенки), содержащими свободные параметры (например, коэффициенты полинома).

Дифференциальные уравнения в частных производных последовательно умножаются на некоторые функции зависимых и независимых или только независимых переменных, названных «весовыми функциями». Далее уравнения интегрируются по конечному объему вычислительной ячейки и конечному промежутку времени.

Подынтегральные функции аппроксимируются при помощи интерполяционных формул через их значения на границах ячейки. PHOENICS располагает широкой разновидностью интерполяционных формул, предлагаемых по умолчанию и на выбор.

В результате получается аппроксимирующая система обыкновенных дифференциальных уравнений на всех границах вычислительной ячейки. Эта система замыкается граничными условиями, которые ставятся с помощью рядов фиктивных ячеек (чтобы каждую расчетную точку сделать внутренней и сохранить единый алгоритм для всех ячеек).

Расчеты могут проводиться в пространственно одно-, двух- и трехмерных областях на равномерных и неравномерных сетках как в прямоугольной, так и в криволинейных, в том числе неортогональных, системах координат.

Конечно-объемный метод распространен на многопараметрическом классе разностных схем расщепления, из которого можно выбрать оптимальные алгоритмы для вычислительных систем с различной архитектурой. С его помощью решаются системы уравнений Эйлера, Навье –

Стокса, радиационной газовой динамики, упругопластичности, динамики плазмы, теории фильтрации, механики многофазных сред и т.д.

Для замыкания системы дифференциальных уравнений она должна быть снабжена дополнительными уравнениями. Дополнительные уравнения несут информацию о вспомогательных переменных и граничных условиях. Вспомогательной переменной может быть алгебраическая функция других вспомогательных и зависимых переменных. PHOENICS снабжен множеством формул для вспомогательных переменных. Пользователю также предоставляется возможность использовать свои вспомогательные переменные. Вспомогательные переменные отличаются от зависимых переменных тем, что они получены скорее из алгебраических уравнений, чем от дифференциальных. Примеры вспомогательных переменных:

1. Молекулярные свойства сред, такие как молекулярная вязкость, коэффициент диффузии, числа Прандтля и т.д.;

2. Термодинамические свойства – плотность, энтальпия насыщения и т.д.;

3. Количественные характеристики турбулентности – масштаб длины, турбулентная кинематическая вязкость, скорость образования и т.д.;

4. Межфазно-транспортные параметры – коэффициент межфазной фрикции, теплообмена и т.д.

Если эти переменные заданы константами, то они представляются в PHOENICS как скаляры, если же они не являются константами, то они представляются как функции от большого количества заложенных в программу зависимых переменных.

При развитии турбулентном течении граничные условия для твердой стенки должны описывать пограничный слой пристеночными функциями, которые используют эмпирические формулы. В программном комплексе PHOENICS используются три типа пристеночных функций: степенной закон Блазиуса, логарифмическая пристеночная функция и обобщенная пристеночная функция.

Основная идея конечно-объемного метода легко понятна и поддается прямой физической интерпретации. Расчетную область разбивают на некоторое число непересекающихся контрольных объемов таким образом, что каждая узловая точка содержится в одном контрольном объеме. Дифференциальное уравнение интегрируется по каждому контрольному объему. Для вычисления интегралов используют кусочные профили, которые описывают изменение  $\Phi$  между узловыми точками. В результате находят дискретный аналог дифференциального уравнения, в который входят значения  $\Phi$  в нескольких узловых точках.

Полученный подобным образом дискретный аналог выражает закон сохранения  $\Phi$  для конечного контрольного объема точно так же, как дифференциальное уравнение выражает закон сохранения для бесконечно малого контрольного объема. Одним из важных свойств этого метода является то, что в нем заложено точное интегральное сохранение таких величин, как масса, количество движения и энергия на любой группе контрольных объемов и, следовательно, на всей расчетной области. Это свойство проявляется при любом числе узловых точек, а не только в предельном случае очень большого их числа. Таким образом, решение на грубой сетке удовлетворяет точным интегральным балансам.

Свобода выбора интерполяционных функций и профилей ведет к существованию множества способов получения дискретных аналогов уравнения. Предполагается, что при увеличении числа узловых точек решение всех дискретных аналогов исходного уравнения совпадает. Однако наложим дополнительное требование, которое приведет к сужению числа подходящих формул. Потребуем, чтобы решение, полученное даже на грубой сетке, во-первых, всегда имело физически правдоподобный характер и, во-вторых, сохраняло полный баланс.

При разбивке на сетку часто желательно использовать неравномерную сетку, так как это позволяет эффективно загружать вычислительную машину. Сетка должна быть непосредственно связана с характером изменения зависимой переменной в расчетной области. Кроме того, нет общих правил, согласно которым максимальное (или минимальное) соотношение соседних сеточных интервалов должно быть одним и тем же. Число узловых точек, необходимое для требуемой точности и выбранного метода, должно распределяться в расчетной области в соответствии с природой решаемой задачи.

Исследование решений, использующих только несколько сеточных узлов, позволит судить о поведении решения. Ведь таким же образом поступают обычно в лабораторном эксперименте. Проводятся предварительные эксперименты или пробные опыты, и их результаты используются для определения числа и места расположения датчиков, необходимых для конечного эксперимента.

Трудность расчета поля скорости связана с неизвестным полем давления. Градиент давления составляет часть источникового члена в уравнении количества движения, при этом нет явного уравнения для определения давления. При заданном поле давления решение уравнений количества движения не представляет особой сложности. Однако способ нахождения поля давления не очевиден.

Поле давления определяется через уравнение неразрывности. Если правильное поле давления подставить в уравнение количества движения, то получаемое из них поле скорости будет удовлетворять уравнению неразрывности. Такой косвенный способ нахождения давления не очень удобен для наших целей, если только не считать прямое решение всей системы уравнений, получаемой из дискретных аналогов уравнений количества движения и неразрывности.

Связанные с нахождением давления трудности привели к возникновению методов, основанных на решении уравнений, получаемых при исключении давления из системы определяющих уравнений. При этом в случае двумерных задач исключение давления из двух уравнений количества движения путем перекрестного дифференцирования каждого уравнения приводит к уравнению переноса вихря. Вместе с введением функции тока для стационарных задач двухмерных течений этот метод является основой широко известного метода решения в переменных функция тока – вихрь. Однако при использовании этого метода задача оказывается сложнее, чем при использовании непосредственно трех составляющих скорости и давления.

Разработчиками программного комплекса PHOENICS была разработана методика, позволяющая преобразовывать косвенную информацию, заложенную в уравнение неразрывности в алгоритм прямого расчета давления. Процедура, разработанная для расчета поля давления, получила название SIMPLE (Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equations), что означает полунявный метод для связывающих давление уравнений. Разработанный алгоритм строит поле давления по заданному полю скорости.

Уравнения количества движения и для поправки давления решаются последовательно итерационной процедурой. Использование итераций во многом упрощает использование численного метода. С их помощью можно справиться с любой нелинейностью и взаимозависимостью. Конечно, имеет смысл лишь такой итерационный метод, с помощью которого можно достигнуть сходимости. Итерационный процесс считается законченным, когда дальнейшие итерации не приводят к изменению зависимых переменных. Для каждой узловой точки рассчитывается невязка. Очевидно, что если дискретный аналог удовлетворяется точно, то невязка равна нулю. Удовлетворительным критерием сходимости является условие, что максимальное значение невязки должно быть меньше некоторого малого числа.

Граничные условия в программном комплексе PHOENICS интерпретируются как источники и рассматриваются в общих балансовых соотношениях сохранения импульса, массы и энергии и других субстанций. Действительно, вход потока в расчетную область – это источник массы, импульса, тепловой энергии; если поток является турбулентным, то это еще и источник турбулентной энергии, если рассматривается перенос скаляра, скажем, концентрации растворенного вещества, то это еще и входной поток этого скаляра. Выход потока также является источником, или точнее, стоком. Граничные условия на стенке также можно трактовать как источники: стенка вызывает торможение среды, то есть является источником импульса, если есть теплообмен через стенку, то это еще и источник тепловой энергии и т.д.

Граничные условия на стенке для турбулентного потока задаются либо с использованием пристеночных функций, либо демпферных функций. В первом случае предполагается, что внешняя сторона прилегающей к стенке ячейки находится в зоне полностью развитой турбулентности (или в ядре потока). Это позволяет поставить граничные условия на стенке путем задания пристеночных функций, выражающих логарифмический профиль скорости у стенки и включить соответствующие соотношения в итерационный процесс. Во втором случае уравнения турбулентного движения распространяются на все ячейки, включая и ячейки, прилегающие к границе, но в этом случае закон затухания турбулентности у стенки задается путем введения демпферных функций. А собственно граничными условиями на стенке в этом случае является условие прилипания, то есть равенство скорости на стенке нулю. В этом случае густота расчетной сетки около стенки должна быть существенно гуще, чем при постановке граничных условий путем задания пристеночных функций, поэтому в данной работе использован первый вариант постановки граничных условий на стенке, то есть путем задания пристеночных функций.



## **ГЛАВА 4**

### **ДВИЖЕНИЕ ЖИДКОСТИ В ТРУБАХ И АППАРАТАХ**

В главе рассмотрены основные закономерности процесса переноса импульса в однофазных средах при ламинарном и турбулентном движении вдоль твердых поверхностей. Представлены основные сведения о пограничном слое [2, 57, 88, 101, 121, 130, 145, 206, 264, 276]. Даны основы расчета аппаратов с мешалками и насосов [31, 177, 201, 230].

#### **4.1. Понятие пограничного слоя**

Пограничный слой может иметь размеры на несколько порядков меньше размеров промышленного аппарата, но его роль очень большая, так как в области пограничного слоя сосредоточены основные сопротивления переносу импульса, массы и тепла. Пограничный слой характеризуется большими поперечными градиентами скорости, концентрации и температуры и формируется на поверхности раздела при различных скоростях движения сплошной и дисперсной фаз. В этом случае различают пограничные слои в сплошной (внешний) и в дисперсной (внутренний) фазах. Кроме этого, пограничный слой образуется на элементах конструкции аппарата (на стенках, перегородках и т.д.) при обтекании их потоками жидкости или газа.

Классическим примером являются пограничные слои, образующиеся на плоской пластине при обтекании ее поверхности жидкостью и в круглых трубах. Большинство экспериментальных данных различных зарубежных и отечественных исследователей получено именно для этих условий. Более сложным для исследования и математического описания является пограничный слой на поверхностях с различной кривизной (обтекание цилиндра, сферы и др. тел). Такой пограничный слой характеризуется большим градиентом давления и точкой отрыва, за которой производная и скорость потока меняют знаки. Так же значительно сложны и труднодоступны пограничные слои на поверхности раздела двухфазных и многофазных сред.

#### ***Формирование пограничного слоя***

При движении среды (жидкости, газа или пара) около твердого тела происходит прилипание ее частиц к поверхности. Скорость среды на поверхности равна нулю. Вследствие трения соседние слои движущейся

среды затормаживаются, поэтому ее скорость в зоне течения, непосредственно прилегающей к твердому телу, изменяется от нуля на стенке (т.е. на поверхности) до значения скорости в ядре потока на внешней границе указанной зоны. Эта зона носит название *гидродинамического пограничного слоя*. Чем меньше вязкость среды, тем тоньше гидродинамический пограничный слой и большее значение в этом слое имеет градиент скорости. Вне пограничного слоя градиент скорости невелик. Следовательно, силы трения здесь малы, и ими обычно пренебрегают. Значение пограничного слоя очень велико, так как он определяет гидродинамическое сопротивление при движении среды относительно твердого тела, а также сопротивление переносу массы и тепла.

Между внешним потоком и пограничным слоем резкой границы нет, поскольку средняя скорость жидкости по сечению потока изменяется монотонно, без скачков. Обычно толщину пограничного слоя определяют условно, исходя из того, что на его внешней границе скорость составляет 99 % от скорости внешнего потока. Толщина гидродинамического пограничного слоя  $\delta$  зависит от скорости движения среды  $U_\infty$ , ее вязкости  $\nu$  и значения продольной координаты  $Ox$ :

$$\delta = \text{const} \left( \frac{x\nu}{U_\infty} \right)^b. \quad (4.1.1)$$

Пограничный слой образуется как в ламинарных, так и в турбулентных потоках, но структура этих пограничных слоев различна. При обтекании твердого тела ламинарным потоком жидкости (газа) с постоянной по сечению скоростью тормозящее действие обтекаемой поверхности проявляется в начале в тонком пристенном слое. По мере удаления от входной кромки жидкости увеличивается толщина слоя, в котором из-за торможения жидкости стенкой проявляется действие сил вязкого трения. В результате по мере удаления от входа толщина ламинарного пограничного слоя непрерывно возрастает (рис. 4.1) и на достаточном удалении от входной кромки действие сил вязкого трения распространяется на весь поток.

При контакте турбулентного потока с обтекаемой поверхностью (рис. 4.2) на передней кромке пластины образуется ламинарный пограничный слой, подобный рассмотренному выше. По достижении некоторого критического размера ламинарное движение в пограничном слое становится неустойчивым (точка  $A$ ) и развивается турбулентность. В переходной зоне, ограниченной точками  $A$  и  $B$ , турбулентность распространяется на всю

толщину пограничного слоя 1, за исключением тонкого слоя вблизи стенки, называемого вязким подслоем 2.

В вязком подслое имеет место струйное течение, которое подвергается интенсивным внешним возмущениям, вызванным проникновением турбулентных пульсаций из ядра потока.

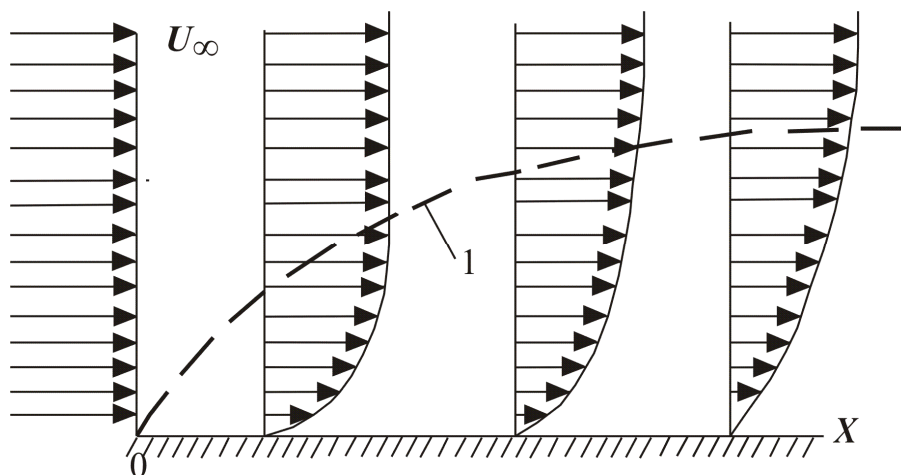


Рис. 4.1. Формирование ламинарного пограничного слоя на плоской пластине: 1 – граница пограничного слоя

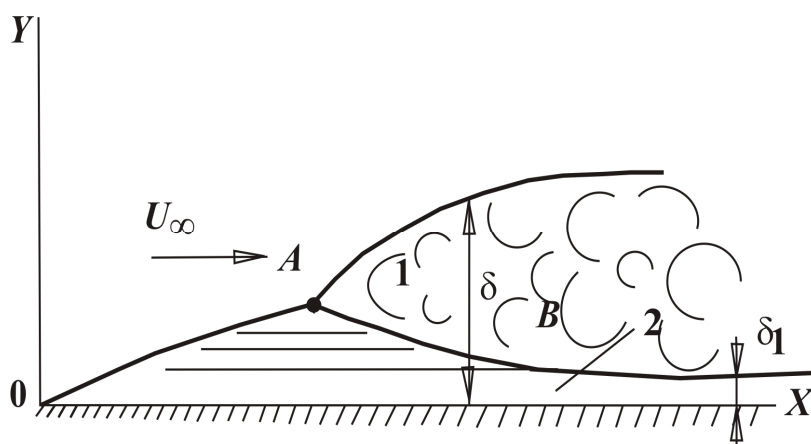


Рис. 4.2. Формирование турбулентного пограничного слоя на плоской пластине: 1 – турбулентный пограничный слой; 2 – вязкий подслой

Важной характеристикой пограничного слоя является касательное напряжение  $\tau_w$ , которое также называют напряжением внутреннего трения, напряжением сдвига и локальным потоком импульса.

В расчетах тепло- и массообменных процессов роль касательного напряжения  $\tau_w$  очень велика, так как между процессами переноса импульса, массы и тепла часто существует аналогия. Кроме того, от касательного напряжения зависит гидравлическое сопротивление аппарата.

При ламинарном течении касательное напряжение записывается в виде (2.1.26):

$$\tau_w = -\mu \frac{dw}{dn} = -\rho\nu \frac{dw}{dn},$$

а при турбулентном используется коэффициент турбулентной вязкости  $\nu_T(n)$ :

$$\tau_w = -\rho(\nu + \nu_T) \frac{dw}{dn}.$$

Турбулентная вязкость главным образом зависит от условий образования и характеристик турбулентного течения и не является постоянной величиной. По мере приближения к стенке турбулентность затухает и на стенке  $\nu_T = 0$  (см. раздел 4.3).

*Теоретическую основу* описания процессов переноса в пограничном слое составляют фундаментальные законы сохранения и термодинамического равновесия, одним из свойств которых является их инвариантность к масштабу и взаимодействию с другими явлениями, т.е. структура математического описания пограничного слоя слабо зависит от размера аппарата (контактного устройства). Влияние характерного размера контактного устройства и явлений других масштабов в математическом описании учитывается параметрически, например, за счет изменения величины динамической скорости и толщины пограничного слоя. Это дает возможность рассматривать процессы переноса в пограничном слое независимо от размера аппарата. Кроме того, в большинстве случаев толщина пограничного слоя аппарата значительно меньше линейного размера аппарата, поэтому часто с достаточной точностью используется модель плоского пограничного слоя в декартовой системе координат.

Моделированию и расчету процессов переноса в пограничном слое посвящены специальные монографии [57, 84, 88, 121, 130, 145, 184, 206, 208, 256, 264, 278, 279, 281].

## 4.2. Ламинарный пограничный слой

Пограничный слой образуется как в ламинарных, так и в турбулентных потоках, но структура этих слоев различна. Толщину ламинарного пограничного слоя  $\delta$  оценивают, исходя из того, что в пределах этого слоя инерционная сила и сила вязкого трения имеют один порядок. Как правило, пограничный слой тем тоньше, чем меньше вязкость. Установлено, что на основе решения уравнений Навье – Стокса толщина пограничного слоя пропорциональна квадратному корню из кинематической вязкости

$$\delta \sim \sqrt{\nu} \quad (4.2.1)$$

или в более общей формулировке

$$\frac{\delta}{L} \approx \frac{b}{\sqrt{\text{Re}_L}}, \quad (4.2.2)$$

где  $b$  – коэффициент пропорциональности;  $\text{Re}_L = U_\infty L / \nu$  – число Рейнольдса;  $U_\infty$  – скорость в ядре потока, м/с;  $L$  – характерный размер обтекаемого тела, м;  $\nu = \mu / \rho$ .

При записи уравнений Навье – Стокса обычно принимается, что толщина пограничного слоя значительно меньше характерного размера тела, т.е.  $\delta \ll L$ . Это допущение позволяет рассматривать двумерную плоскую задачу. В результате система уравнений Навье – Стокса записывается в виде

$$\frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \left( \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \right), \quad (4.2.3)$$

$$\frac{\partial v}{\partial t} + u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} + \nu \left( \frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} \right) \quad (4.2.4)$$

с уравнением неразрывности для несжимаемой жидкости:

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0. \quad (4.2.5)$$

Пограничные условия имеют вид: при  $y=0$ ,  $u=v=0$  (условия прилипания к стенке), при  $y=\delta$ ,  $u=U_\infty$  (в ядре потока).

В теории и практике научных исследований широко применяется подход оценки членов математического описания для упрощения уравнений.

На основе вышесделанного предположения ( $\delta \ll L$ ) величина безразмерной величины пограничного слоя (4.2.2)  $\delta/L \ll 1$ . Если поток движется в направлении оси  $OX$ , то в пограничном слое  $v \ll u$  и  $du/dy \gg du/dx$ . Поэтому члены в левой части уравнения (4.2.3) одного порядка. Кроме того, величина  $\partial^2 u / \partial x^2 \ll \partial^2 u / \partial y^2$ , а  $\partial p / \partial y = 0$ , т.е. давление по толщине пограничного слоя постоянно. Итак, после выполненных сокращений из двух уравнений Навье – Стокса можно оставить только одно, а связь между неизвестными величинами  $u$  и  $v$  выразить, используя уравнение неразрывности (4.2.5).

В итоге система уравнений (4.2.3) – (4.2.5) преобразуется к виду

$$\frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2}, \quad (4.2.6)$$

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0. \quad (4.2.7)$$

При обтекании поверхностей с числами Пекле  $Re_T = U_\infty L / a \gg 1$  и  $Re_D = U_\infty L / D \gg 1$ , кроме скоростного пограничного слоя, образуются температурные (тепловые) и концентрационные (диффузионные) пограничные слои. Дифференциальные уравнения для этих слоев имеют вид

$$\frac{\partial T}{\partial t} + u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} = a \frac{\partial^2 T}{\partial y^2}, \quad (4.2.8)$$

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u \frac{\partial C}{\partial x} + v \frac{\partial C}{\partial y} = D \frac{\partial^2 C}{\partial y^2}, \quad (4.2.9)$$

где  $T$ ,  $C$  – температура и концентрация;  $a$ ,  $D$  – коэффициенты молекулярной теплопроводности и диффузии,  $m^2/s$ .

В качестве граничных условий к системе уравнений (4.2.6)–(4.2.9) используют

$$u = U_{\infty}; T = T_{\infty}; C = C_{\infty} \text{ при } y = \delta;$$

$$v = u = 0; T = T_{\text{ст}}; C = C_{\text{ст}} \text{ при } y = 0.$$

Целью интегрирования уравнений пограничного слоя является получение распределения скоростей (профиля скорости). Знание профиля скорости дает возможность вычислить сопротивление, которое возникает вследствие трения движущейся среды о поверхность тела, и, кроме того, решить уравнения (4.2.8) и (4.2.9).

Профиль скорости записывается в виде

$$\frac{u}{U_{\infty}} = \phi\left(\frac{y}{\delta}\right).$$

Карман и Польгаузен предложили функцию в виде полинома четвертой степени:

$$\frac{u}{U_{\infty}} = \frac{12 + \alpha}{6} \frac{y}{\delta} - \frac{\alpha}{2} \left(\frac{y}{\delta}\right)^2 - \frac{4 - \alpha}{2} \left(\frac{y}{\delta}\right)^3 + \frac{6 - \alpha}{6} \left(\frac{y}{\delta}\right)^4, \quad (4.2.10)$$

где  $\alpha = \frac{\delta^2}{\nu} \frac{dU_{\infty}}{dx}$ , для плоских поверхностей и поверхностей малой кривизны  $\alpha = 0$ .

Известный профиль скорости позволяет вычислить сопротивление трения. Для этого следует проинтегрировать касательное напряжение  $\tau$  на стенке по всей поверхности тела. Касательное напряжение на стенке:

$$\tau_{\text{ст}} = \mu \left( \frac{\partial u}{\partial y} \right)_{y=0}. \quad (4.2.11)$$

Сопротивление трения на поверхности пластины:

$$W = b \int_{x=0}^L \tau_{\text{ст}} dx, \quad (4.2.12)$$

где  $b$  – ширина,  $L$  – длина пластины, м.

Из теоремы импульсов для безградиентного пограничного слоя для пластины, смоченной с одной стороны, известно выражение

$$W = b \int_0^x \tau_{\text{ст}}(x) = b\rho \int_0^{\delta(x)} u(U_\infty - u)dy. \quad (4.2.13)$$

Отсюда следует интегральное уравнение пограничного слоя

$$\frac{d}{dx} \int_0^{\delta} u(U_\infty - u)dy = \tau_{\text{ст}}/\rho \quad (4.2.14)$$

или с учетом градиента давления

$$\frac{d}{dx} \int_0^{\delta} u(U_\infty - u)dy + \frac{dU_\infty}{dx} \int_0^{\delta} (U_\infty - u)dy = \tau_{\text{ст}}/\rho. \quad (4.2.15)$$

Безразмерное касательное напряжение (коэффициент сопротивления трения  $C_f$ ) записывается в виде

$$\frac{C_{f_x}}{2} = \frac{\tau_{\text{ст}}(x)}{\rho U_\infty^2} = 0,332 \sqrt{\frac{\nu}{U_\infty x}} = \frac{0,332}{\sqrt{\text{Re}_x}}. \quad (4.2.16)$$

Отсюда следует закон Блазиуса для полного сопротивления трения продольно обтекаемой пластины

$$C_{f_L} = \frac{1,328}{\sqrt{\text{Re}_L}}. \quad (4.2.17)$$

Выражение (4.2.17) применимо только для области ламинарного течения, т.е. чисел Рейнольдса

$$\text{Re}_L = \frac{U_\infty L}{\nu} < 5 \cdot 10^5 \div 10^6.$$

В области турбулентного течения ( $\text{Re}_L > 10^6$ ) сопротивление пластин значительно возрастает.



При очень малых числах  $Re$  в выражении (4.2.17) используется дополнительный член

$$C_f = \frac{1,328}{\sqrt{Re_L}} + \frac{2,326}{Re_L}.$$

Толщина пограничного слоя не может быть определена точно, так как влияние трения в пограничном слое уменьшается по мере удаления от стенки асимптотически, т.е. составляющая скорости  $u(y)$  приближается к  $U_\infty$ . Чаше всего за условную толщину  $\delta$  принимают расстояние от стенки, на которой скорость  $u = 0,99U_\infty$ . Тогда приближенно значение коэффициента пропорциональности в выражении (4.2.2)  $b \approx 5,0$ .

В теории пограничного слоя также используются понятия толщины вытеснения и толщины потери импульса.

Под толщиной вытеснения понимается то расстояние, на котором потенциальное течение оттесняется наружу вследствие уменьшения скорости в пограничном слое:

$$\delta^* = \frac{\int_0^\delta (U_\infty - u) dy}{U_\infty} = \int_0^\delta \left(1 - \frac{u}{U_\infty}\right) dy \quad (4.2.18)$$

или

$$\delta^* = 1,721 \sqrt{\frac{\nu x}{U_\infty}}. \quad (4.2.19)$$

Толщина потери импульса записывается в виде

$$\delta^{**} = \frac{\int_0^\delta u(U_\infty - u) dy}{U_\infty^2} = \int_0^\delta \frac{u}{U_\infty} \left(1 - \frac{u}{U_\infty}\right) dy \quad (4.2.20)$$

или

$$\delta^{**} = 0,664 \sqrt{\frac{\nu x}{U_{\infty}}}. \quad (4.2.21)$$

Интегральное уравнение пограничного слоя (4.2.15) можно получить, сложив почленно уравнение движения (4.2.6) с уравнением неразрывности (4.2.7), умноженным на  $(u - U_{\infty})$ , а затем прибавить и вычесть  $u \partial U_{\infty} / \partial x$  в правой части полученного соотношения

$$\frac{\partial}{\partial x} [u(u - U_{\infty})] + u \frac{\partial U_{\infty}}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} [v(u - U_{\infty})] = U_{\infty} \frac{dU_{\infty}}{dx} + \frac{\partial}{\partial y} \left( \nu \frac{\partial u}{\partial y} \right). \quad (4.2.22)$$

После интегрирования в пределах пограничного слоя от 0 до  $\delta$  с учетом граничных условий следует

$$\frac{d}{dx} \int_0^{\delta} u(U_{\infty} - u) dy + \frac{dU_{\infty}}{dx} \int_0^{\delta} (U_{\infty} - u) dy = \tau_{\text{ст}} / \rho. \quad (4.2.23)$$

Для пограничных слоев с умеренным градиентом давления данное выражение запишется в виде

$$\frac{d}{dx} \int_0^{\delta} u(U_{\infty} - u) dy = \tau_{\text{гр}} / \rho. \quad (4.2.24)$$

Аналогичные выражения следуют для пограничного слоя с тепло- и массообменом:

$$\frac{d}{dx} \int_0^{\delta} u(T_{\infty} - T) dy = q_{\text{гр}} / \rho c_p, \quad (4.2.25)$$

$$\frac{d}{dx} \int_0^{\delta} u(C_{\infty} - C) dy = j_{\text{гр}}, \quad (4.2.26)$$

где  $q_{\text{гр}}$ ,  $j_{\text{гр}}$  – плотности потоков теплоты и массы.

Следует отметить, что вышеприведенные зависимости представляют собой характеристики ламинарного пограничного слоя несжимаемой жидкости (газа). Газ можно считать несжимаемым, если  $0,5 \text{ Ma}^2 \ll 1$ , где

число Маха –  $Ma = U_\infty / a$ ,  $a$  – скорость звука, т.е. для воздуха при атмосферном давлении это примерно  $U_\infty \leq 100$  м/с (при скорости звука  $a=330$  м/с). Таким образом, даже при относительно больших скоростях движения газ можно рассматривать как несжимаемую жидкость, т.е. практически при всех режимах работы промышленных аппаратов.

### 4.3. Турбулентный пограничный слой

Ламинарное течение, как показывает опыт, устойчиво только при некоторых условиях, определяемых значением критического числа Рейнольдса. Так, например, для трубы при  $Re > 2320$  ламинарное течение становится неустойчивым и переходит в турбулентное. Этот переход связан с возникновением в потоке незатухающих возмущений. Значение критического числа Рейнольдса существенно зависит от условий входа потока в трубу. Явление изменения характера течения при повышении скорости потока или уменьшения вязкости впервые было установлено в опытах Хагена (1839 г.). Однако закон перехода от ламинарного течения в турбулентное был сформулирован Рейнольдсом значительно позднее, в 1883 г. Им же было введено понятие об осредненном и пульсационном движении. Течение в пограничном слое также может быть либо ламинарным, либо турбулентным. При турбулентном течении скорость, давление и температура не остаются постоянными во времени, а очень часто и неравномерно изменяются. Такие изменения называют пульсациями, они являются наиболее характерными признаками турбулентности. Для математического моделирования турбулентного течения выполняется его разложение на осредненное и пульсационное движения. Осредненное по времени значение составляющей скорости  $u$  обозначают  $\bar{u}$ , а пульсационной скорости –  $u'$ . Тогда для составляющей скорости, давления и температуры записывают

$$u = \bar{u} + u'; \quad v = \bar{v} + v'; \quad p = \bar{p} + p'; \quad T = \bar{T} + T'.$$

Уравнение движения, аналогичное уравнению (4.2.3), только для турбулентного пограничного слоя имеет вид

$$\frac{\partial \bar{u}}{\partial t} + \bar{u} \frac{\partial \bar{u}}{\partial x} + \bar{v} \frac{\partial \bar{u}}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial \bar{p}}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} \left( \nu \frac{\partial \bar{u}}{\partial y} - u'v' \right). \quad (4.3.1)$$

Уравнение неразрывности записывается аналогично (4.2.7). Уравнение (4.3.1) отличается от уравнения ламинарного пограничного слоя (4.2.3) наличием дополнительных касательных напряжений.

Отсутствие достаточных теоретических предпосылок для замыкания системы уравнений движения Рейнольдса привело к возникновению различных полуэмпирических теорий, содержащих эмпирические константы турбулентности (от двух до пяти – шести).

Приближенные методы расчета турбулентного пограничного слоя часто основываются на теореме импульсов, используемой и для расчета ламинарного пограничного слоя на пластине. Продольное обтекание пластины характеризуется тем, что для него градиент давления вдоль стенки равен нулю, и поэтому скорость вне пограничного слоя остается постоянной. Закономерности пограничного слоя на плоской пластине являются основой для расчета сопротивления всех тел, у которых при обтекании не возникает резко выраженного отрыва.

Механизм турбулентного течения в упрощенном виде представлен Прандтлем. Для этого вводится понятие пути перемешивания  $l$ , аналогичный пути свободного пробега молекул в кинетической теории газов. Разница заключается лишь в том, что там происходит микроскопическое движение молекул, а здесь – макроскопическое движение турбулентных объемов. Осредненное по времени значение  $\overline{u'v'}$  по теории Прандтля записывается в виде

$$\overline{u'v'} = -l^2 \left| \frac{d\bar{u}}{dy} \right| \frac{d\bar{u}}{dy}. \quad (4.3.2)$$

Для описания процесса переноса импульса Буссинеск предположил, что турбулентное касательное напряжение  $\tau_T$  определяется аналогичной формулой закона трения Ньютона

$$\tau = -\mu \frac{du}{dy}.$$

Тогда для турбулентного течения

$$\tau_T = -\rho \overline{u'v'} = -\mu_T \frac{d\bar{u}}{dy}, \quad (4.3.3)$$

где вместо истинной скорости  $u$  входит осредненная скорость  $\bar{u}$ , а вместо коэффициента молекулярной вязкости  $\mu$  – коэффициент турбулентного обмена  $\mu_T$  или  $\nu_T = \mu_T / \rho$ . Коэффициент  $\mu_T$  не является физической константой и в первую очередь зависит от распределения скорости  $\bar{u}$ .

С учетом выражения (4.3.3) уравнение движения (4.3.1) запишется в виде

$$\frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} \left[ (v + \nu_T) \frac{\partial u}{\partial y} \right]. \quad (4.3.4)$$

Здесь и далее черта над осредненными параметрами опускается.

Гипотеза Прандтля о пути перемешивания позволяет выполнять практические расчеты турбулентных течений в промышленных аппаратах.

Для тепло- и массообменных процессов вводятся аналогичные коэффициенты турбулентного обмена массой  $D_T$  и энергией  $\lambda_T$  (или  $a_T = \lambda_T / (\rho c_p)$  – турбулентной теплопроводности). Коэффициенты  $\nu_T$ ,  $D_T$  и  $a_T$  имеют одинаковую размерность –  $\text{м}^2/\text{с}$ .

Уравнения тепло- и массопереноса для пограничного слоя, записанные с коэффициентами турбулентного обмена, имеют форму

$$\frac{\partial T}{\partial t} + u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial y} \left[ (a + a_T) \frac{\partial T}{\partial y} \right], \quad (4.3.5)$$

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u \frac{\partial C}{\partial x} + v \frac{\partial C}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial y} \left[ (D + D_T) \frac{\partial C}{\partial y} \right], \quad (4.3.6)$$

где  $T$  – температура;  $C$  – концентрация компонента в потоке.

Граничные условия системы уравнений (4.3.4) – (4.3.6) имеют такой же вид, как и для ламинарного пограничного слоя. Для решения данной системы уравнений, кроме уравнения состояния и зависимостей коэффициентов  $\nu$ ,  $a$  и  $D$  от температуры, необходимо иметь значения коэффициентов турбулентного обмена  $\nu_T$ ,  $a_T$  и  $D_T$ . Ввиду отсутствия в настоящее время законченной теории турбулентности определение этих коэффициентов носит полуэмпирический характер и основывается на ряде гипотез.

Из гипотез Прандтля и Буссинеска следует, что коэффициент турбулентной вязкости

$$v_T = l^2 \left| \frac{d\bar{u}}{dy} \right|. \quad (4.3.7)$$

Длина пути перемешивания  $l$  зависит от координат и характеризует средний размер турбулентных возмущений (масштаб турбулентности) в данной точке.

Для турбулентного движения среды вдоль твердой стенки путь перемешивания  $l$  записывают в виде

$$l = \chi y, \quad (4.3.8)$$

где  $\chi$  – безразмерный коэффициент, по Прандтлю  $\chi = 0,4$  и за пределами вязкого подслоя и буферной области используется линейная зависимость

$$v_T \approx \chi u_* y = \chi y \sqrt{\frac{\tau}{\rho}}. \quad (4.3.9)$$

Из выражений (4.3.3), (4.3.8) и (4.3.9) записывают

$$\frac{du}{dy} = \frac{u_*}{\chi y}. \quad (4.3.10)$$

Отсюда следует логарифмический профиль средней скорости

$$u = \frac{u_*}{\chi} \ln y + B, \quad (4.3.11)$$

где  $B$  – постоянная интегрирования.

Универсальный закон распределения, полученный для течения вдоль плоской стенки, справедлив для течения жидкости в круглой трубе.

Соотношение (4.3.11) можно записать в следующем безразмерном виде:

$$\frac{u}{u_*} = \frac{1}{\chi} \ln \frac{u_* y}{\nu} + B_1. \quad (4.3.12)$$

Согласно опытным данным Никурадзе для труб  $B_1 = 5,5$ .

Следует отметить, что логарифмический закон распределения скоростей получен при предположении, что в основной области турбулентного пограничного слоя  $v_T \gg v$ . Такое допущение справедливо при очень больших числах Рейнольдса, т.е. при развитом турбулентном режиме.

При числах  $4 \cdot 10^3 < Re < 3,2 \cdot 10^6$  в трубах широко используется степенная зависимость:

$$\frac{u}{U_{\max}} = \left( \frac{y}{R} \right)^{\frac{1}{n}}, \quad (4.3.13)$$

где  $n = 6$  при  $Re = 4 \cdot 10^3$ ;  $n = 7$  при  $Re = 10^5$ ;  $n = 10$  при  $Re = 3,2 \cdot 10^6$ .

Для плоской пластины степенной закон имеет вид

$$\frac{u}{U_{\infty}} = \left( \frac{y}{\delta} \right)^{\frac{1}{n}}, \quad (4.3.14)$$

причем  $n$  слабо зависит от числа Рейнольдса.

При  $Re_x = 10^6 \div 10^8$  принимают  $n = 7$  (закон корня одной седьмой).

Применяется также зависимость для безразмерного профиля скорости в виде

$$\frac{u}{u_*} = C_{(n)} \left( \frac{yu_*}{\nu} \right)^{\frac{1}{n}} = C_{(n)} (y^+)^{\frac{1}{n}}, \quad (4.3.15)$$

где при  $40 < y^+ < 700$ ;  $C = 8,74$ ;  $n = 7$ ; при  $70 < y^+ < 1100$ ;  $C = 9,6$ ;  $n = 8$ .

Для турбулентного пограничного слоя также используются понятия толщины вытеснения (4.2.14) и толщины потери импульса (4.2.15).

Известны соотношения

$$\frac{\delta^{**}}{\delta} = \frac{n}{(n+1)(n+2)}, \quad \frac{\delta^*}{\delta} = \frac{1}{n+1}, \quad (4.3.16)$$

где  $n = 7$ , а толщина пограничного слоя на пластине вычисляется по формуле

$$\frac{\delta}{x} = \frac{0,37}{\text{Re}_x^{0,2}}. \quad (4.3.17)$$

Из решения уравнения (4.3.15) при  $C=8,74$  и  $n = 7$  следует

$$u_* = 0,15u^{\frac{7}{8}} \left( \frac{v}{y} \right)^{\frac{1}{8}}. \quad (4.3.18)$$

Отсюда касательное напряжение на стенке

$$\tau_{\text{ст}} = \rho u_*^2 = 0,0225\rho u^{1,75} \left( \frac{v}{\delta} \right)^{0,25}. \quad (4.3.19)$$

Из выражений (4.3.17) и (4.3.19) локальный и средний коэффициенты трения пластины имеют вид

$$C_{fx} = \frac{2\tau_x}{\rho U_\infty^2} = \frac{0,058}{\text{Re}_x^{0,2}}, \quad C_f = \frac{2\tau}{\rho U_\infty^2} = \frac{0,073}{\text{Re}_L^{0,2}}. \quad (4.3.20)$$

Эти формулы дают согласование с экспериментом до  $\text{Re} \approx 10^7$ .

Шлихтинг предложил интерполяционную формулу для более широкого интервала чисел Рейнольдса

$$C_f = \frac{0,445}{(\lg \text{Re}_L)^{2,58}}, \quad (4.3.21)$$

или с учетом участка ламинарного течения около передней кромки пластины

$$C_f = \frac{0,445}{(\lg \text{Re}_L)^{2,58}} - \frac{A}{\text{Re}_L}, \quad (4.3.22)$$

где коэффициент  $A$  зависит от положения точки перехода ламинарной формы течения в турбулентную.

$\text{Re}_{x_{\text{кр}}}$	$3 \cdot 10^5$	$5 \cdot 10^5$	$10^6$	$3 \cdot 10^6$
$A$	1050	1700	3300	8700



Выражение (4.3.22) называется законом Прандтля – Шлихтинга для сопротивления гладкой плоской пластины при ее продольном обтекании. Он применим при числах  $Re \leq 10^9$ .

### *Турбулентная вязкость*

Для решения уравнений пограничного слоя (4.3.5)–(4.3.6) необходимы функциональные зависимости для расчета коэффициентов турбулентного обмена. С этой целью используются различные модели.

В литературе известен целый ряд двух- трех- и даже четырехслойных моделей пограничного слоя. Причем в каждой области используются различные функции коэффициентов турбулентного обмена.

Ландау и Левич ввели теорию вязкого подслоя, где происходит постепенное затухание турбулентности. По этой теории в пределах вязкого подслоя принимают степенную зависимость  $v_T(y)$  от расстояния до поверхности. Из теоретических соображений закон затухания  $v_T(y)$  в вязком подслое пропорционален четвертой степени. Однако экспериментальные данные различных исследователей дают значительный разброс показателя степени от 2 до 4.

В таблице 4.1 приведены наиболее известные выражения для коэффициентов турбулентной вязкости [28, 57, 76, 84, 100, 130, 144, 156].

Т а б л и ц а 4.1

№	Формула
1.	$\frac{v_T}{\nu} = 0,01\chi^4 (y^+)^4, \quad y^+ < 5$
2.	$\frac{v_T}{\nu} = DR; \quad D = \left[ 1 - \exp(-y^+ / A_*) \right]^2, \quad \text{где } A_* = 26;$ $R = \chi^2 (y^+)^2, \quad y^+ = u_* y / \nu$
3.	$v_T = C_\nu \frac{k^2}{\varepsilon}$ (« $k - \varepsilon$ » – модель)
4.	$\frac{v_T}{\nu} = 0,124^2 u_+ y_+ \left[ 1 - \exp(-0,124 u_+ y_+) \right],$ $y_+ = y / y_*; \quad u_+ = u / u_*; \quad y_* = \nu / u_*$

5.	$\frac{v_T}{\nu} = \left( \frac{y^+}{14,5} \right)^3, \quad 0 < y^+ < 5,$ $\frac{v_T}{\nu} = 0,2y^+ - 0,959, \quad 5 < y^+ \leq 30$
6.	$\frac{v_T}{\nu} = 0,001(y^+)^3, \quad 0 < y^+ \leq 5,$ $\frac{v_T}{\nu} = 0,012(y^+ - 1,6)^2, \quad 5 < y^+ \leq 20,$ $\frac{v_T}{\nu} = 0,4(y^+ - 10), \quad y^+ > 20$
7.	$\frac{v_T}{\nu} = (y^+)^a \left[ 1000(2,5 \cdot 10^7 / \text{Re})^b \right]^{-1}.$ $a = 400 - (y^+)^{0,08}, \quad b = y^+ / (400 + y^+)$
8.	$\frac{v_T}{\nu} = b(y^+)^4; \quad b = y^+ / (400 + y^+), \quad 0 < y^+ < 6$
9.	$v_T = \frac{\chi R_1 - 1}{R_1} u_* \delta_1 (y / \delta_1)^n, \quad 0 \leq y \leq \delta_1,$ $v_T = u_* y \frac{\chi R_1 - 1}{R_1}, \quad \delta_1 \leq y \leq \delta$

Характер функции  $v_T(y)$  значительно зависит от гидродинамических условий движения потока и в меньшей степени – от чисел Pr и Sc, а для пограничного слоя на поверхности раздела двухфазных сред, кроме того – от наличия ПАВ, волнообразования, межфазной конвекции и ряда других факторов [8, 30, 33, 65, 68, 76, 120, 124, 126, 130, 170, 199, 225, 277].

***Турбулентные пограничные слои с градиентом давления  
и консервативные свойства***

Турбулентные течения с понижением или повышением давления часто встречаются в тепло- и массообменных аппаратах. В качестве примеров

можно привести течения в сужающихся и расширяющихся каналах, обтекание различных профилей с кривизной поверхности и т.д.

Все способы расчета градиентных турбулентных пограничных слоев представляют собой приближенные методы. Они также основаны на теореме импульсов и теореме энергии для пограничного слоя. Общими особенностями этих способов являются: в качестве характерной толщины пограничного слоя используется толщина потери импульса; для характеристики профиля скоростей, сильно зависящего от градиента давления, вводятся формпараметры профиля скоростей. Например, в качестве формпараметра может использоваться отношение толщины вытеснения  $\delta^*$  к толщине потери импульса  $\delta^{**}$ , а расчет толщины потери импульса вычисляется при помощи теоремы импульсов. Для расчета касательного напряжения на стенке используется закон сопротивления продольно обтекаемой плоской пластины, но взамен постоянной скорости  $U_\infty$  внешнего течения подставляется переменная скорость  $U(x)$ . Все эти способы основаны на использовании консервативных свойств пограничного слоя [120 – 124, 264].

Наиболее важными из этих свойств являются:

1. Консервативность длины пути смещения в окрестности стенки (но вне вязкого подслоя) относительно градиента давления и сжимаемости.

2. Вырождение вязкого подслоя и пульсаций плотности при  $Re \rightarrow \infty$  и, как следствие этого, существование предельных относительных законов трения, в общем виде не зависящих от интегральных констант турбулентности.

3. Заполненность профилей скоростей и температур при больших числах  $Re$ .

4. Значительная консервативность безразмерной толщины вязкого подслоя на непроницаемой поверхности.

Эти принципы используются при решении разнообразных задач при турбулентном переносе.

#### **4.4. Коэффициенты переноса импульса**

Между процессами переноса импульса, массы и теплоты почти всегда существует аналогия, поэтому в данном разделе рассмотрены подходы определения коэффициентов импульсоотдачи при различных условиях движения сред [130].

### Ламинарный режим

Пусть стационарный однофазный ламинарный поток с постоянными физическими свойствами обтекает плоскую пластину. На пластине существует ламинарный пограничный слой, скорость жидкости в котором изменяется от нулевого значения на поверхности (условие прилипания) до скорости внешнего потока  $U_\infty$ .

По определению коэффициент скорости переноса импульса (импульсоотдачи) записывается в виде

$$\frac{\tau_{ст}}{\rho U_\infty} = \gamma. \quad (4.4.1)$$

Примем известное допущение Прандтля о том, что потоки импульса, массы и теплоты поперек пограничного слоя имеют постоянные значения. Действительно, профиль продольной скорости в ламинарном пограничном слое [145] – плавная кривая, близкая к прямой при малых абсциссах и асимптотически переходящая в горизонтальную прямую при  $U/U_\infty = 1$ . Поэтому можно записать поток импульса в виде

$$\tau \approx \nu \rho \frac{U_\infty}{\delta_1}, \quad (4.4.2)$$

где  $\delta_1$  – толщина пограничного слоя с профилем скорости, аппроксимированным прямой, м.

Используя коэффициент трения  $C_f = 2\tau/\rho U_\infty^2$  из выражения (4.4.2), получим

$$\delta_1 = \frac{2\nu}{C_f U_\infty}. \quad (4.4.3)$$

Локальный коэффициент трения на пластине определяется по уравнению (4.2.16):

$$C_{fx} = \frac{0,664}{\sqrt{Re_x}}, \quad Re_x = \frac{U_\infty x}{\nu}. \quad (4.4.4)$$

Тогда из выражений (4.4.3), (4.4.4) найдем

$$\delta_1 = \frac{2}{0,664} \frac{x}{\sqrt{\text{Re}_x}} \approx 3 \frac{x}{\sqrt{\text{Re}_x}}. \quad (4.4.5)$$

В результате получили так называемую приведенную толщину ламинарного пограничного слоя, которая определяется точкой пересечения касательной к профилю скорости при  $y=0$  и линии  $U = U_\infty$ .

В пределах приведенной толщины пограничного слоя параболический профиль скорости аппроксимируется с погрешностью  $\pm 5\%$  (рис. 4.3), а значение безразмерной скорости  $U/U_\infty \approx 0,9$ .

Следовательно, допущение о постоянстве потока импульса поперек ламинарного пограничного слоя справедливо с погрешностью около 10 – 15%, что находится в пределах погрешности экспериментальных исследований явлений переноса в двухфазных системах.

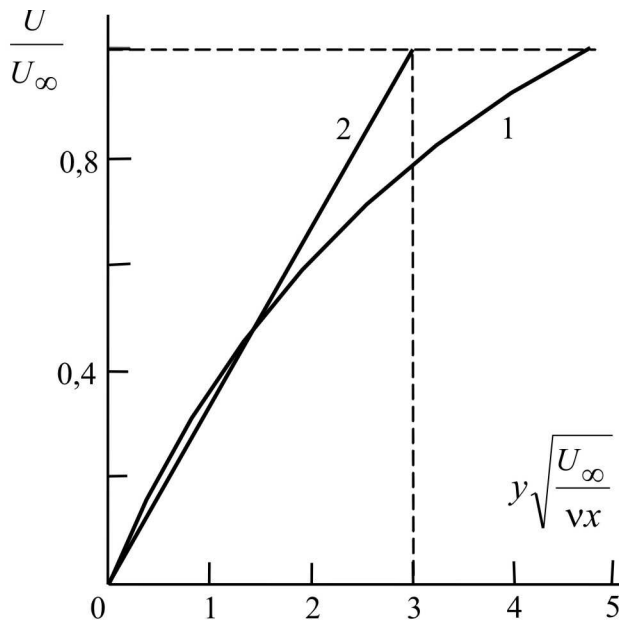


Рис. 4.3. Аппроксимация профиля скорости:  
1 – параболическое распределение;  
2 – аппроксимация профиля скорости в пределах приведенной толщины пограничного слоя

В пределах данной погрешности поток импульса можно представить в следующей форме:

$$\tau = \nu \rho \frac{U_\infty}{\delta_1} = \gamma \rho U_\infty. \quad (4.4.6)$$

Из (4.4.5) и (4.4.6) касательное напряжение и коэффициент переноса запишутся в виде

$$\tau = \frac{1}{3} \rho U_\infty \sqrt{\frac{\nu U_\infty}{x}}, \quad (4.4.7)$$

$$\gamma = \frac{1}{3} \sqrt{\frac{\nu U_{\infty}}{x}}. \quad (4.4.8)$$

### ***Турбулентный режим***

В модели Прандтля при течении вязкой жидкости вдоль твердой стенки происходит прилипание молекул жидкости к поверхности, и вблизи стенки появляется некоторый пристеночный слой. В этой области существенно проявляется молекулярное трение, а турбулентное трение пренебрежимо мало. Эту область Прандтль назвал ламинарным подслоем, и за его пределами осредненное течение практически полностью определяется турбулентным переносом. В модели Прандтля переносы импульса  $\tau = -\rho \overline{u'v'}$  и тепла  $q = -c_p \overline{T'v'}$  полностью подобны, т.е. турбулентное число Прандтля  $Pr_T = 1$ .

В ламинарном (вязком) подслое профиль скорости описывается линейной функцией, а в турбулентной области – логарифмической. В результате сопряжения этих функций следуют две важные характеристики турбулентного пограничного слоя:

- константа Прандтля  $\chi \approx 0,4$ ;
- безразмерная толщина вязкого подслоя (локальное число Рейнольдса)  $R_1 = u_* \delta_1 / \nu \approx 11,6$  (в двухслойной модели).

### ***Трехслойная модель***

Турбулентный пограничный слой согласно *трехслойной модели Кармана* состоит из вязкого подслоя, который соединяется с полностью развитой частью турбулентного течения переходной буферной областью. В рамках гипотезы длины смещения Карману принадлежит введение дополнительной переходной (буферной) области. В этой области воздействие молекулярного и турбулентного трения соизмеримо, меняясь от преобладающего молекулярного трения на нижней границе области до преобладающего турбулентного – на верхней. Именно с Кармана начинается повышенный интерес к турбулентному переносу в непосредственной близости к стенке. Термин Кармана «ламинарный подслой» постепенно перешел в понятие «вязкого подслоя».

В каждой области турбулентного пограничного слоя профиль скорости и коэффициенты турбулентного обмена импульсом  $\nu_T(y)$ , массой  $D_T(y)$  и теплом  $a_T(y)$  описываются различными функциями.

Предложенная Карманом трехслойная модель имеет следующее математическое описание:

в вязком подслое при  $y^+ < 5$

$$\frac{u}{u_*} = \frac{u_* y}{\nu} = y^+, \quad \frac{\nu_T}{\nu} = 0, \quad (4.4.9)$$

в переходной области при  $5 \leq y^+ \leq 30$

$$\frac{u}{u_*} = -3,05 + 5 \ln \frac{u_* y}{\nu}, \quad \frac{\nu_T}{\nu} = \frac{u_* y}{5\nu} - 1, \quad (4.4.10)$$

в турбулентной области при  $y^+ > 30$

$$\frac{u}{u_*} = 5,5 + 2,5 \ln \frac{u_* y}{\nu}, \quad \frac{\nu_T}{\nu} = \frac{u_* y}{2,5\nu} - 1. \quad (4.4.11)$$

На основе использования данных выражений построены различные полуэмпирические модели и методы расчета массо- и теплоотдачи в одно- и двухфазных системах.

На основе трехслойной модели пограничного слоя Кармана найден коэффициент переноса импульса при турбулентном движении однофазного потока вдоль твердой поверхности [130]. Сопротивление переносу импульса в турбулентном пограничном слое толщиной  $\delta$  представляется в следующем виде [250]:

$$\frac{1}{\gamma} = \frac{\rho \Delta U_\infty}{\tau} = \int_0^\delta \frac{F(y) dy}{\nu + \nu_T}, \quad (4.4.12)$$

где  $\Delta U_\infty = (U_\infty - U_{гр})$  – движущая сила переноса импульса, м/с; на твердой стенке  $U_{гр} = 0$  и тогда  $\Delta U_\infty = U_\infty$ . Геометрический фактор,  $F(y) = 1$ , если значение  $\delta$  значительно меньше характерного размера обтекаемого тела.

Согласно трехслойной модели (4.4.9) – (4.4.11) выражение (4.4.12) получит форму

$$\frac{1}{\gamma} = \int_0^{\delta_1} \frac{dy}{\nu + \nu_T} + \int_{\delta_1}^{\delta_2} \frac{dy}{\nu + \nu_T} + \int_{\delta_2}^{\delta} \frac{dy}{\nu + \nu_T} = \int_0^{\delta_1} \frac{dy}{\nu} + 5 \int_{\delta_1}^{\delta_2} \frac{dy}{u_* y} + 2,5 \int_{\delta_2}^{\delta} \frac{dy}{u_* y}, \quad (4.4.13)$$

где  $\delta_1 = 5\nu/u_*$ ;  $\delta_2 = 30\nu/u_*$ .

Первое слагаемое выражения (4.4.13) определяет сопротивление переносу импульса в вязком подслое толщиной  $\delta_1$ , второе – в переходной (буферной) области толщиной  $(\delta_2 - \delta_1)$ , а третье – в турбулентной области толщиной  $(\delta - \delta_2)$ .

После интегрирования (4.4.13) получено [130]

$$\frac{1}{\gamma} = \frac{5}{u_*} + \frac{5}{u_*} \ln 6 + \frac{2,5}{u_*} [\ln \delta - \ln(30\nu/u_*)]. \quad (4.4.14)$$

Отсюда выражение для определения коэффициента переноса импульса в турбулентном пограничном слое на твердой поверхности запишется в виде

$$\gamma = \frac{u_*}{5[1 + \ln 6 + 0,5(\ln \delta - \ln 30\nu/u_*)]} = \frac{u_*}{13,96 + 2,5 \ln \left( \frac{\delta u_*}{30\nu} \right)}. \quad (4.4.15)$$

Выражение, аналогичное (4.4.15), можно получить, используя и другие функции  $\nu_T(y)$ .

В работе Owen P. на основе трехслойной модели турбулентного пограничного слоя характеристики турбулентного обмена получены в виде

$$\frac{\nu_T}{\nu} = 0,001(y^+)^3, \text{ где } y^+ \in [0; 5], \quad (4.4.16)$$

$$\frac{\nu_T}{\nu} = 0,012(y^+ - 1,6)^2, \text{ где } y^+ \in [5; 20], \quad (4.4.17)$$

$$\frac{\nu_T}{\nu} = 0,4(y^+ - 10), \text{ где } y^+ \in [20; \delta]. \quad (4.4.18)$$

После интегрирования (4.4.12) получен коэффициент переноса импульса [130]



$$\gamma = \frac{u_*}{11,73 + 2,5 [\ln(0,4u_*\delta - 3\nu) - \ln(5\nu)]}. \quad (4.4.19)$$

### *Двухслойная модель*

Согласно двухслойной модели пограничный слой имеет две области – вязкий подслой с толщиной  $\delta_1 = 11,6\nu/u_*$  и далее область с развитием турбулентности.

Для определения коэффициентов переноса импульса (импульсоотдачи) запишем сопротивление переносу в вязком подслое и турбулентной области пограничного слоя аналогично (4.4.13):

$$\frac{1}{\gamma} = \int_0^{\delta_1} \frac{dy}{\nu + \nu_T(y)} + \int_{\delta_1}^{\delta} \frac{dy}{\nu + \nu_T(y)}, \quad (4.4.20)$$

где в вязком подслое используем степенную функцию (№ 9, табл. 4.1)

$$\nu_T = \frac{\chi R_1 - 1}{R_1} u_* \delta_1 (y/\delta_1)^n, \quad (4.4.21)$$

а в турбулентной области – линейную

$$\nu_T = b_T y = u_* y \frac{\chi R_1 - 1}{R_1}. \quad (4.4.22)$$

После интегрирования выражения (4.4.20) с функциями (4.4.21), (4.4.22) получено [130]:

при  $n=2$  (системы газ(пар) – жидкость; жидкость – жидкость)

$$\gamma = \frac{u_* \sqrt{\chi R_1 - 1}}{R_1} \left[ \operatorname{arctg} \sqrt{\chi R_1 - 1} + \frac{\ln\left(\frac{\delta u_*}{\nu R_1}\right)}{\sqrt{\chi R_1 - 1}} \right]^{-1}, \quad (4.4.23)$$

при  $n=3$  (пограничный слой на твердых поверхностях)

$$\gamma = u_* \frac{\chi R_1 - 1}{R_1} \left[ \frac{\sqrt{3} \ln \frac{(B+1)^2}{B(B-1)+1} + 6 \operatorname{arctg} \frac{(2-B)}{B\sqrt{3}} + \pi}{6\sqrt{3}B^2} + \ln(\delta u_* / \nu R_1) \right]^{-1}, \quad (4.4.24)$$

где  $B = (\chi R_1 - 1)^{\frac{1}{3}}$ ;  $R_1 = u_* \delta_1 / \nu$ ;  $\delta_1$  – толщина вязкого подслоя;  $\delta$  – толщина турбулентного пограничного подслоя;  $\chi = 0,4$ ;  $R_1 = 11,6$ .

Выражение (4.4.23) справедливо для систем с подвижной поверхностью раздела фаз (газ – жидкость, жидкость – жидкость) без наличия ПАВ, а выражение (4.4.24) – для турбулентного движения однофазного потока вдоль твердой поверхности, а так же в ряде случаев и для двухфазных систем.

## 4.5. Профиль скорости и трение в трубах

### *Ламинарное течение*

Рассматривая установившееся движение вязкой жидкости в круглой трубе, обычно используют цилиндрическую систему координат. Так как течение предполагается одномерным  $v_r = v_\theta = 0$ ,  $v_z = v_z(r, \theta)$ ,  $p = p(z)$  и осесимметричным, т.е.  $\partial/\partial\theta = 0$ . Тогда  $v_z = v_z(r)$  и уравнение движения принимает вид

$$\frac{d^2 u_z}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{du_z}{dr} = -\frac{1}{\mu} \frac{dp}{dz}, \quad (4.5.1)$$

где  $Z$  – продольная и  $r$  – радиальная координата, м.

После интегрирования данного уравнения следует профиль скорости

$$u_z = -\frac{1}{4\mu} \frac{\Delta p}{l} (R^2 - r^2), \quad (4.5.2)$$

где  $R$  – радиус трубы, м;  $l$  – длина трубы, м.

Эта формула называется уравнением Пуазейля (или Хагена–Пуазейля) и показывает, что профиль скорости жидкости в трубе параболический, а максимальная скорость достигается на оси трубы:

$$U_{\max} = \frac{1}{4\mu} \frac{\Delta p}{l} R^2. \quad (4.5.3)$$

С использованием данного выражения можно записать расход жидкости

$$V_{\text{ж}} = \frac{\pi}{2\mu} \frac{\Delta p}{l} \int_0^R (R^2 - r^2) r dr = \frac{\pi}{8\mu} \frac{\Delta p}{l} R^4. \quad (4.5.4)$$

Отсюда средняя скорость

$$U_{\text{ср}} = \frac{V_{\text{ж}}}{\pi R^2}$$

будет равна

$$U_{\text{ср}} = \frac{1}{8\mu} \frac{\Delta p}{l} R^2. \quad (4.5.5)$$

Касательное напряжение (сила трения) на стенке трубы

$$\tau_w = -\frac{\Delta p}{l} \frac{R}{2}. \quad (4.5.6)$$

Также  $\tau_w$  можно записать, используя коэффициент трения  $C_f$ ,

$$\tau = \frac{1}{2} C_f \rho U_{\text{ср}}^2. \quad (4.5.7)$$

Тогда из (4.5.5)–(4.5.7) для коэффициента трения следует выражение

$$C_f = \frac{8\nu}{RU_{\text{ср}}} = \frac{16}{\text{Re}}, \quad (4.5.8)$$

где  $\text{Re} = 2RU_{\text{ср}}/\nu$ .

Если записать уравнение баланса сил

$$\Delta p \pi R^2 = \tau_w 2\pi RL, \quad (4.5.9)$$

где перепад давления  $\Delta p$  представить в виде уравнения Дарси,

$$\Delta p = \lambda \frac{L \rho U_{\text{ср}}^2}{d}. \quad (4.5.10)$$

Из (4.5.7), (4.5.9), (4.5.10) получим связь между коэффициентами

$$C_f = \lambda / 4, \quad (4.5.11)$$

и отсюда

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}}. \quad (4.5.12)$$

Представленные выше выражения справедливы для установившегося течения, т.е. если  $L > 0,0575 R \text{ Re}$ .

Из (4.5.7) и (4.5.11) записывают выражение для динамической скорости

$$u_* = \sqrt{\tau / \rho} = U_{\text{ср}} \sqrt{\lambda / 8}. \quad (4.5.13)$$

### ***Турбулентный режим***

Еще в 1858 году Дарси предложил эмпирическую формулу для дефекта скорости вблизи от стенки трубы:

$$\frac{U_{\text{max}}}{u_*} = 5,08 \left( 1 - \frac{X}{R} \right)^{3/2}. \quad (4.5.14)$$

В разд. 4.3 показано, что уравнение для профиля скорости имеет логарифмический вид (4.3.12). На оси трубы при  $y = R$  имеем  $u = U_{\text{max}}$  и

$$\frac{U_{\text{max}}}{u_*} = \frac{1}{\chi} \ln \frac{u_* R}{\nu} + B. \quad (4.5.15)$$

Вычитая (4.3.12) и (4.5.15), получим

$$\frac{U_{\max} - u}{u_*} = \frac{1}{\chi} \ln \frac{R}{y}. \quad (4.5.16)$$

Пренебрегая вязким подслоем, где это уравнение несправедливо, и усредняя (4.5.16) по сечению трубы, найдем

$$\frac{U_{\max} - U_{\text{ср}}}{u_*} = -\frac{2}{\chi_0} \int_0^1 \left(1 - \frac{y}{R}\right) \ln \left(\frac{y}{R}\right) d\left(\frac{y}{R}\right) = \frac{3}{2\chi}. \quad (4.5.17)$$

При  $\chi = 0,4$  имеем

$$\frac{U_{\max} - U_{\text{ср}}}{u_*} = 3,75. \quad (4.5.18)$$

Опытное численное значение этого отношения равно 4,08 [264].

Используя (4.5.17) и (4.5.13), получено выражение

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = c \lg(\text{Re} \sqrt{\lambda}) + D, \quad (4.5.19)$$

которое хорошо согласуется с экспериментальными данными со следующими коэффициентами:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2 \lg(\text{Re} \sqrt{\lambda}) - 0,8. \quad (4.5.20)$$

Закон трения в трубах можно получить, используя уравнение для потока импульса в форме

$$\tau = u_*^2 \rho = \rho \gamma U_{\infty},$$

где коэффициент переноса импульса имеет вид (4.4.15).

Тогда при  $u_* = U_{\infty} \sqrt{\lambda/8}$  и  $\delta \approx 0,4R$  получим выражение, аналогичное (4.5.19).

## 4.6. Механическое перемешивание

### *Описание процесса*

Перемешивание в жидких средах широко применяется для приготовления эмульсий, суспензий и получения гомогенных систем (растворов), а также для интенсификации химических, тепловых и диффузионных процессов. В последнем случае перемешивание осуществляют непосредственно в предназначенных для проведения этих процессов аппаратах, снабженных перемешивающими устройствами. Цель перемешивания определяется назначением процесса. При приготовлении эмульсий для интенсивного дробления дисперсной фазы необходимо создавать в перемешиваемой среде значительные срезающие усилия, зависящие от величины градиента скорости. В тех зонах аппарата, где градиент скорости жидкости имеет наибольшее значение, происходит наиболее интенсивное дробление диспергируемой фазы.

В случае гомогенизации, приготовления суспензий, нагревания или охлаждения перемешиваемой гомогенной среды целью перемешивания является снижение концентрационных или температурных градиентов в объеме аппарата. При использовании перемешивания для интенсификации химических, тепловых и диффузионных процессов в гетерогенных системах создаются лучшие условия для подвода вещества в зону реакции, к границе раздела фаз или к поверхности теплообмена.

Увеличение степени турбулентности системы, достигаемое при перемешивании, приводит к уменьшению толщины пограничного слоя, увеличению и непрерывному обновлению поверхности взаимодействующих фаз. Это вызывает существенное ускорение процессов тепло- и массообмена.

Способы перемешивания и выбор аппаратуры для его проведения определяются целью перемешивания и агрегатным состоянием перемешиваемых материалов. Независимо от того, какая среда перемешивается с жидкостью – газ, жидкость или твердое сыпучее вещество, – различают два основных способа перемешивания в жидких средах: *механический* (с помощью мешалок различных конструкций) и *пневматический* (сжатым воздухом или инертным газом). Наиболее важными характеристиками перемешивающих устройств, которые могут быть положены в основу их сравнительной оценки, являются эффективность перемешивающего устройства и интенсивность его действия.

*Эффективность* перемешивающего устройства характеризует качество проведения процесса перемешивания и может быть выражена по-

разному в зависимости от цели перемешивания. Качество перемешивания зависит не только от конструкции перемешивающего устройства и аппарата, но и от величины энергии, вводимой в перемешиваемую жидкость.

*Интенсивность* перемешивания определяется временем достижения заданного технологического результата или числом оборотов мешалки при фиксированной продолжительности процесса. Чем выше интенсивность перемешивания, тем меньше времени требуется для достижения заданного эффекта перемешивания. Интенсификация процессов перемешивания приводит к уменьшению размеров проектируемой аппаратуры и увеличению производительности действующей.

Для экономичного проведения процесса перемешивания желательно, чтобы требуемый эффект перемешивания достигался за наиболее короткое время. Наибольшее распространение получило перемешивание с введением в перемешивающую среду механической энергии из внешнего источника. Механическое перемешивание осуществляется с помощью мешалок, которым сообщается вращательное движение либо непосредственно от электродвигателя, либо через редуктор или клиноременную передачу. Также существуют мешалки с возвратно-поступательным движением, имеющие привод от механического или электромагнитного вибратора [31, 231].

При медленном движении в вязкой среде тела любой формы в тонком слое жидкости, примыкающем к его поверхности, образуется ламинарный пограничный слой, форма и толщина которого зависят от формы и размеров тела. При увеличении скорости движения происходит отрыв пограничного слоя от поверхности тела в точках, где скорость жидкости является наибольшей. Начало отрыва пограничного слоя характеризуется резким возрастанием сопротивления среды движения тела. Окружная скорость имеет наибольшее значение на периферии мешалки, так как эта величина пропорциональна ее диаметру. В данной области, как следует из уравнения Бернулли, образуется зона пониженного давления, куда устремляется жидкость, находящаяся в аппарате. Это течение, а также радиальные потоки, возникающие под действием центробежных сил при вращательном движении мешалки, приводят к интенсивному перемешиванию содержимого аппарата.

### ***Основы расчета***

Для расчета процессов перемешивания применяют модифицированные критерии Эйлера ( $Eu_M$ ), Рейнольдса ( $Re_M$ ) и Фруда ( $Fr_M$ ), которые могут быть получены путем преобразования обычных выражений этих критериев. Вместо линейной скорости жидкости, среднюю величину которой при

перемешивании установить практически невозможно, в модифицированные критерии подставляется величина  $nd_M$ , пропорциональная окружной скорости мешалки  $w_{\text{окр}}$ :

$$w_{\text{окр}} = \pi d_M n,$$

где  $n$  – число оборотов мешалки в единицу времени;  $d_M$  – диаметр мешалки, м.

Подставляя диаметр мешалки в соответствующие критерии, получим следующие выражения для модифицированных критериев подобия:

$$\text{Re}_M = \frac{nd_M d_M \rho}{\mu} = \frac{nd_M^2 \rho}{\mu}, \quad (4.6.1)$$

$$\text{Fr}_M = \frac{n^2 d_M^2}{g d_M} = \frac{n^2 d_M}{g}, \quad (4.6.2)$$

$$\text{Eu}_M = \frac{\Delta p}{\rho (nd_M)^2}. \quad (4.6.3)$$

В критерий Эйлера входит разность давлений  $\Delta p$  между передней (со стороны набегающего потока) и задней плоскостями лопасти мешалки. Этот перепад давлений, преодолеваемый усилием  $P$ , приложенным к валу мешалки, выражают через полезную мощность  $N$ , сообщаемую жидкости. Величина  $N$  пропорциональна произведению усилия на валу и окружной скорости, т.е.

$$N \sim P(nd_M).$$

Тогда перепад давления можно заменить пропорциональной величиной

$$\Delta p = \frac{P}{S} \sim \frac{N}{(nd_M)S} \sim \frac{N}{nd_M^3},$$

где  $S \sim d_M^3$  – площадь, на которой распределено усилие  $P$ .

Подставив  $\Delta p$  в выражение для  $(\text{Eu}_M)$ , получим



$$\text{Eu}_M = \frac{N}{\rho n^3 d_M^5} = K_N. \quad (4.6.4)$$

Критерий ( $\text{Eu}_M$ ), выраженный в таком виде, называют *критерием мощности* и обозначают через  $K_N$ .

Для упрощения расчетов опытные данные о величинах мощности, затрачиваемой на перемешивание, представляют в виде графической зависимости критерия мощности  $K_N$  от модифицированного критерия Рейнольдса  $\text{Re}_M$ . Для геометрически подобных мешалок и аппаратов в случае соблюдения подобия условий на входе жидкости в аппарат и выходе из него величина критерия мощности  $K_N$  и, следовательно, мощность, затрачиваемая на перемешивание, зависят только от величины критерия Рейнольдса  $\text{Re}_M$ .

График зависимости  $K_N$  от  $\text{Re}_M$  для основных типов нормализованных перемешивающих устройств, построенный на основании многочисленных экспериментальных данных, приведен на рис. 4.4.

При известном значении  $K_N$  мощность  $N$  находят из (4.6.4):

$$N = K_N \rho n^3 d_M^5. \quad (4.6.5)$$

Геометрические характеристики мешалок и аппаратов, для которых построен график  $K_N = \varphi(\text{Re}_M)$ , приведены в табл. 4.2, а их схематическое изображение – на рис. 4.5 [31, 177, 230].

Буквами в табл. 4.2 обозначены  $d_M$  – диаметр мешалки;  $D$  – диаметр аппарата;  $b$  – ширина лопасти мешалок;  $N$  – число лопастей;  $\alpha$  – угол наклона плоскости лопасти к горизонтальной плоскости. Ширина отражательных перегородок  $0,1 D$ , их число – 4, высота уровня жидкости в аппарате  $H = D$ .

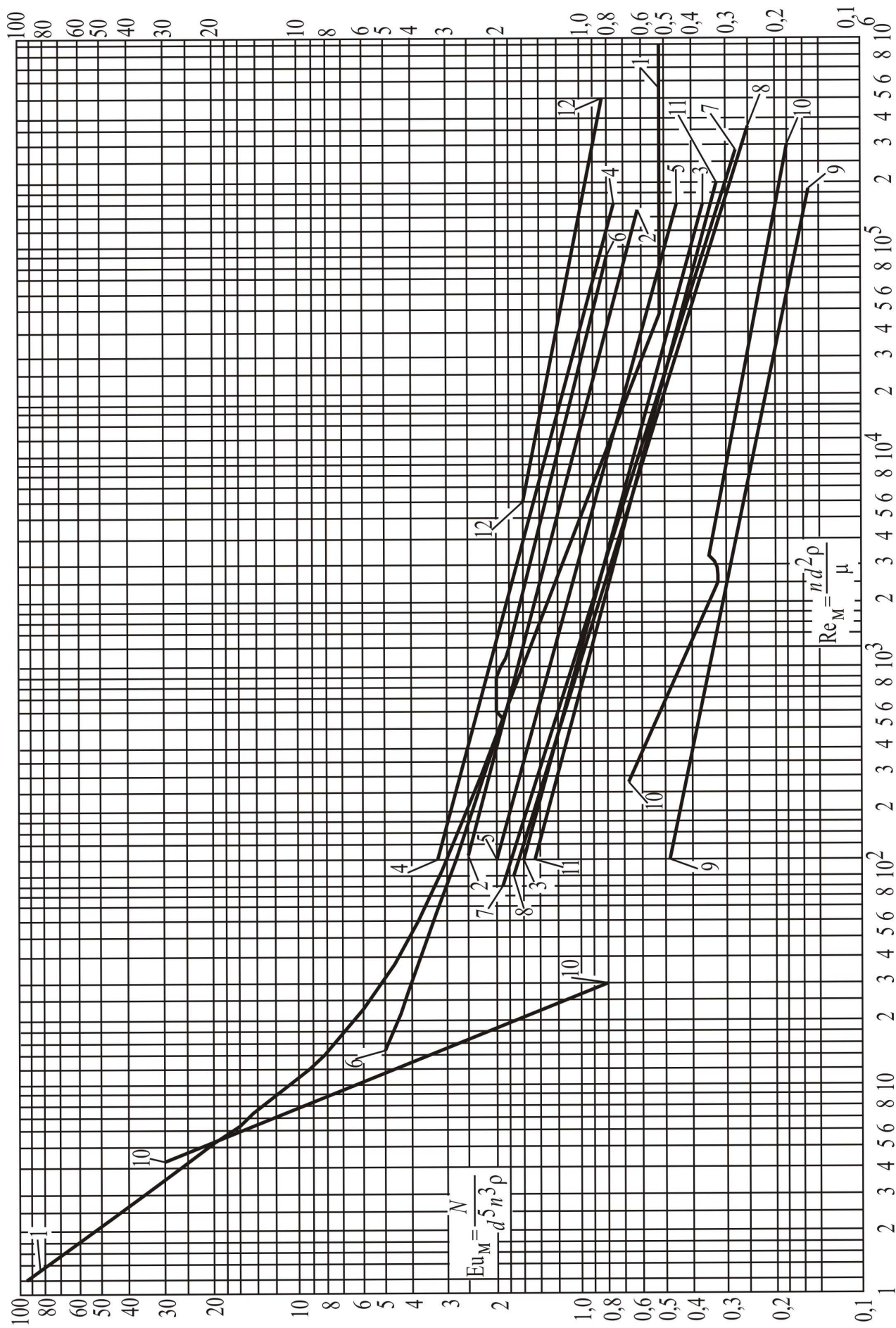


Рис. 4.4. Зависимость критерия мощности  $K_N$  от критерия Рейнольдса  $Re_M$

## Характеристики мешалок

№ кривой на рис. 4.4	Типы мешалок	Основные размеры мешалок			
		$d_M/D$	$b/D$	$N$	$\alpha$
1	Лопастная	0,66	0,1	2	90°
2	Лопастная с перегородками	0,66	0,1	2	90°
3	Листовая	0,5	0,75	2	90°
4	Листовая с отражательными перегородками	0,5	0,75	2	90°
5	Пропеллерная	0,25	–	3	40°
6	Пропеллерная	0,33	–	3	40°
7	Пропеллерная с отража- тельными перегородками	0,25– 0,33	–	3	40°
8	Пропеллерная с диффузором	0,2– 0,33	–	3	40°
9	Якорные и рамные	0,87	0,07	–	90°
10	Турбинная открытая	0,25	0,2	6	90°
11	Турбинная открытая	0,33	0,2	6	90°
12	Турбинная открытая с отра- жательными перегородками	0,25– 0,33	0,2	6	90°
13	Турбинная закрытая	0,25	0,15	6	90°
14	Турбинная закрытая	0,33	0,15	6	90°
15	Турбинная закрытая с отра- жательными перегородками	0,25– 0,33	0,15	6	90°

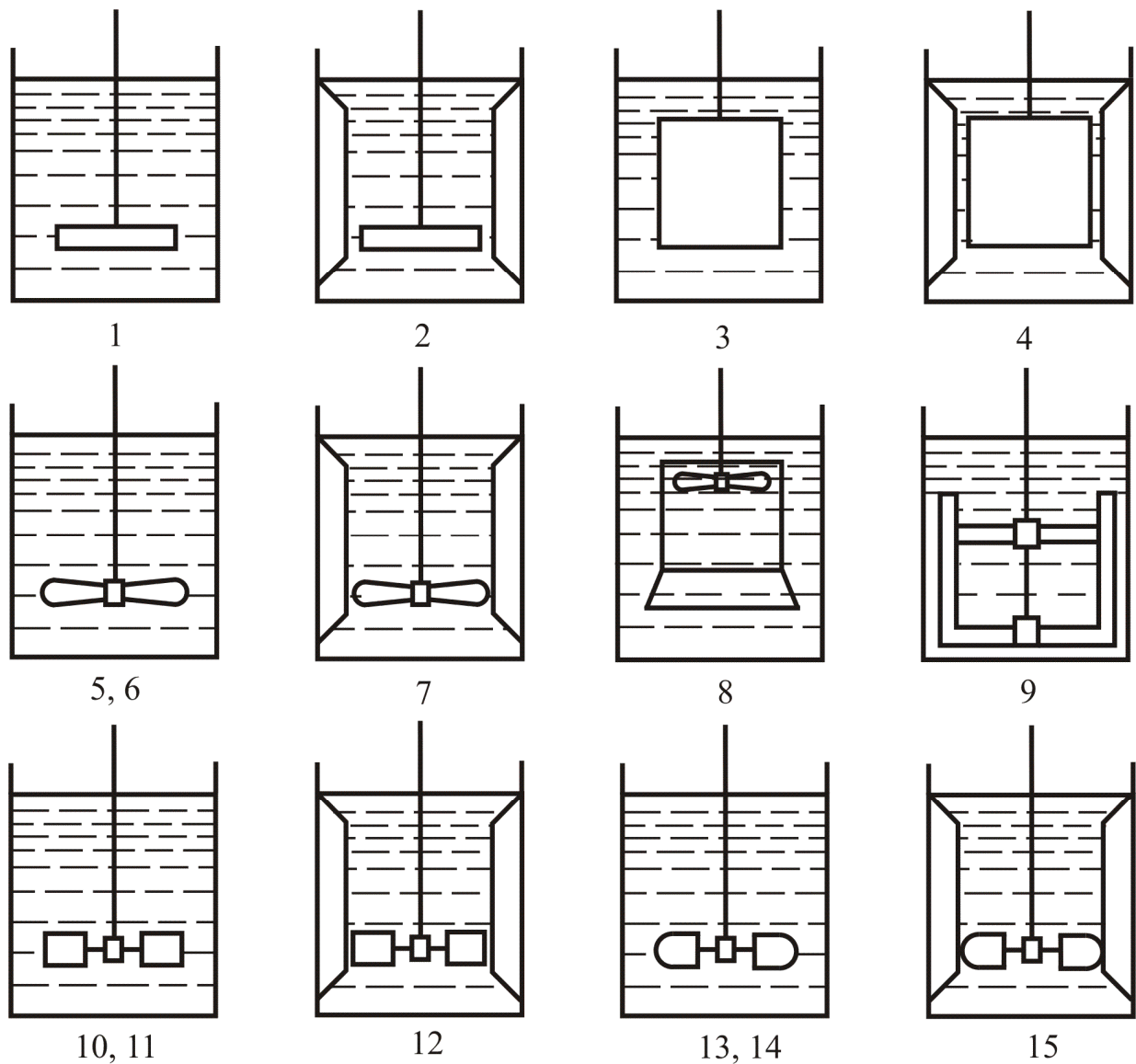
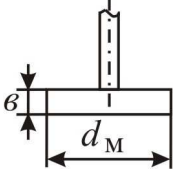
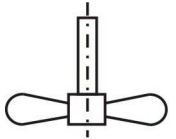
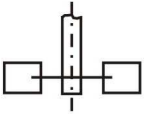
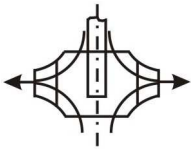


Рис. 4.5. Типы мешалок и аппаратов

Равномерная концентрация твердой фазы в жидкой достигается при определяющем числе оборотов  $n_0$ , при котором значение аксиальной составляющей скорости потока жидкости больше скорости осаждения твердых частиц. При образовании суспензий в аппаратах без перегородок определяющее число оборотов находят по уравнениям, приведенным в табл. 4.3.

## Характеристика мешалок

Тип мешалки	Эскиз	Емкость аппарата, м <sup>3</sup>	Динамический коэффициент вязкости, мн·с/м <sup>2</sup>	Определяющее число оборотов в секунду при суспендировании в аппаратах без перегородок	
Лопастная		1-50	1-10000	$n_0 = \frac{46,4}{d_M} \times \sqrt{\frac{(\rho_T - \rho_C)\sigma}{\rho_C}}$	
Пропеллерная		1-200	1-2000	$n_0 = 20,6 \frac{D}{d_M^2} \times \sqrt{\frac{(\rho_T - \rho_C)\sigma}{\rho_C}}$	
Турбинная:	открытая		1-500	1-20000	$n_0 = 14,7 \frac{D}{d_M^2} \times \sqrt{\frac{(\rho_T - \rho_C)\sigma}{\rho_C}}$
	закрытая				

Число оборотов при эмульгировании определяют по уравнению

$$n_0 = C \frac{\Delta\rho^{0,315} \sigma^{0,185} D^{n_1}}{\rho_C^{0,5} d_M^{n_2}}, \quad (4.6.6)$$

где  $C$ ,  $n_1$ ,  $n_2$  – постоянные коэффициенты, зависящие от типа мешалки (табл. 4.4).

Т а б л и ц а 4.4

**Константы уравнения (4.6.6)**

Тип мешалки	Коэффициенты		
	$C$	$n_1$	$n_2$
Лопастная	3,02	1,30	2,17
Пропеллерная	6,05	0,67	1,54
Турбинная	4,72	0,67	1,54

$\rho_c$  – плотность жидкости,  $\text{кг/м}^3$ ;  $\Delta\rho$  – разность плотностей фаз,  $\text{кг/м}^3$ ,  $\Delta\rho = \rho_T - \rho_c$ ;  $\rho_T$  – плотность тяжелой жидкости,  $\text{кг/м}^3$ ;  $D$  – диаметр сосуда, м;  $\sigma$  – межфазное натяжение,  $\text{Дж/м}^2$ .

В аппарате с перегородками определяющее число оборотов для лопастной мешалки рассчитывается по уравнению для модели диаметром  $d_M = 85$  мм:

$$n_0 = 10(u_{\Pi} + \omega_0), \quad (4.6.7)$$

где  $u_{\Pi}$  – скорость подъема твердых частиц в подъемном вихре, возникающем на оси вращения, м/сек;  $\omega_0$  – скорость осаждения твердых частиц в жидкости, м/сек.

Скорость подъема твердых частиц в жидкости

$$u_{\Pi} = v_a - \omega_0, \quad (4.6.8)$$

где  $v_a$  – аксиальная скорость жидкости в подъемном вихре, м/сек.

Скорость подъема твердых частиц следует задавать в пределах

$$u_{\Pi} = (0,02 \div 0,10) \text{ м/сек.}$$

Чем меньше частицы, тем больше их скорость подъема в жидкости.

Скорость осаждения частиц в жидкости рассчитывается по уравнению теории осаждения (см. раздел 5.3)

Оптимальные геометрические характеристики лопастной мешалки:

$$z = 2; B/D = 0,1; d_M/D = 0,6; b/d_M = 0,2; i = 6, \quad (4.6.9)$$

где  $z$  – число перегородок;  $B$  – ширина перегородок, м;  $b$  – ширина лопасти мешалки, м;  $i$  – число лопастей.

В случае перемешивания жидкости в аппарате с четырьмя плоскими лопастями ( $d_M = D/3$ ) без отражательных перегородок минимальную частоту перемешивания, обеспечивающую полную гомогенизацию, определяют по выражению

$$n = \frac{4,68}{D^{3/2}} \left( \frac{\mu}{\rho} \right)^{0,111} \left( \frac{\Delta\rho}{\rho} \right)^{0,26}. \quad (4.6.10)$$

#### 4.7. Статистические и пневматические смесители

*Статические смесители* проточного типа устанавливают на трубопроводах, подводящих смешиваемые компоненты и отводящих смесь. Смеси, получаемые в таких смесителях, могут быть гомогенными и гетерогенными. Наибольшее применение находят диафрагмовые и инжекторные смесители.

При известной производительности  $G$  (кг/с) диаметр диафрагменного смесителя вычисляется по формуле (2.3.3):

$$d = \sqrt{\frac{4G}{\pi\rho\omega}}, \quad (4.7.1)$$

где  $\omega = 0,3$  м/с – скорость жидкости в диафрагмовом смесителе.

Длина смесителя определяется в зависимости от числа диафрагм  $n_{\text{дф}}$ :

$$l_{\text{см}} = \omega(n_{\text{дф}} + 1). \quad (4.7.2)$$

Площадь сечения отверстий в диафрагме

$$S_0 = \frac{12,8 \cdot 10^{-9} G}{\rho \sqrt{\frac{0,1\Delta\rho}{\rho}}}, \quad (4.7.3)$$

где  $\Delta p$  – гидравлическое сопротивление диафрагмы, Па.

Гидравлическое сопротивление смесителя

$$\Delta p_{\text{см}} = n_{\text{дф}} \Delta p. \quad (4.7.4)$$

*Пневматическое перемешивание* осуществляется путем пропускания газа через слой перемешиваемой жидкости. Газ распределяется барботером, представляющим собой ряд горизонтально расположенных у днища аппарата труб с перфорацией (отверстиями).

Интенсивность перемешивания определяется количеством газа (расходом), отнесенным к свободной поверхности аппарата ( $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$ ):

Слабое перемешивание – 0,4;

Перемешивание средней интенсивности – 0,8;

Интенсивное перемешивание – 1,2.

Пневматическое перемешивание можно применять в тех случаях, когда контакт среды с газом (обычно это воздух) не оказывает влияние на ее физико-химические свойства.

При расчетах воздушных мешалок расход воздуха может быть принят равным 4-5  $\text{м}^3/\text{час}$  на 1  $\text{м}^3$  перемешиваемой жидкости (при нормальных условиях).

Расход воздуха может быть также рассчитан по выражению

$$V_{\text{в}} = 0,1KFp, \quad (4.7.5)$$

где  $K = 2,4 - 6,0$  – коэффициент, зависящий от интенсивности перемешивания;  $F$  – площадь поперечного сечения аппарата,  $\text{м}^2$ ;  $p$  – давление в аппарате, Па.

Давление воздуха в подводящем трубопроводе рассчитывают по формуле

$$p = \rho_{\text{см}} g H + \frac{\rho_{\text{в}} \omega_{\text{в}}}{2} (1 + \sum \xi) + p_0, \quad (4.7.5)$$

где  $\rho_{\text{в}}$  – плотность воздуха,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\omega_{\text{в}} = 20 - 30$  м/с – скорость воздуха;  $\xi$  – коэффициент местных гидравлических сопротивлений (см. главу б);  $p_0$  – атмосферное давление, Па;  $H$  – высота уровня жидкости в аппарате, м.



#### 4.8. Применение уравнения Бернулли для расчета трубопроводов

Рассмотрим применение уравнения Бернулли для определения скоростей и расходов и времени истечения жидкостей из резервуаров.

Для определения скоростей и расходов в промышленной практике обычно применяются дроссельные приборы и пневмометрические трубки. Принцип работы пневмометрических трубок, например, трубки Пито–Прандтля, может быть пояснен с помощью рис. 4.6. В каждом сечении разность уровней жидкости в трубках, изображенных на рисунке, выражает величину скоростного напора  $h_{ск}$  в точке сечения, лежащей на оси трубы.

Разность уровней рабочей жидкости в трубках удобнее измерять не посредством пьезометрических трубок, как показано на рис. 4.6, а при помощи дифференциального манометра.

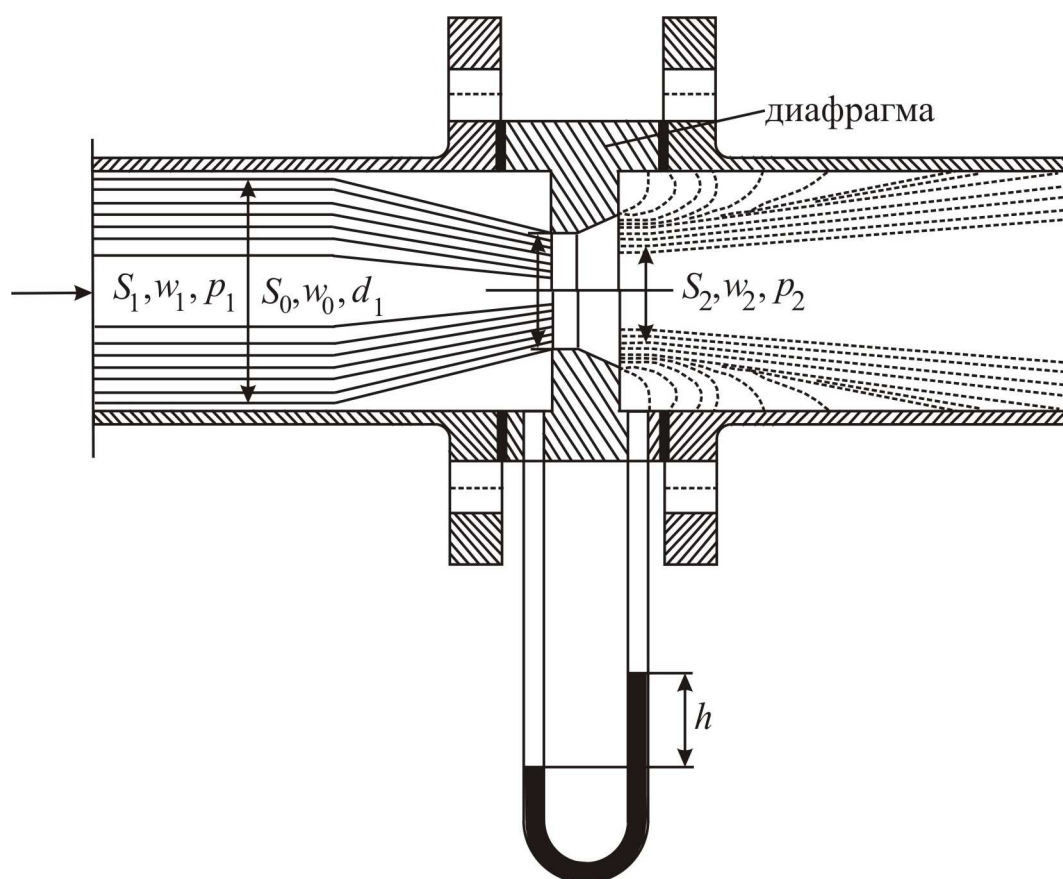


Рис. 4.6. Мерная диафрагма

Его U-образная трубка заполнена жидкостью, которая не смешивается с рабочей и имеет значительно большую плотность, чем последняя (например, вода или спирт – при работе с газами или ртуть – при работе с капельными жидкостями). Это позволяет измерять перепады давлений в

случае значительного избыточного давления (или вакуума) в трубопроводе при относительно небольшой высоте прибора.

По результатам измерений  $h_{\text{ск}} = \frac{w^2}{2g}$  находят максимальную скорость жидкости вдоль оси трубопровода. Для определения средней скорости жидкости либо снимают эпюру распределения скоростей по сечению трубопровода, передвигая пневмометрическую трубку в различные точки сечения, либо используют соотношения между средней и максимальной скоростями при ламинарном и турбулентном режимах течения. Расход жидкости находят, умножая среднюю скорость на площадь поперечного сечения трубопровода.

Такой способ определения скорости и расхода жидкости прост, но недостаточно точен из-за трудности установки пневмометрических трубок строго вдоль оси трубопровода.

Более широко распространено определение скоростей и расходов жидкостей с помощью дроссельных приборов, принцип работы которых основан на измерении перепада давлений при измерении поперечного сечения трубопровода. При искусственном сужении потока посредством дроссельного прибора скорость и, соответственно, кинетическая энергия потока в этом более узком сечении возрастают, что приводит к уменьшению потенциальной энергии давления в том же сечении. Поэтому, измерив дифференциальным манометром перепад давлений между сечением трубопровода до его сужения и сечением в самом сужении (или вблизи него), можно вычислить изменение скорости между сечениями, а по нему – скорость и расход жидкости.

В качестве дроссельных приборов используют мерные диафрагмы, сопла и трубы Вентури.

В трубе Вентури и в сопле площадь сечения сжатой струи  $S_2 = \frac{\pi d_1^2}{4}$  равна площади самого отверстия  $S_o = \frac{\pi d_o^2}{4}$  ( $S_1 = \frac{\pi d_1^2}{4}$  – площадь сечения трубопровода, на котором установлен дроссельный прибор). В диафрагме  $S_2 < S_o$  (рис. 4.6)

Считая трубопровод горизонтальным, запишем для двух сечений, перепад давлений между которыми измеряется дифференциальным манометром, уравнение Бернулли.

В соответствии с обозначениями на рис. 4.6:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g},$$

откуда

$$\frac{w_2^2}{2g} - \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} = h, \quad (4.8.1)$$

где  $h$  – перепад (разность) давлений, измеряемый дифференциальным манометром, в м столба рабочей жидкости.

Чтобы определить среднюю скорость и расход жидкости в трубопроводе, выразим скорость  $w_1$  в сечении трубы через скорость  $w_2$  в узком сечении струи за диафрагмой, в котором замеряется давление  $p_2$ , пользуясь уравнением неразрывности потока

$$w_1 = w_2 \frac{S_2}{S_1} = w_2 \frac{d_2^2}{d_1^2}. \quad (4.8.2)$$

Подставив значение  $w_1$  в выражение разности скоростных напоров,

$$\frac{w_2^2}{2g} - \frac{w_2^2}{2g} \left( \frac{d_2}{d_1} \right)^4 = h, \quad (4.8.3)$$

откуда

$$w_2 = \sqrt{\frac{2gh}{1 - \left( \frac{d_2}{d_1} \right)^4}}. \quad (4.8.4)$$

Объемный расход жидкости  $V_{\text{сек}}$  в сечении  $S_0$  отверстия диафрагмы (а, значит, и в трубопроводе) будет равен

$$V_{\text{сек}} = \frac{\alpha\pi}{4} d_o^2 \sqrt{\frac{2gh}{1 - \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^4}}, \quad (4.8.5)$$

где  $\alpha$  – поправочный коэффициент ( $\alpha < 1$ ), учитывающий главным образом то, что скорость  $w_0$  в сечении  $S_0$  меньше скорости  $w_2$  из-за отмеченного выше сужения струи за диафрагмой ( $S_0 > S_2$ ).

Коэффициент  $\alpha$  называется *коэффициентом расхода дроссельного прибора*. Его величина зависит от значения критерия Рейнольдса для жидкости и от отношения диаметра отверстия дроссельного прибора к диаметру трубопровода:

$$\alpha = f\left(\text{Re}, \frac{d_o}{d_1}\right). \quad (4.8.6)$$

Значения  $\alpha$ , определенные опытным путем, приводятся в специальной и справочной литературе.

Диаметр дроссельного устройства обычно в 3–4 раза меньше диаметра трубопровода, поэтому величиной  $\left(\frac{d_2}{d_1}\right)^4$  в уравнении (4.8.6) можно в первом приближении пренебречь и находить расход жидкости по уравнению

$$V_{\text{сек}} = \frac{\alpha\pi}{4} d_o^2 \sqrt{2gh}. \quad (4.8.7)$$

Среднюю скорость жидкости в трубопроводе определяют, разделив  $V_{\text{сек}}$  на площадь сечения трубопровода, опуская индексы «1» у  $w_1$  и  $d_1$ , получим

$$w = \alpha \left(\frac{d_o}{d}\right)^2 \sqrt{2gh}. \quad (4.8.8)$$

## ГЛАВА 5

### ОСНОВЫ ГИДРОМЕХАНИКИ ДВУХФАЗНЫХ СРЕД

В данной главе представлена модель многоскоростного континуума и рассмотрены методы расчета сопротивления среды движению частиц под действием различных сил. Даны уравнения для расчета скорости движения твердых частиц, капель и пузырей в жидких средах.

Кроме этого рассмотрены процессы коагуляции аэрозолей, пленочного течения жидкостей и гидродинамика барботажного слоя.

#### 5.1. Основные понятия и определения

В предыдущих главах рассматривалась классическая гидромеханика, которая оперирует понятием однофазной жидкости, т.е. среды, состоящей из одного или нескольких компонентов, обладающей свойством текучести и удовлетворяющей закону неразрывности (сплошности) потока. Однако большинство процессов в промышленных аппаратах и установках происходят при взаимодействии двухфазных и даже многофазных сред. К таким системам относятся, например, газ–твердые частицы; жидкость–твердые частицы; газ–капли жидкости; жидкость–пузыри пара или газа. Такие системы являются двухфазными. К многофазным системам относятся среды, которые состоят из одной сплошной фазы (газовой, паровой или жидкой) в которой распределяются, например, капли и твердые частицы; твердые частицы и пузыри и т.д. Многофазные системы часто называют *неоднородными* или *гетерогенными* [34, 68, 120, 126, 170, 174, 198].

Большинство гетерогенных смесей состоят из двух фаз, одна из которых представляет собой капли, пузыри или твердые частицы. Такие смеси называют *дисперсными*. Капли, пузыри и твердые частицы в дисперсных смесях называют дисперсными частицами, или дисперсной фазой, а окружающую среду – несущей, дисперсионной, или сплошной фазой.

Дисперсная фаза, состоящая из частиц разного размера, называется *полидисперсной*. Полидисперсный состав фазы характеризуется распределением частиц по их размерам и, как правило, описывается нормальным логарифмическим законом. Для упрощения постановки и решения ряда задач часто используют средний размер частиц. При этом осреднение может быть выполнено по условию среднего арифметического диаметра частицы или среднего диаметра по поверхности или среднего

диаметра по массе. Очень часто при расчетах используется средний объемно-поверхностный диаметр.

В зависимости от физического состояния гетерогенные двухфазные системы подразделяются на виды:

- *суспензии* – смеси жидкости с твердыми частицами;
- *эмульсии* – смеси жидкости с каплями другой жидкости;
- *газовзвеси* – смеси газа с твердыми частицами или каплями жидкости.

Газовые неоднородные системы подразделяются на пыли, дымы и туманы, и представляют собой аэродисперсные системы, или аэрозоли;

- *высокодисперсные аэрозоли*;
- *пузырьковые среды* или газовые эмульсии – смеси жидкости с пузырьками пара или газа.

По организации движения фаз гетерогенные двухфазные системы условно подразделяют на проточные и непроточные. К *проточным* относят системы, у которых средние скорости фаз отличны от нуля и имеют одинаковый порядок. К *непроточным* относят системы, у которых среднерасходная скорость одной из фаз пренебрежимо мала по сравнению со скоростью другой фазы.

Дальнейшая классификация двухфазных систем осуществляется по признаку режима течения фаз и устанавливается для каждого конкретного случая взаимодействия сплошной и дисперсной фазы.

### ***Механические взаимодействия на границе раздела фаз***

Сопряжение динамических параметров фаз на поверхности раздела осуществляется путем задания условий сопряжения – граничных условий, отражающих закономерности межфазного взаимодействия.

На поверхности раздела  $F = F_1 + F_2$  (рис. 5.1) действуют нормальные и касательные напряжения.

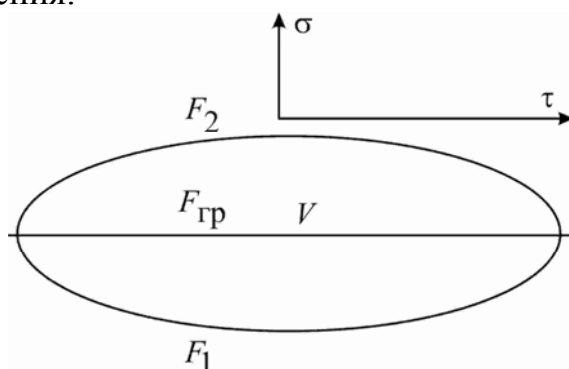


Рис. 5.1. Напряжения, действующие на поверхности раздела фаз

Условия динамического равновесия на границе раздела фаз имеют вид

$$\sigma_{1гр} + \sigma_{2гр} = 0; \quad \tau_{1гр} + \tau_{2гр} = 0. \quad (5.1.1)$$

Условие отсутствия скольжения фаз

$$U_{1гр} = U_{2гр}. \quad (5.1.2)$$

Искривление поверхности раздела фаз вызывает скачок давления, определяемый формулой Лапласа:

$$P_{1гр} - P_{2гр} = \sigma(1/R_1 + 1/R_2), \quad (5.1.3)$$

где  $R_1$  и  $R_2$  – радиусы кривизны поверхности раздела фаз в данной точке. Так, например, у сферы  $R_1 = R_2 = R$  и соответственно давление в газовом пузырьке больше давления в окружающей жидкости на величину  $\Delta p_\sigma = \frac{2\sigma}{R}$ .

## 5.2. Модели процессов переноса

В дисперсных многофазных системах, встречающихся при осуществлении различных технологических процессов, в сплошной фазе находится значительное количество дисперсных включений – твердых частиц, жидких капель или газовых пузырей. Точное описание движения фаз такой системы на уровне отдельных дисперсных включений представляется невозможным вследствие большого числа этих включений. К тому же точная информация о движении всех дисперсных включений и сплошной фазы между ними является не нужной, так как на практике интерес представляют только некоторые осредненные величины. Поэтому математическое описание осуществляется при помощи осредненных величин.

При моделировании двухфазных потоков существует подход, основанный на составлении макроскопического баланса и осреднения локальных однофазных уравнений сохранения и условий сопряжения на границе.

Существуют два основных подхода при составлении макроскопических балансов двухфазных потоков. Первый подход – на основе модели смеси потоков, второй – двухжидкостная модель.

В модели смеси потоков рассматривается движение двухфазного потока в целом и составляется уравнение движения смеси. Относительное движение фаз учитывается уравнением для относительной скорости. В модели смеси существует сопряжение между движением двух фаз. Данная модель применима в случае потоков со значительным временем взаимодействия, в случае ускоренного движения одной фазы относительно другой модель не применима. Существует большое количество разновидностей моделей смешения:

- гомогенного течения;
- раздельного течения;
- потока дрейфа.

В соответствии с двухжидкостной моделью рассматривается каждая фаза отдельно, записываются уравнения сохранения массы, импульса и энергии для каждой фазы. Поскольку макроскопическое поле в фазах не является независимым от другой фазы, то в уравнения переноса вводят обменные члены, учитывающие перенос массы, импульса и тепла через межфазную поверхность.

Наиболее сложным при составлении двухжидкостной модели (two-fluid model) является определение обменных членов. Трудность заключается в сложном движении и геометрии межфазной поверхности. При этом источники члены необходимо выразить через макроскопически определенные переменные.

Известно, что в теории фильтрации принимают фильтрующуюся жидкость за сплошную среду, несмотря на то, что она находится в пористой среде. В работах [170, 171, 204] выполнено обобщение теории фильтрации на тот случай, когда пористая среда подвижна. Предполагается, что такие системы можно изучать, используя представления механики взаимопроникающих взаимодействующих сплошных сред (континуумов) [219, 225, 246, 259]. Применение указанных представлений правомерно только в том случае, если для рассматриваемой многофазной системы существует физически бесконечно малый объем – объем, размеры которого пренебрежимо малы по сравнению с характерным пространственным масштабом макроскопического течения (то есть масштабом, на котором осредненные параметры многофазной среды существенно меняются). Данное условие позволяет считать, что осредненные по физически бесконечно малому объему характеристики многофазной среды практически постоянны в пределах этого объема. Число дисперсных частиц, заключенных в физически бесконечно малом объеме, должно быть настолько большим, чтобы осредненные по этому объему характеристики многофазной системы



были устойчивы по отношению к изменению объема. Введение физически бесконечно малого объема позволяет использовать для описания движения фаз многофазной среды характеристики (доли объема, занимаемые каждой из фаз, скорости фаз и т.п.), осредненные по такому объему. Указанные осредненные величины непрерывно изменяются в пространстве, причем во всех точках пространства определены характеристики, относящиеся к каждой из фаз многофазной системы. Тем самым от описания движения фаз на уровне отдельных дисперсных включений можно перейти к осредненному описанию движения фаз многофазной системы. При этом осредненные по физически бесконечно малому объему величины представляют собой осредненные характеристики фаз реальной многофазной системы. Следовательно, введение физически бесконечно малого объема позволяет представить рассматриваемую многофазную среду как совокупность нескольких (по числу фаз) сплошных сред, обладающих физическими свойствами фаз реальной многофазной среды и непрерывно распределенных в пространстве, занимаемом многофазной средой.

Другое условие, которое обычно предполагается выполненным, заключается в том, что размер неоднородностей в рассматриваемой многофазной системе считается существенно превосходящим молекулярно-кинетические размеры (средние длины свободного пробега молекул, расстояния между молекулами и т.п.), то есть неоднородности содержат очень большое число молекул. Выполнение этого условия позволяет использовать для описания движения отдельных дисперсных включений и окружающей их жидкости (газа) обычные уравнения и методы механики сплошной среды.

Для каждой из фаз, составляющих рассматриваемую многофазную среду (для каждой из взаимодействующих взаимопроникающих сплошных сред), можно определить параметры, характеризующие движение этой фазы – плотность, скорости фаз и т.п.

Согласно этому понятию дисперсная среда, например, типа многофазной эмульсии в несущей жидкости, представляется как совокупность непрерывных сред, заполняющих одновременно один и тот же объем и имеющих в каждой точке пространства свою собственную скорость.

Как отмечается авторами [204], с точки зрения формальной логики такое допущение абсурдно, но позволяет описать очень сложные явления при движении многофазных сред.

Для каждой фазы  $i$  вводятся приведенная массовая плотность  $\rho_i$ , объемная доля  $\alpha_i$  и скорость фазы  $V_i$ , которые могут меняться от точки к точке, что позволяет описывать изменение числа дисперсных частиц и их

скорость движения. Если обычную массовую плотность вещества фазы  $i$  обозначить  $\rho_i^0$ , то получим для  $N$  фазной смеси

$$\rho_i = \rho_i^0 \alpha_i, \quad i=1 \dots N, \quad \sum_{i=1}^N \alpha_i = 1, \quad i=1 \dots N, \quad (5.2.1)$$

(в дальнейшем будем считать, что индекс  $i=1$  относится к несущей, а  $i = 2 \dots N$  – к дисперсным элементам).

Уравнения переноса импульса и массы  $i$ -й фазы записываются в виде

$$\rho_i \frac{d_i V_i}{dt} = \nabla \sigma_i + \rho_i \vec{F}_i + \sum_{j=1; j \neq i}^m (\vec{P}_{ji} - J_{ji} V_i), \quad (5.2.2)$$

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \nabla(\rho_i V_i) = \sum_{j=0; j \neq i}^m J_{ji} \quad (i = 1, \dots, m), \quad (5.2.3)$$

где  $J_{ji}$  – поток массы из  $j$ -фазы в  $i$ -фазу за счет фазовых переходов;  $V_i$  – вектор скорости  $i$ -фазы;  $\rho_i$  – плотность  $i$ -фазы;  $F_i$  – массовые силы;  $\sigma_i$  – поверхностные силы;  $t$  – время;  $P_{ji}$  – сила межфазового взаимодействия, отнесенная к единице объема смеси.

Система уравнений гидромеханики многофазных систем (5.2.2), (5.2.3) незамкнута. Ее необходимо дополнить выражениями для неизвестных величин  $J_{ij}$ ,  $\sigma_i$ ,  $\vec{P}_{ji}$ ,  $\vec{F}_i$ . Обычно единственной внешней массовой силой является сила тяжести. Тогда  $\vec{F}_i = \vec{g}$ , где  $g$  – ускорение силы тяжести. Нахождение выражений для величин  $J_{ij}$ ,  $\sigma_i$ ,  $\vec{P}_{ji}$  представляет собой сложную проблему. Обычно выражения для указанных величин постулируются. Кроме того, часто используются какие-либо полуэмпирические выражения, полученные путем обобщения экспериментальных данных. Для некоторых конкретных многофазных систем имеются попытки нахождения замыкающих соотношений теоретическим путем. Отметим, что в некоторых случаях наряду с уравнениями баланса массы и количества движения необходимо рассматривать также уравнения баланса энергии.

Рассмотрим нестационарные течения многофазной смеси, когда можно пренебречь силами инерции из-за ускорения фаз и их сжимаемостями. Такие течения реализуются при малых, по сравнению со скоростями звука в фазах,

скоростях течений и отсутствии резких изменений параметров потока, в частности, когда накладываемые возмущения являются достаточно плавными или не ударными, то есть выполняется оценка

$$\rho_i \frac{d_i V_i}{dt} \sim \alpha_i \rho_i^0 V_0 t_0^{-1} \ll \alpha_1 \alpha_2 K_\mu^* V_0 \sim \rho_i^0 \alpha_i g,$$

где  $t_0$  – характерное время изменения параметров. Данная оценка говорит о том, что при течении выполняется равновесие сил давления, межфазных сил и сил тяжести. Для определенности ось  $z$ , параллельную векторам скорости фаз, направим вверх, то есть против сил тяжести. Тогда уравнения одномерного безынерционного движения имеют следующий вид [170]:

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \frac{\partial \alpha_i V_i}{\partial z} = 0, \quad \sum_i^m \alpha_i = 1, \quad (5.2.4)$$

$$-\alpha_i \frac{\partial p}{\partial z} - K_\mu^* \alpha_i \alpha_{i+1} (V_1 - V_2) - \rho_1^0 \alpha_i g = 0, \quad (5.2.5)$$

$$\left( K_\mu^* = \frac{9\mu_i}{2a^2} \psi_a(\alpha_{i+1}) \right).$$

$a$  – характерный размер, м.

Здесь сила межфазного взаимодействия задана как в монодисперсной смеси в квазистационарном приближении в соответствии с законом Стокса с учетом степенности частиц, задаваемой коэффициентом  $\psi_a(\alpha_{i+1}) = (1 - \alpha_{i+1})^{-m}$  ( $m = 3 - 5$ ).

Суммирование уравнений (5.2.4) дает уравнение сохранения объемного расхода смеси, а суммирование уравнений (5.2.5) – уравнение равновесия смеси

$$\sum_i^m \alpha_i V_i = W(t), \quad \partial p / \partial z = -\rho g \left( \rho = \sum_i^m \rho_i^0 \alpha_i \right). \quad (5.2.6)$$

Из уравнения движения фаз нетрудно получить выражение для скорости скольжения фаз

$$W_{i+1,i} = V_{i+1} - V_i = \frac{W_0}{\Psi_\alpha(\alpha_{i+1})}, \quad W_0 = \frac{(\rho_i^0 - \rho_{i+1}^0)ga^2}{9/2\mu_i}, \quad (5.2.7)$$

где  $W_0$  называется скоростью дрейфа или витания одиночной частицы. Для газа с частицами  $W_0 < 0$ , а для жидкости с пузырями –  $W_0 > 0$ .

Описание нестационарного течения сводится к квазилинейному уравнению первого порядка – уравнению дрейфа:

$$\frac{\partial \alpha_2}{\partial t} + \frac{\partial W_2}{\partial z} = 0, \quad W_2(t, z) = \alpha_2 V_2 = \alpha_2 W(t) + W_0 \frac{\alpha_2 \alpha_2}{\Psi_\alpha(\alpha_2)},$$

которое можно представить в виде

$$\frac{\partial \alpha_2}{\partial t} + W_2'(t, \alpha_2) \frac{\partial \alpha_2}{\partial z} = 0,$$

$$W_2' = \frac{\partial W_2}{\partial \alpha_2} = W(t) + W_0 \frac{d}{d\alpha_2} J(\alpha_2), \quad J(\alpha_2) = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\Psi_\alpha(\alpha_2)}. \quad (5.2.8)$$

Функция  $J(\alpha_2)$  называется функцией дрейфа (drift flux; G.Wallis, 1969), и она считается известной. Для заданных  $J(\alpha_2)$  и  $W(t)$  уравнение дрейфа позволяет определить  $\alpha_2(t, z)$ . Далее определяется  $W_2(t, z)$  и  $V_2(t, z)$ , затем из (5.2.7) определяется  $W_{1,2}$ , с помощью которого находится  $V_1(t, z)$  [170, 171].

Использование приведенных уравнений многоскоростного континуума известно лишь для ограниченного класса задач (например, одномерное моделирование движения газозвесей). Это связано с тем, что в уравнениях математических моделей содержатся члены, учитывающие взаимодействие фаз, определение которых связано с большими трудностями, особенно при решении конкретных производственных задач.

### 5.3. Гидродинамические закономерности движения твердых частиц

При малой скорости движения небольших частиц в неподвижной среде на поверхности тела образуется ламинарный пограничный слой, и тело плавно обтекается потоком. Потеря энергии в этом случае связана в основном с преодолением сил трения. С увеличением скорости движения

частицы все большую роль начинают играть силы инерции. Под действием этих сил пограничный слой в кормовой части дисперсного элемента отрывается от поверхности, что приводит к образованию беспорядочных местных завихрений в данном пространстве. Начиная с некоторых значений критерия Рейнольдса, роль лобового сопротивления становится преобладающей и сопротивление трения можно практически не учитывать.

Для плоскообтекаемых тел (сфера, цилиндр и др.) даже относительно небольшое увеличение значения  $Re$  приводит к отрыву потока. Так, для твердой сферы уже при  $Re \approx 20$  наблюдается отрыв пограничного слоя с образованием возвратно-вихревых течений в кормовой части [34, 170].

Движение дисперсных частиц с подвижной межфазной поверхностью имеет ряд особенностей по сравнению с движением твердых тел. На подвижной поверхности раздела фаз касательная составляющая скорости отлична от нуля, вследствие чего внутри капли или пузыря возникает циркуляция среды, что способствует лучшему обтеканию, и отрыв потока начинается при более высоких значениях числа  $Re$ , чем для твердой сферы. Вследствие этого скорость движения капель больше скорости твердой частицы того же диаметра и одинаковой плотности. Кроме этого необходимо учитывать, что при определенных значениях критериев Рейнольдса и Вебера капли и пузыри начинают деформироваться и колебаться, из-за чего происходит резкое увеличение коэффициента сопротивления по сравнению с твердой сферой при одинаковых числах Рейнольдса.

Значение числа Вебера зависит от коэффициента поверхностного натяжения, на которого сильно влияет присутствие поверхностно-активных веществ (ПАВ) на границе раздела фаз. При обтекании капель и пузырьков концентрация ПАВ вдоль их границы может быть переменной вследствие конвективной диффузии. В результате вдоль границы образуется градиент поверхностного натяжения, что приводит к появлению касательных напряжений и приближает свойства поверхности капель и пузырьков к твердой поверхности.

Идеальный случай свободного осаждения может иметь место в бесконечно большом объеме жидкости при движении в нём одной частицы. Можно считать, что закономерности свободного осаждения соблюдаются с достаточной степенью точности, если объемная концентрация осаждающихся частиц не превышает 0,5–1,0 %.

В данную задачу исследования входит определение поля скорости и давлений в потоке, обтекающем дисперсные частицы. По известному полю скорости и давлений можно рассчитать силу гидравлического сопротивления

частиц, которая представляет собой результат взаимодействия потока и частиц.

Ламинарное обтекание сферической частицы равномерным потоком вязкой несжимаемой жидкости описывается уравнением Навье–Стокса

$$\frac{\partial \vec{V}}{\partial t} + (\vec{V} \nabla) \vec{V} = -\frac{1}{\rho} \nabla p + \nu \Delta \vec{V} \quad (5.3.1)$$

совместно с уравнением неразрывности

$$\operatorname{div} \vec{V} = 0. \quad (5.3.2)$$

где  $\vec{V}$  – трехмерный вектор скорости;  $p$  – давление;  $t$  – время;  $\nabla = \frac{\partial}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial z}$ ;  $\Delta = \frac{\partial^2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2}{\partial y^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2}$  – операторы.

Записывая соответствующие граничные условия и решая систему уравнений (5.3.1), (5.3.2), можно получить информацию о полях скоростей и давления, что позволяет найти локальные и средние характеристики течения, в том числе и коэффициент гидравлического сопротивления.

Для случая  $Re_i \leq 1$  Стоксом найдено аналитическое решение уравнений (5.3.1), (5.3.2).

Уравнение (5.3.1) описывает ламинарное обтекание дисперсных частиц. Начиная с определенных  $Re$ , обтекающий частицу поток перестает быть устойчивым, то есть возмущения, возникающие в потоке, не будут затухать со временем и наблюдается явление перехода от ламинарного течения к турбулентному. Турбулентные течения характеризуются ярко выраженной нерегулярностью изменения в пространстве и во времени мгновенных значений физических величин ( $V$ ,  $P$ ). Использование при описании этих течений уравнения (5.3.1) для мгновенных значений физических переменных требует задания начальных условий, что практически невозможно. А если даже известны начальные условия, то трудности нахождения нестационарного решения системы гидродинамических уравнений будут непреодолимыми. Для решения практических задач достаточно знать лишь осредненные характеристики течения.

В рамках статистического подхода к исследованию турбулентных течений определение осредненного значения скорости в точке  $r$  в момент времени  $t$  предполагает изменение соответствующего значения скорости в

каждом из течений статистического ансамбля, и нахождение среднего арифметического результата измерения.

В теории турбулентности считают, что временные (пространственные) средние значения величин стремятся к статистическим средним при неограниченном увеличении промежутка осреднения.

Применяя операцию статистического осреднения к уравнению (5.3.1), уравнение турбулентного движения потока записывается уравнением Рейнольдса:

$$\frac{\partial \bar{V}_i}{\partial t} + \bar{V}_j \frac{\partial \bar{V}_i}{\partial x_j} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left( \nu \frac{\partial \bar{V}_i}{\partial x_j} - \overline{V_i' V_j'} \right), \quad (5.3.3)$$

где  $\bar{V}_i$  – средняя по времени составляющая скорости;  $V_i'$  – пульсационная составляющая скорости; здесь  $i, j$  – декартова система координат.

Уравнение (5.3.3) дополняется уравнением неразрывности (5.3.2).

Полученная система уравнений незамкнута, так как неизвестен явный вид напряжений Рейнольдса –  $\overline{\rho V_i' V_j'}$ .

Основными методами решения задачи замыкания системы уравнений движения является метод, основанный на сравнительной оценке величины членов уравнений, а также полуэмпирические и эмпирические теории турбулентности.

При решении проблемы замыкания системы уравнений движения, используются допущения о симметрии течения, изотропности, автомодельности; в связи с этим, полученные решения оказываются справедливыми для узких областей течения.

Наиболее полное описание закономерностей движения элементов дисперсной фазы в двухфазных потоках в широком интервале изменения их размера может быть получено только в рамках многоскоростного континуума (раздел 5.2), представляющих собой совокупность континуумов, каждый из которых относится к своей составляющей (фазе или компоненте) смеси и заполняет один и тот же объем, занятый смесью. Однако математические модели движения требуют для своего замыкания установления закономерностей взаимодействия фаз, физическая сущность многих элементарных актов которых до настоящего времени точно не изучена. Поэтому при решении прикладных задач идут на упрощения, пренебрегая в первом приближении обратным влиянием дисперсной фазы на

несущий поток, взаимодействием капель (пузырей) или частиц между собой, дроблением и коалесценцией капель и рассматривается движение одиночной частицы. Обратное воздействие дисперсной фазы на поток, процессы дробления капель или пузырей (редиспергирования) и коалесценции могут быть учтены путем введения соответствующих корректив по структуре потока и составу дисперсной фазы. Такая корректировка может проводиться, исходя из условий проведения реального процесса, на границах характерных зон.

При движении частицы в потоке на нее воздействует целый ряд внешних сил [15, 34, 120, 126, 130, 170, 199].

Прежде всего, это сила гидравлического сопротивления. При оценке сил межфазного взаимодействия, вызванного разностью скоростей дисперсной и сплошной фаз, наиболее важен учет этой силы. Сила сопротивления, действующая на сферическую частицу, определяется выражением

$$F_S = \xi \frac{\rho_c |U_{отн}| U_{отн} \pi d^2}{2 \cdot 4}. \quad (5.3.4)$$

где  $\xi$  – коэффициент сопротивления;  $d$  – диаметр частицы, м;  $U_{отн}$  – относительная скорость движения, м/с;  $\rho_c$  – плотность сплошной среды, кг/м<sup>3</sup>.

Сила  $F_S$  зависит от относительной скорости движения фаз, эквивалентного диаметра частицы и коэффициента гидравлического сопротивления  $\xi$ .

Динамический напор среды на частицу и увеличение ее расчетной массы за счет увлечения в движение части сплошной среды в области кормового следа характеризует сила инерции присоединенной массы (сила Тейлора)

$$F_T = c_T \frac{1}{6} \pi d^3 \rho_c \frac{dU_{отн}}{dt}, \quad (5.3.5)$$

где  $c_T$  – коэффициент присоединенной массы.

Отношение величины данной силы к силе сопротивления в большинстве потоков невелико и поэтому влиянием силы присоединенной массы часто пренебрегают.

Отклонение течения от установившегося учитывает сила Басе



$$F_B = \frac{3}{2} d^2 \sqrt{\pi \rho_c \mu_c} \int_{t_0}^t \frac{dU_{\text{отн}} / dt}{\sqrt{t_0 - t}} dt, \quad (5.3.6)$$

где  $\mu_c$  – вязкость сплошной среды, Па·с;  $t$  – время, с.

Силы присоединенной массы и Басе следует учитывать лишь в том случае, когда плотности сплошной и дисперсной фаз одного порядка.

В общем случае движение частиц и капель в потоке может определяться, кроме вышеназванных сил, силами Магнуса–Жуковского, Стеффмена, Буссинеска, Мещерского, Кориолиса и прочими. Проблема их описания состоит в том, чтобы из числа всех внешних сил, действующих на частицу, выбрать те, влияние которых в условиях данной конкретной задачи решающее. Влияние некоторых сил из перечисленных может быть в какой-то степени учтено коэффициентом гидравлического сопротивления.

Точное решение задачи о свободном движении частицы в жидкости было найдено теоретическим путем Габриэлем Стоксом на основе решения дифференциальных уравнений гидродинамики применительно к частному случаю движения шара очень малого размера с малой скоростью. Формула, полученная Стоксом, имеет следующий вид:

$$F_S = 3\pi\mu_c dU_{\text{отн}}. \quad (5.3.7)$$

Уравнение (5.3.7), называемое законом Стокса, определяет силу сопротивления, которую испытывает частица при перемещении в жидкости. Это уравнение выведено при пренебрежении влиянием инерционных сил. Поэтому закон Стокса справедлив только для частиц малого размера, движущихся с малой скоростью, когда на сопротивление движению влияют только силы вязкости.

Увеличение размера и скорости движения частиц приводит к возникновению турбулентности при обтекании движущейся частицы жидкостью. В этом случае на движущуюся частицу начинают действовать инерционные силы, что приводит к нарушению линейности в законе Стокса. Рядом исследователей были предприняты попытки учесть влияние инерционных сил. Однако все решения задачи о движении тела в жидкости получены при некоторой схематизации физической картины и оказываются справедливыми в отдельных областях значений скоростей и размеров тел.

Наиболее известным следует считать представление закона сопротивления в таком виде:

$$F_S = \xi S \frac{\rho_c U_{от}^2}{2} = \xi \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho_c U_{от}^2}{2}, \quad (5.3.8)$$

где  $S$  – площадь сечения частицы, перпендикулярная движению частицы,  $\text{м}^2$ ;  $d$  – диаметр частицы,  $\text{м}$  (вычисляют как диаметр равновеликого по объему шара).

Коэффициент сопротивления  $\xi$  является одной из основных гидродинамических характеристик течения и характеризует степень взаимодействия потока и частиц. Он определяется при стационарном движении как отношение суммарной величины сил давления  $F_n$  и трения  $F_\tau$ , распределенных по поверхности частицы, к гидродинамическому напору и площади мидеивого сечения

$$\xi = \xi_p + \xi_f = \frac{F_n}{0,5\rho_c U_{от}^2 S} + \frac{F_\tau}{0,5\rho_c U_{от}^2 S}. \quad (5.3.9)$$

При осаждении частиц в жидкости их движение можно рассматривать как равномерное. Это подтверждается опытом. Следовательно, силы, действующие на частицу, уравновешены. Этими силами являются силы сопротивления, тяжести и подъемная. Сила тяжести равна весу частицы в воздухе:

$$G_1 = \rho_{ч} g V_{ч}, \quad (5.3.10)$$

где  $\rho_{ч}$  – плотность частицы (дисперсной фазы),  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $V_{ч}$  – объем частицы,  $\text{м}^3$ .

Подъемная сила – это вес жидкости в объеме частицы:

$$G_2 = -\rho_{ж} g V_{ч}. \quad (5.3.11)$$

Движущей силой процесса осаждения является вес частицы в жидкости:

$$G = (\rho_{ч} - \rho_{ж}) g V_{ч}. \quad (5.3.12)$$

Сила  $G$  при равномерном движении частицы уравнивается силой сопротивления. Из равенства силы сопротивления (5.3.8) и веса частицы в жидкости (5.3.12) следует выражение для вычисления скорости осаждения сферической частицы в жидкости:

$$U_{\text{отн}} = \sqrt{\frac{4(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{3\rho_{\text{ж}}} g \frac{d}{\xi}}. \quad (5.3.13)$$

Коэффициент сопротивления  $\xi$  зависит от числа Рейнольдса. Как показали экспериментальные исследования, эта зависимость при значениях  $Re < 1$  подчиняется линейному закону сопротивления. С увеличением скорости осаждения и размера частиц линейность закона нарушается. На рис. 5.2 представлена зависимость коэффициента сопротивления от критерия Рейнольдса [120].

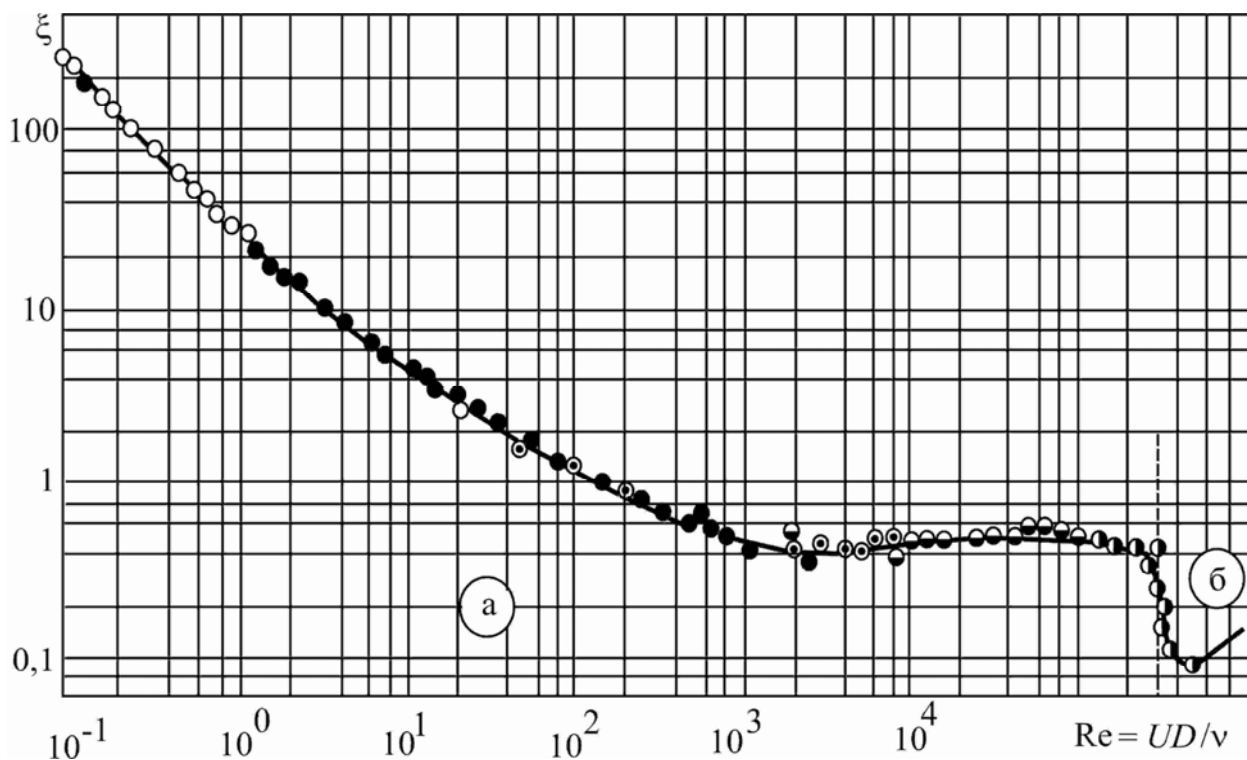


Рис. 5.2. Зависимость коэффициента гидродинамического сопротивления сферы от числа Рейнольдса:

а – ламинарное течение; б – турбулентное течение; измерения:  $\circ$  – Шиллера–Шмиделя;  $\bullet$  – Либстера;  $\odot$  – Аллена;  $\ominus, \bullet$  – Визельсбергера

Из графика видно, что существуют три различных режима движения, каждому из которых соответствует определённый характер зависимости  $\xi=f(Re)$ :

– ламинарный режим ( $Re<1$ ) –  $\xi = \frac{24}{Re}$  (закон Стокса);  $Re = U_{отн} d / \nu$ ;

– переходный режим ( $Re=1\div 500$ ) –  $\xi = \frac{18,5}{Re^{0,66}}$ ;

– автомодельный режим ( $Re>500$ ) –  $\xi \approx 0,44$  (закон Ньютона).

Для переходной области предлагается множество формул, аппроксимирующих кривую Релея. Наиболее часто используемые:

$$\xi = \frac{24}{Re} + 4Re^{-1/3}; (3<Re<400),$$

$$\xi = \frac{24}{Re} + \frac{4}{\sqrt{Re}} + 0,4; (0,2<Re<500), \quad (5.3.14)$$

$$\xi = \frac{24}{Re} + \frac{3,6}{Re^{0,313}}; (1<Re<1000),$$

$$\lg \xi = 1,6435 - 1,1242 \lg Re + 0,1555 (\lg Re)^2; (260 \leq Re \leq 1500). \quad (5.3.15)$$

Если необходимо вычислить скорость осаждения частиц малого размера ( $Re<1$ ), то вместо формулы (5.3.13) можно применять формулу Стокса, записываемую в следующем виде:

$$U_{отн} = \frac{1}{18} \frac{\rho_{ч} - \rho_{ж}}{\mu} g d^2. \quad (5.3.16)$$

При движении частиц в ограниченном объеме, когда они соприкасаются одна с другой из-за большой их концентрации, скорость осаждения будет меньше скорости свободного движения в  $k$  раз:

$$k = \sqrt{20,25C^2 + (1 - C)^3} - 4,5C, \quad (5.3.17)$$

где  $C$  – объёмная концентрация дисперсной фазы в системе.

При расчете скоростей для частиц неправильной формы, отличной от формы шара, необходимо пользоваться эквивалентным диаметром, который определяют по формуле

$$d_{\text{ЭКВ}} = 1,24 \left( \frac{G}{\rho_{\text{ч}} g} \right)^{1/3} = 1,24 V_{\text{ч}}^{1/3}, \quad (5.3.18)$$

где  $G$  – масса частицы;  $V_{\text{ч}}$  – объем частицы.

При этом необходимо учитывать, что чем больше форма частицы отличается от формы шара, тем больше будет отличаться теоретически вычисленная скорость частицы от её фактической, которую можно определить экспериментальным путем. Скорость реальных частиц меньше скорости частиц, имеющих форму правильного шара.

### *Движение элементов дисперсной фазы в аппаратах с перемешивающими устройствами*

В аппаратах с перемешивающими устройствами при значении центробежного числа Рейнольдса  $Re_{\text{ц}} = nd_{\text{м}}^2 / \nu > 10^3$  режим движения среды турбулентный [31].

Определение средней скорости  $V_{\infty}$  относительного движения дисперсных элементов в перемешиваемой среде является сложной задачей, которая не имеет пока точного аналитического решения.

Трудности описания турбулентного движения жидкости, скорости относительного движения элементов дисперсной фазы в объеме аппарата приводят к различным допущениям.

Так, например, в работах Смирнова, Рубана и др. принимается, что скорость движения жидкости относительно элементов дисперсной фазы близка к скорости осаждения частиц в покоящейся жидкости. Для ее расчета во всех режимах обтекания широко используется полуэмпирическая зависимость, связывающая критерии  $Ar$  и  $Re$ :

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,61 Ar^{0,5}}, \quad (5.3.19)$$

где число Архимеда

$$\text{Ar} = \frac{d^3 g (\rho_c - \rho_D)}{v_c^2 \rho_c}. \quad (5.3.20)$$

Скорость обтекания частиц жидкостью определяется

$$V_\infty = \frac{\text{Re}_c v_c}{d} \varphi' \varphi'', \quad (5.3.21)$$

где  $\varphi'$  – коэффициент формы частицы,  $\varphi''$  – коэффициент, учитывающий стесненность движения частиц;  $d$  – диаметр частицы, м.

Окончательно

$$V_\infty = \left( \frac{\text{Ar}}{18 + 0,61 \text{Ar}^{0,5}} \right) \frac{v_c \varphi' \varphi''}{d}. \quad (5.3.22)$$

При более точном определении  $V_\infty$  применяют метод Лященко [89].

Описание гетерогенных систем возможно методом механики сплошной среды. Модель строится на основе физических законов сохранения массы, импульса и энергии, которые записываются для каждой фазы. Проблема многофазного движения в рамках многоскоростной модели сводится к заданию условий совместного движения фаз и определению межфазного взаимодействия [170].

В работах Middleman и Brian и др. предполагается, что поле скорости вблизи частицы (т.е. за пределами пограничного слоя) соответствует условиям локальной изотропной турбулентности Колмогорова и между величиной скорости обтекания частицы и скоростью диссипации энергии в ее окрестности устанавливается определенное соответствие

$$u_\varepsilon \approx (\varepsilon d)^{0,33}, \quad (5.3.23)$$

где  $\varepsilon$  – скорость диссипации энергии в окрестности частицы, равная удельной мощности, приходящейся на единицу массы перемешиваемой суспензии.

В работе Lewins и Glastonburu предлагается скорость обтекания частиц представить как сумму ортогональных векторов

$$V_\infty = \sqrt{u_{\text{ос}}^2 + u_{\text{обт}}^2 + u_\varepsilon^2}, \quad (5.3.24)$$

где  $u_{oc}$  – скорость свободного осаждения частицы под действием силы тяжести,  $u_{\varepsilon}$  – некоторая эффективная скорость, эквивалентная воздействию на частицу пульсаций порядка диаметра частицы;  $u_{обт}$  – скорость проскальзывания, м/с.

Скорость проскальзывания  $u_{обт}$  может быть вычислена из уравнения баланса сил, действующих на частицу:

$$\begin{aligned} \frac{\pi}{6} d^3 \rho_D \frac{du_1}{dt} = \frac{\pi}{8} d^2 \rho_2 \xi |u_2 - u_1| (u_2 - u_1) + \frac{\pi}{6} d^3 \rho_c \frac{du_2}{dt} + \frac{1}{2} \frac{\pi}{6} \rho_c d^3 \left( \frac{du_2}{dt} - \frac{du_1}{dt} \right) + \\ + \frac{3}{2} d^2 \sqrt{\pi \nu_2} \int_{t_0}^t \frac{du_2 - du_1}{\sqrt{t - t'}} dt' + F_n. \end{aligned} \quad (5.3.25)$$

Левая часть уравнения – сила, действующая на твердую частицу; первое слагаемое в правой части – сила сопротивления; второе – увлекающая сила потока, которая действует на массу жидкости в объеме частицы; третье – сила, возникающая при относительном ускорении частицы в жидкости; четвертое – так называемая “сила Бассэ”, учитывающая влияние отклонения картины течения от установившегося состояния; пятое – внешняя потенциальная сила. Величина  $u$  – мгновенное значение скорости;  $t$  – время движения.

Вследствие большой сложности аналитического решения уравнения можно принять скорость проскальзывания равной  $u_{обт}$  дисперсной частицы потоком вращающейся жидкости [210]

$$u_{обт} = \sqrt{\frac{\pi \Delta \rho U_M^2 d}{6 \xi \rho_2 d_M}}, \quad (5.3.26)$$

где  $U_M$  – скорость вращения конца лопасти мешалки, м/с;  $d_M$  – диаметр мешалки, м;  $d$  – диаметр частицы, м;  $\xi$  – коэффициент сопротивления.

Достаточно полное описание полей скоростей, даже в форме эмпирических зависимостей, пока не получено из-за сложности картины течения. Реальным в настоящее время представляется качественное описание характера распределения скоростей на основе упрощенных моделей.

#### 5.4. Закономерности движения пузырей

В процессах водоочистки находят применение аэротенки и флотаторы различных конструкций. Для проведения тепло- и массообменных процессов используются барботажные контактные устройства, для химических процессов – газожидкостные реакторы и т.д. Однако общим для этих аппаратов является движение газовых или паровых пузырей в жидкости.

Если газ распределяется в жидкости, проходя через одиночное отверстие, то при относительно небольшом расходе он барботирует сквозь жидкость в виде отдельных свободно всплывающих пузырей (свободное движение) [12, 94, 120, 203, 277, 280].

Определим диаметр  $d$  пузыря в момент его отрыва. Обозначим через  $d_0$  диаметр отверстия,  $\rho_{\text{ж}}$ ,  $\rho_{\text{г}}$  – плотности жидкости и газа соответственно и  $\sigma$  – поверхностное натяжение.

При свободном движении образующийся у отверстия пузырь сначала увеличивается в диаметре, а затем отрывается, это происходит, когда подъемная (архимедова) сила,  $\frac{\pi d^3}{6} g (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})$ , и сила сопротивления отрыву, зависящая от поверхностного натяжения и диаметра отверстия, равны. Тогда

$$d = 3 \sqrt[3]{\frac{6d_0\sigma}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})}}. \quad (5.4.1)$$

Из уравнения (5.4.1) следует, что при свободном движении диаметр пузыря не зависит от расхода газа, а определяется диаметром отверстия и физическими свойствами жидкости. С увеличением расхода газа возрастает лишь число пузырей, отрывающихся в единицу времени, или *частота отрыва*.

В интервале расходов газа  $V_{\text{г}} = 0 - 80 \text{ см}^3/\text{с}$ , вязкости  $\mu_{\text{ж}} = 0,001 - 1 \text{ Па} \cdot \text{с}$  и диаметра сопла  $d_0 = 0,2 - 6 \text{ мм}$  Gaddis и Vogelphohl для отрывного диаметра пузыря получено

$$d = \left( \frac{6d_0\sigma}{\rho_{\text{ж}}g} \right)^{1/3} + \left( \frac{81\mu_{\text{ж}}V_{\text{г}}}{\pi g} \right)^{1/4} + \left( \frac{135V_{\text{г}}^2}{4\pi^2g} \right)^{1/5}. \quad (5.4.2)$$



Когда расход газа достигает критического значения, образующиеся у отверстия пузыри не успевают оторваться один от другого и движутся в виде цепочки, соприкасаясь друг с другом.

Средний объемно-поверхностный диаметр в этом режиме связан с удельной поверхностью  $a_v$  контакта фаз и объемным газосодержанием  $\varphi$ :

$$d = \frac{6\varphi}{a_v}. \quad (5.4.3)$$

### *Силы, действующие на пузырек в жидкости*

Полагая, что всплывающий пузырек сохраняет сферическую форму, можно записать выталкивающую его Архимедову силу  $F_A$ , которая обусловлена различием плотностей жидкости  $\rho_{ж}$  и газа в пузырьке  $\rho_{г}$ :

$$F_A = \frac{4}{3} \pi R^3 (\rho_{ж} - \rho_{г}) g \approx \frac{4}{3} \pi R^3 \rho_{ж} g, \text{ при } \rho_{г} \ll \rho_{ж}. \quad (5.4.4)$$

При движении пузырька в жидкости возникает сопротивление, для преодоления которого и обеспечения равномерного движения пузырька должна быть затрачена энергия. Сила сопротивления среды движущемуся в ней пузырьку  $F_c$  может быть выражена формулой

$$F_c = \xi S \frac{\rho_{ж} U^2}{2}, \quad (5.4.5)$$

где  $S$  – площадь проекции пузырька на плоскость, перпендикулярную направлению движения,  $m^2$ ;  $U$  – скорость движения пузырька,  $m/s$ ;  $\xi$  – коэффициент гидродинамического сопротивления среды.

Режим движения пузырей определяется величиной критерия Рейнольдса

$$Re = \frac{Ud\rho_{ж}}{\mu_{ж}}. \quad (5.4.6)$$

Возникающее сопротивление зависит от режима движения и формы обтекаемого тела. При ламинарном режиме используется формула ( $Re < 1$ )

$$\xi = \frac{16}{Re}, \quad (5.4.7)$$

и соответствует условию безотрывного обтекания пузырька.

Для области  $0,1 < Re < 10$  получена формула [71]

$$\xi = \frac{16}{Re} + (1 + Re/32)^{-1}. \quad (5.4.8)$$

Коэффициент сопротивления газового пузыря при  $10 < Re < 200$  по формуле Мура имеет вид

$$\xi = \frac{48}{Re} \left( 1 - \frac{2,2}{Re^{1/2}} \right). \quad (5.4.9)$$

Уравнение (5.4.9) дает удовлетворительное согласование с экспериментом (рис. 5.3) для пузырей по форме, близкой к сферической.

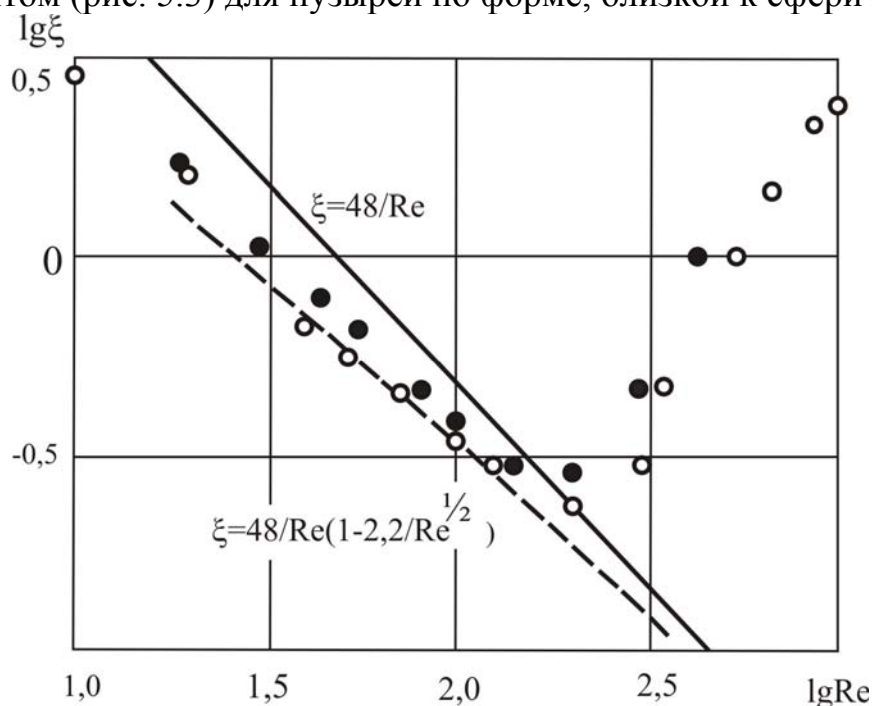


Рис.5.3. Коэффициент сопротивления газовых пузырьков, поднимающихся в различных жидкостях. Точки соответствуют экспериментальным данным Хабермана и Мортон (1953) для двух жидкостей (см. G.Batchelor, 1970), сплошная прямая линия соответствует  $\xi = 48/Re$ ; ● – этиловый спирт (13%); ○ – Варсол (Varsol)

При  $Re > 1,4$  известна аппроксимационная зависимость

$$\xi = \frac{14,9}{Re^{0,78}}. \quad (5.4.10)$$

При числах  $Re$  более 200 начинается значительная деформация пузырей, и коэффициент сопротивления резко возрастает (рис. 5.4). Аналогично ведут себя капли.

Как видно из рис. 5.3, при  $Re < 200$  коэффициент сопротивления газового пузыря меньше сопротивления твердой сферы. Это объясняется подвижной поверхностью раздела фаз, и коэффициент сопротивления пузыря (5.4.4) в ламинарном режиме в 1,5 раза меньше коэффициента сопротивления твердой частицы.

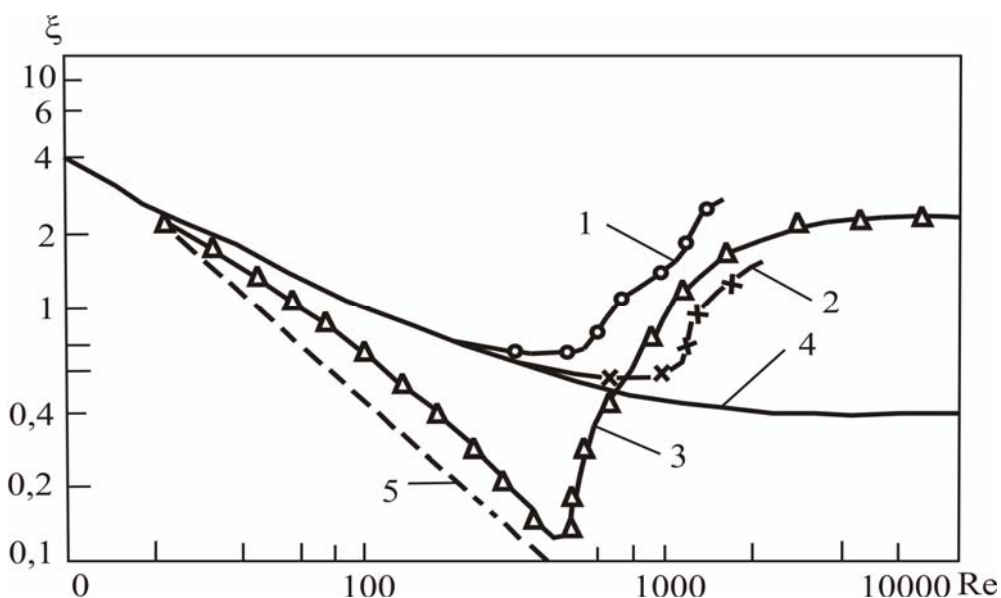


Рис. 5.4. Зависимости коэффициентов сопротивления от критерия Рейнольдса:

1 – капли хлорбензола в воде; 2 – капли дихлорэтана в воде; 3 – пузырьки воздуха в воде (экспериментальные данные Хабермана и Мортонa); 4 – твердые частицы; 5 – решения Левича для движения пузырей при умеренных значениях критерия Рейнольдса

Помимо силы сопротивления среды на пузырьёк может действовать сила тяжести  $F_T$ , вызванная взаимодействием пузырька воздуха со взвешенными частицами загрязнений. При всплывании пузырька в чистой воде можно принять силу тяжести  $F_T=0$ . В случае возникновения акта флотации сила

тяжести изменяется в зависимости от массы захваченной дисперсной фазы, не является постоянной величиной и может быть определена, исходя из второго закона Ньютона:

$$F_T = mg = n\rho_T \frac{\pi d^3}{6} g, \quad (5.4.11)$$

где  $n$  – количество захваченных частиц загрязнений для случая монодисперсных частиц.

Значение коэффициента сопротивления пузырьков сильно зависит от присутствия поверхностно-активных веществ (ПАВ) на границе раздела фаз. Концентрация ПАВ вдоль их границы может быть переменной из-за конвективной диффузии. В результате образуется градиент поверхностного натяжения, что приводит к появлению касательных напряжений и приближает свойства пузырьков к твердой поверхности. Поэтому при наличии ПАВ в жидкостях пузырьки могут двигаться как твердые сферы.

### *Скорость движения пузырьков*

В экспериментах В.Г.Левича по измерению скорости всплывания пузырьков менее 0,01 см в диаметре ( $Re < 1$ ) в различных средах было установлено, что пузырьки ведут себя как твердые шарики, а их скорость можно определить по следующей формуле:

$$U_s = \frac{2}{9} \frac{gR^2}{\nu}, \quad (5.4.12)$$

где индекс  $s$  означает стоксовский режим всплывания;  $R$  – радиус пузырька, м;  $\nu$  – кинематическая вязкость сплошной среды,  $\text{м}^2/\text{с}$ .

Предлагается определять скорость всплывания газового пузырька в воде по уравнению Адамара–Рыбчинского:

$$U_s = \frac{1}{3} \frac{gR^2}{\nu}. \quad (5.4.13)$$

Уравнение (5.4.13) применимо при числах Рейнольдса  $Re < 1$ , что соответствует диаметру всплывающих пузырьков до 0,4 мм. Сопоставление уравнения (5.4.13) с уравнением Стокса показывает, что скорость

всплывания пузырьков выше скорости всплывания твердых шариков в 1,5 раза. Это объясняется подвижностью поверхности раздела фаз жидкость–газ.

В.Г.Левич получил для области  $Re = 50 \div 800$ , которой соответствуют диаметры пузырьков от 0,4 до 2 мм, теоретическое решение уравнения скорости всплывания:

$$U_p = \frac{1}{9} \frac{gR^2}{\nu}, \quad (5.4.14)$$

где индекс  $p$  означает потенциальный режим всплывания.

При  $Re > 150$  известна приближенная формула

$$U \approx \sqrt{gR} \text{ и } \xi \approx 2,63. \quad (5.4.15)$$

Для области  $Re > 800$  (диаметр пузырьков 2–15 мм) рекомендуется принимать скорость всплывания пузырьков равной 26–30 см/с (рис. 5.5).

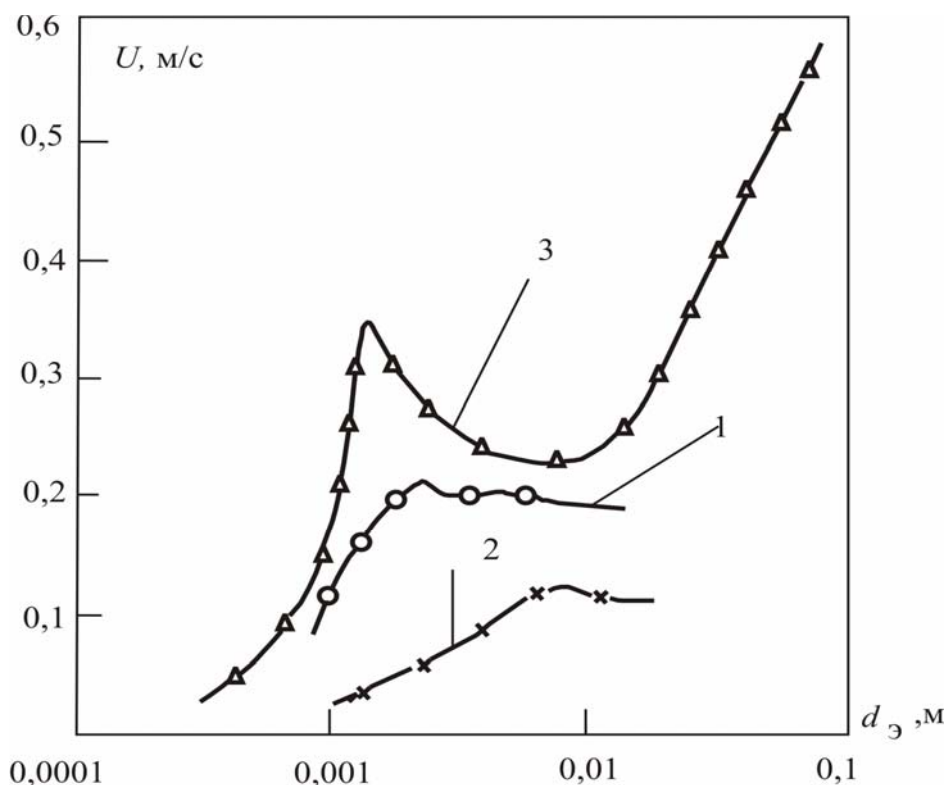


Рис. 5.5. Зависимости скорости всплывания капель и пузырей от эквивалентного диаметра:

1 – капли хлорбензола в воде; 2 – капли дихлорэтана в воде; 3 – пузырьки воздуха в воде (экспериментальные данные Хабермана и Мортон)

Пузырьки диаметром более 15 мм ( $Re > 4500$ ) всплывают с несколько большими скоростями 35–40 м/с, но оказываются малоустойчивыми и дробятся на более мелкие.

Для вычисления скорости всплытия плоского сфероида из условия баланса сил Кутателадзе получил следующую формулу:

$$U = \left( \frac{4\sigma g \Delta\rho}{\xi^2 \rho_{\text{ж}}^2} \right)^{0,25}, \quad (5.4.16)$$

где по экспериментальным данным коэффициент  $\xi = 1 - 1,5$ .

При интенсивном барботаже получается полидисперсная система пузырей, и диаметр, и скорость пузыря вычисляется затруднительно. Большинство исследователей рекомендуют формулу, аналогичную (5.4.16):

$$U = 1,5 \left( \sigma g \frac{\Delta\rho}{\rho_{\text{ж}}^2} \right)^{0,25}. \quad (5.4.17)$$

Исследования показали, что совпадение теоретических и экспериментальных данных по всплыванию газовых пузырьков в жидкости имеет место лишь при исключительной чистоте взаимодействующих сред. Присутствие небольших примесей поверхностно активных веществ в жидкости приводит к уменьшению скорости всплывания пузырьков.

Если скорость газа в аппарате превышает скорость свободного всплывания пузырьков, то средняя скорость движения газа в двухфазном слое будет зависеть от газосодержания  $\varphi$  и составит

$$U_{\Gamma} = \frac{W_{\Gamma}}{\varphi}, \quad (5.4.18)$$

где  $W_{\Gamma}$  – скорость газа в свободном сечении аппарата (без жидкости), м/с.

### ***Форма пузырьков***

Скорость всплывания, а также гидродинамическое поле пузырька в значительной степени зависят от его формы. Предполагается, что форма пузырька очень мало отличается от сферической, поэтому имеет смысл заранее определить границы этого допущения.

Условие сферичности может быть получено путем сравнения капиллярных сил, стремящихся придать пузырьку сферическую форму, и сил гидродинамического давления, стремящихся его сплюснуть. В этом случае условие сферичности примет вид

$$R \ll \left( \frac{\sigma}{\rho_{\text{ж}} g} \right)^{1/2}, \quad (5.4.19)$$

где  $\sigma$  – поверхностное натяжение жидкости, Н/м.

По данным Рулёва, критерий сферичности имеет несколько иной вид:

$$R \ll \left( \frac{g v^4}{\rho_{\text{ж}} \sigma^3} \right)^{1/5}. \quad (5.4.20)$$

При исследовании формы пузырьков, всплывающих при малых числах Рейнольдса, было получено следующее выражение:

$$0,21 We \ll 1, \quad (5.4.21)$$

где  $We$  – число Вебера, определяемое по формуле

$$We = \frac{\rho_{\text{ж}} 2RU^2}{\sigma}. \quad (5.4.22)$$

При малых деформациях форма пузырька близка к сплюсненному в направлении движения эллипсоиду вращения. Степень деформации характеризуется величиной  $\chi$ , равной отношению большой и малой полуосей эллипсоида.

Wellek и Agrawal получили простую эмпирическую формулу

$$\chi = 1 + 0,091 We^{0,95}. \quad (5.4.23)$$

На основании экспериментальных данных различных исследователей можно заключить, что при наличии поверхностно активных веществ пузырьки сохраняют в воде сферическую форму вплоть до радиусов порядка 1 мм. Следует заметить, что поверхность даже столь маленьких пузырьков испытывает колебательные движения. Однако амплитуда этих колебаний

настолько мала, что форму пузырька и его гидродинамическое поле можно считать стационарными.

Закономерности движения пузырей большого диаметра отличаются от закономерностей движения сферических по следующей причине. На пузырь газа (пара), всплывающий в жидкости, действуют три силы: подъемная (архимедова), сопротивления окружающей жидкости и сила поверхностного натяжения. Благодаря действию силы поверхностного натяжения пузырь стремится сохранять шарообразную форму, причем чем меньше пузырь, тем больше сила поверхностного натяжения и тем устойчивее шарообразная форма пузыря. С увеличением размера пузыря из-за неравномерности давления по окружности пузырь все больше деформируется, отклоняясь по форме от шара. Для больших пузырей влияние поверхностного натяжения становится малым по сравнению с динамическим воздействием жидкой среды, и пузырь приобретает неустойчивую форму: сначала эллипсоидную (при  $d = 1 - 5$  мм), а затем грибообразную (при  $d > 5$  мм). Изменение формы больших пузырей во времени при их всплытии приводит к колебаниям скорости движения пузырей и отклонениям направления их движения от вертикального. Движение таких пузырей иногда происходит по спиральным траекториям.

### 5.5. Движение капель в жидкостях и газах

Рассматривая движение капли, следует отметить, что по сравнению с обтеканием твердой сферы особенности обтекания капли, как и пузырей, связаны со свойствами текучести среды, заключенной в объеме капли. При обтекании капли потоком вязкой жидкости нормальные и касательные напряжения, возникающие на поверхности капли, приводят к возникновению в капле внутренних циркуляционных токов, вызывают деформацию ее поверхности, что существенно усложняет постановку и решение задачи.

Исследованию и решению задач обтекания капель посвящены многочисленные работы А.М.Розена, В.И.Бердникова, В.Я.Ривкинда, Н.И.Смирнова, Г.А.Фишбейна, Т.В.Liang, R.M.Edge, J.Leonard, A.E.Hamielec и многих других авторов [34, 35, 55, 60, 91, 114, 131, 170, 194, 257].

Впервые задача обтекания капли безграничным потоком вязкой нежимаемой жидкости была решена Адомаром и Рыбчинским. В этом случае капля является сферой, а течение вне и внутри капли – безынерционным ( $Re_i \leq 1$ ); решение получено в виде функций тока.



Выражение для функций тока при  $Re \ll 1$  было получено Хиллом для случая, когда движение внутри сферической частицы можно считать идеальным.

При  $Re > 1$  получить точное аналитическое решение даже для сферической капли трудно. Поэтому для решения уравнения Навье–Стокса используются численные методы.

### **Скорость движения капель**

Как известно, капли можно подразделить на три группы:

1. Мелкие ( $Re \ll 1$ , скорость движения пропорциональна  $d^2$ );
2. Средние, сферические ( $1 < Re < Re_{кр}$ ,  $V_\infty \sim d^{0,5 \div 1,0}$ );
3. Крупные ( $Re > Re_{кр}$ ,  $V_\infty \approx const$ ).

Для каждой группы капель гидродинамические характеристики различны. Так, мелкие капли находятся в режиме ползущего течения; средние движутся в ламинарном потоке, при этом их траектория движения прямолинейна; а крупные капли со спиральной траекторией движения находятся в турбулентном режиме.

В случае ползущего движения скорость капель подчиняется уравнению Адамара–Рыбчинского при условии, что растворы не загрязнены поверхностно-активными веществами (ПАВ):

$$V_\infty = \frac{2\Delta\rho g(d/2)^2}{3\mu_c} \frac{\mu_c \mu_D}{2\mu_c + \mu_D}, \quad (5.5.1)$$

где  $\Delta\rho = |\rho_c - \rho_D|$ ;  $\mu$  – динамическая вязкость, Па · с; нижние индексы: «с» – сплошная, «D» – дисперсная фазы.

Наличие ПАВ приводит к подавлению циркуляции жидкости внутри капель вследствие уменьшения подвижности ее поверхности. В этом случае капля по характеру обтекания подобна твердой сфере и ее скорость изменяется по закону Стокса:

$$V_\infty = \frac{2\Delta\rho g(d/2)^2}{9\mu_c}. \quad (5.5.2)$$

В области умеренных значений  $Re$  ( $1 < Re < Re_{кр}$ ) при ламинарном режиме движения скорость установившегося движения каплей можно найти из условия равновесия сил тяжести и сопротивления аналогично (5.3.13):

$$V_{\infty} = \left( \frac{4 \Delta \rho g d}{3 \rho_c \xi} \right)^{1/2}. \quad (5.5.3)$$

Розен предложил скорость движения средних каплей вычислять по полуэмпирическому уравнению

$$V_{\infty} = 1,06 \left( \frac{\mu_c}{\rho_c} \right)^{-1/3} \left( \frac{\Delta \rho}{\rho_c} \right)^{2/3} d. \quad (5.5.4)$$

Достижение  $Re_{кр}$  свидетельствует об изменении внешней картины обтекания капли – происходит отрыв внешнего потока от нее и образование за кормой характерного вихревого следа. В этой области движение каплей все в большей степени начинает отличаться от движения твердых частиц. Точка отрыва определяется обращением в нуль скорости, а не касательного напряжения как в случае обтекания твердой частицы. И, если точка отрыва средней частицы происходит при  $Re \sim 20$ , то вследствие наличия внутреннего циркуляционного течения в капле и, следовательно, улучшения обтекания капли,  $Re$  отрыва капли смещается вправо. Возвратный вихрь не располагается непосредственно на границе капли, а сносится вниз по течению.

Величина  $Re_{кр}$  варьируется в пределах от 100 до 300 и зависит от физико-химических свойств системы и прежде всего от  $\mu^* = \mu_D / \mu_c$ . При  $\mu^* \ll 1$  течение безотрывно, если  $Re < 200$ . Но уже при  $\mu^* = 3$  турбулентность за каплей возникает при  $Re \sim 100$ .

Диаметр капли при диспергировании из отверстия можно рассчитать по эмпирическому выражению [239]

$$d = d_0 \left[ 1,82 + 0,2 \left( \frac{\rho_D}{\rho_c - \rho_D} \right)^{0,96} \right] \left( \frac{\sigma}{d_0^2 \rho_D} \right)^{0,36}, \quad (5.5.5)$$

где  $d_0$  – диаметр отверстия, м;  $\sigma$  – межфазное натяжение, Н/м.

Характер обтекания каплей отличается от характера обтекания твердых частиц как за счет циркуляции внутри капли, так и за счет деформации капли вследствие подвижности поверхности капли и неравномерного распределения по ней статического давления. За счет сил поверхностного натяжения на границе раздела фаз возникает капиллярное давление, стремящееся придать капле форму, которая при заданном объеме обладала бы минимальной поверхностью, то есть форму сферы. Величина этого давления обратно пропорциональна радиусу капли:

$$p_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d/2}.$$

Вместе с тем, давление жидкости во внешнем потоке стремится деформировать каплю.

Критический диаметр каплей  $d_{кр}$ , соответствующий условной границе начала проявления эффектов, связанных с их жидкой природой можно определить по критериальному уравнению, полученному И.Г.Плиттом:

$$\frac{\sigma}{d_{кр}\rho Dg} = 1,25 \cdot 10^{-3} \left( \frac{V_{\infty}\mu_c}{\sigma} \right)^{0,78} \left( \frac{\sigma^3 \rho_c^2}{\mu_c \rho Dg} \right)^{0,42}. \quad (5.5.6)$$

Критическому диаметру соответствует критическое значение числа Рейнольдса:

$$Re_{кр} = 4,55 \frac{\sigma^3 \rho_c}{\mu_c^4 (\rho_c - \rho_D) g}. \quad (5.5.7)$$

Положение границы  $Re_{кр}$  существенно зависит от наличия в фазах примесей и ПАВ из-за резкого изменения поверхностного натяжения даже при очень малых добавках ПАВ. Добавка ПАВ в количестве  $10^{-4}$  г/л в исследуемую систему вода – дихлорэтан занижает значение предельной скорости на 20 %. В присутствии ПАВ капля движется по закону жестких сфер.

С дальнейшим увеличением  $Re$  отрыв потока вызывает пульсации давления по поверхности, что приводит к возбуждению колебаний на поверхности и потере устойчивости прямолинейной траектории. Капли

теряют сферическую форму. В этой области ( $Re > Re_{кр}$ ) скорость движения можно рассчитывать по выражению

$$V_{\infty} = \sqrt{\frac{g(d_3/2)\Delta\rho}{\rho_c} + \frac{\sigma}{(d/2)\rho_c}}, \quad (5.5.8)$$

где  $d_3$  – диаметр эквивалентной сферы дисперсной частицы, м.

Скорость движения капли уменьшается и при дальнейшем увеличении  $Re$  становится практически независимой от диаметра капли.

Оценка скорости движения деформированной капли ( $4 \leq d \leq 6$  мм) в жидкости приводит к выражению

$$V_{\infty} = \left( \frac{8\Delta\rho g \sigma}{\rho_c^2 \xi} \right)^{1/4}. \quad (5.5.9)$$

В области больших  $Re$  для расчета скорости капли предлагается уравнение

$$Re = 0,00418\varphi^{-2,91}We^{-1,81}, \quad (5.5.10)$$

где  $\varphi$  – удерживающая способность аппарата по дисперсной фазе;

$We = \frac{\rho_c V_{\infty}^2 d_k}{\sigma}$  – критерий Вебера;  $\sigma$  – межфазовое натяжение на границе жидкость – жидкость, Н/м.

В области переходного режима для определения скорости осаждения частиц применимо также уравнение, полученное Тодесом с сотрудниками:

$$Re = \frac{Ar\varepsilon^{4,75}}{118 + 0,61\sqrt{Ar\varepsilon^{4,75}}}, \quad (5.5.11)$$

где  $\varepsilon = 1 - \varphi$ ;  $Ar = \frac{d_k^3 \rho_c^2 g (\rho_D - \rho_c)}{\mu_c^2 \rho_c}$  – критерий Архимеда.

Для крупных капель  $Nu$  и  $Kinter$  предлагаются следующие зависимости:

$$Q = (0,75 T)^{0,78} \text{ при } 2 < T \leq 70, \quad (5.5.12)$$

$$Q = (22 T)^{0,42} \text{ при } T > 70, \quad (5.5.13)$$

где  $Q = 0,75 + \frac{Re}{P^{0,15}}$ ;  $T = 4 \Delta \rho g d_K^2 \frac{P^{0,15}}{3 \sigma}$ ;  $P = \frac{\rho_c^2 \sigma^3}{\Delta \rho g \mu_c^4}$ .

Скорость деформированных капель приближенно также можно вычислить по выражению (5.4.12).

На рис. 5.6 даны опытные зависимости Розена и др. скорости движения капель от диаметра для различных систем (см. также рис. 5.5 на стр. 156).

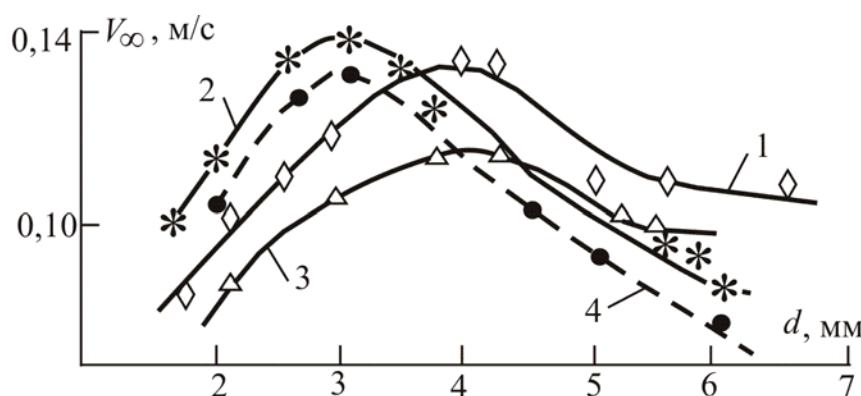


Рис. 5.6. Зависимость скорости всплывания капли  $V_\infty$  от диаметра капли  $d$ :

1 – октиловый спирт в  $HNO_3$ ; 2 – 20 % раствор ТБФ в керосине –  $HNO_3$ ; 3 – бензол –  $CH_3COOH$ ; 4 – гептиловый спирт в  $HCl$

В случае стесненного осаждения частиц для любого гидродинамического режима осаждения справедливо обобщенное уравнение

$$Re = -k + \sqrt{k^2 + \ell Ar \varepsilon^{4,75}}, \quad (5.5.14)$$

где  $k$  и  $\ell$  – безразмерные постоянные, определяемые экспериментально для частиц различных форм.

Для сферических частиц  $k = 27,27$  и  $\ell = 3,03$  и тогда уравнение (5.5.14) принимает вид

$$Re = -27,27 + \sqrt{27,27^2 + 3,03 Ar \varepsilon^{4,75}}. \quad (5.5.15)$$

Известна приближенная формула для расчета скорости стесненного осаждения капель:

$$U_{c.o} = V_{\infty}(1 - \varphi)^m, \quad (5.5.16)$$

где  $m \approx 1,5$  для капель с внутренней циркуляцией.

### ***Коэффициенты сопротивления и форма капель***

Для определения коэффициента сопротивления капли при малых значениях  $Re$  Тейлор и Акривос получили

$$\xi = \frac{8}{Re} \left[ \frac{3\mu^* + 2}{\mu^* + 1} + \frac{Re}{16} \left( \frac{3\mu^* + 2}{\mu^* + 1} \right) + \frac{1}{40} \left( \frac{3\mu^* + 2}{\mu^* + 1} \right) \left( \frac{Re}{2} \right)^2 \ln \left( \frac{Re}{2} \right) \right], \quad (5.5.17)$$

где  $\mu^* = \mu_D / \mu_c$  – отношения динамических вязкостей дисперсной и сплошной фаз.

При  $Re \rightarrow \infty$  и малых значениях  $\mu^*$  рекомендуется соотношение Abdel – Alim А.Н.:

$$\xi = \frac{48}{Re} \left[ 1 + 1,5\mu^* - 2,21 \left( \frac{(1 + 1,5\mu^*)^2}{\sqrt{Re}} \right) \right]. \quad (5.5.18)$$

Для промежуточных значений  $Re$  и малых значениях  $\mu^*$  для расчета коэффициента сопротивления Чесноковым получено выражение

$$\xi = \frac{16 (1 + 1,5\mu^*) \left[ 1 + 3(1 + \mu^*) k \right]}{(1 + \mu^*) (1 + k) Re}, \quad (5.5.19)$$

$$\text{где } k = \frac{\text{Re}}{(1 + \mu^*) (16 + 3,316\sqrt{\text{Re}})}.$$

При больших значениях параметра  $\mu^*$  применима формула

$$\xi = \frac{\mu^* \xi_g + \xi_s}{\mu^* + 1}, \quad (5.5.20)$$

где  $\xi_g$  и  $\xi_s$  – значения коэффициентов сопротивления при  $\mu^* = 0$  и  $\mu^* = \infty$  соответственно.

Анализ работ Harmthy, Elzinga и др. показывает, что размер капли, при котором она принимает сферическую форму с погрешностью  $\pm 20\%$ , можно оценить по выражению

$$d_{\text{сф}} = A \sqrt{\frac{\sigma}{\Delta\rho g}}, \quad (5.5.21)$$

где  $A=1$  для пустотелых колонн и  $A=0,38$  для колонн с насадкой.

Для средних (сферических) капель известно выражение Kiele и Treybal

$$\xi = 1,82 \text{Re}^{-0,19} \text{We}^{-0,033}. \quad (5.5.22)$$

Сравнение коэффициентов сопротивления капли и твердой сферы показывает, что коэффициент сопротивления капли при докритических режимах движения ( $\text{Re} \approx 100 \div 300$ ) меньше, чем коэффициент сопротивления эквивалентной твердой сферы, так как внутри капли развивается циркуляционное течение, приводящее к уменьшению касательных напряжений на поверхности. Из-за этого скорости движения капли больше, чем у твердых сфер. Экспериментальные наблюдения показывают, что при дальнейшем увеличении  $\text{Re}$  начинает наблюдаться уменьшение наклона кривой  $\xi = \xi(\text{Re})$  (рис. 5.7, 5.8) и на некотором небольшом участке коэффициент сопротивления практически не зависит от  $\text{Re}$  [34, 170, 194].

Это может быть объяснено тем, что капля начинает деформироваться и терять устойчивость. Из экспериментальных исследований следует, что капля сохраняет сферическую форму при значениях  $0,091 \text{We}^{0,95} \ll 1$ .

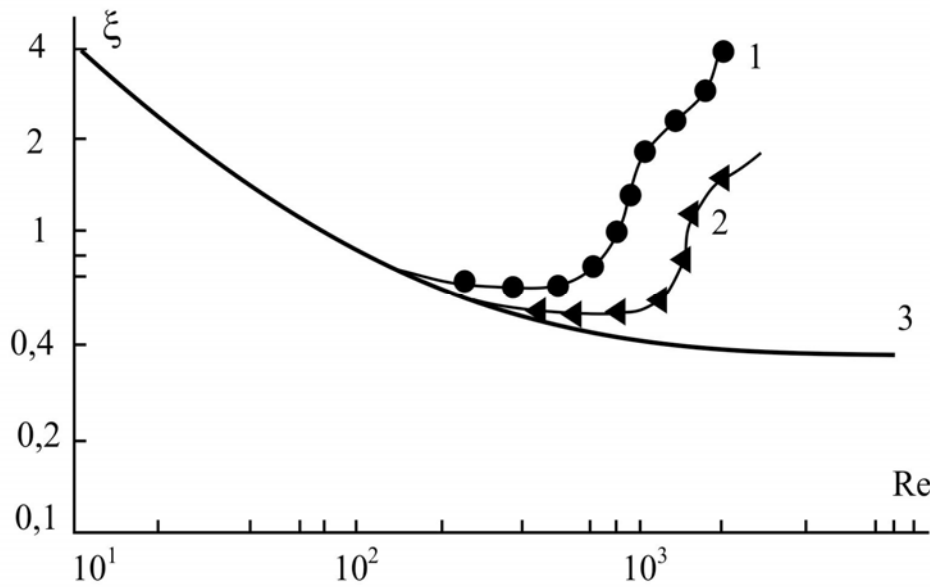


Рис. 5.7. Зависимость коэффициента сопротивления от критерия Рейнольдса:

1 – капли хлорбензола в воде; 2 – капли дихлорэтана в воде; 3 – твердая частица

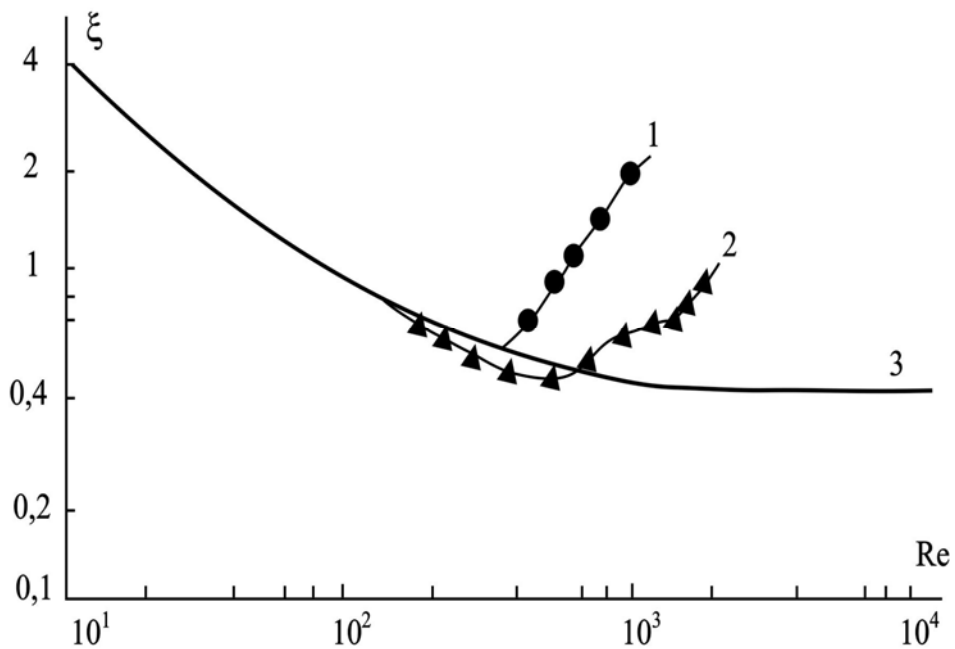


Рис. 5.8. Зависимость коэффициента сопротивления от критерия Рейнольдса:

1 – капли бромбензола в воде; 2 – капли нитробензола в воде; 3 – твердая частица [33, 34]



Установлено, что при фиксированных  $Re_i$  с увеличением числа Вебера (до  $0,5 \div 0,8$ ) капля деформируется в сфероид, сплюснутый в направлении движения. Сначала наиболее деформируемой оказывается сторона, направленная навстречу набегающему потоку, однако асимметрия постепенно сглаживается, а затем меняет направление, то есть более выпуклой становится лобовая сторона.

Объясняется это тем, что при росте деформации поверхности застойная зона за каплей увеличивается в размерах, циркуляционное течение в ней становится более интенсивным. При дальнейшем увеличении числа Вебера происходит увеличение деформации капли в лобовой зоне; капля приобретает эллипсоидальную форму, а затем в лобовой части появляется лунка, и капля становится чечевицепоподобной.

Составляющие силы сопротивления от давления с ростом числа Вебера увеличиваются, так как форма капли становится плохообтекаемой. Однако коэффициент трения сильно падает из-за уменьшения поверхностного натяжения. Поэтому общий коэффициент сопротивления остается примерно постоянным и только при  $We > 0,8$  начинает увеличиваться.

Кроме деформации, на значение коэффициента сопротивления капли влияет ее устойчивость и колебания.

В работах Г.Н.Михайлова, S.Winnikov, A.I.Johnson и др. установлено, что при  $Re \sim 200$ ,  $We \sim 4$  наблюдается неустойчивое движение капель: при  $d > d_{кр}$  ( $d_{кр}$  соответствует  $Re \sim 200$ ,  $We \sim 4$ ) капли будут осциллировать, а при  $d < d_{кр}$  колебания будут затухать. Неустойчивость движения капли проявляется, с одной стороны, в колебаниях капли как целого, с другой стороны, в развивающихся колебаниях ее поверхности. При определенных значениях чисел  $Re$  и  $We$  ( $200 \leq Re \leq 400$ ,  $1,2 \leq We \leq 4$ ) вихрь за каплей становится нестабильным и несимметричным. Отрыв потока возмущает внешний поток, вызывает пульсации давления на поверхности, что приводит к возбуждению колебаний на поверхности и потере устойчивости прямолинейного движения. Коэффициент сопротивления начинает возрастать, достигает значение коэффициента сопротивления твердой сферы и затем превышает его; при этом уменьшается скорость движения. Достижение минимума значения коэффициента сопротивления может служить признаком выхода на неустойчивый режим. После точки минимума капля начинает осциллировать, и коэффициент сопротивления быстро увеличивается с ростом числа  $Re$ . Выяснено, что чем больше  $\mu^*$ , тем позднее появляется осциляция. Это можно объяснить тем, что для генерации колебаний в более вязкой жидкости необходимо подвести энергии

больше, чем к менее вязкой. Частота колебаний поверхности убывает при росте диаметра капель, а при повышении вязкости капель – возрастает.

С дальнейшим увеличением  $Re$  деформация капель становится все более значительной, колебания приобретают все более беспорядочный характер. В этой области кривая  $\xi = \xi(Re)$  имеет почти постоянный наклон, а предельная скорость движения капель становится практически независимой от диаметра.

В этой области изменения  $Re$  Kiele и Treybal получено следующее уравнение для расчета коэффициента сопротивления:

$$\xi = 4,38 \cdot 10^{-2} Re^{0,34} We^{0,62}. \quad (5.5.23)$$

Анализ многочисленных работ, посвященных изучению гидравлического сопротивления элементов дисперсной среды, показывает, что, если для твердых частиц в литературе имеется достаточно расчетных формул, хорошо согласующихся с экспериментом, то для капель нет достаточно точных зависимостей для расчета гидравлического сопротивления во всем диапазоне изменения чисел Рейнольдса и Вебера.

### *Движение капель в аппаратах с подводом внешней энергии*

*Аппараты с мешалками.* Определение среднего размера капель при механическом перемешивании в системах жидкость – жидкость впервые производилась Клеем в 1940 г., а позднее многими другими исследователями. Количественная обработка результатов эксперимента сделана Вермеленом в виде простой зависимости

$$\frac{d}{d_M} \approx We^{-0,6}, \quad (5.5.24)$$

где  $d$  – диаметр капли, м;  $d_M$  – диаметр мешалки, м;  $We = \rho_{эм} n^2 d_M^3 / \sigma$  – критерий Вебера для мешалок;  $\rho_{эм}$  – плотность эмульсии,  $кг/м^3$ ;  $n$  – число оборотов мешалки.

Корреляция Вермелена соответствует зависимости, полученной Колмогоровым для максимального размера капель, устойчивых в поле локально изотропной турбулентности,

$$d_{\max} \approx \frac{\sigma^{0,6}}{\rho_c^{0,2} \varepsilon^{0,4}}, \quad (5.5.25)$$

где  $\varepsilon$  – скорость диссипации энергии в единице объема среды;  $\rho_c$  – плотность среды,  $\text{кг/м}^2$ . Для аппаратов с мешалками при больших значениях числа Рейнольдса  $\varepsilon \approx \rho_{\text{ЭМ}} n^3 d_M^2$ .

Для случая дробления капель у стенок в области высоких градиентов скорости Левичем предложено выражение

$$d_{\max} \approx \sqrt{\frac{\sigma v}{\rho_c v_0^3}}, \quad (5.5.26)$$

где  $v_0$  – характерная скорость турбулентных пульсаций, м/с.

Величина  $v_0$  пропорциональна

$$v_0 \propto \left( \frac{\varepsilon v}{\rho} \right)^{1/4}, \quad (5.5.27)$$

и для аппаратов с мешалками Левич получил выражение

$$\frac{d}{D_a} \approx We^{-0,5} Re_M^{-0,125}, \quad (5.5.28)$$

где  $Re_M = \rho_c n d_M^2 / \nu_c$  – критерий Рейнольдса для мешалок;  $D_a$  – диаметр аппарата, м.

Уравнение (5.5.28) соответствует выражению для расчета диаметра капель, полученному Кафаровым

$$\frac{d}{d_M} \approx We^{-0,5} Re_M^{-0,1} \Phi^{0,16}, \quad (5.5.29)$$

где  $\Phi$  – объемная доля дисперсной фазы.

Из рассмотренных уравнений следует, что максимальный устойчивый размер капель зависит в основном от числа оборотов мешалки и межфазного натяжения

$$d_{\max} \propto n^{1,0 \div 0,6} \quad \text{и} \quad d_{\max} \propto \sigma^{0,5 \div 0,6}.$$

Ковалевым и Коганом в аппарате с плосколопастной мешалкой и отражательными перегородками были исследованы шесть систем жидкость – жидкость. Результаты опытов обобщены зависимостью

$$d = 52,6 d_M \frac{1 + 0,0154 [We/(1 - \Phi)] \left( \frac{nd_M \mu_D}{\sigma} \right)^{1/4}}{We^{3/2}}. \quad (5.5.30)$$

Зависимость  $\frac{d}{D_a} \left( \frac{nd_M \mu_D}{\sigma} \right)^{-1/4}$  от числа  $We$  при  $\Phi=0,1$  и  $\Phi=0,5$  изображена на рис. 5.9.

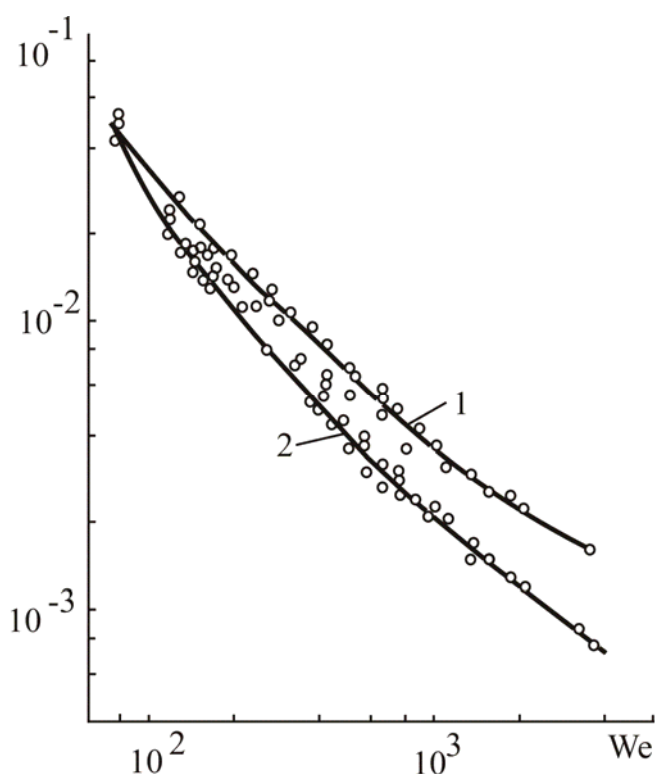


Рис. 5.9. Зависимость среднего поверхностно-объемного диаметра капель от  $We$  для различных систем

*Пульсационные колонны с различными насадками.* Основные характеристики работы колонны – ее эффективность и производительность – являются функцией дробления и распределения фаз. Ниже приведены

гидродинамические характеристики пульсационных экстракторов с насадкой из колец Рашига и насадкой КРиМЗ, полученные С.М.Карпачевой и Б.И.Захаровым [209]. Интенсивность пульсации  $I$  выражалась произведением частоты пульсации  $f$  на двойную амплитуду  $\alpha$ . Пульсации жидкости в колоннах создавались мембранными или пневматическими пульсаторами с частотой пульсации 0-400 1/мин и амплитудой до 20 мм. На рис. 5.10 представлены результаты экспериментальных исследований системы 20 % раствор трибутилфосфата в керосине – азотная кислота.

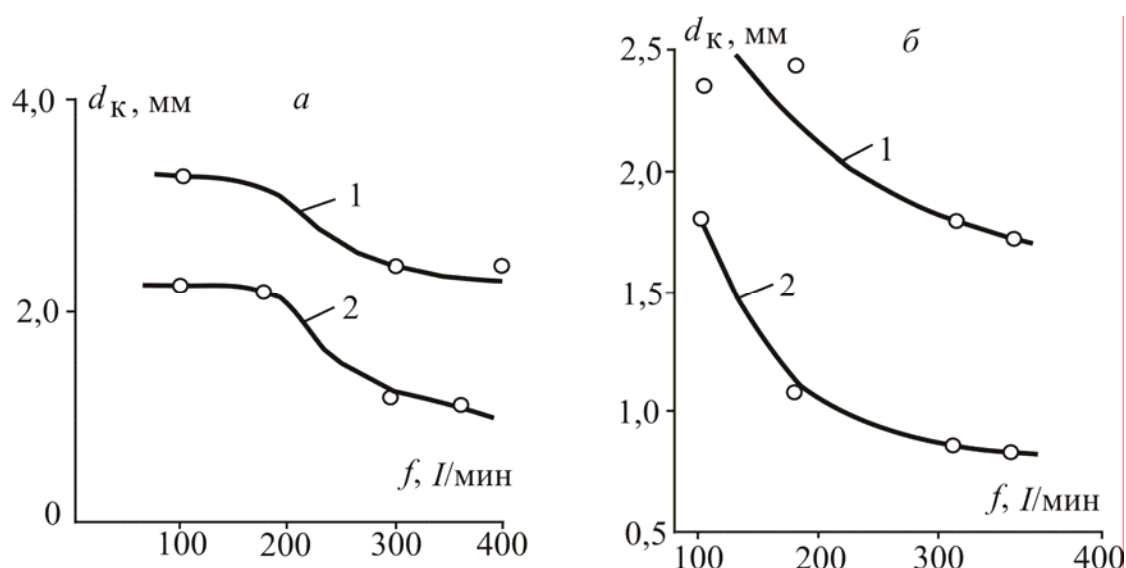


Рис. 5.10. Влияние частоты пульсации на размер капель в колонне с насадкой при различных значениях  $I$  (в мм/мин):

$a$  – кольца Рашига;  $b$  – насадка КРиМЗ: 1 – 500; 2 – 1000

В общем случае размер капель определяется энергией пульсации, характеризуемой интенсивностью, вязкостью фазы, подъемной силой  $\Delta\rho g$  и поверхностным натяжением

$$d = A \left( \frac{\sigma}{\Delta\rho g} \right)^{0,5} \left( \frac{I\mu_c}{\sigma} \right)^n, \quad (5.5.31)$$

где для насадочных колонн  $A = 7,25 \cdot 10^{-5}$  и  $n = -1,4$ ; для контактных устройств КРиМЗ  $n = -1,0$ , а коэффициент  $A$  зависит от геометрических размеров, формы насадки и физико-химических свойств системы ( $A = (3,2 \div 7,6) \cdot 10^{-4}$ ).

Скорость всплывания капель в колонне с насадкой КРиМЗ можно рассчитать по выражению

$$U = 25,7 \left( \frac{\rho_c}{\mu_c} \right)^{0,133} \left( \frac{\Delta\rho}{\rho_D} \right)^{0,66} \left( \frac{\mu_c}{\mu_D} \right)^{-0,1} d, \quad (5.5.32)$$

где размерности  $\mu$  – спз;  $\sigma$  – дн/см;  $\rho$  – кг/м<sup>3</sup>.

Более подробно гидродинамические характеристики пульсационных аппаратов рассмотрены в [60, 90 – 92].

### *Движение твердых частиц и капель в газах*

Гидродинамические закономерности движения твердых частиц в жидких и газовых средах (например, в запыленном газе) в общем виде описаны в разделе 5.3. Но обычно большинство встречающихся в промышленной практике частиц не имеют правильной сферической формы и поэтому в вышеприведенные уравнения необходимо вносить поправки. Для этого используется динамический коэффициент формы

$$\chi = d_{ч.е.}^2 / d_{ч.с.}, \quad (5.5.33)$$

где  $d_{ч.е.}$  – эквивалентный диаметр частицы, равный диаметру шара, объем которого равен объему данной частицы, м;  $d_{ч.с.}$  – седиментационный диаметр частицы, равный диаметру шара с той же плотностью и скоростью осаждения, что данная частица, м.

Для несферических частиц, подчиняющихся закону Стокса (5.3.8), сила сопротивления среды записывается в виде

$$F = -3\pi\mu_T U' d_{ч.е.} \chi. \quad (5.5.34)$$

Значения динамического коэффициента формы для частиц различной формы находятся в пределах  $\chi = 1,04 \div 1,48$ .

Из вышеприведенных зависимостей следует, что скорость осаждения частиц нешарообразной формы меньше, чем сферических. В литературе также часто используется поправочный коэффициент формы  $\phi$ , на который умножают скорость осаждения сферической капли

$$U' = U\varphi. \quad (5.5.35)$$

Коэффициент формы находится опытным путем и, как установлено, имеет значения для угловатых частиц  $\varphi \approx 0,66$ , для продолговатых частиц –  $\varphi \approx 0,58$  и для пластинчатых частиц  $\varphi \approx 0,43$ . При расчете скорости  $U$  в (5.5.35) по выражениям (5.3.13), (5.3.16) следует подставлять диаметр эквивалентного шара (5.3.18).

Рассмотренные выше зависимости относятся к случаю равномерного прямолинейного движения частиц, однако в реальных условиях движение частиц нестационарно и криволинейно. Время, в течение которого частица достигает постоянной скорости, теоретически равно бесконечности. В расчетах обычно с небольшой погрешностью допускают, что частица через малый промежуток времени после начала движения достигает постоянной скорости. Однако за это время частица может пройти значительное расстояние. Для учета этих эффектов используется дифференциальное уравнение равновесия сил

$$V_{\text{ч}} \rho_{\text{ж}} \frac{d^2 z}{dt^2} = V_{\text{ч}} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) g - \xi S \frac{\rho_{\text{г}} U^2}{2} \text{sign} U, \quad (5.5.36)$$

где  $V_{\text{ч}}$  – объем частицы,  $\text{м}^3$ ;  $S$  – площадь проекции частицы на плоскость,  $\text{м}^2$ ;  $z$  – вертикальная координата, м. Функция  $\text{sign} U = 1$  при  $U > 0$  и  $\text{sign} U = -1$  при  $U < 0$ .

Для расчета коэффициента сопротивления можно использовать зависимости (5.3.14), (5.3.15) и др., полученные для твердых сфер и справедливые для капель в газе диаметром менее 2 мм. Для более крупных капель время движения больше и  $\xi$  можно определить по выражению

$$\xi = AK^m \text{Re}^n, \quad (5.5.37)$$

где  $K = g\mu_{\text{ж}}^4 / (\rho_{\text{ж}} \sigma)$ , а коэффициенты  $A$ ,  $m$ ,  $n$  зависят от числа  $\text{Re}$  и безразмерного комплекса  $K$ .

Устойчивость капли в газовом потоке определяется соотношением инерционных и поверхностных сил. Оно характеризуется значением критерия Вебера  $We = \rho_{\text{г}} U^2 d_{\text{к}} / \sigma$ .

При  $We > 12$  капля теряет устойчивость и дробится на более мелкие [34, 47, 172, 174, 180]. Согласно известным данным, максимальный радиус устойчивой капли при  $\text{Re} > 1000$  примерно

$$R_{\max} \approx \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})}}. \quad (5.5.38)$$

Средний радиус капли в газовом потоке, как отмечается многими авторами, приблизительно равен половине максимального устойчивого.

В работах [124, 250] показано, что у капель радиусом 2 – 3 мм скорость падения оказывается слабо зависящей от радиуса. Теоретический анализ конечной скорости падения в неподвижной среде сплюсненного сфероида дает выражение

$$U = \left( \frac{4g\sigma(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})}{\xi^2 \rho_{\text{г}}^2} \right)^{0,25}. \quad (5.5.39)$$

Коэффициент сопротивления деформированной капли Кутателадзе получил в виде

$$\xi = 3,4 / \sqrt{U} \approx 1,2.$$

Диаметры капель в градирнях при разбрызгивании воды центробежно-струйными форсунками с диаметром выходного отверстия  $d_0 = 1 \div 25$  мм при перепаде давлений  $P = 0,05 \div 1$  МПа [261]

$$d = 0,154P^{-0,44}d_0^{0,23}, \quad (5.5.40)$$

где  $d_0$  □ мм.

## 5.6. Механизмы физической коагуляции аэрозолей

Газы, содержащие взвешенные частицы (пылинки, капельки), называют аэрозолями [53, 136, 156, 163, 240-244, 252, 253]. Условно аэрозоли подразделяют на высокодисперсные ( $d < 0,5 \div 1$  мкм); тонкодисперсные ( $1 < d < 10 \div 20$  мкм) и грубодисперсные ( $10 \div 20 < d < 100 \div 200$  мкм).

Одно из наиболее интересных свойств аэрозолей – их непрерывная и самопроизвольная коагуляция. Частицы любого вещества при соприкосновении слипаются или сливаются, аэрозоль становится постепенно все более грубым и, наконец, выпадает из общего потока. опыты показали, что скорость коагуляции аэрозоля, содержащего частицы разного размера,



значительно больше, чем аэрозоля с частицами одинакового размера, и подчиняется простому закону:

$$\frac{1}{n} - \frac{1}{n_0} = K\tau, \quad (5.6.1)$$

где  $n$  – концентрация частиц в некоторый момент времени  $\tau$  (в с),  $1/\text{м}^3$ ;  $n_0$  – начальная концентрация частиц,  $1/\text{м}^3$ ;  $K$  – константа коагуляции,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

Например, частички размером менее 1 мкм практически очень трудно улавливаются. Притом форма первичных частиц не шарообразная, так как она зависит от химического состава и механизма образования аэрозоля. При коагуляции размер образовавшейся частицы становится больше, а формы самые неопределенные – в некоторых случаях в виде цепочки частиц различной формы. При коагуляции частицы прилипают одна к другой в нескольких точках соприкосновения. Простейший способ увеличения скорости коагуляции – турбулизация потока.

При воздействии различных сил на взвешенные частицы, движущиеся с газовым потоком, можно при определенных условиях добиться сближения частиц до их соприкосновения друг с другом, в результате чего происходит процесс укрупнения частиц, называемый коагуляцией взвешенных частиц. Увеличение среднего размера частиц за счет слипания мелких частиц с образованием более крупных размеров значительно облегчает последующее их осаждение в газоочистных аппаратах и повышает эффективность очистки газового потока.

При выводе уравнения коагуляции предполагалось, что частицы имеют сферическую форму. В аэрозолях, состоящих из сферических жидких капелек, новые частицы, образующиеся при столкновении, также сферичны. Однако неправильность формы не будет резко выражена, пока не образуются цепочки, а так как незначительное отклонение от сферической формы очень слабо влияет на скорость падения и подвижность частицы, то скорость коагуляции также должна изменяться. В случае же образования длинных цепочек можно ожидать значительные изменения подвижности, а, следовательно, и скорости коагуляции.

Коагуляция взвешенных частиц может происходить за счет броуновского движения (тепловая коагуляция), а также под воздействием гидродинамических, гравитационных, акустических, электрических и других сил. В определенных условиях, например, при наличии теплового градиента, диффузионных явлений, воздействия магнитного поля и тому подобное, происходит направленное движение частиц, которое, как и процесс

коагуляции, может способствовать осаждению частиц, повышать эффективность улавливания.

На ранних стадиях, когда счетная концентрация аэрозоля велика, коагуляция протекает с большей скоростью, но затем она быстро падает. Процесс коагуляции не очень сильно зависит от природы аэрозоля.

Факторы, влияющие на скорость коагуляции, можно разделить на две группы: 1) факторы, которые влияют на вероятность столкновения между частицами (их размер, температура и давление газа); 2) форму и структуру частиц, то есть факторы, от которых зависит, слипаются ли диффундирующие частицы или нет.

На рис. 5.11 показаны различные механизмы осаждения взвешенных частиц.

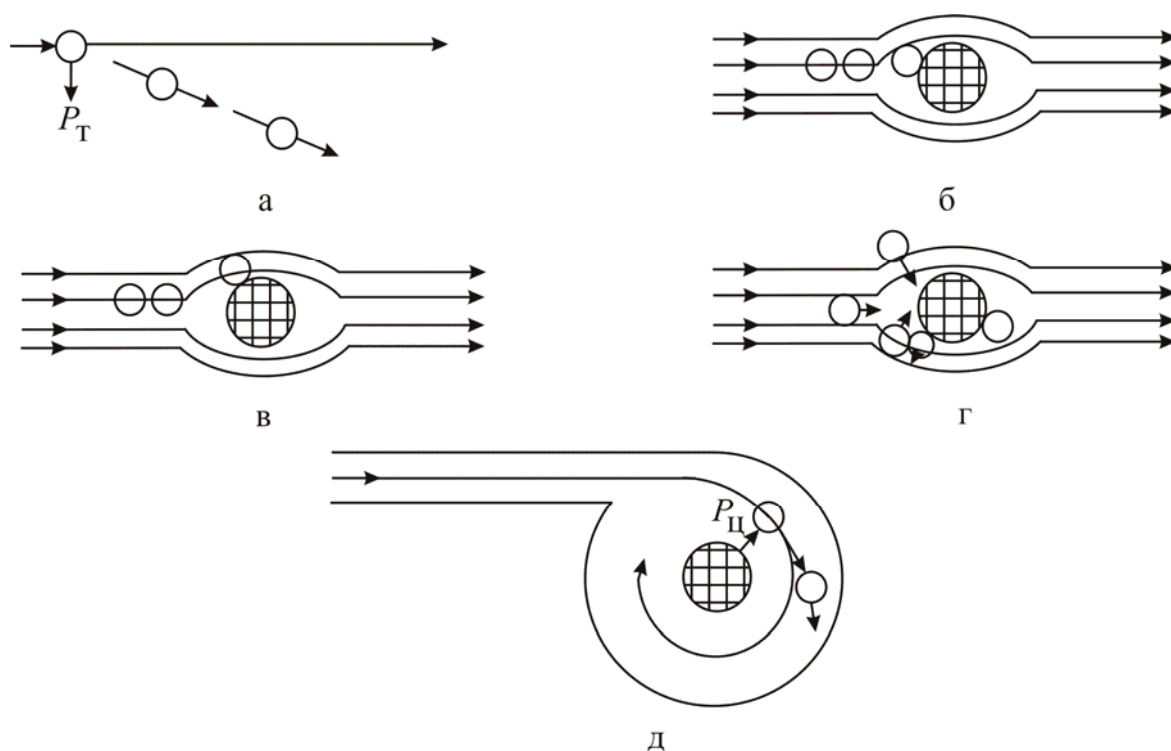


Рис. 5.11. Механизмы осаждения взвешенных частиц

Как следует из рис. 5.11, механизмы подразделяются на:

*Гравитационный*: частицы крупнее 40–50 мкм выпадают из газового потока благодаря силе тяжести (рис. 5.11, а).

*Инерционный*: частицы при обтекании тела газовым потоком за счет инерции отклоняются от общего потока и осаждаются на фронтальной поверхности обтекаемого тела (рис. 5.11, б).

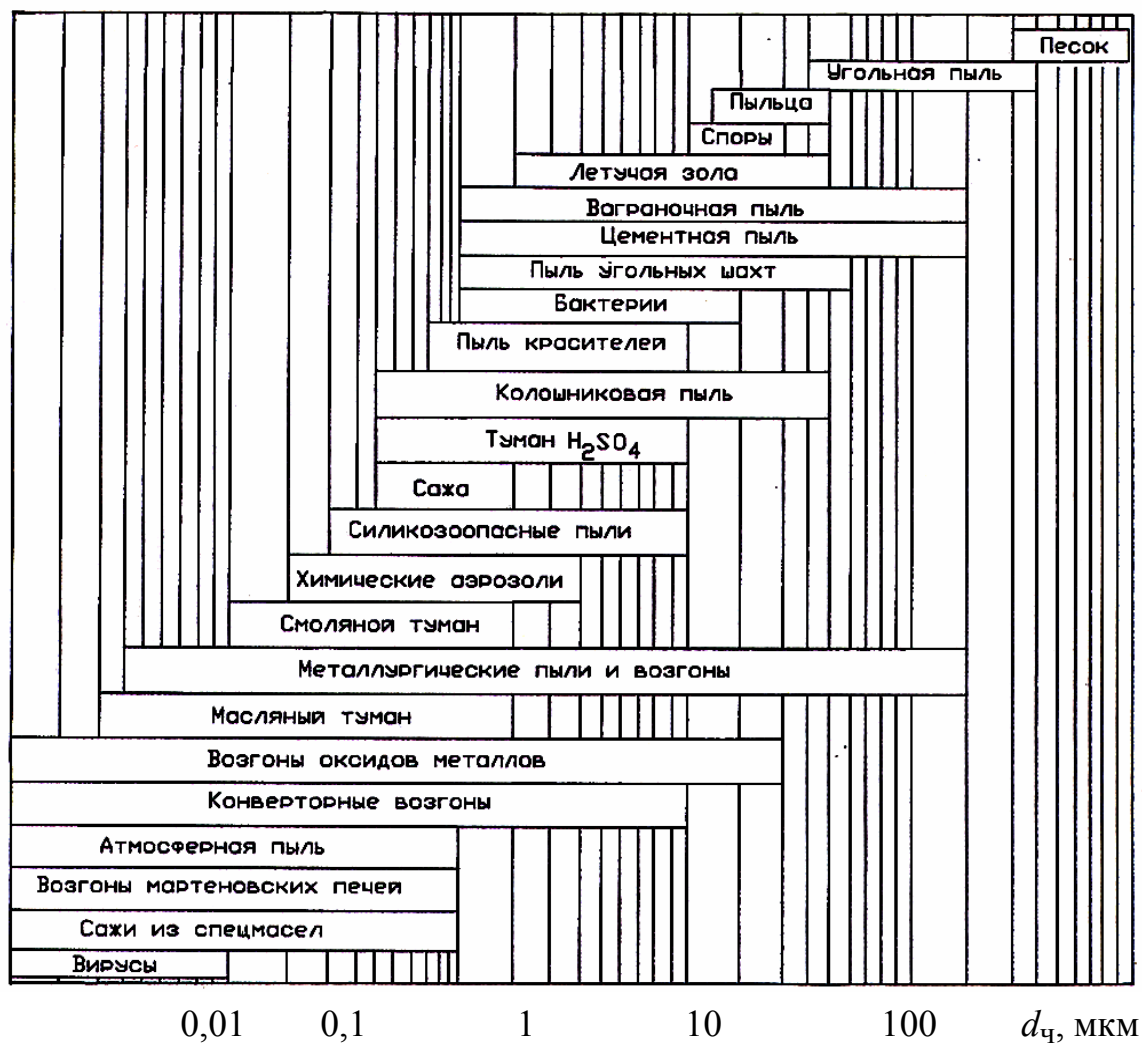
*Зацепление*: частицы от 1 до 3 мкм при перемещении вместе с газовым потоком в относительной близости от обтекаемого тела приходят в соприкосновение с ним и прилипают к нему (рис. 5.11, в).

*Диффузионный:* частицы размером 0,1 мкм и меньше перемещаются в газовом потоке благодаря столкновениям с газовыми молекулами (броуновское движение), в результате чего возможно попадание их на поверхность обтекаемого тела (рис. 5.11, г).

*Центробежный:* частицы выводятся из вращающегося газового потока под действием центробежной силы (рис. 5.11, д).

В повсеместно применяемых электрофильтрах действует *электростатический* механизм осаждения взвешенных частиц – они получают электрический заряд при прохождении газовым потоком поля коронного разряда, после чего осаждаются на поверхности электродов.

На диаграмме (рис. 5.12) представлены самые распространенные природные и промышленные аэрозоли: от капель дождя до табачного дыма и вирусов с размером частиц от 0,01 мкм до 1 мм, и применяемые в промышленности методы улавливания частиц.



а)

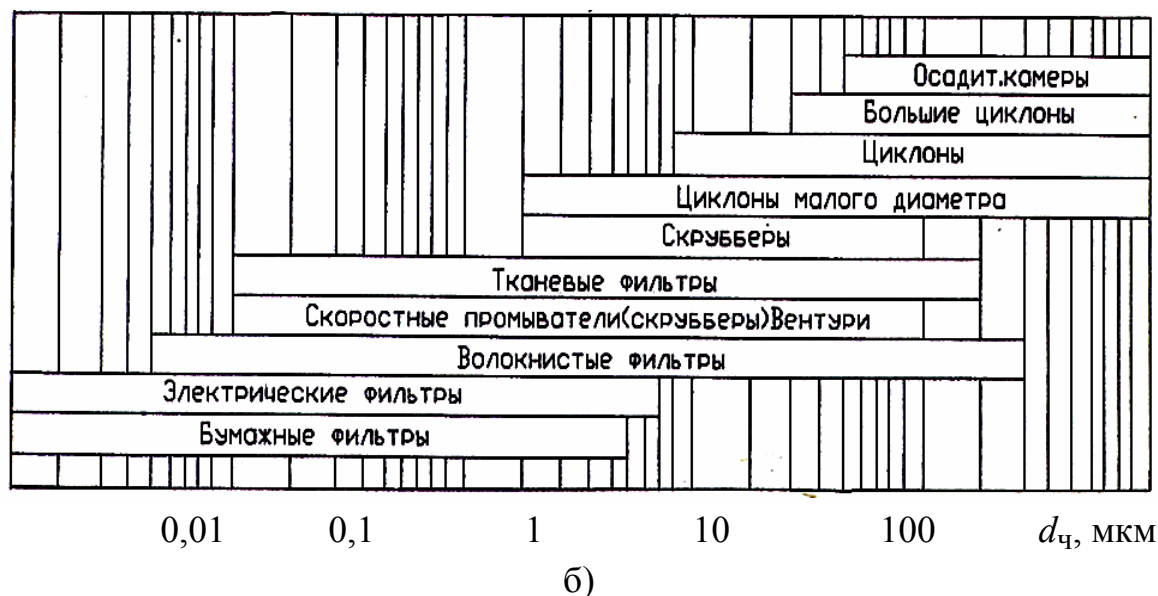


Рис. 5.12. а – размеры частиц промышленных газовых выбросов; б – интервалы применения аппаратов для очистки газов

Нетрудно заметить, что современная техника – от простейших пылеосадительных камер до тонковолокнистых фильтров и электрофильтров – перекрывает весь «аэрозольный диапазон», то есть позволяет надежно улавливать любые дымы и туманы, не говоря уже о пыли. Чем тоньше улавливаемые частицы, тем дороже обходится их «поимка».

### *Тепловая коагуляция*

В зависимости от размеров дисперсной фазы коагуляция взвешенных частиц может происходить за счет броуновского движения (тепловая коагуляция), а также под действием гидродинамических, гравитационных, акустических, электрических и других сил. Тепловая коагуляция играет существенную роль в начальный момент образования высокодисперсного аэрозоля.

Константа тепловой коагуляции определяется следующим образом:

$$K_{бр} = \frac{4k_B T_{г}}{3\mu_{г}}, \quad (5.6.2)$$

где  $T_{г}$  – абсолютная температура газов, К;  $k_B$  – постоянная Больцмана;  $\mu_{г}$  – динамическая вязкость газа, Н·с/м<sup>2</sup> (Па·с).

Сравнение экспериментальных величин констант тепловой коагуляции показывает, что процесс коагуляции мало зависит от природы аэрозоля. Согласно теоретическим и экспериментальным данным, полидисперсные аэрозоли коагулируют быстрее монодисперсных. Особенно быстро происходит поглощение мелких частиц крупными, однако увеличение скорости коагуляции за счет полидисперсности не превышает 10 %.

Броуновский коэффициент диффузии частиц записывается в виде

$$D_{\text{ч}} = \frac{K_B T_{\text{г}}}{3\pi\mu d_{\text{ч}}} \left\{ 1 + \frac{10^{-4}}{Pd_{\text{ч}}} [6,32 + 2,01\exp(-2190Pd_{\text{ч}})] \right\},$$

где  $K_B = 1,380662 \cdot 10^{-23}$  (постоянная Больцмана);  $P$  – давление, см.рт.ст.;  $d_{\text{ч}}$  – диаметр частиц, см.

Или известна формула

$$D_{\text{ч}} = \frac{K_B T_{\text{г}}}{3\pi\mu_{\text{г}} d_{\text{ч}}}.$$

Скорость броуновской коагуляции  $N_{\text{бр}}$  в  $1/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$  может быть определена по формуле

$$N_{\text{бр}} = 8\pi D_{\text{ч}} n_0^2. \quad (5.6.3)$$

Скорость тепловой коагуляции растет с увеличением абсолютной температуры газов  $T_{\text{г}}$ . Но поскольку вязкость газов также растет с повышением температуры,  $N_{\text{бр}}$  будет увеличиваться не прямо пропорционально  $T_{\text{г}}$ . Скорость коагуляции малых частиц возрастает также с понижением давления.

Броуновская коагуляция имеет существенное значение в самый начальный момент образования высокодисперсного аэрозоля, так как способствует практически мгновенному укрупнению частиц. Именно благодаря броуновской коагуляции дисперсный состав пыли в технологических газах, поступающих на газоочистку, практически всегда крупнее, чем в момент их образования.

### Градиентная коагуляция

При наличии поперечного градиента скорости газов в потоке происходит градиентная коагуляция. Известны уравнения, связывающие скорость градиентной коагуляции с характеристиками пограничного слоя на стенке, начальной концентрации частиц и размером частиц.

В качестве примера градиентной коагуляции можно привести течение газов у твердой стенки. Частица, находящаяся ближе к стенке, движется с меньшей скоростью, чем частица, расположенная дальше нее. Если при этом расстояние между ними меньше суммы их размеров, то частицы должны встретиться. Скорость градиентной коагуляции может быть определена по формуле [253]

$$N_{\text{гр}} = \frac{32}{3} n_0^2 \Gamma d_{\text{ч}}^3, \quad (5.6.4)$$

где  $N_{\text{гр}}$  – скорость градиентной коагуляции,  $1/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$ ;  $\Gamma$  – градиент скорости,  $1/\text{с}$ ;  $d_{\text{ч}}$  – средний размер частиц, м.

Отношение скоростей коагуляции записывают в виде

$$\frac{N_{\text{гр}}}{N_{\text{бр}}} = \frac{4\Gamma d_{\text{ч}}^2}{3\pi D_{\text{ч}}}. \quad (5.6.5)$$

При  $d_{\text{ч}} = 1$  мкм и  $\Gamma = 20$  1/с отношение  $\frac{N_{\text{гр}}}{N_{\text{бр}}} = 0,4 \cdot 10^{-2}$ , то есть эффект градиентной коагуляции ничтожен. У грубодисперсного аэрозоля ( $d_{\text{ч}} = 20$  мкм) при том же значении  $\Gamma$ , равном 20 1/с, отношение  $\frac{N_{\text{гр}}}{N_{\text{бр}}} = 16$ .

Следовательно, коагуляция заметно ускоряется уже при очень небольшом градиенте.

Весьма интенсивной может быть градиентная коагуляция и в пристенном слое при турбулентном течении газового потока, где доказано, что значение градиента у стенки составляет

$$\Gamma_{\text{ст}} = \frac{v_*^2}{v_{\Gamma}}, \quad (5.6.6)$$

где  $\Gamma_{ст}$  – градиент скорости у стенки, 1/с;  $v^*$  – скорость турбулентных пульсаций, характерная для данного потока, м/с; часто принимается  $v^* \approx u_*$  – динамическая скорость трения, м/с;  $\nu_r$  – коэффициент кинематической вязкости газов, м<sup>2</sup>/с.

Градиентная коагуляция весьма интенсивна в пристенном слое при турбулентном движении газового потока. Она ограничена в основном тонким пристенным слоем и поэтому оказывает существенное влияние при движении потока по длинным трубам или развитой поверхности контакта.

### *Турбулентная коагуляция*

Для процессов газоочистки влияние турбулентных пульсаций на поведение частиц в потоке представляет значительный интерес, так как в промышленных аппаратах наиболее частый режим движения гетерогенной среды – турбулентный. В этом случае очень важен механизм увеличения дисперсных частиц турбулентными пульсациями. Известно, что практически полное увеличение частиц пульсациями происходит при  $\tau_p \leq 0,01$ , где

$\tau_p = \frac{1}{18} \frac{d_q^2 \rho_q}{\mu_r}$  – время релаксации, т.е. величина, характеризующая продолжительность осаждения частицы, с.

Из приведенного выражения следует, что полное увлечение частиц турбулентными пульсациями происходит при  $d_q < 60$  мкм и  $\rho_q = 1000$  кг/м<sup>3</sup>.

При турбулентном движении газового потока решающую роль в столкновении частиц играют турбулентные пульсации. В турбулентном потоке возможны два механизма коагуляции. Первый из них имеет место при полном увлечении частиц аэрозоля турбулентными пульсациями. Этот механизм преимущественно наблюдается при плотности частиц, мало отличающейся от плотности потока. В случае аэрозольных частиц, плотность которых примерно в  $10^3$  раз больше плотности газов, полного увлечения частиц не происходит. Поэтому для аэрозольных частиц этот механизм имеет второстепенное значение. Наибольший коагуляционный эффект в турбулентном газопылевом потоке осуществляется благодаря второму механизму, получившему название механизм ускорения.

Коагуляция за счет механизма ускорения осуществляется благодаря различию в плотности газового потока и частиц аэрозоля. Скорости, приобретаемые частицами, зависят от их массы и имеют существенное различие в полидисперсных системах. Благодаря различию в скоростях

движения частиц и происходят встречи этих частиц, которые сопровождаются их коагуляцией.

Скорость турбулентной коагуляции по первому механизму  $N_T$  может быть выражена в виде формулы

$$N_T = 1,3 \sqrt{\frac{\varepsilon_T}{\nu_T}} d_{\text{ч}}^3 n_0^2, \quad (5.6.7)$$

где  $\varepsilon_T$  – величина, характеризующая турбулентный поток,  $\text{м}^2/\text{с}^3$ .

Эта формула справедлива при условии, что до соприкосновения частиц преобладает турбулентная диффузия, то есть  $D_T > D_{\text{ч}}$ , для чего необходимо соблюдение следующего неравенства:

$$d_{\text{ч}} > \sqrt{\frac{D_{\text{ч}}^2 \nu_T}{\varepsilon_T}}. \quad (5.6.8)$$

В случае же несоблюдения этого неравенства даже в турбулентном потоке коагуляция определяется как

$$N_{\text{бр}} = 8\pi D_{\text{ч}} n_0^2. \quad (5.6.9)$$

Далее отношение между скоростью коагуляции, вызванной турбулентным перемешиванием, и скоростью коагуляции, происходящей благодаря броуновской диффузии, можно представить в виде

$$\frac{N_T}{N_{\text{бр}}} \approx 0,0516 \sqrt{\frac{\varepsilon_T}{\nu_T}} \frac{d_{\text{ч}}}{D_{\text{ч}}}. \quad (5.6.10)$$

Обычно  $\varepsilon_T$  составляет  $10^2$  и более. При  $\varepsilon_T = 10^2 \text{ м}^2/\text{с}^3$  в газовом потоке  $N_T > N_{\text{бр}}$  для частиц, размер которых превышает  $10^{-7}$  м. Коагуляция же частиц с  $d_{\text{ч}} \leq 10^{-7}$  м определяется броуновской диффузией.

Скорость турбулентной коагуляции по второму механизму (механизму ускорения)  $N_{\text{уск}}$  определяется по формуле



$$N_{\text{уск}} = \pi \frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_{\text{г}}} n_0^2 \frac{\varepsilon_{\text{г}}^{3/4}}{\nu_{\text{г}}^{5/4}} \beta d_{\text{ч}}^4, \quad (5.6.11)$$

где  $\rho_{\text{ч}}$  – плотность частиц,  $\text{кг/м}^3$ ;  $\rho_{\text{г}}$  – плотность газа,  $\text{кг/м}^3$ ;  $\beta$  – коэффициент, характеризующий распределение частиц по размерам.

Как в случае первого механизма, за счет турбулентных пульсаций, так и второго – ускорения, в литературе известны уравнения, связывающие скорости коагуляции со значением диссипации энергии. Диссипация энергии зависит от перепада давления и расхода газового потока. Перепад давления обычно находится экспериментально.

Сравнивая скорость коагуляции  $N_{\text{уск}}$  со скоростью коагуляции  $N_{\text{т}}$  и принимая  $\frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_{\text{г}}} = 10^{-3}$ , получаем

$$\frac{N_{\text{уск}}}{N_{\text{т}}} \approx \frac{\rho_{\text{ч}} d_{\text{ч}} \varepsilon_{\text{г}}^{1/4}}{\rho_{\text{г}} \nu_{\text{г}}^{3/4}}. \quad (5.6.12)$$

После преобразования имеем

$$\frac{N_{\text{уск}}}{N_{\text{т}}} \approx \frac{10^3 d_{\text{ч}}}{\lambda_0}, \quad (5.6.13)$$

где  $\lambda_0$  – масштаб турбулентных пульсаций, м.

Отсюда видно, что механизм ускорения преобладает у более крупных частиц. При обычном значении  $\lambda_0 = 10^{-1} - 10^{-2}$  этот механизм оказывает решающее влияние на коагуляции частиц размером  $d_{\text{ч}} > 10^{-6} - 10^{-7}$  м.

По данным работ [240-241], турбулентное движение сильнее искажает линии тока мелких частиц аэрозоля, движущихся мимо более крупной частицы, чем инерционные силы. Поэтому в случае турбулентной коагуляции каждое столкновение, рассчитанное на основе прямолинейной траектории, приводит к коагуляции.

### ***Теория турбулентной миграции аэрозольных частиц***

Известны различные теоретические модели турбулентного осаждения частиц на стенку (или пленку жидкости) каналов.

В работе [156] в зависимости от принятого основного механизма эти модели подразделяются на пять групп:

1) свободно-инерционные, в основу которых положена концепция свободного инерционного выброса частиц из пристенных турбулентных вихрей;

2) конвективно-инерционные, которые связывают процесс осаждения с инерционными эффектами при вторжении крупномасштабных вихрей в пограничный слой;

3) подъемно-миграционные, связывающие осаждение с их подъемной миграцией и инертностью;

4) эффективно-диффузионные, исходящие из предположения, что в пристенной области коэффициент турбулентной диффузии частиц выше, чем газа за счет инертности;

5) турбулентно-миграционные, в которых учитывается турбулентная миграция частиц к стенке канала как следствие градиента амплитуды пульсационной поперечной, составляющей скорости газа.

При турбулентном режиме движения газового потока с аэрозолями частицам необходимо преодолеть пограничный слой на стенке канала. Теоретически скорость осаждения будет определяться принятой моделью турбулентного пограничного слоя.

В практике очистки газов от мелкой дисперсной фазы наиболее существенное значение имеет турбулентно-инерционный механизм. Предполагается, что в этом случае на стенку осаждаются все частицы на расстоянии длины инерционного пробега:

$$l_{\text{ч}} = \frac{u_{\text{ч}} d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{18 \mu}, \quad (5.6.14)$$

и их начальная скорость соответствует средней квадратичной скорости турбулентных пульсаций  $u_{\text{ч}} = 0,9 u_*$ , где  $u_{\text{ч}}$  – скорость частицы, м/с;  $u_*$  – динамическая скорость, м/с;  $d_{\text{ч}}$  – диаметр частицы, м или мкм;  $\rho_{\text{ч}}$  – плотность частицы, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu$  – динамическая вязкость газа, Па·с.

Следует отметить, что перемещение частиц в поперечном направлении в ядре потока происходит за счет турбулентных пульсаций (турбулентно-миграционный механизм), а в непосредственной близости от стенки – инерционным механизмом под действием затухающих турбулентных пульсаций в пограничном слое.

Интенсивность турбулентного осаждения характеризуется скоростью осаждения (турбулентной миграцией частиц, м/с)

$$u_t = \frac{j}{n} \quad (5.6.15)$$

– количеством частиц, осаждающихся на единице поверхности в единицу времени.

Отмечается, что при турбулентном режиме в коротких трубах средняя скорость осаждения существенно ниже, чем в длинных. Это может объясняться влиянием входного нестабилизированного участка. Эффективность турбулентного осаждения частиц существенно зависит от состояния поверхности осаждения (шероховатости, наличия пленки жидкости и т.д.). На сухой поверхности удерживаются частицы не более 5 мкм, а на хорошо смоченной до – 20–50 мкм.

В работе [156, 234] дана таблица с 20 формулами различных авторов для расчета приведенной скорости турбулентного осаждения частиц:

$$u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}. \quad (5.6.16)$$

Для приближенной оценки интенсивности сепарации частиц на стенку (пленку) канала принимается, что в результате турбулентного перемешивания концентрация дисперсной фазы вдали от стенок (за пределами пограничного слоя) определяется только турбулентной миграцией и диффузией.

Выражения для расчета  $u_t^+$  даны в разделах 11.5 (формулы (11.5.40) – (11.5.51)) и 13.5 (формулы (13.5.6) – (13.5.11)).

## 5.7. Пленочное течение жидкостей

Пленочное течение условно подразделяется на режимы слабого и сильного взаимодействия с газовым или паровым потоком [10, 11, 30, 37, 39–42, 49, 118, 120, 175, 236]. Когда касательное напряжение на стенке  $\tau_{ст} = (\rho_{ж} - \rho_{г})g\delta_0$  значительно больше касательного напряжения на межфазной поверхности пленки с газом  $\tau_{г-ж}$ , режим взаимодействия слабый ( $\tau_{ст} \gg \tau_{г-ж}$ ). В этом режиме газовый поток практически не влияет на характеристики пленочного течения. Такой режим реализуется в пленочном аппарате с вертикальной стенкой (каналом) при скорости газа менее 6 – 8 м/с

( $Re_{ог} < 2 \cdot 10^4$ ). Для насадочных колонн смена гидродинамического режима происходит при других числах  $Re_{г}$  [203].

Основным параметром, характеризующим режим течения пленки жидкости, является число Рейнольдса

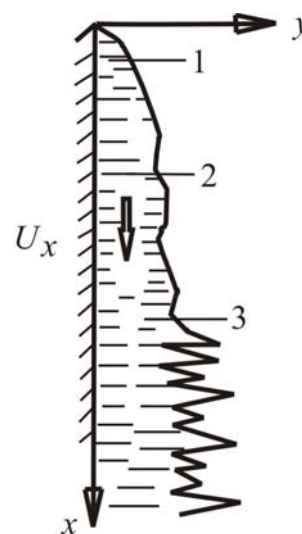
$$Re_{пл} = \frac{4q}{v_{ж}} = \frac{4U_{ср}\delta_0}{v_{ж}} \quad (5.7.1)$$

где  $q$  – приведенный расход жидкости,  $м^3/(м \cdot с)$ ;  $\delta_0$  – толщина пленки, м.

По исследованиям Кутателадзе, в зависимости от значения  $Re_{пл}$  различают ламинарный безволновой режим движения ( $Re_{пл} < 12$ ), первый и второй ламинарные волновые режимы ( $12 < Re_{пл} < 1200 \pm 200$ ), область развития турбулентности ( $1200 \pm 200 < Re_{пл} < 2500$ ) – псевдотурбулентный режим и развитое турбулентное течение пленки при  $Re_{пл} > 2500$  (рис. 5.13).

Рис. 5.13. Схема течения пленки конденсата на вертикальной стенке:

1. – ламинарное течение с гладкой свободной поверхностью;
2. – то же, с волнами на поверхности;
3. – турбулентное течение с нерегулярными волнами



Более детально режимы течения представлены в табл. 5.1.

В табл. 5.1  $Fi = \sigma^3 / (g v_{ж}^4 \rho_{ж}^3)$  – пленочное число.

**Режимы течения пленки жидкости**

Режим	Диапазон		
	ньютоновская жидкость [10]	вода [10]	вода [118]
Ламинарный	$Re/4 \leq 0,47 Fi^{1/10}$	$Re \leq 22,8$	$Re < 35$
Первый переходный	$0,47 Fi^{1/10} \leq Re/4 \leq 2,2 Fi^{1/10}$	$22,8 \leq Re \leq 108$	$35 \leq Re \leq 80$
Волновой	$2,2 Fi^{1/10} \leq Re/4 \leq 75$	$108 \leq Re \leq 300$	$80 \leq Re \leq 280$
Второй переходный	$75 \leq Re/4 \leq 400$	$300 \leq Re \leq 1600$	$280 \leq Re \leq 1600$
Турбулентный	$Re/4 \geq 400$	$Re \geq 1600$	$Re > 1600$

***Слабое взаимодействие фаз***

В случае движения пленки по вертикальной поверхности ламинарный режим можно оценить из условия

$$Re_{кр} = 2,4 \left( \frac{\sigma^3}{g \rho_{ж} \nu_{ж}^4} \right)^{1/11}. \quad (5.7.2)$$

Первый ламинарный режим с «длинными» гравитационными волнами находится в интервале

$$12 \leq Re_{пл} \leq 4,74 \left( \frac{\sigma^3 \rho_{ж}}{\mu_{ж}^4 g} \right)^{0,2}. \quad (5.7.3)$$

При втором ламинарном режиме на поверхности пленки появляются «короткие» волны, связанные с капиллярными силами. Границы режимов соответствуют неравенству

$$4,74 \left( \frac{\sigma^3 \rho_{ж}}{\mu_{ж}^4 g} \right)^{0,2} \leq Re_{пл} \leq 1200 \pm 200. \quad (5.7.4)$$

Следует отметить, что границы режимов приближенные и зависят от шероховатости каналов, условий подачи жидкости, наличия ПАВ и ряда других факторов.

Практически во всех случаях гидродинамика и тепломассообмен в пленках описываются в приближении теории пограничного слоя. Первые работы по теории ламинарных пленок даны Нуссельтом, турбулентных – Кольборном, Кутателадзе и др., первые работы по теории волнового движения пленок – П.Л.Капицей и другими [10, 30, 42, 118, 124, 257].

В общем случае уравнение движения ламинарной пленки на плоской поверхности записывается в виде

$$\rho_{\text{ж}} \left( \frac{\partial U_x}{\partial t} + U_x \frac{\partial U_x}{\partial x} + V_y \frac{\partial U_x}{\partial y} \right) = g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) \sin \alpha + \mu_{\text{ж}} \frac{\partial^2 U_x}{\partial y^2} \sin \alpha, \quad (5.7.5)$$

$$\frac{\partial U_x}{\partial x} + \frac{\partial V_y}{\partial y} = 0, \quad \frac{\partial p}{\partial y} = 0$$

с граничными условиями: при  $y = 0$ ,  $U_x = V_y = 0$ ; при  $y = \delta$ ,  $\mu_{\text{ж}} \frac{\partial U_x}{\partial y} = \tau_{\text{гр}}$ .

Для установившегося ламинарного пленочного течения одномерное уравнение движения имеет вид

$$\mu_{\text{ж}} \frac{\partial^2 U_x}{\partial y^2} = (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g \sin \alpha. \quad (5.7.6)$$

Интегрирование этого уравнения с граничными условиями при  $y = 0$ ,  $U_x = 0$ ; при  $y = \delta$ ,  $\frac{\partial U_x}{\partial y} = 0$  дает параболический закон

$$U_x = \frac{g}{\nu_{\text{ж}}} y \left( \delta_0 - \frac{y}{2} \right) \sin \alpha. \quad (5.7.7)$$

Отсюда максимальная скорость на поверхности пленки

$$U_{\text{max}} = \frac{1}{2} \frac{g}{\nu_{\text{ж}}} \delta_0^2 \sin \alpha, \quad (5.7.8)$$

а средняя скорость

$$U_{\text{cp}} = \frac{1}{\delta_0} \int_0^{\delta} U_x dy = \frac{1}{3} \frac{g}{v_{\text{ж}}} \delta_0^2 \sin \alpha. \quad (5.7.9)$$

Из (5.7.7) и (5.7.8) следует соотношение

$$\frac{U_{\text{max}}}{U_{\text{cp}}} = 1,5.$$

Массовый расход жидкости на единицу ширины пленки с использованием (5.7.9) запишется в виде (при  $\alpha = 90^\circ$ )

$$G = \rho_{\text{ж}} \int_0^{\delta} U_x dy = g \rho_{\text{ж}} \delta_0^3 / 3 v_{\text{ж}}. \quad (5.7.10)$$

Отсюда средняя толщина пленки

$$\delta_0 = \sqrt[3]{\frac{3Gv_{\text{ж}}}{g\rho_{\text{ж}}}} = \sqrt[3]{\frac{3qv_{\text{ж}}}{g}}, \quad (5.7.11)$$

где  $q$  – приведенный расход,  $\text{м}^3/(\text{м}\cdot\text{с})$ .

Выражение (5.7.11) также записывают в виде

$$\delta_0 = 0,9\theta \text{Re}_{\text{пл}}^{0,333}, \quad (5.7.12)$$

где  $\theta$  – приведенная толщина пленки (2.3.8);  $\text{Re}_{\text{пл}} = 4q/v_{\text{ж}} = 4G/\mu_{\text{ж}}$  (5.7.1)

Средняя скорость в пленке

$$U_{\text{cp}} = 0,276(v_{\text{ж}}g)^{1/3} \text{Re}_{\text{пл}}^{2/3}. \quad (5.7.13)$$

Приведенные уравнения применимы при  $\text{Re}_{\text{пл}} < 1600$ . При больших числах Рейнольдса течение пленки становится турбулентным.

При турбулентном движении пленки уравнение движения запишется аналогично (5.7.6):

$$\frac{d\tau}{dy} = (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})g = \frac{\partial}{\partial y}(\mu + \mu_{\text{T}})_{\text{ж}} \frac{\partial U_x}{\partial y} \quad (5.7.14)$$

с использованием коэффициента турбулентной вязкости.

Касательное напряжение на стенке следует из условия баланса сил

$$\tau_{\text{ст}} = (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})g\delta_0. \quad (5.7.15)$$

Если использовать степенное распределение (корня 1/7) профиля скорости в пленке и закон трения плоской пластины, то для определения толщины пленки следует выражение

$$\delta_0 = 0,37 \frac{q^{7/12} \nu_{\text{ж}}^{1/12}}{g^{1/3}}, \quad (5.7.16)$$

а скорость на межфазной поверхности –  $U_{\text{max}} = U_{\text{гр}} = 1,15 U_{\text{ср}}$ .

Известные экспериментальные исследования дают близкие зависимости

$$\delta_0 = 0,207\theta \text{Re}_{\text{пл}}^{0,533}, \quad \delta_0 = 0,14\theta \text{Re}_{\text{пл}}^{7/12}. \quad (5.7.17)$$

При повышении скорости газа более 6–8 м/с (при атмосферном давлении) толщина пленки начинает завесить от скорости газового потока.

Течение пленки по стенке канала с волновой поверхностью соответствует сопротивлению труб с некоторой условной шероховатостью. Применительно к этому случаю Уоллис обобщил большое число экспериментальных данных простой зависимостью

$$\lambda_{\text{ор}} = \lambda_{\text{го}}(1 + 300\delta_0/d), \quad (5.7.18)$$

где  $\lambda_{\text{го}}$  – коэффициент сопротивления при движении газа в неорошаемых трубах;  $d$  – диаметр канала, м.

Слагаемое  $300\delta_0/d$  учитывает наличие нерегулярной шероховатости стенок канала, но не учитывает брызгоунос при повышенных скоростях газа.



Коэффициент сопротивления для газового потока при ламинарном и турбулентном движениях в противотоке со стекающей пленкой жидкости получен Борисовым в виде

$$\lambda_{\text{оп}} = \frac{86}{\text{Re}} \text{ при } \text{Re}_{\text{ог}} < (\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}}. \quad (5.7.19)$$

$$\lambda_{\text{оп}} = \frac{0,11 + 0,9K^{2/3}}{\text{Re}_{\text{ог}}^{0,16}} \text{ при } \text{Re}_{\text{ог}} > (\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}} \quad (5.7.20)$$

где  $(\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}}$  – критическое значение числа (начало турбулизации),  
 $\text{Re}_{\text{ог}} = (W_{\Gamma} - U_{\text{ср}})d_{\text{э}}/\nu_{\Gamma}$ :

$$(\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}} = \left( \frac{86}{0,11 + 0,9K^{2/3}} \right)^{1,19}. \quad (5.7.21)$$

Коэффициент  $K$  безразмерный комплекс

$$K = \frac{U_{\text{ср}}\mu_{\text{ж}}}{\sigma}.$$

В работе [175] для орошаемого канала при турбулентном движении газа ( $\text{Re}_{\text{ог}} > 2300$ ) получено выражение

$$\lambda_{\text{оп}} = \frac{0,159}{\text{Re}_{\text{ог}}^{0,13}}. \quad (5.7.22)$$

Коэффициент сопротивления в прямоугольном канале с орошаемыми стенками, образованном двумя параллельными пластинами, в интервале  $\text{Re}_{\text{ог}} = 2300-30000$  имеет вид

$$\lambda_{\text{оп}} = \frac{0,344}{\text{Re}_{\text{ог}}^{0,25}}. \quad (5.7.23)$$

Для аппаратов с пакетной насадкой гидравлическое сопротивление выше вследствие значительных местных сопротивлений.

При известном значении  $\lambda_{ор}$  перепад давления в орошаемом канале  $\Delta p_{ГЖ}$  можно вычислить по выражению (6.1.1) в главе 6.

### *Сильное взаимодействие фаз*

При высоких скоростях газа или пара на контактных устройствах происходит восходящее или нисходящее движение пленки жидкости в прямоточном режиме. При этом касательное напряжение на межфазной поверхности  $\tau_{ГЖ}$  значительно превышает  $\tau_{СТ} = \Delta \rho g \delta_0$  ( $\tau_{ГЖ} \gg \tau_{СТ}$ ).

Значение  $\tau_{ГЖ}$  обычно находят из уравнения баланса сил:

$$\Delta p_{ГЖ} S_{Г} = \tau_{ГЖ} F, \quad (5.7.24)$$

где  $S_{Г}$  – площадь поперечного сечения газового потока в канале, перпендикулярно движению газа,  $m^2$ ;  $F$  – площадь межфазной поверхности пленки,  $m^2$ .

Исследованию гидродинамических закономерностей пленочных аппаратов при сильном взаимодействии фаз посвящены многочисленные работы [39–41, 62, 79, 118, 130, 174, 203], где даны эмпирические и полуэмпирические выражения для расчета  $\Delta p_{ГЖ}$ ,  $\lambda_{ор}$ ,  $\delta_0$ , брызгоуноса и т.д.

В работе Жаворонкова и Николаева для расчета  $\Delta p_{ГЖ}$  в режиме нисходящего прямотока в орошаемой трубке ( $d = 13 - 18$  мм,  $H = 114 - 400$  мм и  $W_{Г} = 24 - 80$  м/с) получено

$$Eu = 0,11 Re_{пл}^{0,16} (d/H)^{-0,5}, \quad (5.7.25)$$

где  $Eu = \frac{\Delta p_{ГЖ}}{\rho_{Г} W_{Г}^2}$ ,  $Re_{пл} = \frac{q_{ж}}{v_{ж}}$ ,  $q_{ж} \ll m^3/(m^2 \cdot c)$ ,  $H$  – длина канала, м.

Также для нисходящего прямотока без уноса капель Живайкиным и Волгиным рекомендована формула

$$\Delta p_{ГЖ} = 0,546 \cdot 10^{-4} \frac{H \rho_{Г}}{d^{1,25}} Q^{0,25} W_{Г}^{1,75}, \quad (5.7.26)$$

где  $Q \ll cm^3/(cm \cdot c)$ ;  $W_{Г} = 3 - 45$  м/с;  $H = 0,15 - 0,83$  м;  $d = 0,0129$  м.

Для восходящего прямого тока Жаворонковым и Малюсовым рекомендуется обобщающая формула по коэффициенту сопротивления:

$$\lambda_{\text{оп}} = 0,275 \text{Re}_{\text{пл}}^{0,55} \text{Re}_{\Gamma}^{-0,45}, \quad (5.7.27)$$

где  $\text{Re}_{\text{пл}} = 4q_{\text{ж}} / v_{\text{ж}}$ ;  $\text{Re}_{\Gamma} = \frac{W_{\Gamma}(d - 2\delta_0)}{v_{\Gamma}}$ .

В работе Коновалова и др. для восходящего прямого тока дана формула

$$\lambda_{\text{оп}} = \lambda_{\text{сух}} \left( 1 + \frac{20 \delta_0}{\lambda_{\text{ж}} R} \right), \quad (5.7.28)$$

где  $\lambda_{\text{ж}} = \frac{64}{\text{Re}_{\text{пл}}}$ ,  $U_{\Gamma} = 2U_{\text{ср}}$  при  $\text{Re}_{\text{пл}} < 1200$ ;  $\lambda_{\text{ж}} = \frac{0,316}{\text{Re}^{0,25}}$ ,  $U_{\Gamma} = 1,15U_{\text{ср}}$

при  $\text{Re}_{\text{пл}} > 1200$ .

Для расчета толщины пленки при восходящем прямом токе в работах Холпанова, Квурта и др. получено:

$$\delta_0 = 2,86 \cdot 10^3 \left( 3,08 - \frac{v_{\text{ж}}}{v_{\text{H}_2\text{O}}} \right) \theta \text{Re}_{\Gamma}^{\left( 0,08 \frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{H}_2\text{O}}} - 0,94 \right)} \text{Re}_{\text{пл}}^{\text{к}}, \quad (5.7.29)$$

где  $\kappa = 0,3 - 0,16 \lg \left[ \left( \frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{H}_2\text{O}}} \right) \left( \frac{\sigma_{\text{ж}}}{\sigma_{\text{H}_2\text{O}}} \right) \right]$ ;  $\theta = \left( \frac{v_{\text{ж}}^2}{g} \right)^{1/3}$ ;  $\text{Re}_{\text{пл}} = \frac{q_{\text{ж}}}{v_{\text{ж}}}$ ;

$\text{Re}_{\Gamma} = W_{\Gamma} d_{\text{э}} / v_{\Gamma}$ .

В работах Николаева, Войнова и др. для восходящего прямого тока даны выражения

( $H = 0,2$  м;  $d = 0,0168$  м;  $W_{\Gamma} = 14 - 50$  м/с;  $q_{\text{ж}} = 0,3 - 3,2$  м<sup>3</sup>/м·час)

при  $q_{\text{ж}} \leq 1,1$ ;  $\delta_0 = 16,46 \cdot 10^{-3} \frac{q_{\text{ж}}^{0,3} \mu_{\text{ж}}^{0,23}}{W_{\Gamma}^{0,75}}$ ; (5.7.30)

при  $q_{\text{ж}} \geq 1,1$ ;  $\delta_0 = 16,6 \cdot 10^{-3} \frac{q_{\text{ж}}^{0,4} \mu_{\text{ж}}^{0,23}}{W_{\Gamma}^{0,75}}$ . (5.7.31)

Для аналогичных условий Сергеев получил (воздух–вода)

$$\delta_0 = 2,95 \cdot 10^{-3} \frac{q_{\text{ж}}^{0,33}}{W_{\Gamma}^{0,75}}; \quad (5.7.32)$$

$$U_{\text{ср}} = 0,093 W_{\Gamma}^{0,75} q_{\text{ж}}^{0,33}. \quad (5.7.33)$$

При скорости газа, равной скорости захлебывания  $W_{\Gamma, \text{зх}}$ , нисходящее течение жидкости в пленочном режиме становится невозможным. При этом внутри канала устанавливается циркуляционное движение жидкости: нисходящее по стенкам, восходящее в ядре потока. Высокие волны жидкости при этом смыкаются, образуя жидкостные пробки. Таким образом, пленочный режим переходит в снарядный. Такая картина сохраняется и при некотором превышении скоростью газа значения  $W_{\Gamma, \text{зх}}$ .

Условие смены снарядного режима кольцевым (режим восходящей пленки) можно оценить по эмпирическим выражениям Уоллиса:

$$\text{Fr}_{\Gamma}^{0,5} = 0,9 + 0,6 \text{Fr}_{\text{ж}}^{0,5} \quad \text{при} \quad \text{Fr}_{\text{ж}} < 2,25; \quad (5.7.34)$$

$$\text{Fr}_{\Gamma}^{0,5} = \left( 7 + 0,06 \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\Gamma}} \right) \text{Fr}_{\text{ж}}^{0,5} \quad \text{при} \quad \text{Fr}_{\text{ж}} > 2,25, \quad (5.7.35)$$

где  $\text{Fr}_{\Gamma} = \frac{\rho_{\Gamma} W_{\Gamma}^2}{\Delta \rho g d}$ ;  $\text{Fr}_{\text{ж}} = \frac{16 \rho_{\text{ж}} q_{\text{ж}}}{\Delta \rho g d}$ .

Дальнейшее увеличение скорости газа приводит к интенсивному брызгоуносу с поверхности восходящей пленки. Такой режим называется дисперсно-кольцевым.

## 5.8. Барботажный слой

Для проведения многих тепло- и массообменных процессов, а также в газоочистке широкое применение получили дисперсные системы с барботажным слоем, реализуемые в противотоке или в перекрестном токе фаз на контактных устройствах (тарелках) в колонных аппаратах [12, 33, 74, 79, 83, 137, 218, 226, 227, 235, 237, 245]. Аппараты с высоким барботажным слоем обычно используются для проведения газожидкостных реакций [221].

*Характеристиками дисперсных или барботажных систем* газ – жидкость в массообменных аппаратах являются: удельная поверхность контакта фаз, задержка жидкости, объемное газосодержание, относительная плотность и высота дисперсной системы и средний диаметр пузыря или капель. Из перечисленных характеристик первые две – основные, определяющие массопередачу и гидродинамику двухфазных течений.

*Удельная поверхность контакта фаз* рассчитывается обычно на единицу объема дисперсной системы ( $a_v$ ) или на единицу поверхности контактного устройства ( $a_f$ ). *Задержка жидкости* ( $h_{ст}$ ) – это количество жидкости, удерживаемое в гетерогенной системе газ – жидкость. В аппаратах без фиксированной поверхности контакта фаз задержка жидкости определяется уровнем жидкости или высотой столба светлой жидкости. *Газосодержание* представляет собой отношение объема, занятого газом, к общему объему дисперсной системы. Плотность дисперсной системы обычно определяется по отношению к плотности чистой, не вспененной жидкости. В аппаратах с поверхностью контакта, образуемой в процессе взаимодействия фаз, высота дисперсной системы  $H_{гж}$  является величиной переменной, в то время как в аппаратах с фиксированной поверхностью контакта фаз она совпадает с высотой аппарата. При усреднении диаметров пузырей или капель в дисперсных системах газ – жидкость обычно пользуются средним объемно-поверхностным диаметром.

Поток газа увлекает капли жидкости, а иногда и струи жидкости и уносит их с нижележащего контактного устройства на вышележащее. При малоинтенсивных режимах взаимодействия фаз унос жидкости по массе состоит в основном из мелких витающих капель, размеры которых при максимальной плотности вероятности их распределения для систем с поверхностным натяжением жидкости порядка  $(5 \div 10) \cdot 10^{-3}$  Н/м составляют 5–10 мкм. С увеличением нагрузки по газу заметно увеличивается доля крупных капель в массовом уносе жидкости и размеры их с максимальной плотностью вероятности распределения для систем с поверхностным натяжением жидкости  $(20 \div 40) \cdot 10^{-3}$  Н/м достигают уже 3–6 мм.

Количество жидкости, увлекаемое потоком газа, зависит от способа взаимодействия фаз, т.е. главным образом от конструкции контактного устройства, гидродинамического режима движения потоков и физических свойств газожидкостной системы.

Из-за сложности и недостаточной изученности механизма увлечения жидкости потоком газа даже в простейших условиях взаимодействия фаз, например, при пленочном течении жидкости или барботаже, в настоящее

время для обобщения опытных данных используют только эмпирические зависимости. При этом опытные данные, как правило, получают в результате испытания разных конструкций контактных устройств на гидродинамических моделях, т. е. в условиях без массопередачи.

Различают минимальные и максимальные предельные нагрузки по газу и жидкости, отвечающие началу и прекращению устойчивой и эффективной работы контактных устройств, соответственно, или резкой смене гидродинамических режимов движения потоков. При минимальных предельных нагрузках на контактных устройствах с переливами прекращается значительный провал жидкости на нижележащую тарелку, а на провальных тарелках образуется устойчивый барботажный слой.

Максимальные предельные нагрузки для всех типов контактных устройств соответствуют захлебыванию или чрезмерному межтарельчатому уносу жидкости. Экспериментальное изучение гидродинамики потоков в массообменных аппаратах и обобщение обширного материала по эксплуатации промышленных колонн показывают, что предельные нагрузки для колонн, работающих под атмосферным или повышенным давлением, определяются обычно захлебыванием тарелок, а для вакуумных колонн – чрезмерным межтарельчатым уносом жидкости.

### ***Режимы барботаж***

Рассмотрим возникающие при различных нагрузках по газу гидродинамические режимы газожидкостных течений в барботажном слое. Многочисленными исследованиями установлено наличие трех принципиально различных гидродинамических режимов при барботаже.

***Барботажный режим.*** При низких скоростях газа пузырьки поднимаются независимо друг от друга в близком контакте. Диаметр пузыря в этом случае зависит от диаметра барботера:

$$d_{\text{п}} = 1,5 \sqrt[3]{\frac{d_0 \sigma}{\Delta \rho g}}, \quad (5.8.1)$$

где  $d_0$  – диаметр отверстия барботера;  $\Delta \rho = \rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}$ .

По мере увеличения скорости газа пузыри деформируются и образуют ячеистую структуру. Дальнейшее увеличение нагрузок по газу приводит к турбулентному перемешиванию потоков. Следовательно, барботажный режим соответствует таким нагрузкам, когда газ распределен в жидкости (рис. 5.14).

Режим ячеистой пены начинается, когда скорость всплытия пузыря приближается к скорости газа в колонне ( $w_T > 0,2-0,3$  м/с при атмосферном давлении).

Соотношение для расчета отрывных размеров газовых пузырей, по данным Волошко, имеет вид:

$$L^5 + \left[ \frac{3}{2} Fr \left( \frac{\bar{\rho}}{1-\bar{\rho}} \right) - 6 We \right] L^2 = \frac{\varepsilon_m}{8} Fr \left( \frac{1}{1-\bar{\rho}} \right), \quad (5.8.2)$$

где  $L = d_{\Pi} / d_0$  – относительный отрывной диаметр пузыря;  $\bar{\rho} = \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}}$  – относительная плотность;  $\varepsilon_m$  – коэффициент ( $\varepsilon_m \square 1$ ).

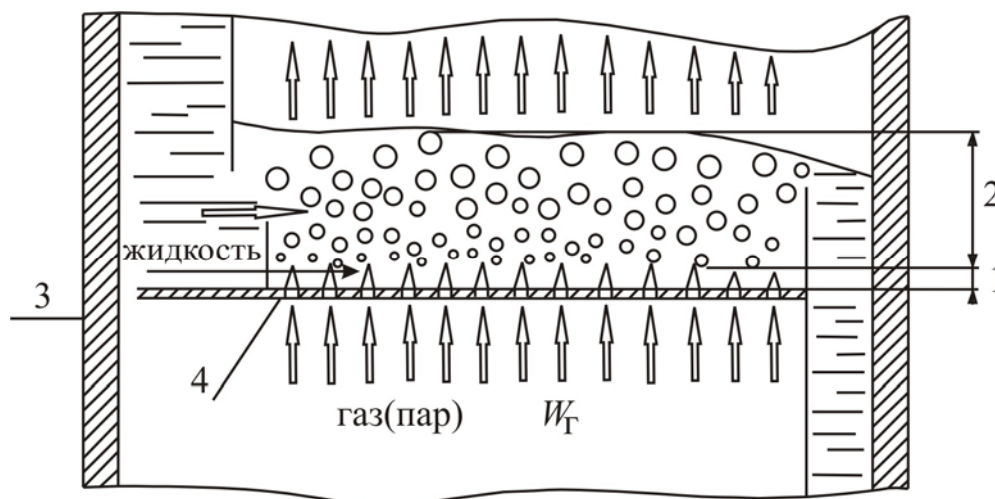


Рис. 5.14. Схема движения потоков на тарелке и структура барботажного слоя:

1 – область струй; 2 – пенный слой; 3 – стенка колонны; 4 – тарелка

Частота формирования пузырей у газораспределительного устройства:

$$Str = \frac{3}{2} L^{-3}, \quad (5.8.3)$$

где  $Str = \frac{fd_0}{W_0}$  – число Струхалия.

**Пенный режим.** При интенсивных режимах барботажа на плоскости контактного устройства образуются струи газа, и в слое происходит укрупнение пузырей. Образующиеся агрегаты жидкости и газовые пустоты становятся соизмеримыми друг с другом и равномерно распределенными по всему объему слоя. Такое состояние дисперсной системы близко к наступлению инверсии фаз.

В работах Волошко получены соотношения для определения условий возникновения струйного режима диспергирования и длины газовой струи (факела) в барботажном слое:

$$Fr_{кр} = 2,4 \cdot 10^{-3} \left( \frac{\rho_{ж} - \rho_{г}}{\rho_{г}} \right)^{1,65} We^2; \quad (5.8.4)$$

$$h_{ф} = 2,45 d_0 Fr_*^{0,36}, \quad (5.8.5)$$

где  $Fr = \frac{W_0^2}{gd_0}$  – число Фруда;  $Fr_* = \frac{\rho_{г} W_0^2}{(\rho_{ж} - \rho_{г}) gd_0}$  – модифицированное число

Фруда;  $We = \frac{\sigma}{(\rho_{ж} - \rho_{г}) gd_0^2}$  – число Вебера;  $W_0$  – скорость газа в отверстиях тарелки, м/с.

**Инжекционный режим.** Дальнейшее увеличение нагрузок по газу приводит к тому, что непрерывной фазой становится газ, а дисперсной – жидкость. Структура дисперсной системы в инжекционном режиме характеризуется наличием значительных газовых пустот, подвижных агрегатов жидкости с мелкими пузырями и циркуляционными токами по высоте слоя. Характерной особенностью дисперсной системы в этом режиме является также наличие интенсивных пульсаций газосодержания и перепада давления в слое. Для инжекционного режима характерны также интенсивное обновление поверхности контакта фаз газовых агрегатов и исключительная устойчивость пузырей небольшого размера в агрегатах жидкости.

На рис. 5.15 показана схема истечения газа из одиночного отверстия при больших скоростях барботажа.

На начальном участке струя сплошная, а далее – в переходном она начинает дробиться на пузыри в связи с уменьшением скорости газа и воздействием жидкой фазы. На массообменных тарелках за переходным участком начинаются взаимодействие соседних струй и стесненное движение пузырей.



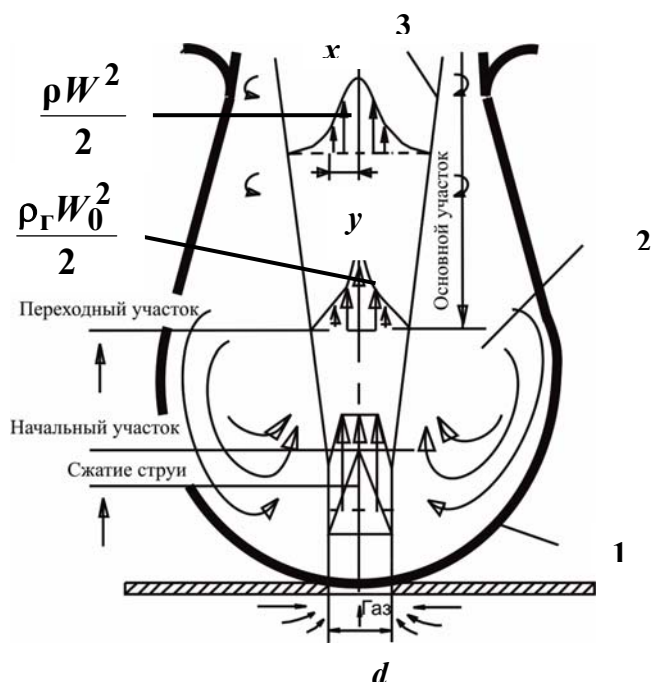


Рис. 5.15. Схема истечения газа в жидкость:

1 – межфазная граница; 2 – зона кольцевых вихрей; 3 – граница струйной зоны [120]

### ***Расчет максимальной скорости газа в колонне***

Расстояние между тарелками  $H$  (мм) выбирается из ряда: 200; 250; 300; 350; 400; 450; 500; 550; 600; 650; 700; 750; 800; 850; 900; 950; 1000. Для выбора оптимальных размеров колонны расстояние между тарелками должно определяться одновременно с диаметром аппарата. Расчеты показывают, что размеры колонны, близкие к оптимальным, можно получить, если расстояние между тарелками выбирается в соответствии со следующими данными [75]:

$D$ , м	0,8	0,8 – 1,6	1,6 – 2,0	2,0 – 2,4	2,4
$H$ , мм	200 – 350	350 – 400	400 – 500	500 – 600	600

Производится проверка выбранных размеров контактного устройства и расстояния между ними. В случае необходимости расстояние между тарелками уточняется.

Максимальная скорость газовой (паровой) фазы в колонне вычисляется по выражению [12]:

$$W_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}}}, \quad (5.8.6)$$

где  $\rho_{\text{ж}}$ ,  $\rho_{\text{г}}$  – средняя плотность жидкой и газовой фаз, кг/м<sup>3</sup>.

Эмпирический коэффициент находится по формуле

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 C_1 - k_2 (\lambda - 35)]. \quad (5.8.7)$$

Коэффициенты  $k_1$ ,  $k_2$  имеют следующие значения (табл. 5.2):

Т а б л и ц а 5.2

### Значения коэффициентов $k_1$ , $k_2$

Вид контактного устройства	$k_1$	$k_2$
Колпачковый	1,0	4
Из S-образных элементов	1,0	4
Клапанный ( $F_{\text{св}}=0,1$ )	1,15	4
Ситчатый и струйный ( $F_{\text{св}}=0,08$ )	1,2	5
Ситчатый с отбойными элементами	1,4	4

Величина  $\lambda$  определяется по выражению

$$\lambda = \frac{0,655L}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V_{\text{г}}} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) / \rho_{\text{г}}}}, \quad (5.8.8)$$

где  $L$  – расход жидкости в колонне, кг/ч;  $V_{\text{г}}$  – объемный расход газа в колонне, м<sup>3</sup>/ч.

В соответствии с рис. 5.16 находится значение  $C_1$ .

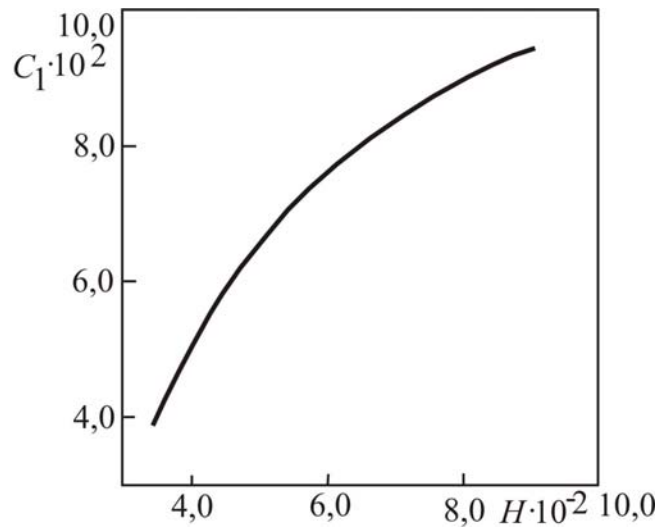


Рис. 5.16. Зависимость коэффициента  $C_1$  от расстояния между тарелками  $H$

Для определения скорости газа в колоннах с колпачковыми и ситчатыми тарелками можно использовать выражение (5.8.6) с коэффициентом  $C$ , определяемым графически по зависимости (рис. 5.17) [12].

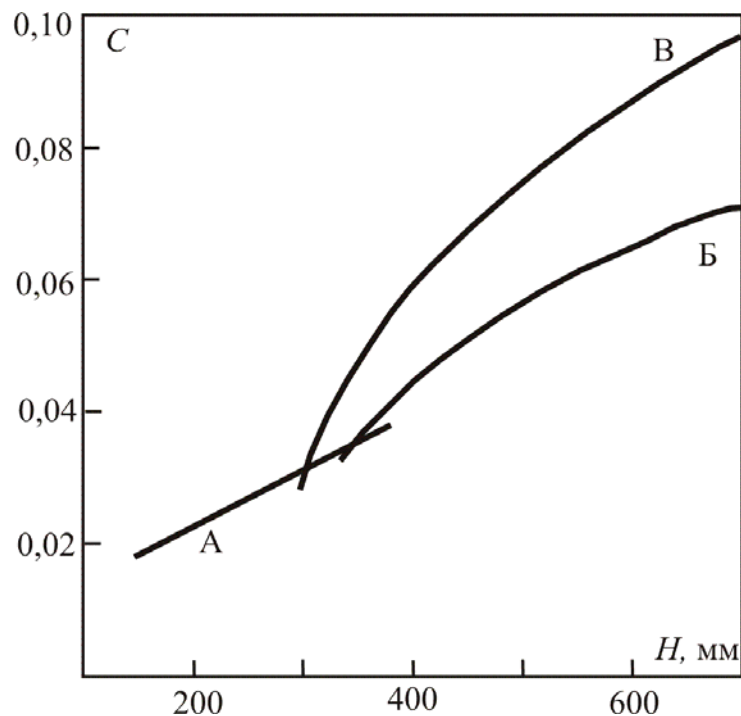


Рис. 5.17. Значение коэффициента  $C$ :  
 А, Б – колпачковые тарелки с круглыми колпачками; В – ситчатые тарелки

### **Определение диаметра аппарата**

По значению  $W_{\max}$  (5.8.6) рассчитывается диаметр колонны, м:

$$D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V_{\Gamma}}{3600\pi W_{\max}}}, \quad (5.8.9)$$

где  $V_{\Gamma} = G_{\Gamma} / \rho_{\Gamma}$  – объемный расход газа, м<sup>3</sup>/ч;  $G_{\Gamma}$  – массовый расход, кг/час.

Из каталога выбирается контактное устройство с диаметром  $D_{\text{к}}$ , ближайшим к расчетной величине.

По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости газа

$$W_{\text{к}} = \frac{4V_{\Gamma}}{3600\pi D_{\text{к}}^2}. \quad (5.8.10)$$

### **Статический столб жидкости и газосодержание**

От значений статического столба жидкости  $h_{\text{ст}}$  и газосодержания  $\varphi_{\Gamma}$  барботажного слоя на тарелке зависят плотность газо-(паро)-жидкостной системы и высота слоя  $H_{\Gamma\text{ж}}$  (пены). Эти зависимости имеют вид:

$$\rho_{\Gamma\text{ж}} = \rho_{\text{ж}}(1 - \varphi_{\Gamma}) + \rho_{\Gamma}\varphi_{\Gamma}, \quad (5.8.11)$$

$$H_{\Gamma\text{ж}} = \frac{h_{\text{ст}}}{1 - \varphi_{\Gamma}}. \quad (5.8.12)$$

Для колпачковых тарелок высоту светлого слоя жидкости можно находить по известному уравнению

$$h_{\text{ст}} = 0,0419 + 0,19h_{\text{сп}} - 0,0135W_{\text{к}}\sqrt{\rho_{\Gamma}} + 2,46q, \quad (5.8.13)$$

где  $h_{\text{сп}}$  – высота переливной (сливной) перегородки, м;  $q$  – линейная плотность орошения, м<sup>3</sup>/(м·с), равная  $q = Q/L_{\text{с}}$ ,  $Q$  – объемный расход жидкости, м<sup>3</sup>/с;  $L_{\text{с}}$  – периметр слива (длина переливной перегородки), м.

Для ситчатых и клапанных тарелок в практических расчетах можно пользоваться уравнением [19]:

$$h_{\text{СТ}} = 0,787q^{0,2}h_{\text{СП}}^{0,58}W_{\text{К}}^m [1 - 0,31\exp(-0,11\mu_{\text{Ж}})](\sigma_{\text{Ж}}/\sigma_{\text{В}})^{0,09}, \quad (5.8.14)$$

где  $\sigma_{\text{В}}$  – поверхностное натяжение воды;  $m = 0,05 - 4,6h_{\text{Пер}}$ ;  $\mu_{\text{Ж}} \sim \text{мПа}\cdot\text{с}$ .

Для продольно-секционированных тарелок с просечными элементами

$$h_{\text{СТ}} = 0,07W_{\text{О}}^{0,29} [L_{\text{Ж}} / (3600S_{\text{Тар}})]^{0,4} h_{\text{СП}}^{0,55}, \quad (5.8.15)$$

где  $h_{\text{СП}} \square \text{мм}$ ;  $L_{\text{Ж}} \square \text{м}^3/\text{час}$ .

Столб жидкости на чешуйчатой тарелке

$$h_{\text{СТ}} = 0,07W_{\text{О}}^{0,29} L^{0,4} h_{\text{СП}}^{0,55}, \quad (5.8.16)$$

где  $L - \text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{с}$ ;  $h_{\text{СП}} - \text{мм}$ ;  $W_{\text{О}} - \text{скорость газа в отверстиях, м/с}$ .

На тарелках с клапанами Глитч

$$h_{\text{СТ}} = 1,41W_{\text{К}}^{-0,3} i^{0,23} h_{\text{СП}}^{0,5} F_{\text{СВ}}^{-0,32}, \quad (5.8.17)$$

где  $i - \text{м}^3/\text{м}\cdot\text{час}$ ;  $h_{\text{СП}} - \text{мм}$ ;  $F_{\text{СВ}} - \%$ ;  $h_{\text{СТ}} - \text{мм}$ .

Следует отметить, что выражения (5.8.13) – (5.8.17) эмпирические и одни и те же параметры в данных выражениях могут иметь различную размерность.

Газосодержание чаще всего вычисляется с использованием числа Фруда:

$$\text{Fr} = \frac{W_{\text{К}}^2}{gh_{\text{СТ}}}. \quad (5.8.18)$$

Известно приближенное выражение Азбеля

$$\varphi = \frac{\sqrt{\text{Fr}}}{1 + \sqrt{\text{Fr}}}, \quad (5.8.19)$$

которое рекомендуется почти для всех типов барботажных тарелок при  $\text{Fr} > 1$ .

Для вязких жидкостей (при  $\mu_{\text{Ж}} > 0,01 \text{ Па}\cdot\text{с}$ )

$$\varphi = \frac{1,3\sqrt{\text{Fr}}}{1 + 1,3\sqrt{\text{Fr}}}. \quad (5.8.20)$$

Газосодержание слоя достаточно большой высоты [124] (при  $\varphi < 0,7$  и без ПАВ):

$$\varphi = 0,4 \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,15} \left[ W_{\Gamma} (\Delta\rho / \sigma g)^{0,25} \right]^{0,68}. \quad (5.8.21)$$

### ***Унос жидкости в межтарельчатом пространстве***

Барботаж сопровождается диспергированием жидкости с образованием слоя капель над поверхностью барботажа.

Диспергирование жидкой фазы происходит при разрыве оболочек всплывающих пузырей вследствие дробления перемычек жидкости, разделяющих отдельные пузыри, а также при разрушении гребней волн, образующихся при хаотическом разрушении пузырей на поверхности барботажного слоя.

Межтарельчатый унос жидкости в ректификационных и абсорбционных аппаратах уменьшает движущую силу, ухудшает качество разделения и ограничивает производительность по газу (пару).

Кроме того, унос дисперсной жидкой фазы вызывает потери извлеченного продукта и загрязнение окружающей среды.

Под уносом понимается отношение количества заброшенной жидкости к количеству прошедшего при этом контактной ступени газа (пара).

Для расчетов можно использовать следующие выражения:

1. Уравнение Ханта (область применения  $W_{\text{к}} < 3,5$  м/с)

$$e = 0,000077 \frac{73}{\sigma \cdot 10^3} \left( \frac{W_{\text{к}}}{H} \right)^{3,2}, \quad (5.8.22)$$

где  $H$  – расстояние между тарелками, м;  $W_{\text{к}}$  – скорость газа (пара) в колонне, м/с.

2. Уравнение Азбеля для системы вода–воздух (область применения  $W_{\text{к}} < 1,5$  м/с)

$$e = 0,0001 \frac{W_{\text{к}}^{2,8}}{H^{3,2}}. \quad (5.8.23)$$

3. Уравнение Азбеля для различных систем (область применения  $W_{\text{к}} < 1,5$  м/с)

$$e = 3,17 \cdot 10^{13} \frac{v_{\text{ж}}^{2,8}}{g^{2,8} (\sqrt{\sigma / [g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})])}^{2,4}} \left( \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}} \right) \frac{W_{\text{к}}^{2,8}}{H^{3,2}}. \quad (5.8.24)$$

4. Уравнение Г.П.Соломахи и др. (область применения  $W_{\text{к}} < 5$  м/с)

$$e = A_0 \left( W_{\text{к}}^{3,2} / H^{2,8} \right) (\rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{г}})^{1,15} \sigma^{-0,8}, \quad (5.8.25)$$

где  $A_0 = 0,0172$  при  $h_{\text{ст}} > 25$  мм и  $A_0 = 0,0375$  при  $h_{\text{ст}} \leq 25$  мм.

5. Уравнение Кафарова (область применения  $W_{\text{к}} < 3$  м/с)

$$e = 2,24 \cdot 10^4 \frac{1}{\sigma} \left( \frac{W_{\text{к}}}{H \cdot 10^{-3}} \right)^{3,2}. \quad (5.8.26)$$

6. Уравнение Стермана

$$e = 6,1 \cdot 10^9 \frac{\left[ W_{\text{к}}^2 / (gH) \right]^{1,38} \left[ \sqrt{\sigma / ((\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})g)} / H \right]^{0,92}}{\left[ g \left( \sqrt{\sigma / ((\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})g)} \right)^3 v_{\text{ж}}^2 \right]^{1,1} \left[ (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) / \rho_{\text{г}} \right]^{1,124}}. \quad (5.8.27)$$

7. Уравнение Вырбанова

$$e = A' W_{\text{к}}^2 - B' W_{\text{к}} + C', \quad (5.8.28)$$

где  $A' = 54,4$ ;  $B' = 86,2$ ;  $C' = 17,6$ .

8. Уравнение Розена и др. (область применения  $W_{\text{к}} < 3$  м/с)

$$e = \frac{3,68 \cdot 10^{-2}}{(\rho_{\Gamma} g)^{1,15} W_{\text{к}}} \exp\left(2,62 W_{\text{к}} \sqrt{\rho_{\Gamma} g} - 9,8 H\right). \quad (5.8.29)$$

9. Уравнение Л.Я.Рудобашта и А.Н.Плановского (область применения  $W_{\text{к}} < 1,25$  м/с)

$$e = A_1 Q_1 h_{\text{сл}}^m H_{\text{ГЖ}}^n, \quad (5.8.30)$$

где  $Q_1 = \frac{3}{2} \xi(\text{Re}) \frac{W_{\text{к}}^4 \rho_{\Gamma}^2}{\psi^4 (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}) g \sigma}$ ;

при

$$D_{\text{к}} = 0,62 \text{ м}; \quad h_{\text{сл}} = 0,11 \div 0,14 \text{ м}; \quad H_{\text{ГЖ}} = 0,06 \div 0,19 \text{ м};$$

$A_1 = 0,596 \cdot 10^{-9}$ ;  $m = -4,87$ ;  $n = -1,86$ ;  $\psi$  – относительная площадь зеркала барботажа,  $\text{м}^2/\text{м}^2$ .

10. Уравнение Кагана и др. (область применения  $W_{\text{к}} < 1,2$  м/с)

$$e = 160 \cdot 10^{-6} D_{\text{к}}^{0,46} L^{0,4} (W_{\text{к}} / H)^3, \quad (5.8.31)$$

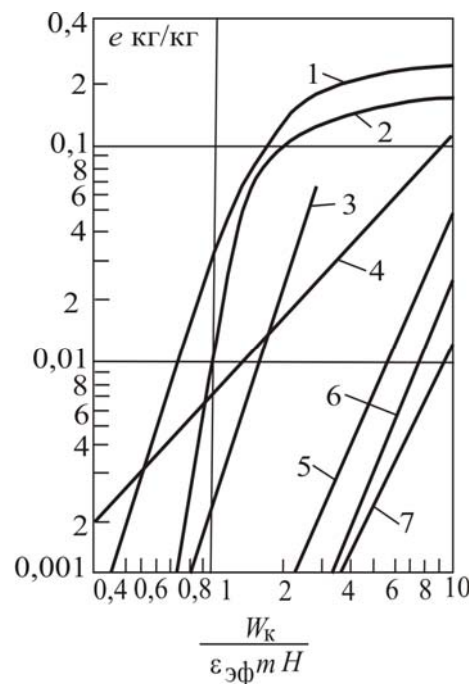
где  $D_{\text{к}}$  – диаметр колонны, м;  $L$  – плотность орошения,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ .

Значение уноса  $e$  (кг пара на кг жидкости) также можно определить по графическим зависимостям (рис. 5.18) [12].

Рис. 5.18. Зависимость относительного уноса жидкости с тарелок от комплекса  $W_{\text{к}} / \varepsilon m H_{\text{с}}$ .

Тарелки:

1 – колпачковая; 2 – ситчатая;  
3 – ситчатая с краями отверстий, отогнутых вверх; 4 – из S-образных элементов;  
5 – решетчатая провального типа; 6 – струйная; 7 – клапанная балластная





Коэффициент  $m$ , используемый в формуле для уноса жидкости и в графической зависимости рис. 5.15, имеет вид:

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left( \frac{\sigma}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,295} \left( \frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} \right)^{0,425} \quad (5.8.32)$$

Унос жидкости с тарелки также можно вычислить по известному выражению

$$e = \frac{A(0,052h_{\delta} - 1,72)}{H^{\beta} \psi^2} \left( \frac{W_{\text{к}}}{\varepsilon_{\text{эф}} m} \right)^{3,7}, \quad (5.8.33)$$

где  $W_{\text{к}}$  – максимальная скорость паровой фазы, м/с;  $\varepsilon_{\text{эф}}$  – эффективная рабочая площадь тарелки (рис. 5.19);  $H$  – расстояние между тарелками, мм;  $h_{\delta}$  – глубина барботажа, мм;  $h_{\delta} \geq 52$  мм (в расчете примем  $h_{\delta} = 72$  мм);  $\psi$ ,  $A$  и  $\beta$  – коэффициенты: при  $H < 400$  мм  $A = 9,48 \cdot 10^7$ ,  $\beta = 4,36$ ; при  $H \geq 400$  мм  $A = 0,159$ ,  $\beta = 0,95$ ;  $\psi = 0,8$  (клапанная тарелка),  $\psi = 0,9$  (ситчатая),  $\psi = 0,6$  (колпачковая).

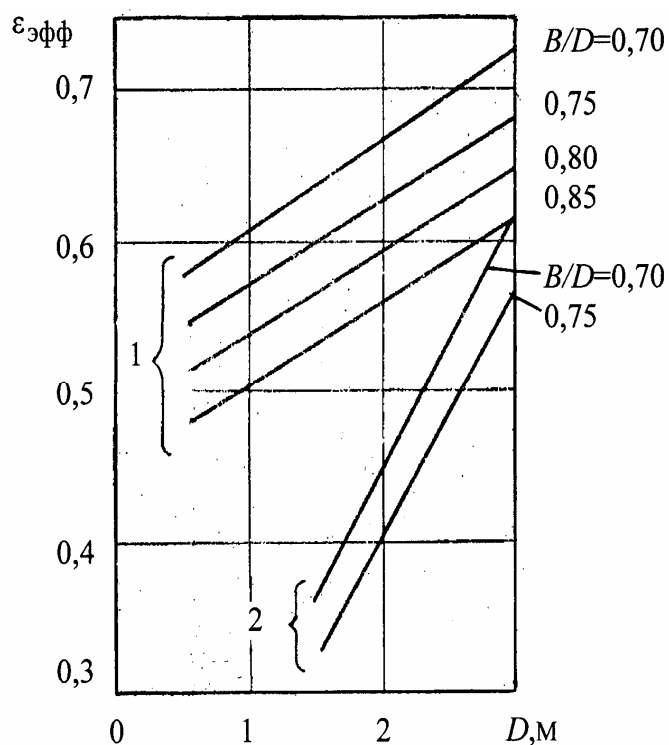


Рис. 5.19. Зависимость ориентировочных значений эффективной рабочей площади однопоточных (1) и двухпоточных (2) тарелок от диаметра колонны

При нормальной работе барботажной тарелки унос жидкости не должен превышать 0,1 кг/кг. При повышенном уносе жидкости расстояние

между тарелками следует увеличить. При очень большом уносе следует увеличить диаметр колонны или выбрать другой тип тарелки.

### ***Проверка работоспособности тарелок***

При расчете переливного устройства следует учитывать межтарельчатый унос жидкости. Если его величина превышает 20 % от соотношения расходов жидкости и пара, то расход жидкости равен

$$L_{V\text{расч}} = L_V \left( 1 + \frac{eV}{L} \right). \quad (5.8.34)$$

Расчет ведется в следующей последовательности [12, 135, 137].

1. Определяется сопротивление движению жидкости в переливе, Па:

$$\Delta p_{\text{ж.п.}} = Kg \left( \frac{L_V}{3600a} \right)^2, \quad (5.8.35)$$

где  $a$  – линейный размер наиболее узкого сечения перелива, м;  $a \approx 0,04$  м [16];  $K$  – коэффициент для тарелок с затворной планкой  $K=350$ .

2. Рассчитывается высота слоя не вспененной жидкости в сливном устройстве, мм:

$$h' = h_{\text{п}} + \Delta h + \Delta + \left( 0,001 \frac{\Delta p}{\rho_{\text{ж}}} + \Delta p_{\text{ж.п.}} \right) \frac{1}{g}, \quad (5.8.36)$$

где  $h_{\text{п}}$  – высота сливной планки, мм;  $\Delta h$  – подпор жидкости над сливной планкой, мм;  $\Delta$  – градиент уровня жидкости на тарелке, мм (при расчете эта величина обычно не учитывается);  $\Delta p$  – общее гидравлическое сопротивление тарелки, Па.

3. Находится величина вылета ниспадающей струи в переливе, м:

$$y = \left( 4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\text{п}} + 1,7 \Delta h - h')}. \quad (5.8.37)$$

4. Определяется высота парожидкостного слоя в переливе, мм:

$$H'_{\Gamma} = \frac{h'}{\rho_{\Gamma.ж.}}, \quad (5.8.38)$$

где  $\rho_{\Gamma.ж.}$  – средняя относительная плотность вспененной жидкости (табл. 5.3).

Т а б л и ц а 5.3

**Относительная плотность вспененной жидкости**

Интенсивность пенообразования	$\rho_{\Gamma.ж.}$ при различных значениях расхода жидкости, $\text{м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$		
	65	65–100	100
Слабая	0,65	0,6	0,5
Средняя	0,55	0,5	0,4
Большая	0,4	–	–

5. Рассчитывается максимальная ширина сливного устройства, м:

$$S = \frac{1}{2} \left( D_{\text{к}} - \sqrt{D_{\text{к}}^2 - B^2} \right), \quad (5.8.39)$$

где  $B$  – периметр слива, м;  $D_{\text{к}}$  – диаметр колонны, м.

6. Определяется минимальная допустимая скорость газа в колонне с ситчатыми тарелками, м/с, при которой участвуют в работе все отверстия контактного устройства [12, 207]:

$$W_{\text{min}} = 0,0067 F_{\text{св.}} \sqrt{\frac{g \rho_{\text{ж}} H_{\Gamma.ж.}}{\xi \rho_{\Gamma}}}, \quad (5.8.40)$$

где  $\xi=1,82$  – коэффициент сопротивления ситчатой тарелки;  $H_{\Gamma.ж.}$  – высота газожидкостного слоя на тарелке, м;  $F_{\text{св}}$  – относительная свободная поверхность тарелки;  $H_{\Gamma.ж.}$  – по (5.8.12).

7. Минимальная допустимая скорость газа:

а) для колонны с клапанными тарелками

$$W_{\min} = 0,05 \frac{F_{\text{св}}}{\sqrt{\rho_{\Gamma}}}. \quad (5.8.41)$$

Высота открытия клапана, м [76]

$$h_{\text{кЛ}} = \frac{W_{\text{к}} S_{\text{к}}}{\Pi n} \sqrt{\frac{\rho_{\Gamma} S_{\text{кЛ}}}{2G_{\text{кЛ}} g}}, \quad (5.8.42)$$

где  $\Pi$  – периметр газораспределительного элемента для дискового клапана  $\Pi = 2\pi R$ ;  $S_{\text{кЛ}}$  – площадь клапанного элемента;  $G_{\text{кЛ}}$  – масса клапана, кг;  $n$  – число клапанов на тарелке.

При устойчивом режиме работы расчетная высота открытия клапана должна быть почти максимально возможной или немного превышать это значение.

б) для колонны с колпачковыми тарелками

$$W_{\min} = 0,0415 F_{\text{св}} \rho_{\Gamma}^{-0,5}. \quad (5.8.43)$$

8. Диапазон устойчивости работы тарелок в колонне  $W_{\text{к}}/W_{\min}$  указывает, во сколько раз можно изменить производительность колонны без заметного понижения эффективности разделения.

О режиме работы барботажной тарелки можно приближенно судить по фактору скорости (фактор пара)  $F = W_{\text{к}} \sqrt{\rho_{\Gamma}}$ . Для большинства тарелок  $F = 0,5 \div 1,5$ .

### 5.9. Средняя скорость жидкости на поверхности раздела турбулентной системы

При расчете процессов переноса в двухфазных средах часто возникает необходимость в определении скорости движения межфазной поверхности. Рассмотрим стационарный турбулентный пограничный слой на межфазной поверхности газ – жидкость (рис. 5.20) [76, 130].

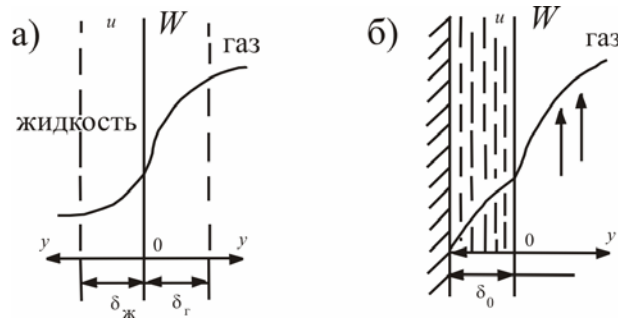


Рис. 5.20. Распределение скорости в турбулентном пограничном слое системы газ-жидкость:

а – барботажный слой; б – пленочное течение по вертикальной стенке (восходящее движение фаз)

В стационарном режиме скорости газа и жидкости на межфазной поверхности имеют одинаковое значение ( $\overline{W}_{\text{гр}} = \overline{U}_{\text{гр}}$ ).

Поток импульса через межфазную поверхность представим в форме

$$\tau_{\text{гр}} = \rho_{\text{г}} \gamma_{\text{г}} (\overline{W}_{\infty} - \overline{U}_{\text{гр}}) = \rho_{\text{ж}} \gamma_{\text{ж}} (\overline{U}_{\text{гр}} - \overline{U}_{\text{ж}}). \quad (5.9.1)$$

где  $\gamma$  – коэффициенты переноса импульса, м/с (см. раздел 4.4).

Сопротивление переносу импульса запишем в виде

$$\frac{1}{\gamma_{\text{г}}} = \int_0^{\delta_{1\text{г}}} \frac{dy}{(v + v_{\text{T}})_{\text{г}}}, \quad \frac{1}{\gamma_{\text{ж}}} = \int_0^{\delta_{1\text{ж}}} \frac{dy}{(v + v_{\text{T}})_{\text{ж}}}, \quad (5.9.2)$$

где коэффициенты турбулентного обмена  $v_{\text{T}}(y)$  в вязком подслое примем в виде степенной функции

$$v_{\text{T}} \approx u_* \delta_1 (y/\delta_1)^n. \quad (5.9.3)$$

Найдем коэффициент переноса  $\gamma$  при  $n=2$ . Из уравнения (5.9.2) получено

$$\gamma = \frac{u_*}{\text{arctg} \sqrt{R_1} \sqrt{R_1}}. \quad (5.9.4)$$

При  $n=3$  интегрирование выражений (5.9.2) дает

$$\gamma = \frac{6\sqrt{3}B^2 u_*}{\sqrt{3} \ln \left[ \frac{(B+1)^2}{B(B-1)+1} \right] + 6 \operatorname{arctg} \left( \frac{2-B}{B\sqrt{3}} \right) + \pi}, \quad (5.9.5)$$

где  $B = R_1^{-\frac{1}{3}}$ .

Локальное число Рейнольдса вязкого подслоя  $R_1$  в турбулентном пограничном слое двухфазной системы найдем на основе известного значения, на пластине  $R_{10} \approx 11,6$ , используя уравнение [76]:

$$R_{1\Gamma} = 11,6 \frac{\bar{W}_\Gamma}{u_{*\Gamma}} \sqrt{\frac{C_{f_{ог}}}{2}}, \quad R_{1ж} = 11,6 \frac{\bar{U}_{гр}}{u_{*ж}} \sqrt{\frac{C_{f_{ож}}}{2}}, \quad (5.9.6)$$

где коэффициенты трения  $C_{f_o}$  на твердой поверхности вычисляются по известным выражениям для однофазных потоков.

### ***Прямоточное осевое и закрученное движение высокоскоростного потока газа с пленкой жидкости в каналах***

При скорости газа в контактной трубке  $W_\Gamma > 10$  м/с реализуется прямоточное восходящее или нисходящее движение дисперсно-кольцевого потока (режим сильного взаимодействия фаз).

Найдем среднюю скорость на межфазной поверхности стабилизированной турбулентной пленки. Учитывая, что скорость на стенке канала  $U_{ст} = 0$ , из уравнения (5.9.1) запишем среднее значение  $U_{гр}$ :

$$\bar{U}_{гр} = \frac{\rho_\Gamma \gamma_\Gamma W_\infty}{\rho_\Gamma \gamma_\Gamma + \rho_ж \gamma_ж}, \quad (5.9.7)$$

где  $W_\infty$  – средняя скорость газа на оси потока, м/с.

Механизм взаимодействия газового потока с волновой поверхностью пленки близок по физической сущности к течению однофазной среды по шероховатой поверхности, поэтому на участке стабилизированного

движения газа максимальную скорость на оси канала можно найти по выражению, используемому для шероховатых труб [144, 264]

$$\frac{W_{\max} - W_{\Gamma}}{u_{*\Gamma}} = A, \quad A \approx (3,75 \div 4,08). \quad (5.9.8)$$

На участке гидродинамической стабилизации профиля скорости газа, длина которого составляет  $l_{\text{CT}} = (13 \div 15)(d - 2\delta_0)$  [175], скорость газа на оси изменяется от среднего значения  $W_{\Gamma}$  на входе до значения  $W_{\max}$  (5.9.8). Учитывая, что толщина турбулентного пограничного слоя зависит от  $\frac{4}{5}$  продольной координаты в степени  $\delta \sim l^{\frac{4}{5}}$ , среднюю скорость газа на оси орошаемой трубки найдем из выражений [130]

$$l_{\text{CT}} \geq H, \quad W_{\infty} = \frac{1}{2} \left[ W_{\Gamma} + W_{\max} \left( \frac{H}{l} \right)^{\frac{4}{5}} \right], \quad (5.9.9)$$

$$l_{\text{CT}} \leq H, \quad W_{\infty} = \frac{l_{\text{CT}}}{2H} (W_{\Gamma} + W_{\max}) + \frac{H - l_{\text{CT}}}{H} W_{\max}.$$

Динамическую скорость в дисперсно-кольцевых потоках при осевом движении обычно определяют по выражениям, полученным на основе известного коэффициента гидравлического сопротивления  $\lambda_{\text{op}}$  орошаемого канала или перепада давления  $\Delta p_{\text{тр}}$ , вызванного трением газа и жидкости

$$u_{*i} = (W_{\Gamma} - U_{\Gamma\text{р}}) \sqrt{\frac{\lambda_{\text{op}} \rho_{\Gamma}}{8\rho_i}}, \quad u_{*i} = \sqrt{\frac{\Delta p_{\text{тр}} (d - 2\delta_0)}{4\rho_i H}}, \quad (5.9.10)$$

где индекс  $i$  – газ, жидкость.

При винтовом движении пленки жидкости и газа в трубке с ленточным завихрителем динамическую скорость найдем из условия баланса сил, действующих на газовый поток в проекции на вертикальную ось

$$\Delta p_{\text{тр}} S_{\Gamma} = \tau F \cos \theta, \quad (5.9.11)$$

где  $S_{\Gamma} = \frac{\pi}{4}(d - 2\delta_0)^2 - (b\delta)_{\text{ЛЗ}}$ ;  $\theta = \arctg(\pi d / S_{\text{ЛЗ}})$  – угол закрутки;  $S_{\text{ЛЗ}}$  – шаг витка ленты, м;  $b_{\text{ЛЗ}}$  и  $\delta_{\text{ЛЗ}}$  – ширина и толщина ленты, м.

Площадь межфазной поверхности в уравнении (5.9.11) определим как для гладкой пленки  $F = \pi(d - 2\delta_0)H$ , так как известно [30], что образование волн незначительно увеличивает поверхность раздела при пленочном течении.

Из выражения (5.9.11) получим

$$u_{*i} = \sqrt{\frac{\Delta p_{\text{тр}} S_{\Gamma}}{\rho_i F \cos \theta}}. \quad (5.9.12)$$

Для контактных устройств с ленточным завихрителем в выражениях (5.9.9) в качестве  $H$  возьмем длину пути дисперсно-кольцевого потока в винтовом канале

$$H = \frac{H_{\text{к}}}{S_{\text{ЛЗ}}} \sqrt{\pi^2 d^2 + S_{\text{ЛЗ}}^2}, \quad (5.9.13)$$

а длину участка гидродинамической стабилизации найдем, используя эквивалентный диаметр спирального канала  $l_{\text{СТ}} = (13 - 15) \sqrt{S_{\text{к}} / \pi}$ , где  $S_{\text{к}}$  – площадь сечения спирального канала, занятая газом

$$S_{\text{к}} = S_{\text{ЛЗ}} \left( \sqrt{\left( \frac{S_{\text{ЛЗ}}}{2\pi} \right)^2 + R^2} - \frac{S_{\text{ЛЗ}}}{2\pi} \right) - (\delta b)_{\text{ЛЗ}} - \quad (5.9.14)$$

$$- \delta_0 R S_{\text{ЛЗ}} / \sqrt{\left( \frac{S_{\text{ЛЗ}}}{2\pi} \right)^2 + R^2}; \quad R = d/2.$$

Средняя скорость газа в орошаемом контактном устройстве трубчатого типа вычисляется из уравнения расхода

$$\bar{W}_{\Gamma} = \frac{W_{\text{тр}} \pi d^2}{4S_{\text{к}}}, \quad (5.9.15)$$



где площадь канала  $S_K$  для трубки с ленточным завихрителем определяется выражением (5.9.14), а в случае осевого движения фаз это выражение приобретает следующий вид:

$$S_K = \frac{\pi(d - 2\delta_0)^2}{4}. \quad (5.9.16)$$

Среднюю толщину пленки жидкости в приведенных выше уравнениях можно вычислить по эмпирическим выражениям как для осевого, так и закрученного движения газа и жидкости (раздел 5.7).

Известно, что показатель степени  $n$  в функции (5.9.3) в турбулентной пленке  $n \approx 2$ , а в газовой фазе для пленочных колонн [203]  $n \approx 3$ . Тогда коэффициенты переноса в жидкой  $\gamma_{ж}$  и газовой  $\gamma_{г}$  фазах в выражении (5.9.7) найдем по уравнениям (5.9.4) и (5.9.5) соответственно, где параметр пограничного слоя  $R_1$  запишем на основе выражений (5.9.6):

$$R_{1г} = 11,6 \frac{\bar{W}_г}{u_{*г}} \sqrt{C_{fог} / 2}, \quad C_{fог} = \frac{0,316}{4 \text{Re}_{ог}^{0,25}}, \quad \text{Re}_{ог} = \frac{\bar{W}_г (d - 2\delta_0)}{v_г}; \quad (5.9.17)$$

$$R_{1ж} = 11,6 \frac{U_{гр}}{u_{*ж}} \sqrt{C_{fож} / 2}, \quad C_{fож} = \frac{0,316}{4 \text{Re}_{ож}^{0,25}}, \quad \text{Re}_{ож} = \frac{\bar{U}_{гр} (d - 2\delta_0)}{v_ж}. \quad (5.9.18)$$

Расчеты средней скорости жидкости на межфазной поверхности турбулентной пленки при осевом и закрученном движении дисперсно-кольцевого потока по уравнению (5.9.7) показывают, что при сравнительно невысокой скорости газа в трубке  $W_г = 15 - 20$  м/с и небольшом расходе жидкости  $q = 1,3 - 2,0$  м<sup>3</sup>/м·ч, скорость  $U_{гр}$  находится в пределах 1,2–1,3 от средней скорости в пленке. Увеличение скорости газа и расхода жидкости приводит к уменьшению отношения  $\bar{U}_{гр} / U_{ср}$  до 1,15–1,1, что полностью соответствует теоретическим и экспериментальным данным.

Средняя скорость жидкости в пленке при осевом и закрученном движении вычисляется по уравнениям, соответственно, м/с:

$$U_{ср} = \frac{q}{\delta_0}, \quad U_{ср} = \frac{q}{\delta_0 \cos \theta}.$$

На рис. 5.21 показано сравнение результатов расчета  $U_{гр}$  с опытными данными [170] для дисперсно-кольцевых восходящих пароводных потоков в трубках диаметром 8 мм.

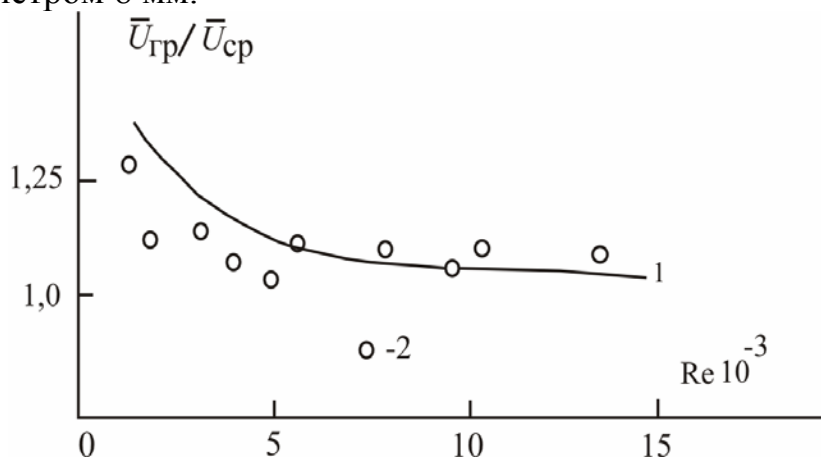


Рис. 5.21. Зависимость отношения средней скорости на межфазной поверхности к средней скорости в турбулентной пленке при осевом движении дисперсно-кольцевого потока от числа  $Re$ :

1 – расчет по уравнению (5.9.7) [130]; 2 – экспериментальные данные [170]

### *Струйное истечение газа в жидкость*

Компактная газожидкостная струя состоит из трех участков (рис. 5.22): 1 – начального; 2 – переходного; 3 – основного участка струи [4].

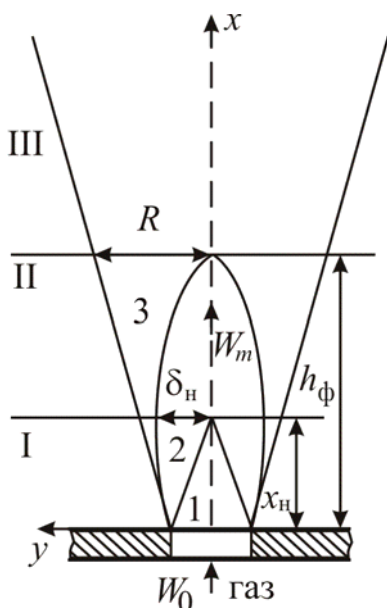


Рис. 5.22. Компактная газожидкостная струя

Начальный участок струи имеет ядро чистого газового потока I, в которое жидкость не проникает и его газосодержание  $\alpha = 1$ . Ядро окружено газокапельной 2 ( $\alpha > 0,75$ ) и далее пузырьковой 3 структурой  $\alpha < 0,75$ .

Для компактной газовой струи скорость газа в ее начальном сечении радиуса  $R_0$  определяется скоростью истечения газа  $W_0$ . Для барботажных тарелок начальную скорость газа в отверстиях газораспределительного устройства определим из выражения

$$W_0 = \frac{W_k S_k}{n S_0},$$

где  $S_k$  – свободная площадь колонны;  $S_0$  – площадь одного отверстия;  $n$  – количество отверстий на тарелке;  $W_k$  – скорость газа в колонне.

Основными параметрами начального участка струи являются: относительная длина –  $x_H$ ; полутолщина или радиус поперечного сечения –  $\delta_H$ ; скорость на оси струи –  $W_m$ . Эти параметры имеют следующие значения:

$$x_H = 2,36R_0; \delta_H = 2,2R_0; W_m = W_0.$$

Одним из основных свойств компактной газожидкостной струи является постоянство статического давления во всей области течения, вследствие чего скорость на начальном участке остается постоянной. При равномерном поле скорости в начальном сечении струи границы пограничного слоя представляют собой расходящиеся поверхности, которые начинаются от кромки отверстия. С внешней стороны пограничный слой струи соприкасается с жидкостью, которая движется по плоскости тарелки в поперечном, относительно струи, направлении.

Между концом начального участка компактной газожидкостной струи и участком, в котором устанавливается полностью пузырьковая структура, помещается переходный участок смешанной структуры – у периферии каждого сечения находится пузырьковая зона, а в средней части – газокапельная. Основная особенность переходного участка состоит в том, что здесь происходит расширение той части поперечного сечения, которая занята пузырьковой структурой [4].

Основной участок струи состоит полностью из пузырьковой структуры и характеризуется малой скоростью движения пузырей.

Выражение для расчета скорости на межфазной поверхности струи  $U_{гр}$  получено из левой части потокового соотношения (5.9.7) с коэффициентом переноса импульса (5.9.4) [130]:

$$U_{гр} = W_0 - u_{*г} \sqrt{R_{1г}} \operatorname{arctg} \sqrt{R_{1г}}. \quad (5.9.19)$$

Для пограничного слоя в газовой (паровой) фазе на основе (5.9.6) имеем

$$R_{1г} = 11,6 \frac{W_0}{u_{*г}} \sqrt{\frac{C_{f0г}}{2}}, \quad (5.9.20)$$

где

$$C_{f0г} = \frac{0,073}{\operatorname{Re}_{0г}^{0,2}}, \quad \operatorname{Re}_{0г} = \frac{W_0 l}{\nu_г},$$

здесь  $l = h_\phi$  – высота газовой струи (5.8.5).

Динамическая скорость на межфазной поверхности струи вычисляется с использованием выражения [130]:

$$\tau = \frac{\rho_г (W_0^2 - W_\Pi^2)}{4} + \frac{\rho_ж g h_\phi}{2}. \quad (5.9.21)$$

Средняя скорость газа в сечении распада струи на пузыри составляет  $W_\Pi = W_K / \phi$ , где  $\phi \approx 0,75$  – газосодержание в данном сечении [4]. На основе использования выражения (5.9.21) и потокового соотношения  $\tau_г = u_{*г}^2 \rho_г = \tau_ж = u_{*ж}^2 \rho_ж$  можно вычислить динамическую скорость в газовой и жидкой фазах на межфазной поверхности струи, а по уравнению (5.9.19) – среднюю скорость на межфазной поверхности.

### 5.10. Определение характеристик пограничного слоя на основе диссипируемой энергии

Между процессами переноса импульса, массы и теплоты почти всегда существует аналогия. В частных случаях эта аналогия Рейнольдса и Чилтона-Кольборна, а для более сложных гидродинамических условий известны

другие формы аналогий [31, 54, 63, 69, 76, 78, 121, 130, 131, 187, 208, 267]. Поэтому для расчета коэффициентов переноса в тепло- и массообменных аппаратах различных конструкций часто возникает необходимость в определении среднего значения касательного напряжения  $\tau$  (или динамической скорости  $u_* = \sqrt{\tau/\rho}$ ).

Если известен коэффициент трения  $C_f$  или сопротивления  $\lambda$  обтекаемых поверхностей, то записывают

$$u_* = U_{\text{ср}} \sqrt{C_f/2}, \quad u_* = U_{\text{ср}} \sqrt{\lambda/8}, \quad (5.10.1)$$

где  $U_{\text{ср}}$  – средняя скорость, м/с.

Вторая формула справедлива, в основном, для каналов круглого сечения.

В тех случаях, когда значения  $C_f$  или  $\lambda$  неизвестны (например, в аппаратах с вводом внешней энергии в контактирующие фазы), находит применение подход вычисления динамической скорости с использованием средней диссипируемой энергии в единице объема среды [31, 76, 130, 221].

В общем случае для несжимаемой жидкости количество диссипирующей энергии, т.е. количество механической энергии, превращающейся в тепловую, отнесенное к единице времени и единице объема, определяется по выражению

$$\varepsilon = \mu \left\{ \begin{array}{l} 2 \left( \frac{\partial v_x}{\partial x} \right)^2 + 2 \left( \frac{\partial v_y}{\partial y} \right)^2 + 2 \left( \frac{\partial v_z}{\partial z} \right)^2 + \left( \frac{\partial v_y}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial y} \right)^2 + \\ + \left( \frac{\partial v_z}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial z} \right)^2 + \left( \frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \right)^2 \end{array} \right\}.$$

Применение данного выражения для прикладных расчетов сопряжено со значительными трудностями, поэтому скорость диссипации энергии  $\varepsilon$  в жидкости, обусловленной вязкостью, при градиенте скорости  $du/dy$  записывают в виде

$$\varepsilon = \frac{de}{dy} = \tau \frac{du}{dy}, \quad (5.10.2)$$

где  $\varepsilon$  – плотность потока энергии,  $\varepsilon = \tau u$ .

Например, на основе использования уравнения (5.10.2) получено [221]

$$u_* = K \left( \frac{\bar{\varepsilon} \nu}{\rho} \right)^{0,25}, \quad (5.10.3)$$

где коэффициент пропорциональности  $K$  находится экспериментально для каждого типа аппарата и установлен в интервале  $K = 1,6 - 2,9$ . Среднее значение рекомендуется  $K \approx 2,2$ ;  $\bar{\varepsilon} \sim \text{Вт/м}^3$ .

Рассмотрим приближенные теоретические методы определения динамической скорости на основе зависимости (5.10.2) [130].

Если значение производной  $du/du$  в выражении (5.10.2) записать в виде (4.3.10), получим

$$\varepsilon = \frac{\rho}{\chi y} \left( \frac{\tau}{\rho} \right)^{\frac{3}{2}} = \frac{\rho u_*^3}{\chi y}. \quad (5.10.4)$$

Используем подход, применяемый в прикладной аэродинамике [7, 113], когда для определения некоторой эффективной длины, необходимой для вычисления среднего касательного напряжения на поверхности сложной геометрии, записываются условия равенства толщин потерь энергий градиентных и безградиентных пограничных слоев. На основе данного подхода найдем значение толщины пограничного слоя  $\delta_9$ .

На основе соотношения (5.10.4) найдем среднее значение динамической скорости при  $y = \delta_9$  [130, 132]:

$$u_* = \left( \frac{\bar{\varepsilon} \chi \delta_9}{\rho} \right)^{\frac{1}{3}}. \quad (5.10.5)$$

В выражении (5.10.5) основными параметрами являются средняя объемная диссипация энергии  $\bar{\varepsilon}$  и эффективная толщина пограничного слоя  $\delta_9$ .

Среднюю диссипацию энергии в выражении (5.10.5) можно вычислить, используя перепад давления в каналах  $\Delta p$ , полученный экспериментально.

Толщину пограничного слоя найдем из потокового соотношения

$$\tau = u_*^2 \rho = \rho \gamma \Delta \bar{U}_\infty, \quad (5.10.6)$$

где  $\Delta \bar{U}_\infty$  – средняя движущая сила переноса импульса:

$$\Delta \bar{U}_\infty = \bar{U}_\infty \pm U_{\text{гр}}. \quad (5.10.7)$$

Здесь  $\bar{U}_\infty$  – скорость на оси потока, м/с;  $U_{\text{гр}}$  – скорость на границе раздела, м/с. Для твердых поверхностей  $U_{\text{гр}} = 0$ .

На основе (5.10.6) с учетом коэффициента переноса импульса (4.4.19) получим [132]

$$\delta_9 = \frac{2,5}{u_*} \left[ \exp \left[ \frac{1}{2,5} \left( \frac{\Delta \bar{U}_\infty}{u_*} - 11,73 \right) + \ln(5\nu) \right] + 3\nu \right]. \quad (5.10.8)$$

В итоге получена система уравнений (5.10.5), (5.10.8), которая решается итерационным методом половинчатого деления. Результатом решения являются средние значения динамической скорости и толщины турбулентного пограничного слоя.

Аналогичное выражение для  $\delta_9$  можно получить из (5.10.6) с коэффициентом  $\gamma$  (4.4.15) [130]:

$$\delta_9 = \exp \left[ \frac{1}{2,5} \left( \frac{\Delta \bar{U}_\infty}{u_*} - 13,76 + 2,5 \ln \frac{30\nu}{u_*} \right) \right]. \quad (5.10.9)$$

Для проверки полученной системы уравнений выполнены сравнения результатов расчета динамической скорости и толщины пограничного слоя для трубы и пластины [130, 132, 136]. Показано удовлетворительные согласованные с опытными данными.

### ***Определение динамической скорости по модели Ландау – Левича***

Получим значение динамической скорости на основе уравнения (5.10.2) и известного характера переноса импульса в турбулентном пограничном слое с использованием модели Ландау–Левича [76, 130].

В уравнении (5.10.2) значение производной найдем из выражения

$$\tau = \rho(v + v_T) \frac{du}{dy}, \quad \frac{du}{dy} = \frac{\tau}{\rho(v + v_T)}. \quad (5.10.13)$$

Получим

$$\varepsilon = \frac{\tau^2}{\rho(v + v_T)}, \quad v_T = v_T(y). \quad (5.10.14)$$

Среднее значение диссипируемой энергии в пограничном слое толщиной  $\delta$  запишем в виде

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\tau^2 \delta}{\delta \rho} \int_0^{\delta} \frac{dy}{v + v_T}, \quad (5.10.15)$$

где подынтегральная функция определяет сопротивление переносу импульса (4.4.12) в турбулентном пограничном слое, и тогда уравнение (5.10.15) получит форму

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\tau^2}{\delta \rho \gamma} = \frac{u_*^4 \rho}{\delta \gamma}. \quad (5.10.16)$$

Отсюда найдем

$$u_* = \left( \frac{\bar{\varepsilon} \delta \gamma}{\rho} \right)^{0,25}. \quad (5.10.17)$$

При вычислении динамической скорости в пограничном слое без гидродинамических возмущений (на пластине, в трубе и т.д.) в данном выражении коэффициент  $\gamma$  можно принять в виде (4.4.15), а толщину пограничного слоя определить по известным выражениям (например, по (4.3.17)). Результаты расчета  $u_*$  в данном случае удовлетворительно ( $\pm 15\%$ ) согласуются с опытными значениями.

Рассмотрим применение уравнения (5.10.15) для вычисления  $u_*$  в пограничном слое с различными гидродинамическими возмущениями (кривизна, шероховатость поверхности, движение мелких дисперсных частиц



в условиях внешней турбулентности и т.д.). Для этого используем функцию  $v_T(y)$  в виде  $v_T \approx u_* \delta_1 (y/\delta_1)^n$  (5.9.3).

В данной функции значение  $\delta_1$  определим из выражения для потока импульса

$$\tau = \rho \gamma \Delta \bar{U}_\infty, \quad (5.10.18)$$

где  $\Delta \bar{U}_\infty$  – средняя скорость относительного движения фаз, м/с.

Коэффициент переноса импульса  $\gamma$  найден путем интегрирования (5.10.15).

При  $n=2$  получено (5.9.4), а при  $n=3$  – (5.9.5)

Тогда из (5.10.18) найдем значение безразмерной толщины вязкого подслоя.

При  $n=2$

$$R_1 = \left[ \Delta \bar{U}_\infty (u_* \operatorname{arctg} \sqrt{R_1})^{-1} \right]^2. \quad (5.10.19)$$

При  $n=3$

$$R_1 = \left[ \frac{6\sqrt{3}\Delta \bar{U}_\infty}{u_*} (K_1 + K_2 + \pi)^{-1} \right]^{1,5}, \quad (5.10.20)$$

где  $K_1 = \sqrt{3} \ln \frac{(B+1)^2}{B(B-1)+1}$ ;  $K_2 = 6 \operatorname{arctg} \frac{(2-B)}{B\sqrt{3}}$ ;  $B = R_1^{-1/3}$ .

Тогда среднее значение динамической скорости можно записать в виде

$$u_* = \left[ \frac{\bar{\varepsilon} R_1 \nu}{\rho(n+1)} \right]^{0,25}. \quad (5.10.21)$$

Выражение (5.10.21) решается совместно с (5.10.19) или с (5.10.20).

## ГЛАВА 6

### ОСНОВЫ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ТРУБОПРОВОДОВ И АППАРАТОВ

#### 6.1. Гидравлическое сопротивление каналов

При движении жидкости в канале между нею и стенками канала возникают дополнительные силы сопротивления, в результате чего частицы жидкости, прилегающие к поверхности, тормозятся. Это торможение благодаря вязкости жидкости передается следующим слоям, причем скорость движения частиц по мере удаления их от оси трубы постепенно уменьшается. Равнодействующая сил сопротивления направлена в сторону, противоположную движению, и параллельна направлению движения. Это и есть силы гидравлического трения (сопротивления гидравлического трения).

Перепад давления по длине канала обусловлен сопротивлением трения и местными сопротивлениями, возникающими при изменениях скорости потока по величине или направлению [3, 28, 50, 86, 93, 119, 122, 186].

Гидравлическое сопротивление (перепад статического давления)  $\Delta p$  можно рассчитать по уравнению Дарси – Вейсбаха

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d_{\text{э}}} \frac{\rho U_{\text{ср}}^2}{2}, \quad (6.1.1)$$

где  $l$  – длина каналов, по которым движется поток, м;  $U_{\text{ср}}$  – средняя скорость потока в каналах, м/с;  $d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр каналов, м;  $\lambda$  – коэффициент гидродинамического сопротивления канала (в литературе обозначают также  $\xi$ ).

Расчет гидравлического сопротивления необходим для определения затрат энергии на перемещение жидкостей и газов и подбора насосов, вентиляторов и т.п.

#### *Ламинарный режим*

Фундаментальный закон гидравлического сопротивления для стабилизированного течения в каналах имеет вид (4.5.12)

$$\lambda = \frac{A}{\text{Re}}, \quad (6.1.2)$$

где множитель  $A$  является функцией геометрии канала;  $\text{Re} = U_{\text{cp}} d_{\text{э}} / \nu$ .

В круглой трубе  $A=64$  и  $d_{\text{э}} = d_{\text{в}}$ , где  $d_{\text{в}}$  – внутренний диаметр трубы. Далее нижний индекс опускается. Для каналов с различными формами значение коэффициента  $A$  приводится в табл. 6.1.

Т а б л и ц а 6.1

Форма сечения	$A$	$d_{\text{э}}$
Круг диаметром $d$	64	$d$
Квадрат стороной $a$	57	$a$
Кольцо шириной $a$	96	$2a$
Прямоугольник высотой $a$ , шириной $b$		
$b \gg a$	96	$2a$
$b/a = 10$	85	$1,81a$
$b/a = 4$	73	$1,6a$
$b/a = 2$	62	$1,3a$

При ламинарном течении в круглой трубе с внутренним диаметром  $d_{\text{в}}$ , изогнутой в змеевик с диаметром  $D_3$ , коэффициент гидродинамического сопротивления змеевика при  $\text{Re}_* = \text{Re} \sqrt{d_{\text{в}} / D_3} < 14$  практически не отличается от рассчитанного по известным формулам для прямой круглой трубы, а при  $\text{Re}_* > 14$  примерно равен:

$$\lambda \approx 108 (d_{\text{в}} / D_3)^{0,5} (1 + 0,278 \ln \text{Re}_*)^{-5,73}. \quad (6.1.3)$$

В формулу (6.1.1) подставляется полная длина трубы, изогнутой в змеевик, а  $d_{\text{э}} = d_{\text{в}}$ .

### **Турбулентный режим**

При турбулентном течении гидравлически гладкими являются каналы, у которых высота выступов шероховатости  $\Delta < 5\nu / u_*$ , т.е. менее толщины вязкого подслоя;  $u_* = \sqrt{\tau_w / \rho}$  – динамическая скорость, м/с.

Фундаментальный закон гидродинамического сопротивления следует из логарифмического распределения скоростей и для круглой трубы имеет вид

$$\lambda = \left[ 0,88 \ln(\text{Re} \sqrt{\lambda}) - 0,9 \right]^{-2}, \quad (6.1.4)$$

где  $\text{Re} = U_{\text{ср}} d / \nu$ .

Можно использовать приближенную формулу Филоненко–Альтмуля

$$\lambda = (0,78 \ln \text{Re} - 1,64)^{-2}. \quad (6.1.5)$$

В области  $4 \cdot 10^3 < \text{Re} < 10^5$  по Блазиусу

$$\lambda = 0,316 \text{Re}^{-0,25}. \quad (6.1.6)$$

В области  $10^5 < \text{Re} < 2 \cdot 10^6$  по Никурадзе

$$\lambda = 0,0032 + 0,22 \text{Re}^{-0,237}. \quad (6.1.7)$$

Приближенно в интервале  $10^4 < \text{Re} < 10^6$  применяется формула

$$\lambda = 0,184 \text{Re}^{-0,2}. \quad (6.1.8)$$

В переходной области,  $2200 < \text{Re} < 4000$ :

$$\lambda \approx 6,3 \cdot 10^{-4} \text{Re}^{0,5}. \quad (6.1.9)$$

При однородной зернистой шероховатости в области  $5 < u_* \Delta / \nu < 50$  коэффициент гидродинамического сопротивления зависит как от вязкости, так и от шероховатости. При  $u_* \Delta / \nu > 70$  имеет место квадратичный закон сопротивления, автомодельный относительно числа Рейнольдса:

$$\lambda = \left( 0,88 \ln \frac{R}{\Delta} + 1,74 \right)^{-2}. \quad (6.1.10)$$

Используется также интерполяционная формула Коулбрука–Уайта

$$\lambda \approx \left[ 1,74 - 0,88 \ln \left( \frac{\Delta}{R} + \frac{18,7}{\text{Re} \sqrt{\lambda}} \right) \right]^{-2}, \quad (6.1.11)$$

которая удовлетворительно описывает закон сопротивления для гладкой трубы и квадратичный закон, давая в переходной области зависимость, характерную для «технической шероховатости».

Для стальных и чугунных труб, находящихся в эксплуатации, по формуле Шевелева при  $\text{Re} \geq 9,2 \cdot 10^5$

$$\lambda = \frac{0,021}{\text{Re}^{0,3}}. \quad (6.1.12)$$

Следует отметить, что в результате эксплуатации шероховатость стенок со временем увеличивается.

## 6.2. Расчет гидравлического сопротивления трубопроводов

При гидравлическом расчете трубопроводов различают две основные задачи [50]:

1. *Прямая задача.* Заданы геометрические форма и размеры трубопровода (длины и диаметры на всех участках, форма внутренней поверхности – шероховатость), все устройства для регулирования и измерений характеристик потока (задвижки, диафрагмы, т.п.), форма сопряжения трубопровода с питающим и питаемым резервуарами, т.е. гидравлические сопротивления, которые обуславливают местные потери напора.

При этом можно рассматривать два варианта: а) задан расход в трубопроводе, требуется найти суммарные потери напора в нем; б) заданы суммарные потери напора в трубе (например, разность уровней в питающем и питаемом резервуарах), требуется найти расход жидкости в трубопроводе.

2. *Обратная задача.* Заданы расход и суммарные потери напора в трубопроводе, геометрическая форма которого (шероховатость стенок, наличие поворотов, диафрагмы, задвижек и т.п.) известна. Требуется найти диаметр трубопровода.

Потери давления  $\Delta p_n$  или напора  $h_{\Pi}$  на преодоление сопротивления трения и местных сопротивлений в трубопроводах определяется по формулам

$$\Delta p_{\Pi} = \left( \lambda \frac{l}{d_{\text{э}}} + \sum \xi \right) \frac{\rho U_{\text{ср}}^2}{2}, \quad (6.2.1)$$

$$h_{\Pi} = \left( \lambda \frac{l}{d_{\text{э}}} + \sum \xi \right) \frac{U_{\text{ср}}^2}{2g}, \quad (6.2.2)$$

где  $d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр трубопровода, м;  $l$  – длина трубопровода, м;  $\sum \xi_{\text{мс}}$  – сумма коэффициентов местных сопротивлений;  $\rho$  – плотность жидкости или газа, кг/м<sup>3</sup>.

Эквивалентный диаметр определяется по формуле

$$d_{\text{э}} = 4S / \Pi, \quad (6.2.3)$$

где  $S$  – площадь поперечного сечения потока, м<sup>2</sup>;  $\Pi$  – смоченный периметр, м.

### ***Прямые трубопроводы***

Формулы для расчета коэффициента сопротивления  $\lambda$  зависят от режима движения и шероховатости трубопровода.

При ламинарном режиме  $\lambda$  вычисляется по формуле (6.1.2).

В турбулентном потоке различают три зоны, для которых коэффициент рассчитывают по разным формулам, например по (6.1.4)–(6.1.11).

Для зоны гладкого трения  $\left( 2320 < Re < 10 \frac{1}{e} \right)$  наиболее часто используется

$$\lambda = 0,316 / \sqrt[4]{Re}. \quad (6.2.4)$$

Здесь  $e = \Delta / d_{\text{э}}$  – относительная шероховатость трубы, где  $\Delta$  – абсолютная шероховатость трубы (средняя высота выступов шероховатости на поверхности трубы), м.

В табл. 6.2 приведены значения шероховатости труб  $\Delta$  (в мм).

Для зоны смешанного трения  $10 \frac{1}{e} < Re < 560 \frac{1}{e}$ :

$$\lambda = 0,11 \left( e + 68 / Re \right)^{0,25}. \quad (6.2.5)$$

Для зоны, автомодельной по отношению к  $Re$   $\left( Re > 560 \frac{1}{e} \right)$ :

$$\lambda = 0,11e^{0,25}. \quad (6.2.6)$$

Для шероховатых труб используется универсальная формула

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[ \frac{\varepsilon}{3,7} + \left( \frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right], \quad (6.2.7)$$

которая применима и для автомодельной области, если второе слагаемое в квадратных скобках приравнять нулю.

Т а б л и ц а 6.2

Трубы	$\Delta$ , мм
Стальные новые	0,06–0,1
Стальные, бывшие в эксплуатации, с незначительной коррозией	0,1–0,2
Стальные, старые, загрязненные	0,5–2
Чугунные, новые; керамические	0,35–1
Чугунные, водопроводные, бывшие в эксплуатации	1,4
Алюминиевые гладкие	0,015–0,06
Трубы из латуни, меди и свинца, чистые цельнотянутые; стеклянные	0,0015–0,01
Для насыщенного пара	0,2
Для пара, работающие периодически	0,5
Для конденсата, работающие периодически	1,0
Воздухопроводы от поршневых и турбокомпрессоров	0,8
Резиновый шланг	0,01–0,03
Прорезиненный льняной или пеньковый шланг	0,5–0,8
Каналы из березовой фанеры (продольной)	0,025–0,05
То же из сосновой	0,10
Керамические трубы	0,45–6,0
Кирпичная кладка на цементном растворе	0,8–6,0
Бетонированные каналы	0,8–9,0

Для области турбулентного движения жидкости, где шероховатость внутренних стенок труб не влияет на значение  $\lambda$ , формула (6.2.7) принимает вид

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[ \left( \frac{6,81}{\text{Re}} \right)^{0,9} \right] = 1,8 \lg \text{Re} - 1,5. \quad (6.2.8)$$

Если трение зависит только от шероховатости, то из (6.2.7) следует

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2 \lg \frac{3,7}{\varepsilon}. \quad (6.2.9)$$

Коэффициенты сопротивления в трубах специального назначения можно вычислить по следующим формулам:

– при движении воды в деревянных трубопроводах

$$\lambda = 0,264 \text{Re}^{-0,2}, \quad (6.2.10)$$

– при движении в асбестоцементных трубах

$$\lambda = 0,206 \text{Re}^{-0,21}, \quad (6.2.11)$$

– для гибких шлангов

$$\lambda = 0,01113 + 0,917 \text{Re}^{-0,41}, \quad (6.2.12)$$

– для полиэтиленовых труб

$$\lambda = 0,288 \text{Re}^{-0,226}. \quad (6.2.13)$$

### ***Местные сопротивления***

Значения коэффициентов местных сопротивлений  $\xi$  в общем случае зависят от вида местного сопротивления и режима движения жидкости. Рассмотрим наиболее распространенные типы местных сопротивлений и соответствующие значения коэффициентов  $\xi$  [86, 177].



1. Вход в трубу: с острыми краями –  $\xi = 0,5$ , с закругленными краями –  $\xi = 0,2$ .

2. Выход из трубы:  $\xi = 1$ .

3. Плавный отвод круглого сечения:  $\xi = AB$ . Коэффициент  $A$  зависит от угла  $\varphi$ , на который изменяется направление потока в отводе:

угол $\varphi$ , градусы	20	30	45	60	90	110	130	150	180
$A$	0,31	0,45	0,6	0,78	1,0	1,13	1,20	1,28	1,40

Коэффициент  $B$  зависит от отношения радиуса поворота трубы  $R_0$  к внутреннему диаметру  $d$ :

$R_0 / d$	1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50
$B$	0,21	0,15	0,11	0,09	0,06	0,04	0,03

4. Колено с углом  $90^\circ$  (угольник):

Диаметр трубы, мм	12,5	25	37	50	>50
$\xi$	2,2	2	1,6	1,1	1,1

5. Вентиль нормальный при полном открытии:

Диаметр трубы, мм	13	20	40	80	100	150	200	250	350
$\xi$	10,8	8,0	4,9	4,0	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5

6. Вентиль прямооточный при полном открытии, при  $Re \geq 3 \cdot 10^5$ :

Диаметр трубы, мм	25	38	50	65	76	100	150	200	250
$\xi$	1,047	0,85	0,79	0,65	0,60	0,50	0,42	0,36	0,32

при  $Re < 3 \cdot 10^5$ :

Диаметр трубы, мм	25	38	50	65	76	100	150	200	250
$\xi$	1,04	0,85	0,79	0,65	0,60	0,50	0,42	0,36	0,32

7. Внезапное расширение.

Значения  $\xi$  зависят от соотношения площадей меньшего и большего сечения  $F_1 / F_2$  и от  $Re$ , рассчитываемого через скорость и эквивалентный диаметр для меньшего сечения:

Re	$F_1 / F_2$					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	3,10	3,10	3,10	3,10	3,10	3,10
100	1,70	1,40	1,20	1,10	0,90	0,80
1000	2,00	1,60	1,30	1,05	0,90	0,60
3000	1,00	0,70	0,60	0,40	0,30	0,20
$\geq 3500$	0,81	0,64	0,50	0,36	0,25	0,16

#### 8. Внезапное сужение.

Значения  $\xi$  определяются так же, как при внезапном расширении:

Re	$F_1 / F_2$					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
100	1,30	1,20	1,10	1,00	0,90	0,80
1000	0,64	0,50	0,44	0,35	0,30	0,24
10000	0,50	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20
$\geq 10000$	0,45	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20

#### 9. Тройники.

Коэффициенты  $\xi$  определяются в зависимости от отношения расхода жидкости в ответвлении  $Q_{\text{отв}}$  к общему расходу  $Q$  в основном трубопроводе (магистрале). При определении потерь напора с использованием приведенных ниже коэффициентов следует исходить из скорости жидкости в магистрале. Коэффициенты местных сопротивлений, относящиеся к магистрали ( $\xi_M$ ) и к ответвляющемуся трубопроводу ( $\xi_{\text{отв}}$ ), в ряде случаев могут иметь отрицательные значения, так как при слиянии или разделении потоков возможно всасывание жидкости и увеличение напора:

$\xi$	$Q_{\text{отв}} / Q$					
	0,0	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0
Поток входит в магистраль						
$\xi_{\text{отв}}$	-1,2	-0,4	0,08	0,47	0,72	0,91
$\xi_{\text{м}}$	0,04	0,17	0,30	0,41	0,51	0,60
Поток выходит из магистрали						
$\xi_{\text{отв}}$	0,95	0,88	0,89	0,95	1,10	1,28
$\xi_{\text{м}}$	0,04	-0,08	0,05	0,07	0,21	0,35

### 10. Задвижка.

Диаметр трубы, мм	15–100	175–200	300 и выше
$\xi$	0,5	0,25	0,15

Более подробно коэффициенты местных сопротивлений для различных частных случаев даны в справочной литературе [86, 122] и в последующих разделах.

### 6.3. Дополнительные сведения о гидравлических сопротивлениях

В промышленных аппаратах, энергетических установках с различным дополнительным оборудованием имеют место элементы конструкций с различными профилями и поверхностями, снабженными ребрением, кольцевыми накатками и т.д. Общий перепад давлений в аппарате включает в себя также сопротивления входных и выходных патрубков, трубных решеток, коллекторов, пакетов труб и т.п.:

$$\Delta p = \sum_n \Delta p_i, \quad (6.3.1)$$

где  $i$  – номер протяженного или местного гидравлического сопротивления канала, устройства, элемента конструкции и т.д.

Местные сопротивления связаны с резкими изменениями площади или формы сечения канала. В таких местах в потоке возникают отрывы пограничного слоя, вихри и тому подобные неупорядоченные течения.

Коэффициенты сопротивлений при резком изменении площади сечения каналов даны в таблицах раздела 6.2 [122].

Зависимость коэффициента сопротивления прямого входа от относительного расстояния входного отверстия до стенки, в которую заделана труба, дана на рис. 6.1.

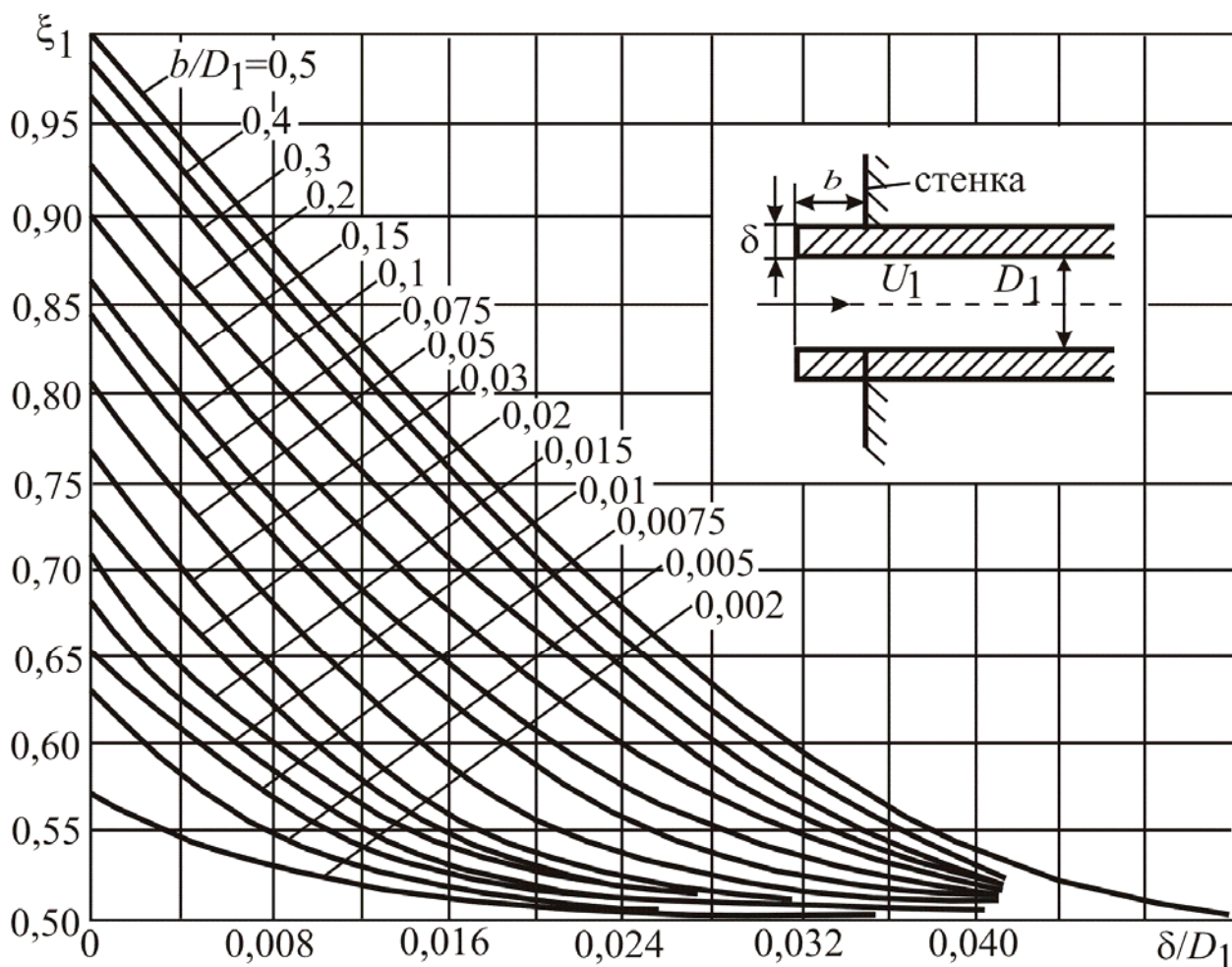


Рис. 6.1. Коэффициенты сопротивления прямого входа в трубу, удаленного от места ее заделки

Из рис. 6.1 следует, что для случая заделки входа в канал вровень со стенкой  $\xi = 0,5$ .

Коэффициенты сопротивления установленной в трубе решетки или плоской диафрагмы находятся по рис. 6.2.

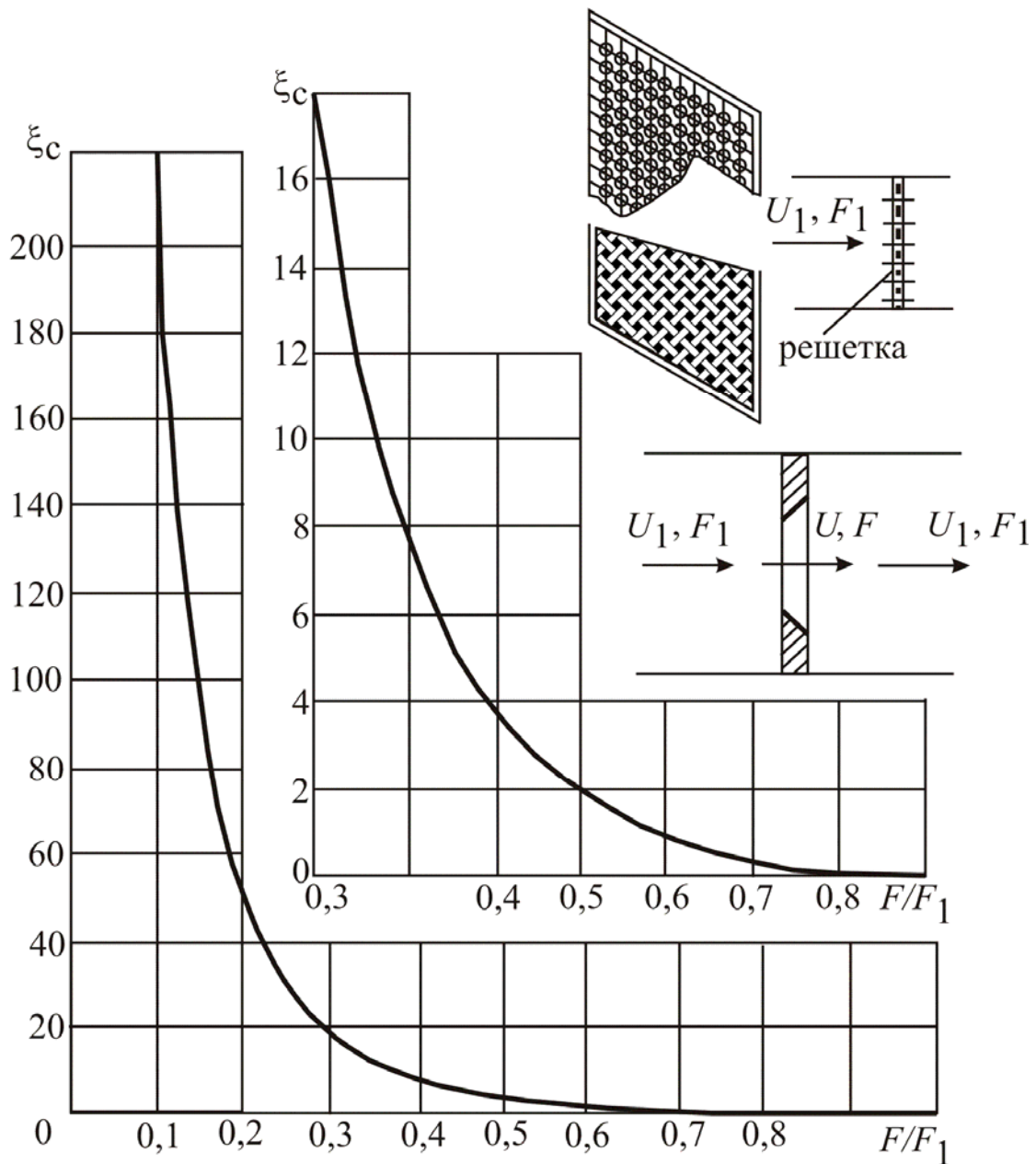


Рис. 6.2. Коэффициент сопротивления диафрагмы или плоской решетки в прямом канале

Для задвижек в трубах круглого и прямоугольного сечений коэффициенты сопротивления в зависимости от положения штуцера определяются по рис. 6.3.

Для параллельной задвижки зависимость коэффициента сопротивления от величины открытия дана на рис. 6.4.

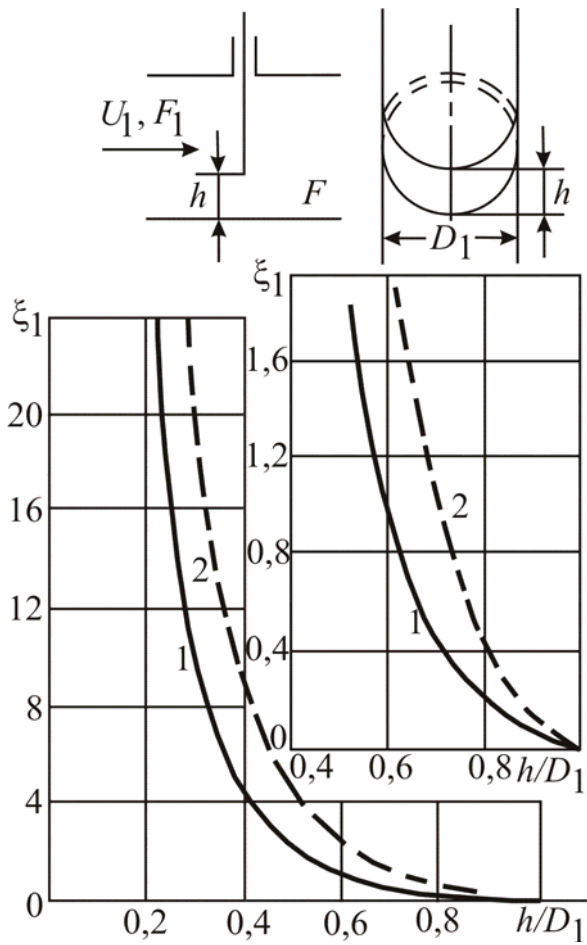


Рис. 6.3. Коэффициент сопротивления задвижки в трубах круглого 1 и прямоугольного 2 сечений

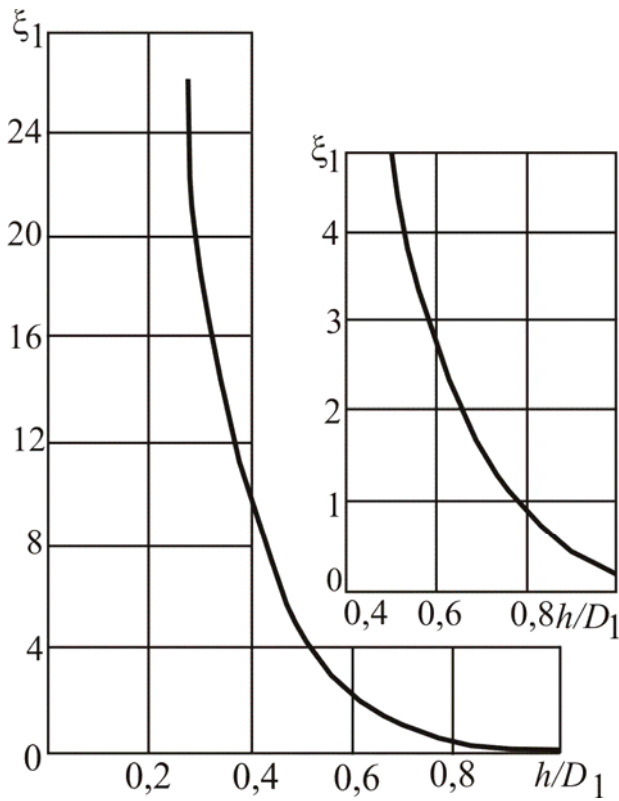
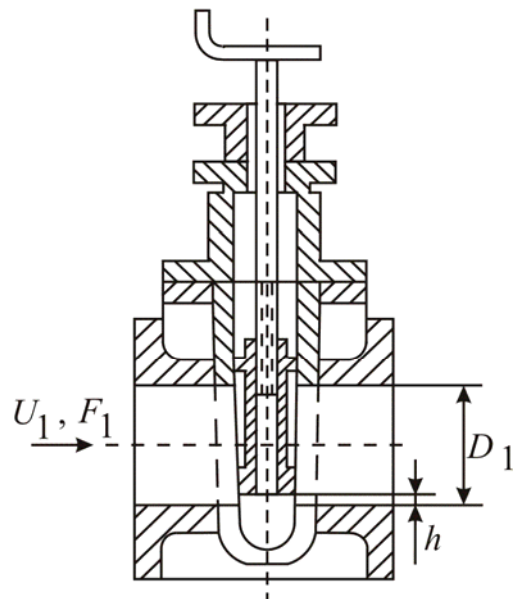


Рис. 6.4. Коэффициент сопротивления параллельной задвижки в круглой трубе



Коэффициент сопротивления для плавного (загругленного) поворота вычисляется по формуле

$$\xi = \xi_0 RB, \quad (6.3.2)$$

где  $\xi_0 = f(R/b)$  – по рис. 6.5, а коэффициент  $B = \varphi(\alpha)$  – по рис. 6.6, в зависимости от угла поворота  $\alpha$  (при  $\alpha = 90^\circ$ ,  $B = 1$ ); коэффициент  $C$  – по рис. 6.7 в зависимости от размеров поперечного сечения  $h$  и  $b$ ;  $b$  – размер, перпендикулярный к плоскости поворота (при круглом или квадратном сечении  $C = 1$ ). Значение  $C$  зависит также от кривизны поворота.

Коэффициент местного сопротивления резкого поворота ( $R_H = R_{BH} = 0$ ) определяется по выражению

$$\xi = 1,2B, \quad (6.3.3)$$

где  $B$  находится по рис. 6.6 в зависимости от угла поворота  $\alpha$ .

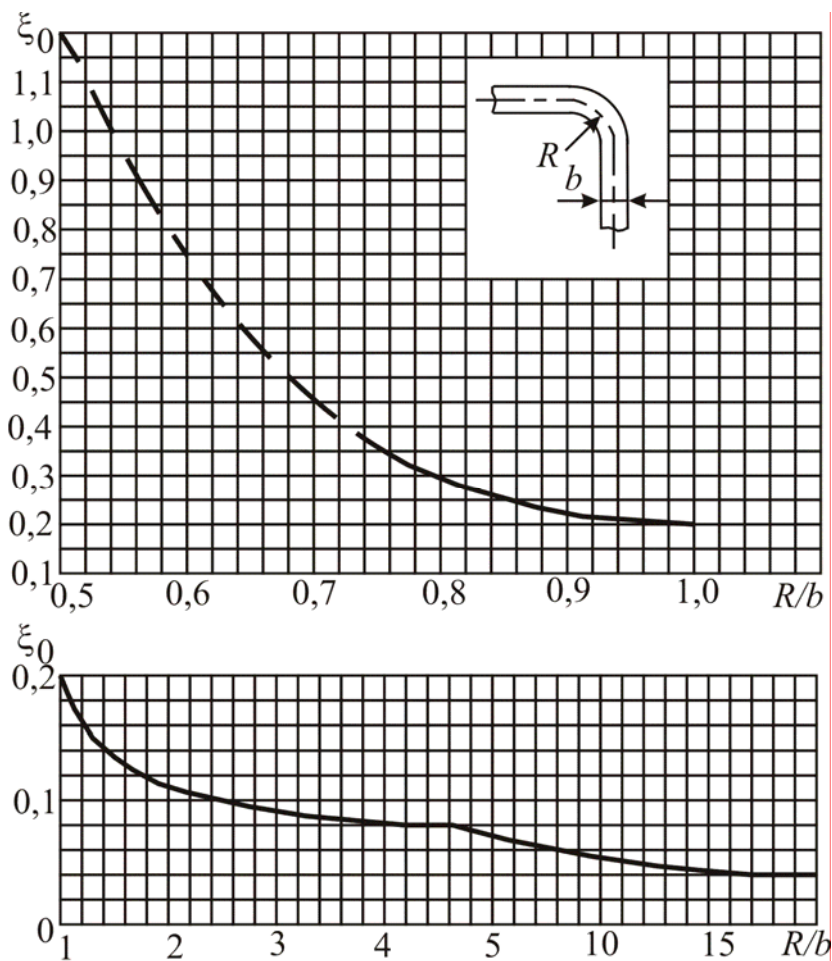


Рис. 6.5. Исходный коэффициент сопротивления плавных поворотов

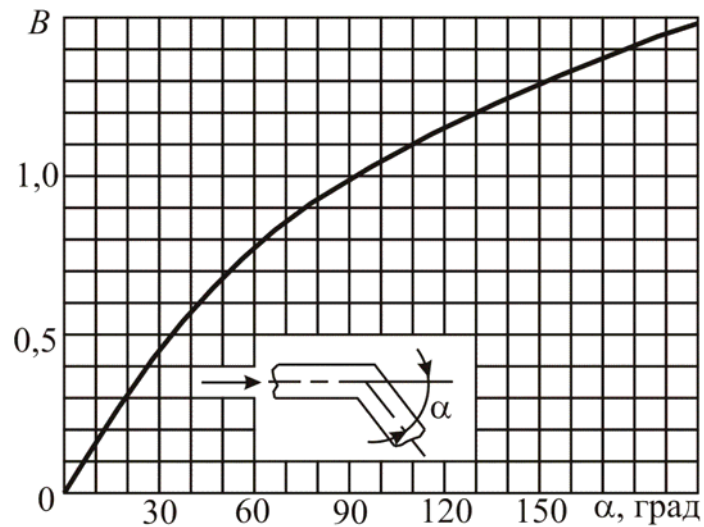


Рис. 6.6. Поправочные коэффициенты к определению  $\xi$  при  $R/b = 3 - 4$

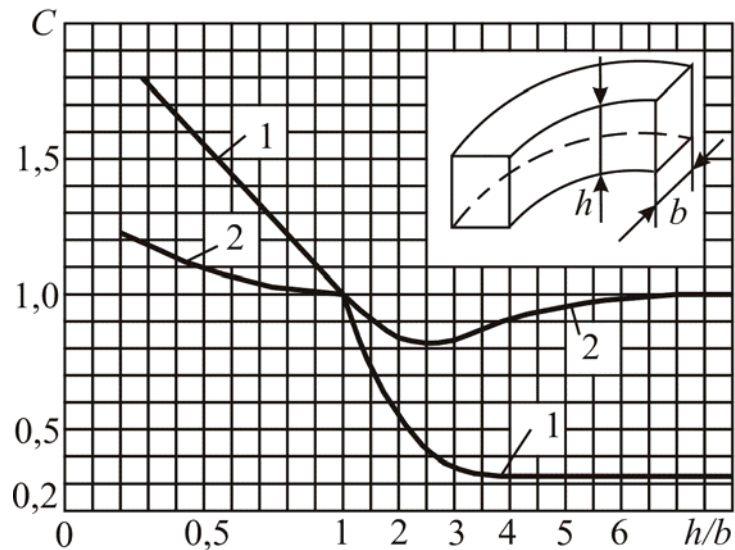


Рис. 6.7. Поправочные коэффициенты к определению  $\xi$  при  $R/b \leq 1,5$

#### 6.4. Обтекание пучков труб

Первоначально рассмотрим поперечное обтекание одиночного цилиндра потоком реальной жидкости. Процессы обтекания и теплообмена цилиндра довольно сложны и в значительной мере зависят от чисел  $Re$ ,  $Pr$ , степени турбулентности потока и других факторов. На лобовой поверхности цилиндра образуется ламинарный пограничный слой, толщина которого меняется по периметру обтекания. При малых числах  $Re$  цилиндр обтекается плавно, без отрыва. С ростом  $Re$  ламинарный пограничный слой отрывается от поверхности в миделевой части цилиндра и за цилиндром образуется



вихревой след. Полное сопротивление поперечно-обтекаемых тел определяется действием сил трения и давления. При малых числах  $Re$  равнодействующая сила давления незначительна и сопротивление определяется в основном силами трения.

Для расчета коэффициента трения при поперечном обтекании круглого цилиндра используется формула [78]

$$30 \leq Re \leq 10^4, C_f = 4Re^{-0,5}. \quad (6.4.1)$$

Обтекание трубы в пучке отличается от обтекания одиночной трубы, поскольку на нее оказывают воздействие трубы рядом расположенные. Между соседними трубами в отдельном поперечно-обтекаемом ряду образуются сужения, что является дополнительным фактором изменения градиента давления. Если для одиночной трубы распределение коэффициента давления  $\bar{P}$  ( $\bar{P} = 2\Delta p / (\rho U_\infty^2)$ ) по поверхности находится в пределах от 1,0 до  $-(3,0 \dots 4,0)$ , то для пучка труб этот интервал находится в пределах от 1,0 до  $-(0,5 \dots 1,5)$ . Следовательно, обтекание пучка труб глубинного ряда характеризуется меньшим градиентом давления по сравнению с одиночной трубой.

Пучки труб (рис. 6.8) возбуждают сильно развитую турбулентность в пограничном слое трубы, аналогично турбулизирующей решетке, и лишь на небольшой части лобовой ее поверхности течение в пограничном слое остается ламинарным. Однако и в этом случае ламинарный участок пограничного слоя возмущен проникающими турбулентными пульсациями из внешнего потока. Кроме того, возмущающими факторами, влияющими на гидродинамическую структуру пограничного слоя на поверхности трубы, могут быть: неравномерность потока, градиент давления, кривизна и шероховатость поверхности, акустические волны и т.д.

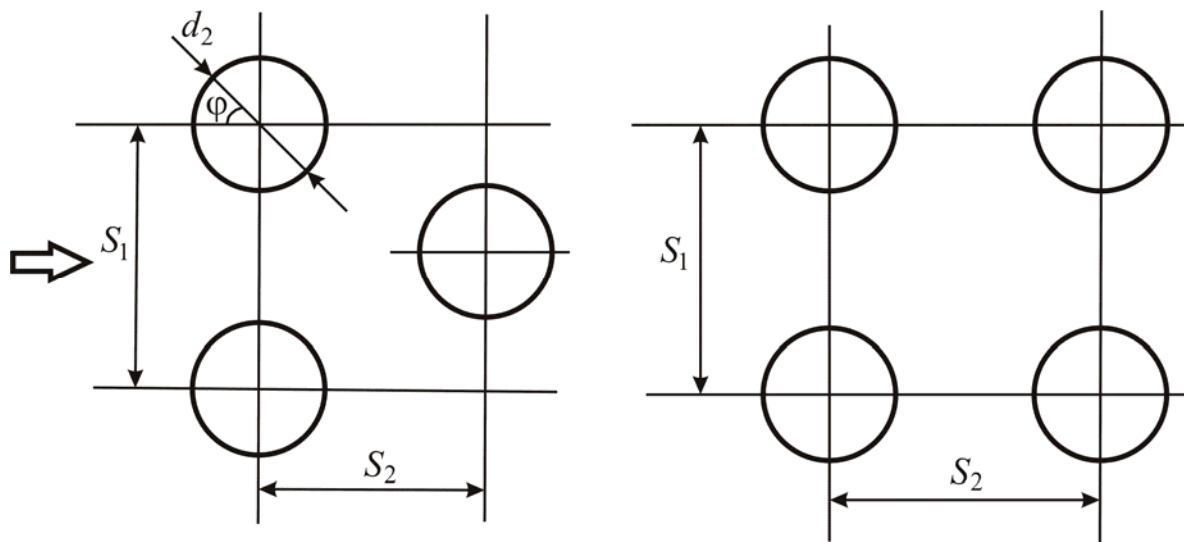


Рис. 6.8. Шахматные и коридорные пучки труб

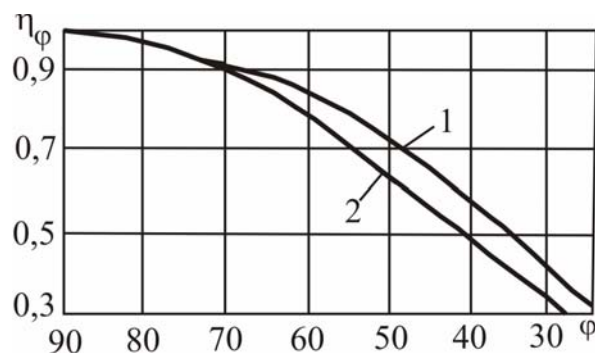
Перепад давления, обусловленный сопротивлением трения и формы пучка труб, определяется по выражению, Па [78]:

$$\Delta p = \eta_{\phi} \eta_{\Delta} (\xi / \chi) \chi^{0,5} \rho \bar{U}_m^2 z / 2, \quad (6.4.2)$$

где  $\bar{U}_m$  – скорость в узком сечении пучка, м/с;  $\eta_{\phi}$  – коэффициент, учитывающий угол атаки  $\phi$  пучка труб  $\eta_{\Delta}$  и определяемый по рис. 6.9;  $\eta_{\Delta}$  – коэффициент, учитывающий шероховатость (рассматриваются абсолютно гладкие трубы  $\eta_{\Delta}=1$ );  $\chi$  – формпараметр, зависящий от  $a_1$  и  $b$ ;  $a_1 = S_1 / d_2$ ;  $b = S_2 / d_2$ ; отношение  $(\xi / \chi)$  определяется по номограммам [78] (рис. 6.10, 6.11), множитель  $\chi$  – по вспомогательному графику, не приведенному в данной работе, в зависимости от комплекса  $(a_1 - 1) / (b - 1)$ . Если  $a_1 = b = 2$ , то  $(a_1 - 1) / (b - 1) = 1$ ;  $\chi = 1$  и  $z = 1$ .

Для реального теплообменника полученное значение  $\Delta p$  (6.4.2) надо умножить на число рядов труб.

Рис. 6.2. Поправочный коэффициент  $\eta_{\phi}$  для шахматных (1) и коридорных (2) пучков труб



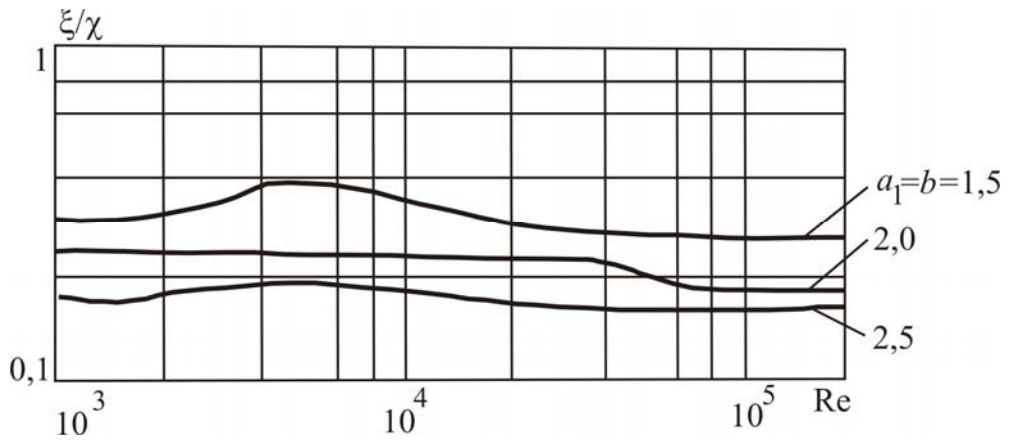


Рис. 6.10. Номограмма для определения коэффициента сопротивления коридорных пучков труб

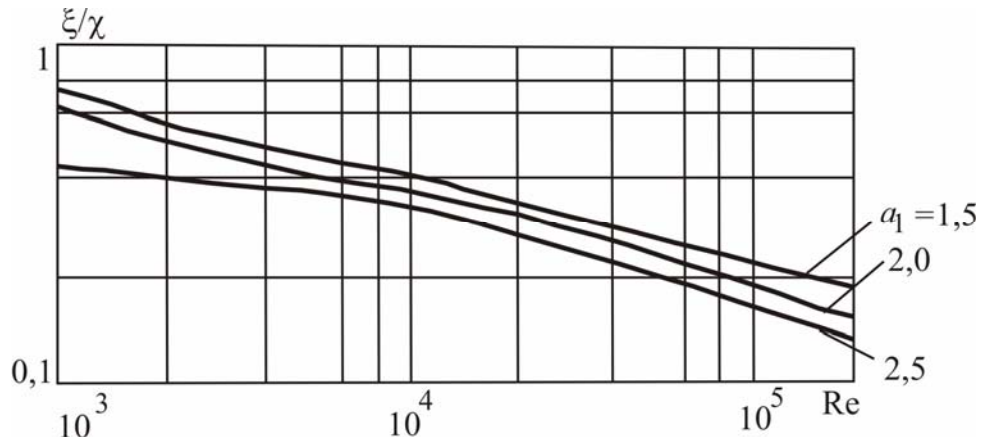


Рис. 6.11. Номограмма для определения коэффициента сопротивления шахматных пучков труб

При поперечном обтекании используются также формулы:

– коридорные пучки:

$$Eu = b(3 + 4,5m) \left( \frac{S_1}{d_2} \right)^{-0,23} Re^{-0,26}; \quad (6.4.3)$$

– шахматные пучки:

при  $\frac{S_1}{d_2} < \frac{S_2}{d_2}$ , 
$$Eu = b(2 + 3,3m) Re^{-0,28}; \quad (6.4.4)$$

$$\text{при } \frac{S_1}{d_2} > \frac{S_2}{d_2}, \quad \text{Eu} = b(2,7 + 1,7m)\text{Re}^{-0,28}, \quad (6.4.5)$$

где  $\text{Eu} = \Delta P / \rho \bar{U}_m^2$  – число Эйлера;  $m$  – число рядов труб в пучке в направлении движения потока;  $d_2$  – наружный диаметр трубы;  $S_1$  и  $S_2$  – продольные и поперечные шаги (рис. 6.8); число Рейнольдса  $\text{Re} = \bar{U}_m d_2 / \nu$ .

Поправочный коэффициент  $b$  зависит от угла атаки  $\varphi$ .

$\varphi$ °	90	80	70	60	50	40	30	10
$b$	1,0	1,0	0,95	0,83	0,69	0,53	0,38	0,15

Гидравлическое сопротивление при поперечном обтекании пучков витых труб обобщены в виде функции  $\text{Eu} = f(\text{Re})$  [69].

Для  $S/d = 12,2$  при  $\text{Re} = 10^3 - 4,7 \cdot 10^3$

$$\text{Eu} = 1,9, \quad (6.4.6)$$

где  $S/d$  – шаг закрутки труб в пучке.

При  $\text{Re} = 4,7 \cdot 10^3 - 3 \cdot 10^4$

$$\text{Eu} = 8\text{Re}^{-0,17}. \quad (6.4.7)$$

Для  $S/d = 6,1$  при  $\text{Re} = 10^3 - 3,7 \cdot 10^3$

$$\text{Eu} = 2,0. \quad (6.4.8)$$

При  $\text{Re} = 3,7 \cdot 10^3 - 3 \cdot 10^4$

$$\text{Eu} = 5,78\text{Re}^{-0,13}. \quad (6.4.9)$$

### 6.5. Гидравлическое сопротивление каналов с элементами интенсификации

Одним из путей повышения экономичности теплообменных аппаратов и энергоустановок – совершенствование контактных элементов с помощью эффективных способов интенсификации теплообменных и гидромеханических процессов. Посредством интенсификации увеличиваются потоки тепла и массы, и, соответственно, уменьшаются габариты аппаратов и энергозатраты на проведение процесса. Например, повышение эффективности контактных устройств в ректификационных колоннах позволяет проводить процесс разделения при меньшем флегмовом числе, что

дает снижение расхода теплоносителей. Однако следует иметь в виду, что практически все методы интенсификации требуют дополнительных затрат энергии, поэтому в каждом конкретном случае необходим технико-экономический анализ технических решений.

Особенность задачи интенсификации конвективного теплообмена теплообменных аппаратах заключается в том, что иногда происходит опережающий рост гидравлического сопротивления по сравнению с увеличением теплоотдачи. Известны [38, 54, 63, 69, 70, 87, 122, 169, 187, 196, 232, 233, 254, 266, 267] многочисленные исследования гидравлического сопротивления каналов с элементами интенсификации (шероховатость стенок, кольцевые накатки, оребрение, сферические углубления, закрутка потока и т.п.).

На рис. 6.12 приведена зависимость отношения коэффициентов гидравлического сопротивления от числа  $Re$  каналов с полусферическими лунками и с гладкими стенками.

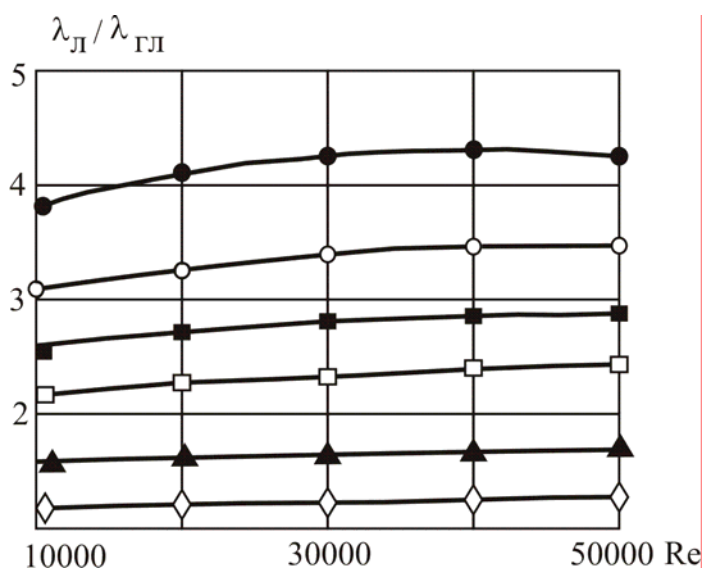


Рис. 6.12. Зависимость отношения коэффициентов гидравлического сопротивления от числа  $Re$ :

□, ■ – одностороннее расположение лунок с гладкими и острыми лунками; ○, ● – двухстороннее расположение лунок с гладкими и острыми кромками; ◆ – одностороннее расположение лунок с гладкими кромками; ▲ – двухстороннее расположение лунок с острыми кромками ( $h/d = 0,5$ ;  $H/d = 0,1$ )

В табл. 6.3 даны результаты по гидравлическому сопротивлению в трубах с кольцевой накаткой, где  $\bar{\lambda}$  – отношение коэффициента сопротивления каналов с элементами интенсификации к  $\lambda$  гладкого канала.

Т а б л и ц а 6.3

**Гидравлическое сопротивление в трубах с кольцевой накаткой по отношению к гладкой трубе**

$D_1/D_2$	$Re = 10^4$	$Re = 2 \cdot 10^4$	$Re = 4 \cdot 10^4$	$Re = 10^5$	$Re = 2 \cdot 10^5$	$Re = 4 \cdot 10^5$
	$\bar{\lambda}$					
$\Delta x / D_2 = 0,25$						
1	1	1	1	1	1	1
0,99	1,45	1,36	1,32	1,20	1,20	1,17
0,98	1,88	1,72	1,72	1,62	1,60	1,50
0,97	2,36	2,20	2,20	2,15	2,08	2,05
0,96	2,84	2,76	2,74	2,68	2,74	2,70
0,95	3,28	3,30	3,35	3,22	3,40	3,50
0,94	3,80	3,85	4,10	4,15	4,20	4,45
0,93	4,20	4,36	4,86	5,20	5,15	5,45
0,92	4,70	5,00	5,66	6,24	6,18	6,60
0,91	5,20	5,60	6,40	7,36	7,40	7,80
0,90	5,80	6,30	7,16	8,22	8,80	9,08
0,89	6,32	7,10	8,10	9,20	10,30	10,56
0,88	–	–	–	–	–	–
$\Delta x / D_2 = 0,5$						
0,99	1,34	1,12	1,16	1,20	1,20	1,08
0,98	1,68	1,40	1,40	1,48	1,45	1,37
0,97	2,04	1,70	1,80	1,81	1,88	1,73
0,96	2,40	2,10	2,30	2,36	2,50	2,25
0,95	2,90	2,90	3,04	3,05	3,22	2,97
0,94	3,45	3,60	3,80	3,90	4,08	3,81
0,93	4,00	4,50	4,60	5,00	4,92	4,80
0,92	4,70	5,30	4,45	6,16	5,90	5,78
0,90	6,30	7,20	7,28	8,56	8,13	8,30
0,89	7,30	8,20	8,50	9,90	9,65	9,80
0,88	8,50	9,23	10,10	11,50	10,50	11,60

На рис. 6.13 даны зависимости  $\lambda = f(\text{Re})$  для труб со вставками из проволочных спиралей, а в табл. 6.4 – их геометрические характеристики.

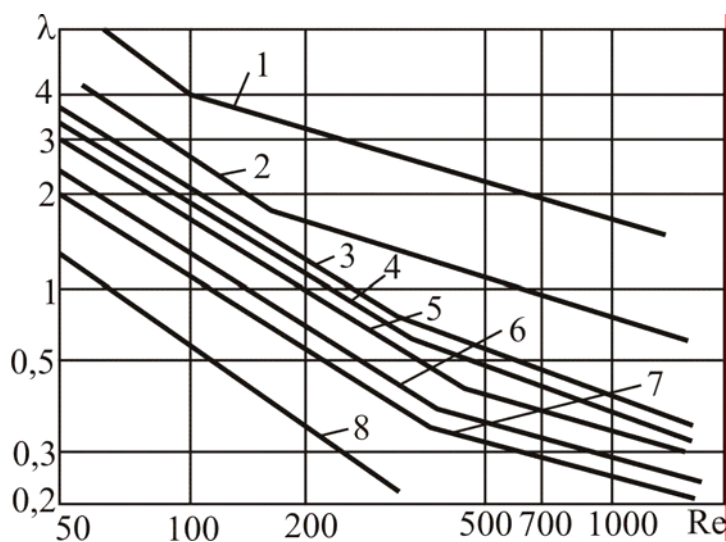


Рис. 6.6. Влияние числа Рейнольдса на гидравлическое сопротивление в трубах с проволочными вставками:

- 1 –  $d/D = 0,171$ ,  $S/D = 0,714$ ;
- 2 –  $d/D = 0,171$ ,  $S/D = 0,786$ ;
- 3 –  $d/D = 0,171$ ,  $S/D = 2,86$ ;
- 4 –  $d/D = 0,171$ ,  $S/D = 4,3$ ;
- 5 –  $d/D = 0,107$ ,  $S/D = 1,786$ ;
- 6 –  $d/D = 0,0857$ ,  $S/D = 1,786$ ;
- 7 –  $d/D = 0,0714$ ,  $S/D = 1,786$ ;
- 8 – гладкая труба

Т а б л и ц а 6.4

**Геометрические характеристики труб со спирально-винтовыми проволочными вставками**

Номер трубы	Диаметр проволоки $h_S$ , мм	Шаг навивки $S$ , м	Относительная высота шероховатости $d/D$	Относительный шаг $S/D$
1	2,4	0,01	0,65	0,714
2	2,4	0,025	0,65	1,786
3	2,4	0,04	0,65	2,86
4	2,4	0,06	0,65	4,3
5	1,5	0,025	0,78	1,786
6	1,2	0,025	0,83	1,786
7	1,0	0,025	0,86	1,786

Обобщение экспериментальных данных представлено в виде расчетных уравнений

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}} \exp\left[-(S/D)^{0,5}\right] \exp\left[5,5(d/D)^{0,4}\right] \text{ при } \text{Re} < \text{Re}^*, \quad (6.5.1)$$

$$\lambda = 530 \text{Re}^{-0,36} (d/D)^{1,4} \exp\left[-(S/D)^{0,65}\right] \text{ при } \text{Re} > \text{Re}^*, \quad (6.5.2)$$

где  $\text{Re}^* = 415(S/D)^{0,73} \exp(-7,8d/D)$  – критическое число Рейнольдса.

Область применения зависимостей (6.5.1) и (6.5.2):  
 $S/D = 0,71 - 4,3$ ;  $d/D = 0,071 - 0,17$ .

Находят применение контактные устройства с закрученными одно- и двухфазными потоками. По конструктивному исполнению закручивающие устройства (завихрители) подразделяются на два типа: осевые и тангенциальные. К осевым завихрителям относятся: ленточные, шнековые и лопаточные.

Скрученная лента или шнек могут устанавливаться или на всей высоте контактной трубки, или в виде контактных вставок с некоторыми интервалами. Обычно при  $\theta \leq 45^\circ$  завихрители выполняются в виде скрученной ленты, а при  $\theta > 45^\circ$  – в виде шнека. Скрученная лента или шнек имеют постоянный шаг и обеспечивают постоянную закрутку потока по высоте трубы.

Угол закрутки записывается как

$$\theta = \text{arctg} \frac{\pi d}{S_{\text{ЛЗ}}}, \quad (6.5.3)$$

где  $d$  – внутренний диаметр трубы, м;  $S_{\text{ЛЗ}}$  – шаг витка ленты, м.

Для гомогенного потока перепад давления записывается аналогично (6.1.1)

$$\Delta p = \lambda_3 \frac{H}{d_3} \frac{\rho U_{\text{ср}}^2}{2}, \quad (6.5.4)$$

где  $H$  – длина трубы, м;  $U_{\text{ср}}$  – средняя осевая скорость, м/с.

Эквивалентный диаметр для канала с ленточным завихрителем

$$d_3 = \frac{(\pi d - 4\delta_{\text{ЛН}})d}{\pi d + 2d}, \quad (6.5.5)$$



где  $\delta_{\text{лн}}$  – толщина ленты, м.

В зависимости от критического значения числа Рейнольдса

$$\text{Re}_{\text{кр}} = 2300 + 87000(d/S_{\text{лз}})^{1,16}, \quad (6.5.6)$$

расчет коэффициентов сопротивления можно выполнить по уравнениям Щукина при  $\text{Re} \leq \text{Re}_{\text{кр}}$ :

$$\lambda_3 = \frac{6,34}{\text{Re}^{0,474}} \left( \frac{d}{d_3} \right)^{0,263} + \frac{25,6}{\text{Re}}. \quad (6.5.7)$$

При турбулентном режиме  $\text{Re} > \text{Re}_{\text{кр}}$

$$\lambda_3 = \frac{0,705}{\text{Re}^{0,28}} \left( \frac{d}{d_3} \right)^{0,09} + 0,009 \left( \frac{d}{d_3} \right)^{0,65}, \quad (6.5.8)$$

где  $\text{Re} = U_{\text{ср}} d_3 / \nu$ ;  $d_3$  – диаметр кривизны спирального канала,

$$\frac{d_3}{d} = \frac{1}{2} + \frac{2}{\pi^2} \left( \frac{S_{\text{лз}}}{d} \right)^2. \quad (6.5.9)$$

Зависимость для  $\lambda_3$  справедлива при  $\frac{S_{\text{лз}}}{d} = 3,6 \dots 22$ .

## 6.6. Сопротивление при внешнем обтекании некоторых тел

Основная цель при решении подобных задач – определение сил, действующих на тело: силы сопротивления движению, подъемной силы, нагрузки на сооружения и т.п. Как правило, внешняя задача решается на основе сочетания аналитических, экспериментальных и численных методов.

На тело, помещенное в однородный поток жидкости, действует сила  $F = (Fx, Fy, Fz)$ , направление которой в общем случае не совпадает с направлением скорости жидкости  $U_{\infty}$  (рис. 6.14).

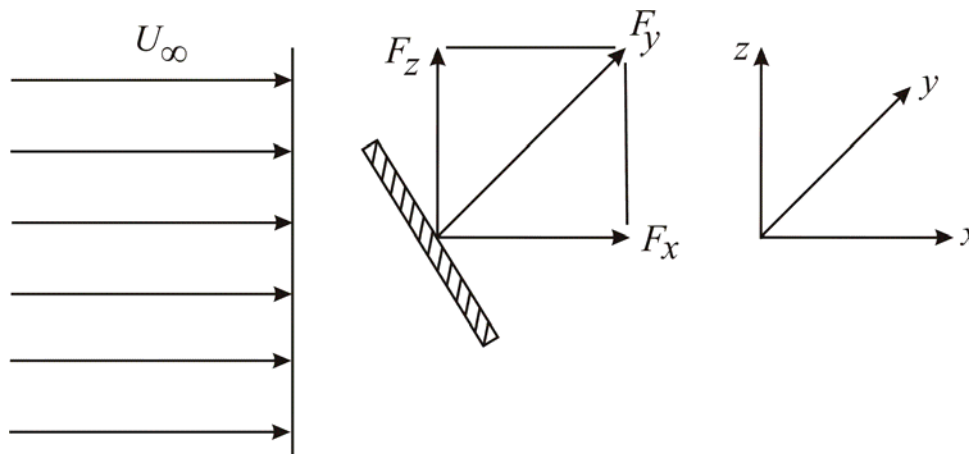


Рис. 6.14. Силы, действующие на тело

Проекции силы  $F$  на координатные оси называют:  $F_x$  – сила сопротивления;  $F_y$  – боковая сила;  $F_z$  – подъемная сила.

Сила сопротивления  $F_x$  обусловлена как вязким касательным напряжением, действующим на поверхность тела со стороны потока, так нормальными напряжениями. Первую часть силы сопротивления называют *сопротивлением трения*, а вторую – *сопротивлением формы* или *сопротивлением давления*. Эти силы записывают в виде

$$F_x = c_x \frac{\rho U_\infty^2}{2} S, \quad (6.6.1)$$

$$F_y = c_y \frac{\rho U_\infty^2}{2} S, \quad (6.6.2)$$

$$F_z = c_z \frac{\rho U_\infty^2}{2} S, \quad (6.6.3)$$

где  $c_x, c_y, c_z$  – безразмерные коэффициенты силы сопротивления, давления (боковой силы) и подъемной силы;  $S$  – площадь проекции обтекаемого тела в направлении обтекания потоком,  $\text{м}^2$ .

Обтекание дисперсных частиц при различных режимах движения рассмотрено в главе 5, а обтекание пучка труб – в разделе 6.3.

В табл. 6.5 представлены значения коэффициентов  $c_x$  при обтекании различных тел. Эти коэффициенты могут использоваться при расчете ветровой нагрузки зданий и сооружений [50].

**Значение коэффициентов  $c_x$  различных профилей поперечных течений**

Профиль								
Значение $c_x$	2,00	2,00	2,18	1,20	1,83	2,00	2,00	2,40
Профиль								
Значение $c_x$	1,50	0,70	1,75	1,10	1,20	1,90	2,00	1,60
Профиль								
Значение $c_x$	1,85	2,20	1,90	0,50	2,05	0,87	2,00	2,00

**6.7. Перепад давления при движении газожидкостных смесей в трубах**

Режимы течения газожидкостных потоков в трубах различаются по характеру движения каждой из фаз и по структуре смеси. При течении жидкости, смачивающей поверхность трубы, на стенке формируется жидкий слой, а газ (пар) движется в ядре потока. При отсутствии смачивания картина течения меняется: газ или пар прорывается между стенкой трубы и струями жидкости, а значительная часть жидкости оттесняется в ядро потока.

Схема последовательного изменения структуры потока по мере увеличения газо(паро)содержания показана на рис. 6.15 [120].

При малых газосодержаниях имеет место пузырьковый режим движения газа, и далее, по мере увеличения газосодержания, наблюдаются: эмульсионный – с сильным взаимодействием газовых пузырей; снарядный – движение газа в виде вытянутых цилиндров диаметром, близким к диаметру трубы; дисперсно-кольцевой – движение пленки жидкости по стенке и газа в центре с распыленными каплями.

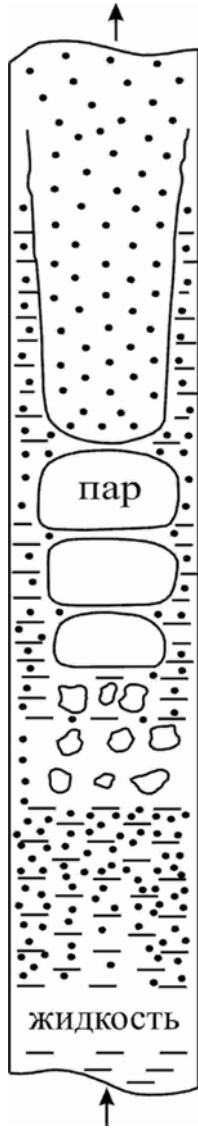


Рис. 6.15. Изменение структуры потока по мере увеличения газо(паро)содержания

При стационарном движении в круглой трубе часто используется соотношение [120]

$$\left(-\frac{dp}{dx}\right)_{\Gamma-ж} \left(-\frac{dp}{dx}\right)_{ж}^{-1} = (1-\varphi)^{-n}, \quad (6.7.1)$$

или

$$\frac{\Delta p_{\Gamma-ж}}{\Delta p_{ж}} = (1-\varphi)^{-n}, \quad (6.7.2)$$

где  $\Delta p_{\Gamma-ж}$  – перепад давления при движении газожидкостной смеси;  $\Delta p_{ж}$  – перепад давления в случае однофазного течения;  $\varphi$  – истинное объемное газосодержание;  $n \approx 2$ .

Из этих выражений следует, что гидравлическое сопротивление всегда больше при двухфазном течении. Здесь в качестве масштаба принимается значение гидродинамического сопротивления жидкости, когда она заполняет весь канал и течет в нем со средней расходной скоростью, равной  $U_{ж}$ . Эта характеристика была введена в работах Мартинелли, Арманда и Кутателадзе.

При расчетах течения газожидкостных потоков в канал используется понятие расходного объемного газосодержания

$$\beta = \frac{U_{\Gamma}}{U_{ж} + U_{\Gamma}} = \frac{U_{\Gamma}}{U_{см}}. \quad (6.7.3)$$

Относительная скорость движения фаз смеси и ее истинное и расходное газосодержание связаны соотношениями

$$U_{от} = U_{\Gamma} - U_{ж} = \frac{U_{\Gamma}}{\varphi} - \frac{U_{ж}}{1-\varphi} = U_{см} \frac{\beta/\varphi - (1-\beta)}{1-\varphi}, \quad (6.7.4)$$

$$U_{\Gamma} = U_{\text{см}} + (1 - \varphi)U_{\text{от}}, \quad (6.7.5)$$

$$\beta / \varphi = 1 + (1 - \varphi) \frac{U_{\text{от}}}{U_{\text{см}}}. \quad (6.7.6)$$

При снаряжном режиме известны формулы

$$U_{\Gamma} = 1,2U_{\text{см}} + 0,35\sqrt{dg\Delta\rho}, \quad (6.7.7)$$

$$\beta / \varphi = 1,2 + 0,35\text{Fr}_{\text{см}}^{-0,5}, \quad (6.7.8)$$

где  $d$  – внутренний диаметр трубы, м;  $\overline{\Delta\rho} = 1 - \rho_{\Gamma} / \rho_{\text{ж}}$ .

Число Фруда для смеси

$$\text{Fr}_{\text{см}} = \frac{U_{\text{см}}^2}{dg\Delta\rho}. \quad (6.7.9)$$

Из приведенных выражений следует, что

$$\varphi = \frac{0,83\beta\text{Fr}_{\text{см}}^{0,5}}{0,29 + \text{Fr}_{\text{см}}^{0,5}}. \quad (6.7.10)$$

При  $\text{Fr}_{\text{см}} \ll 1$  имеем  $\varphi \approx 0,83\beta$  ( $\beta < 0,9$ ).

## **6.8. Гидравлические характеристики аппаратов с пористыми, зернистыми слоями и насадками**

### *Характеристики зернистых и насадочных слоев*

При проведении многих химико-технологических процессов происходит движение жидкостей через неподвижные слои материалов, состоящих из отдельных элементов [9, 16, 74, 81, 189, 262, 270].

Форма и размеры элементов зернистых слоев весьма разнообразны: мельчайшие частицы слоев осадка на фильтрах, гранулы, таблетки и кусочки катализаторов или адсорбентов, крупные насадочные тела (в виде колец, седел и т.п.), применяемые в адсорбционных, абсорбционных и ректификационных колоннах. При этом зернистые слои могут быть

*монодисперсными* или *полидисперсными* в зависимости от того, одинаковы или различны по размеру частицы того же слоя.

При движении жидкости через зернистый слой, когда поток полностью заполняет свободное пространство между частицами слоя, можно считать, что жидкость одновременно обтекает отдельные элементы слоя и движется внутри каналов неправильной формы, образуемых пустотами и порами между элементами. Изучение такого движения составляет смешанную задачу гидродинамики.

Зернистый слой характеризуется размером его частиц, а также удельной поверхностью и долей свободного объема.

*Удельная поверхность*  $a$  ( $\text{м}^2/\text{м}^3$ ) представляет собой поверхность элементов, или частиц материала, находящихся в единице объема, занятого слоем.

*Доля свободного объема*, или *порозность*  $\varepsilon$ , выражает объем свободного пространства между частицами в единице объема, занятого слоем.

Если  $V_{\text{сл}}$  – общий объем, занимаемый зернистым слоем, и  $V_0$  – объем, занимаемый самими элементами, или частицами, образующими слой, то  $\varepsilon = (V_{\text{сл}} - V_0)/V_{\text{сл}}$ , т.е. является величиной безразмерной.

Пусть поперечное сечение аппарата, заполненного зернистым слоем, составляет  $S$  ( $\text{м}^2$ ), а высота слоя равна  $H$  (м). Тогда объем слоя  $V_{\text{сл}} = SH$  и объем  $V_0 = SH(1 - \varepsilon)$ . Соответственно свободный объем слоя  $V_{\text{св}} = SH\varepsilon$ , а поверхность частиц, равная поверхности образуемых ими каналов, составляет  $SHa$ .

Для того, чтобы определить величину суммарного сечения каналов слоя, или величину свободного сечения слоя, необходимую для вычисления  $d_3$ , надо разделить свободный объем слоя  $V_{\text{св}}$  на длину каналов. Однако их длина не одинакова и должна быть усреднена. Если средняя длина каналов превышает общую высоту слоя в  $\alpha_{\text{к}}$  раз, то средняя длина каналов равна  $\alpha_{\text{к}}H$ , а свободное сечение слоя составляет  $SH\varepsilon/\alpha_{\text{к}}H = S\varepsilon/\alpha_{\text{к}}$ , где  $\alpha_{\text{к}}$  – коэффициент кривизны каналов.

Смоченный периметр свободного сечения слоя может быть вычислен делением общей поверхности каналов на их среднюю длину, т.е.  $SHa/\alpha_{\text{к}}H = Sa/\alpha_{\text{к}}$ .

Следовательно, *эквивалентный диаметр* каналов в зернистом слое выразится отношением

$$d_{\text{э}} = \frac{4 \left( \frac{S\varepsilon}{\alpha_{\text{к}}} \right)}{\frac{Sa}{\alpha_{\text{к}}}} = \frac{4\varepsilon}{a}$$

или

$$d_{\text{э}} = \frac{4\varepsilon}{a}, \quad (6.8.1)$$

таким образом, эквивалентный диаметр для зернистого слоя определяется делением учетверенной доли свободного объема на его удельную поверхность.

Эквивалентный диаметр  $d_{\text{э}}$  может быть выражен также через размер частиц, составляющих слой. Пусть в  $1 \text{ м}^3$ , занимаемом слоем, имеется  $n$  частиц. Объем самих частиц равен  $(1 - \varepsilon)$ , а их поверхность составляет  $a$ .

Средний объем одной частицы

$$v_{\text{ч}} = \frac{1 - \varepsilon}{n} = \frac{\pi d^3}{6},$$

а ее поверхность

$$F_{\text{ч}} = \frac{a}{n} = \frac{\pi d^2}{\Phi},$$

где  $d$  – диаметр эквивалентного шара, имеющего тот же объем, что и частица;  $\Phi$  – фактор формы; для шарообразных частиц  $\Phi=1$ .

Тогда отношение поверхности частицы к ее объему

$$\frac{a}{1 - \varepsilon} = \frac{6}{\Phi d},$$

откуда

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\Phi d}. \quad (6.8.2)$$

Подставив значение  $a$  в уравнение (6.8.1), получим

$$d_{\varepsilon} = \frac{2\Phi\varepsilon d}{3(1-\varepsilon)}. \quad (6.8.3)$$

Действительную скорость жидкости в каналах найти очень сложно, поэтому в расчетах целесообразно выразить ее через скорость, условно отнесенную к полному поперечному сечению слоя или аппарата. Эту скорость, равную отношению объемного расхода жидкости ко всей площади поперечного сечения слоя, называют *фиктивной скоростью* и обозначают символом  $w_0$ .

При этом для расчета действительной средней скорости условно пренебрегают кривизной каналов, по которым движется жидкость в слое, т.е. считают среднюю длину каналов равной высоте  $H$  слоя ( $\alpha_k = 1$ ). При этом  $l = H$  суммарное сечение каналов составляет  $SH\varepsilon / H = S\varepsilon$ ; произведение этого сечения на скорость  $w$  в каналах равно объемному расходу, который можно определить также произведением  $S\varepsilon w = Sw_0$ . Соответственно зависимость между действительной средней скоростью  $w$  и фиктивной скоростью  $w_0$  выражается соотношением:

$$w = \frac{w_0}{\varepsilon}. \quad (6.8.4)$$

На самом деле величина  $w$  меньше скорости жидкости в реальных каналах, причем тем в большей степени, чем больше коэффициент кривизны  $\alpha_k$ .

Величина  $\varepsilon$  зависит от соотношения между диаметром  $d$  частиц и диаметром  $D$  аппарата, в котором находится слой. Это связано с так называемым *пристеночным эффектом*: плотность упаковки частиц, прилегающих к стенкам аппарата, всегда меньше, а порозность слоя у стенок всегда выше, чем в центральной части аппарата. Указанное различие порозности тем значительнее, чем больше величина отношения  $d/D$ . Так, при  $d/D = 0,25$ , т.е. когда диаметр аппарата превышает диаметр частиц слоя лишь вчетверо, порозность слоя может быть примерно на 10 % больше, чем в аппарате, в котором влияние стенок пренебрежительно мало.

Вследствие этого при моделировании промышленных аппаратов с зернистым слоем диаметр модели должен превышать диаметр частиц слоя не менее чем в 8–10 раз, т.е. на порядок.



### *Перепад давления зернистого слоя*

Гидравлическое сопротивление, оказываемое слоем зернистого поглотителя при прохождении через него потока, выражается разностью давлений до и после слоя. Для случая, когда поток протекает через неподвижный слой зернистого поглотителя, этот перепад давления  $\Delta p$  определяют по формуле

$$\Delta p = \frac{3}{4} \lambda \frac{H \rho_c (1 - \varepsilon_{св}) w_0^2}{\Phi d_{пр}^3 \varepsilon_{св}^3}, \quad (6.8.5)$$

где  $\lambda$  – коэффициент гидродинамического сопротивления;  $H$  – высота слоя;  $\rho_c$  – плотность среды;  $\varepsilon_{св}$  – порозность, или доля свободного объема (отношение объема свободного пространства между частицами к объему, занятому слоем);  $w_0$  – фиктивная скорость потока, рассчитываемая как отношение объемного расхода движущейся среды ко всей площади поперечного сечения слоя;  $\Phi$  – коэффициент формы (отношение поверхности шара, имеющего такой же объем, что и частицы неправильной формы, к действительной поверхности частицы);  $\Phi = F_{ш} / F_{ч}$  ( $F_{ш}$  – поверхность шара, имеющего тот же объем, что и данная частица с поверхностью  $F_{ч}$ ); значение  $\Phi$  находят по справочнику; для большинства частиц неправильной формы в среднем можно принять  $\Phi=0,9$ ;  $d_{пр}$  – приведенный диаметр, если форма частицы в слое отличается от шарообразной:

$$d_{пр} = \sqrt[3]{\frac{6V_{ч}}{\pi}}, \quad (6.8.6)$$

$V_{ч}$  – объем рассматриваемой частицы, м<sup>3</sup>.

Коэффициент сопротивления  $\lambda$  является функцией критерия Рейнольдса, его находят по формулам в зависимости от характера движения потока:

$$\text{при } Re < 50, \lambda = \frac{220}{Re}; \quad (6.8.7)$$

$$\text{при } Re = 50 \div 7200, \lambda = \frac{11,6}{Re^{0,25}}; \quad (6.8.8)$$

$$\text{при } Re > 7200, \lambda = 1,26. \quad (6.8.9)$$

Критерий Рейнольдса в данном случае определяется по формуле

$$Re = \frac{w_0 d_{\text{экв}} \rho_c}{\mu} = \frac{w_0 d_{\text{экв}}}{\nu}. \quad (6.8.10)$$

Здесь  $d_{\text{экв}}$  – эквивалентный диаметр частиц. Для частиц любой формы зернистого слоя с диаметром  $d$  и длиной  $l$  эквивалентный диаметр

$$d_{\text{экв}} = 0,6 \frac{dl}{d/l + l}. \quad (6.8.11)$$

Существуют также эмпирические приближенные формулы для определения гидравлического сопротивления слоя зернистых материалов потоку воздуха общего вида:

$$\Delta p = AHw_0^n. \quad (6.8.12)$$

Величины  $A$  и  $n$  зависят от рода зернистого материала. Для активного угля марки АР при  $H$ , м;  $w_0$ , м/мин

$$\Delta p = 2,68Hw_0^{1,43}, \text{ кг/м}^2. \quad (6.8.13)$$

Гидравлическое сопротивление зернистого слоя, движущегося без нарушений контакта между отдельными зернами, подчиняется тем же законам, что и сопротивление неподвижного слоя. Однако доля свободного объема в движущемся слое несколько увеличивается по сравнению с долей свободного объема в неподвижном слое. Поэтому при прочих равных условиях гидравлическое сопротивление движущегося слоя довольно значительно уменьшается в сравнении с сопротивлением неподвижного слоя той же высоты.

При ориентировочных расчетах гидравлическое сопротивление движущегося слоя можно принимать

$$\Delta p' = (0,8 \div 0,9) \Delta p,$$

где  $\Delta p$  – потеря давления при прохождении потока через неподвижный слой зернистого поглотителя.

Гидравлическое сопротивление псевдооживленного слоя зернистого материала в интервале скорости псевдооживления  $w'$  и уноса  $w_y$ , оставаясь практически постоянным, может быть определено по формуле (6.8.5), подставляя скорость псевдооживления  $w'$ .

Гидравлическое сопротивление неподвижного слоя мелкозернистой насадки при восходящем потоке газожидкостной смеси (например, в реакторе) вычисляется по выражению [221]:

$$\Delta p = \rho_{\text{ж}} g H + \frac{Ha}{\varepsilon} \left( \lambda_{\text{ст}} + \frac{1,75 w_0}{\text{Re}_{\text{ж}} u_{\text{ж}}} \right) \frac{\rho_{\text{ж}} u_{\text{ж}}^2}{2}, \quad (6.8.14)$$

где  $\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{u_{\text{ж}} d_{\text{э}}}{\nu_{\text{ж}}}$  – число Рейнольдса по жидкой фазе;  $\lambda_{\text{ст}}$  – коэффициент сопротивления зернистого слоя

$$\lambda_{\text{ст}} = \frac{40}{\text{Re}_{\text{ж}}} + \frac{2,26}{\text{Re}_{\text{ж}}^{0,5}} + 0,46. \quad (6.8.15)$$

Данные выражения получены при  $w_0 = 0,05 \dots 0,8$  м/с и  $u_{\text{ж}} = 0,003 \dots 0,025$  м/с.

### ***Аппараты с насадками***

Перепад давления в насадочном аппарате рассчитывается как произведение высоты насадки и величины сопротивления насадочного слоя высотой 1 м

$$\Delta p_{\text{сух}} = \Delta p'_{\text{сух}} H, \quad \Delta p_{\text{ор}} = \Delta p'_{\text{ор}} H. \quad (6.8.16)$$

Сопротивление сухого насадочного слоя  $\Delta p'_{\text{сух}}$  высотой 1 м равно

$$\Delta p'_{\text{сух}} = \lambda \frac{1}{d_{\text{экв}}} \frac{\rho_{\Gamma} (w_0 / \varepsilon_{\text{св}})^2}{2}, \quad (6.8.17)$$

где  $d_{\text{ЭКВ}}$  – эквивалентный диаметр насадки, рассчитываемый по выражению

$$d_{\text{ЭКВ}} = \frac{4\varepsilon_{\text{СВ}}}{a_{\gamma}}. \quad (6.8.18)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления насадочного слоя определяется в зависимости от режима движения потока

$$\text{при } Re < 40 \quad \lambda = \frac{140}{Re}; \quad \text{при } Re > 40 \quad \lambda = \frac{16}{Re^{0,2}}. \quad (6.8.19)$$

Сопротивление орошаемого насадочного слоя высотой 1 м:

$$\Delta p'_{\text{ор}} = \Delta p'_{\text{сух}} 10^{b'q}. \quad (6.8.20)$$

Здесь  $b'$  – коэффициент, значения которого для различных типов насадок приведены в табл. 6.6;  $q$  – плотность орошения,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ .

Т а б л и ц а 6.6

Тип насадки	Кольца Рашига 25 мм	Кольца Рашига 50 мм	Кольца Палля 50 мм	Седла «Инталлокс» 25 мм	Седла «Инталлокс» 50 мм	Седла Берля 25 мм
$b'$	184	169	126	33	28	30

### ***Режимы работы орошаемых насадочных аппаратов***

Насадочные аппараты могут работать в различных гидродинамических режимах. Эти режимы видны из графика (рис. 6.16), выражающего зависимость гидравлического сопротивления орошаемой насадки от фиктивной скорости газа в колонных аппаратах.

Первый режим – *пленочный* – наблюдается при небольших плотностях орошения и малых скоростях газа. Количество задерживаемой в насадке жидкости при этом режиме практически не зависит от скорости газа. Пленочный режим заканчивается в первой переходной точке (точка А, рис. 6.16), называемой точкой подвисяния.

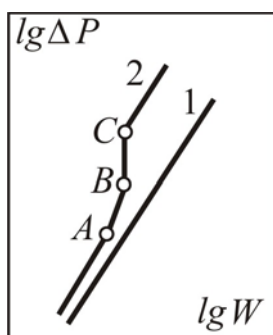


Рис. 6.16. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от скорости газа в колонне ( $L=\text{const}$ ):  
1 – сухая насадка; 2 – орошаемая насадка

Второй режим – *режим подвисяния*. При противотоке фаз вследствие увеличения сил трения газа о жидкость на поверхности соприкосновения фаз происходит торможение жидкости газовым потоком. В результате скорость течения жидкости уменьшается, а толщина ее пленки и количество удерживаемой в насадке жидкости увеличиваются. В режиме подвисяния с возрастанием скорости газа увеличивается смоченная поверхность насадки и соответственно – интенсивность процесса массопередачи. Этот режим заканчивается во второй переходной точке (точка B, рис. 6.16), причем в режиме подвисяния спокойное течение пленки нарушается: появляются завихрения, брызги, т.е. создаются условия перехода к барботажу. Все это способствует увеличению интенсивности массообмена.

Третий режим – *режим эмульгирования*. Возникает в результате накопления жидкости в свободном объеме насадки. Накопление жидкости происходит до тех пор, пока сила трения между стекающей жидкостью и поднимающимся по колонне газом не уравновесит силу тяжести жидкости, находящейся в насадке. При этом наступает обращение, или *инверсия* фаз (жидкость становится сплошной фазой, а газ – дисперсной). Образуется газо-жидкостная дисперсная система, по внешнему виду напоминающая барботажный слой (пену) или газо – жидкостную эмульсию. Режим эмульгирования начинается в самом узком сечении насадки, плотность засыпки которой неравномерна по сечению колонны. Путем тщательного регулирования подачи газа режим эмульгирования может быть установлен по всей высоте насадки. Гидравлическое сопротивление колонны при этом резко возрастает (на рис. 6.16 этот режим характеризуется почти вертикальным отрезком BC).

Режим эмульгирования соответствует максимальной эффективности насадочных колонн, прежде всего за счет увеличения поверхности контакта фаз, которая в этом случае определяется не только (и не столько) геометрической поверхностью насадки, а поверхностью пузырьков и струей газа в жидкости, заполняющей весь свободный объем насадки. Однако при

работе колонны в таком режиме ее гидравлическое сопротивление относительно велико.

Пределом нагрузки насадочных аппаратов, работающих в пленочных режимах, является точка эмульгирования, или инверсии. В обычных насадочных колоннах пленочный режим неустойчив и сразу переходит в захлебывание. Поэтому эту точку называют *точкой захлебывания* насадочных колонн. Фиктивная скорость  $W_3$  газа, соответствующая пределу нагрузки, определяется по уравнению:

$$\lg \left( \frac{W_3^2 a \rho_{\Gamma}}{g \varepsilon_{\text{св}} \rho_{\text{ж}}} \mu_{\text{ж}}^{0,16} \right) = A_1 - B_1 \left( \frac{L}{G} \right)^{1/4} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{1/8}, \quad (6.8.21)$$

где  $\varepsilon_{\text{св}}$  – свободный объем, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $a$  – удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $L$  и  $G$  – расходы жидкости и газа, кг/сек,  $A_1$  и  $B_1$  – коэффициенты, зависящие от типа насадки.

Т а б л и ц а 6.7

**Значения коэффициентов  $A_1$  и  $B_1$  в зависимости от типа насадки**

Тип насадки	$A_1$	$B_1$
Кольца Рашига внавал	-0,073	1,75
Кольца Палля внавал	-0,49	1,04
Седла размером 25 мм	-0,33	1,04
Седла размером 50 мм	-0,58	1,04

Из уравнения (6.8.21) видно, что с увеличением плотности орошения снижается предельная скорость газа. В точке инверсии скорость газа уменьшается также с увеличением вязкости жидкости и снижением ее плотности. При одинаковых расходах газа и жидкости скорость газа, соответствующая точке инверсии, выше для более крупной насадки.

Четвертый режим – *режим уноса*, или обращенного движения жидкости, выносимой из аппарата газовым потоком. Этот режим на практике не используется.

Рабочая скорость в насадочной колонне при пленочном режиме

$$W_{\text{к}} = (0,75 \div 0,9)W_3.$$

## 6.9. Псевдооживленный слой зернистых материалов

При движении газа или жидкости через зернистый слой в вертикальном направлении он может находиться в двух состояниях: фильтрации (раздел 6.8) и псевдооживления (т.е. в подвижном состоянии).

Начало псевдооживления можно определить из равенства сил

$$\Delta p S = SH \rho_{\text{нас}} g, \quad (6.9.1)$$

где  $S$  – площадь поперечного сечения канала или аппарата с зернистым слоем,  $\text{м}^2$ ;  $H$  – высота подвижного слоя,  $\text{м}$ ;  $\rho_{\text{нас}}$  – насыпная плотность слоя,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

При увеличении скорости газа перепад давления  $\Delta p$  возрастает (уравнение (6.8.5)) и при некоторой критической скорости  $W_{\text{кр}}$  слой зернистого материала увеличивается в объеме, частицы начинают перемещаться и на поверхности слоя появляются «волны». Слой начинает напоминать кипящую жидкость. Скорость  $W_{\text{кр1}}$  называют скоростью псевдооживления.

Критическая скорость для частиц одинакового размера находится из выражения (при  $\varepsilon \approx 0,4$ )

$$\text{Re}_{\text{кр1}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}}, \quad (6.9.2)$$

где  $\text{Re}_{\text{кр1}} = \frac{W_{\text{кр1}} d}{\nu_c}$ ;  $\text{Ar} = \frac{d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) g}{\nu_c^2 \rho_{\text{с}}}$ , где  $d$  – диаметр частиц,  $\text{м}$ ;  $\rho_{\text{с}}$ ,  $\rho_{\text{ч}}$  – плотность среды и частиц,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Скорость начала уноса частиц находится по формуле

$$\text{Re}_{\text{кр2}} = \frac{\text{Ar}}{18 + 0,61\sqrt{\text{Ar}}}. \quad (6.9.3)$$

Порозность взвешенного слоя вычисляется по выражению

$$\varepsilon_{\text{п}} = \left( \frac{18 \text{Re} + 0,36 \text{Re}^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21}, \quad (6.9.4)$$

где  $\varepsilon_{\Pi}$  – порозность слоя в интервале скоростей от  $W_{кр1}$  до  $W_{кр2}$ .

Очевидно, что

$$\varepsilon_{\Pi} = \frac{V_{сл} - V_0}{V_{сл}}, \quad (6.9.5)$$

где  $V_{сл}$  – объем взвешенного слоя,  $\text{м}^3$ ;  $V_0$  – объем, занимаемый частицами,  $\text{м}^3$ .

Основной гидродинамической характеристикой псевдооживленного слоя является  $\Delta p = \text{const}$ :

$$\Delta p = G_{сл} / S, \quad (6.9.6)$$

где  $G_{сл}$  – вес материала в слое, Н.

Перепад давления для потока, проходящего через слой взвешенных частиц,

$$\Delta p = (\rho_{ч} - \rho_{с})g(1 - \varepsilon_{\Pi})H = (\rho_{ч} - \rho_{с})g(1 - \varepsilon_0)H_0, \quad (6.9.7)$$

где  $H$ ,  $H_0$  – высота взвешенного и неподвижного слоя, м;  $\varepsilon_0$  – порозность неподвижного слоя.

В диапазоне скоростей от  $W_{кр1}$  до  $W_{кр2}$  также рекомендуется выражение [81]:

$$\Delta p = H \left[ 150 \frac{(1 - \varepsilon_0) \mu_{с} W_{кр1}}{\varepsilon_0^3 d^2} + 1,75 \frac{1 - \varepsilon_0}{\varepsilon_0^3} \frac{\rho_{с} W_{кр1}^2}{d} \right]. \quad (6.9.8)$$

Для частиц, форма которых отличается от сферической, используется коэффициент формы:

$$\Phi = 0,207 F / V_{ч}^{2/3}, \quad (6.9.9)$$

где  $V_{ч}$  – объем частицы,  $\text{м}^3$ ;  $F$  – поверхность частицы,  $\text{м}^2$ .

Тогда эквивалентный диаметр частицы равен



$$d_3 = \Phi d_{ш}, \quad (6.9.10)$$

где  $d_{ш} = 1,24\sqrt[3]{V_ч}$  – диаметр шара, объем которого равен объему частицы.

### 6.10. Расчет гидро- и пневмотранспорта

Транспортировка твердых материалов потоками жидкостей или газов по трубопроводам получила широкое распространение в различных отраслях промышленности и на ТЭС в системах золошлакоудаления [9, 101, 168]. Твердый материал представляет собой частицы относительно небольших размеров по сравнению с диаметром трубопровода.

При гидро- и пневмотранспорте твердых материалов в вертикальных трубопроводах скорость движения транспортирующей фазы должна превышать скорость витания  $U$  наиболее крупных твердых частиц. Для сферических частиц эта скорость находится из равенства:

$$\frac{\pi}{6}d^3g(\rho_D - \rho_c) = \xi \frac{\pi}{4}d^2 \frac{\rho_c U^2}{2}, \quad (6.10.1)$$

где  $d$  – диаметр частицы, м;  $\xi$  – коэффициент сопротивления для частицы.

Во избежание осаждения частиц в горизонтальном трубопроводе скорость транспортирующей фазы должна быть достаточно большой. Ее можно оценить, исходя из того, что для поддержания частицы массой  $M$  во взвешенном состоянии ей должна быть сообщена сплошной фазой мощность  $N_T$ , равная:

$$N_T = M g U_{ос}, \quad (6.10.2)$$

где  $U_{ос}$  – средняя скорость осаждения частиц, м/с.

Эта мощность передается от транспортирующего потока турбулентными пульсациями. Следовательно, величина  $N_T$  должна быть пропорциональна общей мощности потока  $N$ , равной

$$N = \Delta p_{тр} V = \Delta p_{тр} G / \rho_c, \quad (6.10.3)$$

где  $\Delta p_{тр}$  – перепад давления в трубопроводе, Па;  $V$  – объемный расход транспортирующей среды, м<sup>3</sup>/с;  $G$  – массовый расход, кг/с.

Согласно изложенному имеем

$$N_T = kN, \quad (6.10.4)$$

где  $k$  – коэффициент пропорциональности, определяемый экспериментально.

Известные опытные данные показывают, что значение  $k$  сильно зависит от состояния поверхности трубы. Для очень гладких прямых труб  $k \approx 3 \cdot 10^{-3}$ , а при наличии в трубе слоя осевших твердых частиц  $k \approx 0,25$ .

Важной эксплуатационной характеристикой пневмотранспортных систем является номинальная концентрация твердой фазы (коэффициент загрузки):

$$m = \frac{G_M}{G_T}, \quad (6.10.5)$$

где  $G_M$  – массовый расход материала, кг/с;  $G_T$  – массовый расход газа, кг/с.

Гидравлическое сопротивление пневмотранспортной системы складывается из трех основных составляющих:

$$\Delta p_{\text{тр}} = \Delta p_{\text{ст}} + \Delta p_p + \Delta p_{\text{Г/д}}, \quad (6.10.6)$$

где  $\Delta p_{\text{ст}}$  – статическая составляющая, обусловленная необходимостью поддержания определенной массы твердого материала во взвешенном состоянии;  $\Delta p_p$  – разгонная составляющая, связанная с затратами энергии на разгон твердых частиц до постоянной скорости;  $\Delta p_{\text{Г/д}}$  – гидродинамическая составляющая, зависящая от взаимодействия потока со стенками трубопровода.

Составляющая  $\Delta p_{\text{ст}}$  вызвана теми же причинами, что и для псевдооживленного слоя (см. уравнение (6.9.7))

$$\Delta p_{\text{ст}} = (\rho_D - \rho_c)g(1 - \varepsilon)H. \quad (6.10.7)$$

Составляющая  $\Delta p_p$  примерно

$$\Delta p_p = \rho_c m \frac{U^2 - U_H^2}{2}, \quad (6.10.8)$$

где  $U_H$  – начальная скорость частиц, м/с.

Наиболее сложной задачей является определение составляющей  $\Delta p_{\text{Г/д}}$ .

Используя формулу Дарси (6.1.1), с полным массовым потоком газозвеси записывают [9]:

$$\Delta p_{\Gamma/д} = \lambda_{\Gamma} \frac{H}{d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\text{с}} W^2}{2} (1+m), \quad (6.10.9)$$

где  $\lambda_{\Gamma}$  – коэффициент сопротивления пневмотранспортного канала, его можно вычислить по формуле

$$\lambda_{\Gamma} = \left[ 0,2 + \frac{0,88m}{(1+m)^2} \right] \text{Re}^{-0,2} \quad (6.10.10)$$

при  $m \leq 1$ .

Если рассматривать гидравлическое сопротивление при гидротранспорте  $\Delta p_{\text{тр}}$  как сумму гидравлического сопротивления при движении жидкости без твердых частиц  $\Delta p_{\text{ж}}$  и дополнительного сопротивления  $\Delta p_{\text{т}}$ , обусловленного их наличием в потоке, то

$$\Delta p_{\text{тр}} = \Delta p_{\text{ж}} + \Delta p_{\text{т}}. \quad (6.10.11)$$

Значение  $\Delta p_{\text{тр}}$  также определяют по формуле, аналогичной формуле Дарси:

$$\Delta p_{\text{тр}} = \psi_{\text{т}} \frac{H}{d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\text{с}} W^2}{2}, \quad (6.10.12)$$

где  $\psi_{\text{т}}$  – коэффициент, учитывающий увеличение гидравлического сопротивления при движении двухфазного потока по сравнению с гидравлическим сопротивлением при движении жидкости без частиц.

При гидротранспорте угля, кокса, песка, гравия и железной руды в результате обработки опытных данных получено выражение [101]:

$$\psi_{\text{т}} = 0,282\varphi \left( \frac{\rho_{\text{т}}}{\rho_{\text{ж}}} - 1 \right) \left( \frac{U_{\text{ос}}^3}{g\nu_{\text{ж}}} \right)^{1/3} \text{Fr}^{-4/3} \left[ 1 + 2,7 \left( \frac{\varphi}{0,5} \right)^4 \right], \quad (6.10.13)$$

где  $Fr = \frac{W^2}{gd_3}$  – число Фруда;  $\varphi$  – средняя объемная доля твердых частиц в двухфазном потоке;  $W$  – скорость транспортируемой среды, м/с;  $U_{oc}$  – скорость осаждения частиц, м/с.

Для полидисперсных систем значение  $U_{oc}$  находится по выражению

$$U_{oc} = 0,1(U_{005} + U_{015} + U_{025} + \dots + U_{095}), \quad (6.10.14)$$

где  $U_{005}, U_{015} \dots$  – средние скорости осаждения отсеянных через сито фракций, составляющих, соответственно, 5 %, 15 %, ... от всей массы твердых частиц.

Выражение для  $\psi_T$  (6.10.13) справедливо при  $\frac{\rho_T}{\rho_J} = 1,4 \div 4,6$ ; размер частиц – 0,115 – 7,63 мм; диаметр трубы  $d_3 = 0,04 \div 0,3$  м и  $\varphi = 4,5 \div 32$  %. Скорость транспортирующей жидкости должна превышать значение  $W_{min}$ , определяемой по формуле [101]:

$$\left( \frac{W_{min}^2}{gd_3} \right)^{1,208} = 0,34\varphi \left( \frac{\rho_T}{\rho_J} - 1 \right) \left( \frac{U_{oc}^3}{g\nu_{ж}} \right)^{1/4} \left( \frac{gd_3^3}{\nu_{ж}^2} \right)^{1/8}. \quad (6.10.15)$$

При  $W < W_{min}$  частицы жидкости оседают.

Коэффициенты местных сопротивлений при пневмо- и гидротранспорте даны в специальной литературе [168].

### 6.11. Гидравлическое сопротивление барботажного слоя

Величину гидравлического сопротивления  $\Delta p$  барботажных тарелок (рис. 5.12) рассчитывают как сумму трех частных сопротивлений:

$$\Delta p = \Delta p_{сух} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{ГЖ}, \quad (6.11.1)$$

где  $\Delta p_{сух}$  – сопротивление сухой тарелки;  $\Delta p_{\sigma}$  – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости;  $\Delta p_{ГЖ}$  – сопротивление газожидкостного слоя на тарелке, Па.

Для расчета гидравлического сопротивления «сухих» (т.е. неорошаемых) тарелок  $\Delta p_{\text{сух}}$ , через которые проходит газ или пар, применяют следующую формулу:

$$\Delta p_{\text{сух}} = \xi \rho_{\Gamma} W_0^2 / 2, \quad (6.11.2)$$

где  $\xi$  – коэффициент сопротивления сухой тарелки;  $W_0$  – скорость пара (газа) в отверстиях (щелях, прорезях колпачков) тарелки, м/с;

$$W_0 = \frac{W_{\text{к}}}{F_{\text{св}}} = \frac{W_{\text{к}} S_{\text{к}}}{S_0},$$

где  $W_{\text{к}}$  – скорость газа в колонне, м/с;  $S_0$  – площадь отверстий газораспределительных элементов, м<sup>2</sup>;  $F_{\text{св}} = S_0 / S_{\text{к}}$  – относительное свободное сечение тарелки;  $S_{\text{к}}$  – площадь колонны, м<sup>2</sup>.

Данное выражение записано при условии, что все отверстия тарелки (прорези, щели и т.д.) участвуют в процессе барботажа.

Значения коэффициента сопротивления  $\xi$  сухих тарелок различных конструкций приведены в табл. 6.8 [12, 203, 227].

Т а б л и ц а 6.8

Тип тарелки	$\xi$
Колпачковая	4,0–5,0
Клапанная	3,6
Ситчатая с круглыми отверстиями	1,8–1,9
Ситчатая с щелевыми отверстиями	1,4–1,5
Струйная	1,5–3,0
Провальная с щелевыми отверстиями	1,4–1,5

Потеря давления  $\Delta p_{\sigma}$  на преодоление сил поверхностного натяжения жидкости  $\sigma$  при входе в слой жидкости на тарелке:

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_{\text{э}}}. \quad (6.11.3)$$

Для тарелок, работающих в струйном режиме, величиной  $\Delta p_{\sigma}$  можно пренебречь.

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелке  $\Delta p_{ГЖ}$  принимают равным статическому давлению слоя

$$\Delta p_{ГЖ} = h_{СТ} \rho_{Ж} g = H_{ГЖ} (1 - \varphi) \rho_{ГЖ} g, \quad (6.11.4)$$

где  $h_{СТ}$  – высота светлого слоя жидкости, м;  $H_{ГЖ}$  – высота газожидкостного слоя на тарелке, м;  $\rho_{Ж}$  и  $\rho_{ГЖ}$  – плотность жидкости и газожидкостной смеси на тарелке, кг/м<sup>3</sup>,  $\varphi$  – объемное газосодержание.

Отсюда

$$h_{СТ} = (1 - \varphi) H_{ГЖ} \text{ или } H_{ГЖ} = \frac{h_{СТ}}{1 - \varphi}. \quad (6.11.5)$$

Газосодержание для всех тарелок можно вычислить по приближенной формуле, при  $Fr > 1$ :

$$\varphi = \frac{\sqrt{Fr}}{1 + \sqrt{Fr}}, \quad (6.11.6)$$

где  $Fr = \frac{W_{К}^2}{gh_{СТ}}$  – число Фруда;  $W_{К}$  – скорость газа в колонне, м/с.

Для колпачковых тарелок высоту светлого слоя жидкости можно находить по уравнению [19] (см. раздел 5.8):

$$h_{СТ} = 0,0419 + 0,19h_{пер} - 0,0135W_{К}\sqrt{\rho_{Г}} + 2,46q, \quad (6.11.7)$$

где  $h_{пер}$  – высота переливной перегородки, м;  $q$  – линейная плотность орошения, м<sup>3</sup>/(м·с), равная  $q = Q/L_c$ ,  $Q$  – объемный расход жидкости, м<sup>3</sup>/с,  $L_c$  – периметр слива (ширина переливной перегородки), м.

Для ситчатых и клапанных тарелок в практических расчетах можно пользоваться уравнением [19]:

$$h_{СТ} = 0,787q^{0,2}h_{пер}^{0,58}W_{К}^m [1 - 0,31\exp(-0,11\mu_{Ж})] (\sigma_{Ж}/\sigma_{В})^{0,09}, \quad (6.11.8)$$

где  $\sigma_{\text{в}}$  – поверхностное натяжение воды;  $m = 0,05 - 4,6h_{\text{пер}}$ ;  $\mu_{\text{ж}} \sim \text{мПа}\cdot\text{с}$ .

## 6.12. Расчет диаметра трубопровода

Внутренний диаметр трубопровода круглого сечения рассчитывают с использованием формул (2.3.2)

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi U_{\text{ср}}}}, \quad (6.12.1)$$

где  $V$  – объемный расход среды,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

Обычно расход перекачиваемой среды известен и, следовательно, для расчета диаметра трубопровода требуется определить единственный параметр  $U_{\text{ср}}$ . Чем больше скорость, тем меньше требуемый диаметр трубопровода, т.е. меньше стоимость трубопровода, его монтажа и ремонта. Однако с увеличением скорости растут потери напора в трубопроводе, что приводит к увеличению перепада давления, необходимого для перемещения среды, и, следовательно, к росту затрат энергии на ее перемещение.

Оптимальный диаметр трубопровода, при котором суммарные затраты на перемещение жидкости или газа минимальны, следует находить путем технико-экономических расчетов. На практике можно исходить из следующих значений скоростей, обеспечивающих близкий к оптимальному диаметр трубопровода (табл. 6.9):

Т а б л и ц а 6.9

### Рекомендуемые скорости потоков в каналах и трубопроводах

Перекачиваемая среда	$U_{\text{ср}}$ , м/с
Жидкость	
при движении самотеком:	
вязкие	0,1÷0,5
маловязкие	0,5÷1,0
при перекачивании насосами:	
во всасывающих трубопроводах	0,8÷2,0
в нагнетательных трубопроводах	1,5÷3,0

Суспензия волокна – целлюлоза, древесная масса, тряпичная полумасса (концентрация до 3 %)	0,6÷2,5
Суспензия волокна – целлюлоза, древесная масса, тряпичная полумасса (концентрация от 3 до 8 %)	0,3÷1,0
Суспензия наполнителей (концентрация до 3%)	1,5÷2,0
Известковое молоко 100–150 г в 1 л	1,5÷2,0
Газы при естественной тяге	2÷4
Газы при атмосферном или близком к нему давлении в вентиляционных газоходах и трубопроводах	5÷20
Водяной пар при абсолютном давлении $P_{абс}$ :	
$\geq 4,9 \cdot 10^4$ Па (0,5 кгс/см <sup>2</sup> )	15÷40
$(1,96 \div 4,9) \cdot 10^4$ Па (0,2 – 0,5 кгс/см <sup>2</sup> )	40÷60

### 6.13. Расчет насосов

Движение жидкостей по трубопроводам и через аппараты связано с затратами энергии. В некоторых случаях, например, при движении с более высокого уровня на более низкий, жидкость перемещается самотеком, т.е. без затрат внешней энергии, вследствие преобразования части собственной потенциальной энергии в кинетическую. При перемещении жидкости по горизонтальным трубопроводам и с низшего уровня на высший применяют насосы.

*Насосы* – гидравлические машины, которые используют механическую энергию двигателя в энергию перемещаемой жидкости, повышая ее давление. Разность давлений жидкости в насосе и трубопроводе обуславливает ее перемещение.

По принципу действия различают насосы следующих типов: лопастные, или центробежные, объемные, вихревые, осевые [89].

В *лопастных* (центробежных) насосах давление создается центробежной силой, действующей на жидкость при вращении лопастных колес.



В *объемных* насосах разность давлений возникает при вытеснении жидкости из замкнутого пространства телами, движущимися возвратно-поступательно или вращающимися. К машинам этого типа относятся поршневые и ротационные насосы.

В *вихревых* насосах в энергию давления трансформируется энергия вихрей, образующихся в жидкости при вращении рабочего колеса.

Действие *осевых* насосов основано на перемещении жидкости, возникающем при вращении в ней устройства типа гребного винта.

Основными параметрами насоса любого типа являются производительность, напор и мощность.

*Производительность*, или *подача*,  $Q$  (м<sup>3</sup>/с) определяется объемом жидкости, подаваемой насосом в нагнетательный трубопровод в единицу времени.

*Напор*  $H$  (м) характеризует удельную энергию, которая сообщается насосом единице веса перекачиваемой жидкости. Этот параметр показывает, на какую величину возрастает удельная энергия жидкости при прохождении ее через насос, и определяется с помощью уравнения Бернулли. Напор можно представить как высоту, на которую может быть поднят 1 кг перекачиваемой жидкости за счет энергии, сообщаемой насосом.

При проектировании насосов обычно возникает задача определения необходимого напора и мощности при заданной подаче (расходе) жидкости, перемещаемой насосом. Далее по этим характеристикам выбирают насос конкретной марки.

Полезная мощность, затрачиваемая на перекачивание жидкости, определяется по формуле

$$N_n = V \Delta p, \quad (6.13.1)$$

где  $V$  – подача (расход), м<sup>3</sup>/с;  $\Delta p$  – общий перепад давления. Или

$$N_n = \rho g V H, \quad (6.13.2)$$

где  $H$  – напор насоса (в метрах столба перекачиваемой жидкости).

Напор рассчитывают по формуле

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_\Gamma + h_{\Pi}, \quad (6.13.3)$$

где  $p_1$  – давление в аппарате, из которого перекачивается жидкость;  $p_2$  – давление в аппарате, в который подается жидкость;  $H_{\Gamma}$  – геометрическая высота подъема жидкости;  $h_{\Pi}$  – суммарные потери напора во всасывающей и нагнетательной линиях.

Всасывание жидкости насосом происходит под действием разности давлений в емкости  $p_1$  и насосе  $p_2$  или под действием разности напоров

$$\frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_2}{\rho g} :$$

$$H_{\text{вс}} = \frac{p_1}{\rho g} - \left( \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_{\text{вс}}^2}{2g} + h_{\Pi.\text{вс}} \right), \quad (6.13.4)$$

где  $h_{\Pi.\text{вс}}$  – потери напора во всасывающем трубопроводе.

Мощность, которую должен развивать электродвигатель насоса на выходном валу при установившемся режиме работы, находится по формуле

$$N = N_{\Pi} / (\eta_{\text{н}} \eta_{\text{пер}}), \quad (6.13.5)$$

где  $\eta_{\text{н}}$  и  $\eta_{\text{пер}}$  – коэффициенты полезного действия, соответственно, насоса и передачи от электродвигателя к насосу.

Если КПД насоса неизвестен, можно руководствоваться следующими примерными значениями его:

Тип насоса	Центробежный	Осевой	Поршневой
$\eta_{\text{н}}$	0,4–0,7 (малая и средняя подача)	0,7–0,9	0,65–0,85
		(большая подача)	

КПД передачи зависит от способа передачи усилия. В центробежных и осевых насосах обычно вал электродвигателя непосредственно соединяется с валом насоса; в этих случаях  $\eta_{\text{пер}} \approx 1$ . В поршневых насосах чаще всего используют зубчатую передачу; при этом  $\eta_{\text{пер}} = 0,93 - 0,98$ .

## ГЛАВА 7

### ОТСТАИВАНИЕ

#### 7.1. Общие сведения о процессе отстаивания

Разделение неоднородных систем под действием силы тяжести на составные части (сплошную и дисперсную) проводят при сравнительно малых линейных скоростях потоков. Определяющими параметрами процесса являются скорость осаждения, время пребывания системы в аппарате и размер получаемых фракций. Осаждение может осуществляться также и под действием центробежных сил (см. главу 10).

Суспензии классифицируются на грубые, тонкие и взвеси. Очистка воды и других жидкостей от грубодисперсных примесей осуществляется обычно отстаиванием [29, 59, 72, 74, 80, 99, 109, 148, 149, 173, 215, 247, 255].

*Отстаивание* является более экономичным процессом, чем другие процессы разделения неоднородных систем, например фильтрование. Кроме того, разделение фильтрованием ускоряется при прочих равных условиях в случае предварительного сгущения фильтруемого материала. Поэтому отстаивание часто используют в качестве первичного процесса разделения, стремясь удалить, возможно, большие количества вещества из сплошной фазы.

В зависимости от числа Рейнольдса  $Re = U_{oc} d_p / \nu_c$  известны следующие режимы осаждения:

- ламинарный  $Re < 1$ ;
- промежуточный (переходный)  $1 < Re < 500$ ;
- турбулентный  $Re > (500-800)$ .

Так, при ламинарном режиме скорость осаждения рассчитывается по формуле Стокса (5.3.16).

Основное условие процесса отстаивания состоит в следующем:

$$t_0 < t_{п},$$

где  $t_0$  – время осаждения, м;  $t_{п}$  – время пребывания потока в отстойнике, м.

При отстаивании неоднородных систем наблюдается постепенное увеличение концентрации диспергированных частиц в аппарате по направлению сверху вниз (рис. 7.1). Над слоем осадка (зона 1) образуется зона сгущенной суспензии (зона 2), в которой происходит *стесненное осаждение* частиц, сопровождающееся трением между частицами и их взаимными столкновениями. При этом более мелкие частицы тормозят движение более

крупных, а частицы больших размеров увлекают за собой мелкие частицы, ускоряя их движение. В результате наблюдается тенденция к сближению скоростей осаждения частиц различных размеров; возникает *коллективное*, или *солидарное*, осаждение частиц с близкими скоростями в каждом сечении аппарата, но с различными скоростями частиц по мере приближения к днищу аппарата. Замедление объясняется тормозящим действием жидкости, вытесняемой осаждающимися частицами и движущейся от неподвижной перегородки (днища) в направлении, обратном движению частиц.

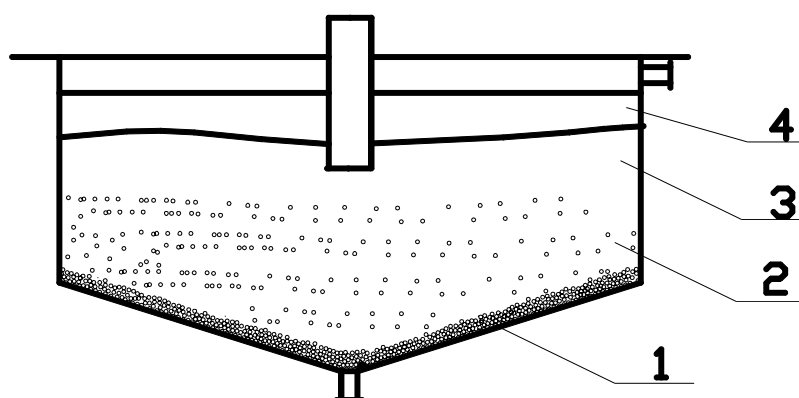


Рис. 7.1. Схема процесса отстаивания:

1 – слой осадка (шлам); 2 – зона сгущенной суспензии; 3 – зона свободного осаждения; 4 – осветленная жидкость

Как видно из рис. 7.1, образуется ясно выраженная граница между зоной стесненного осаждения (зона 2) и находящейся выше зоной свободного осаждения (зона 3), над которой располагается осветленная жидкость (зона 4). Такая схема несколько упрощает действительную картину процесса осаждения, которая обычно является еще более сложной вследствие образования между указанными выше основными зонами промежуточных (переходных) зон.

Осаждение под действием центробежной силы применяют в случаях, когда гравитационное осаждение оказывается недостаточно эффективным. Обычно это наблюдается, когда плотность частиц  $\rho$  близка к плотности среды, а их размеры  $< 5$  мкм. Такие частицы можно выделять из эмульсий и суспензий в поле центробежных сил.

Для удаления из жидкостей грубодисперсных взвешенных веществ и нерастворенных органических и неорганических примесей применяют отстойники различных типов. Отстаиванием можно выделить взвешенные

частицы с плотностью, большей или меньшей плотности жидкости определенного размера. Примеси меньшего размера удалять практически невозможно, поскольку приходится увеличивать продолжительность разделения суспензий или эмульсий до несколько суток, что экономически нецелесообразно. Продолжительность отстаивания определяется по скорости осаждения взвешенных частиц, которая находится в зависимости от их размера, формы и плотности.

Для интенсификации процесса осаждения высокодисперсных взвешенных и коллоидных частиц применяют различные коагулянты и флокулянты (сульфат алюминия и двухвалентного железа, сульфат или хлорид трехвалентного железа, а также флокулянты ВА-2, полиакриламид и др.).

При использовании коагулянтов и флокулянтов скорость осаждения высокодисперсных частиц возрастает в 1,4 – 1,6 раза. Поскольку в потоке определение скорости осаждения коагулированных взвешенных веществ невозможно, скорость осаждения частиц для расчета отстойников следует определять на основе экспериментальной кривой их процентного выпадения. Для построения этой кривой по оси абсцисс откладывают экспериментальные числовые значения продолжительности отстаивания в минутах, а по оси ординат – количество выпавших взвешенных веществ в процентном отношении к первоначальному их содержанию.

В зависимости от требований к качеству очистки жидкостей применяют горизонтальные и радиальные отстойники различной конструкции, которые могут быть оборудованы камерами флокуляции.

## 7.2. Конструкции отстойников

Отстаивание дисперсной фазы и жидкостей проводят в аппаратах, называемых отстойниками, или сгустителями. Различают аппараты периодического, непрерывного и полунепрерывного действия, причем непрерывно действующие отстойники, в свою очередь, делятся на одноярусные, двухъярусные и многоярусные [61, 74, 89, 148].

Размеры и форма аппаратов *периодического действия* зависят от концентрации диспергированной фазы и размеров ее частиц. Чем крупнее частицы и чем больше их плотность, тем меньший диаметр может иметь аппарат. Скорость отстаивания существенно зависит от температуры, с изменением которой изменится вязкость жидкости.

Для отстаивания небольших количеств жидкости применяют отстойники в виде цилиндрических вертикально установленных резервуаров с коническим

днищем, имеющим кран или люк для разгрузки осадка и несколько кранов для слива жидкости, установленных на корпусе на разной высоте.

Для отстаивания значительных количеств жидкости, например, для очистки сточных вод, используют бетонные бассейны больших размеров или несколько последовательно соединенных резервуаров, работающих полунепрерывным способом: жидкость поступает и удаляется непрерывно, а осадок выгружается из аппарата периодически.

На рис. 7.2 показан *отстойник полунепрерывного действия с наклонными перегородками*.

Исходная суспензия подается через штуцер 1 в корпус 2 аппарата, внутри которого расположены наклонные перегородки 3, направляющие поток попеременно вверх и вниз. Наличие перегородок увеличивает время пребывания жидкости и поверхность осаждения в аппарате. Осадок собирается в конических днищах (бункерах) 4, откуда периодически удаляется, а осветленная жидкость непрерывно отводится из отстойника через штуцер 5.

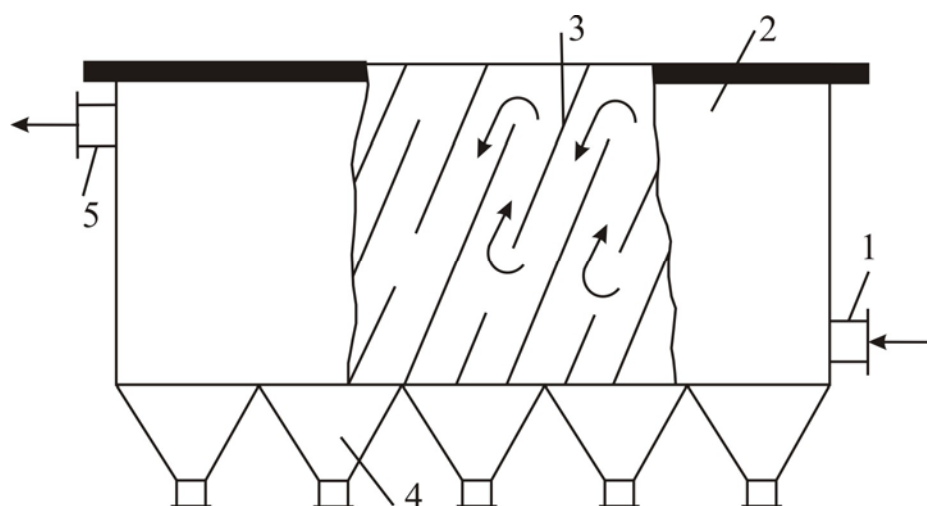


Рис. 7.2. Отстойник с наклонными перегородками: 1 – штуцер ввода исходной суспензии; 2 – корпус; 3 – наклонные перегородки; 4 – бункера для осадка; 5 – штуцер для отвода осветленной воды

*Отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой* (рис. 7.3) представляет собой невысокий цилиндрический резервуар 1 с плоским слегка коническим днищем и внутренним кольцевым желобом 2 вдоль верхнего края аппарата. В резервуаре установлена мешалка 3 с наклонными лопастями, на которых имеются гребки 4 для непрерывного перемещения осаждающего материала к разгрузочному отверстию 7. Одновременно гребки слегка взбалтывают осадок, способствуя этим более эффективному его

обезвоживанию. Мешалка делает от 0,015 до 0,5 об/мин, т.е. вращается настолько медленно, что не нарушает процесса осаждения. Исходная жидкость непрерывно подается через трубу 5 в середину резервуара. Осветленная жидкость переливается в кольцевой желоб и удаляется через штуцер 6. Осадок (шлам) – текучая сгущенная суспензия (с концентрацией твердой фазы не более 35–55 %) – удаляется из резервуара при помощи диафрагмового насоса. Вал мешалки приводится во вращение от электродвигателя 8 через редуктор. Вал мешалки приводится во вращение от электродвигателя 8 через редуктор.

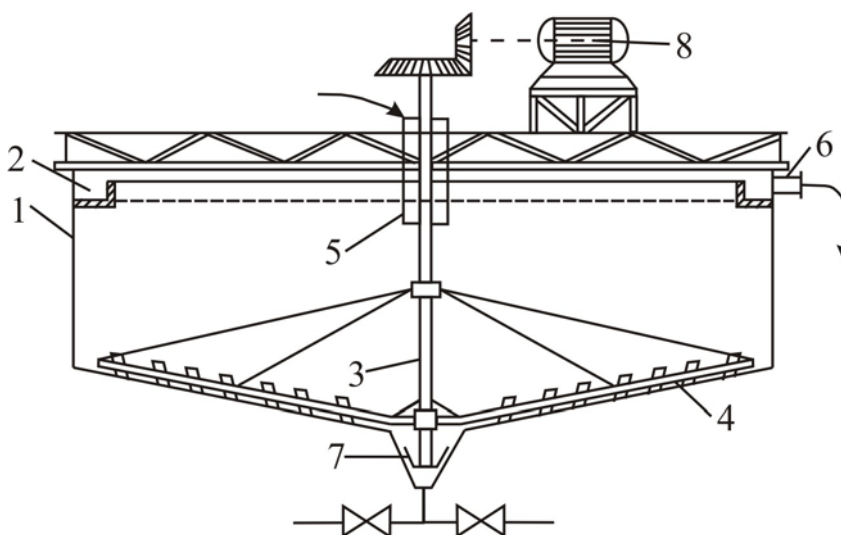


Рис. 7.3. Отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой: 1 – корпус; 2 – кольцевой желоб; 3 – мешалка; 4 – лопасти с гребками; 5 – труба для подачи исходной суспензии; 6 – штуцер для вывода осветленной жидкости; 7 – разгрузочное устройство для осадка (шлама); 8 – электродвигатель

Недостатком работы отстойника является большое содержание влаги в осадке (до 60 %).

В процессах очистки сточных вод находят применение горизонтальные отстойники.

*Горизонтальный отстойник* представляет собой прямоугольный в плане бассейн, оборудованный водораспределительным и водосборным устройствами, трубопроводами для подвода и отвода осветленной воды, а так же устройством для периодического удаления выпавшего осадка.

Применяются в составе станций очистки бытовых и близких к ним по составу производственных сточных вод и предназначены для выделения взвешенных веществ из вод, прошедших решетки и песколовки. Проекты отстойников этого типа разработаны ЦНИИЭП инженерного оборудования на

4, 6, 8 отделений шириной по 9 м, длиной 24 и 30 м с глубиной зоны отстаивания на четыре отделения  $3200 \text{ м}^3$ . Пропускная способность  $2130 \text{ м}^3/\text{ч}$  (при продолжительности отстаивания 1,5 ч).

Сточные воды поступают в отстойник из распределительного аэрируемого лотка через впускной лоток и отводятся сборным лотком с двусторонним водосливом. Осадок сгребается в иловый приямок скребковым механизмом и удаляется плунжерными насосами. Плавающие вещества собираются скребковым механизмом при обратном ходе и удаляются в конце отстойника через поворотную трубу со щелевидными прорезями. Поступившие в сборный колодец плавающие вещества откачиваются для совместной обработки с осадком. Отстойники данного типа применяют для очистных станций с пропускной способностью 29 тыс.  $\text{м}^3/\text{сут}$  и более.

В зарубежной практике применяют горизонтальные отстойники различных конструктивных модификаций: многоярусные, с попутным отбором осветленной воды, с горизонтально-вертикальным потоком сточной воды, с поперечными дефлекторами, с камерами флокуляции и т.д.

Наибольший интерес представляют горизонтальные отстойники с попутным отбором осветленной воды с поперечными дефлекторами. В индивидуальных разработках, особенно для крупных станций, целесообразно применение горизонтальных отстойников с камерой флокуляции.

Горизонтальные отстойники имеют преимущества в тех случаях, если их установлено два или более, и они имеют одну общую стену, а также в случае быстрого удаления осадка.

Повышение эффективности работы горизонтальных отстойников возможно за счет установки в них трубчатых или полочных блоков (см. главу 8). Сточная вода поступает в камеру предварительного отстаивания, где отделяется основная часть механических примесей. В трубчатом блоке осаждается высокодисперсная часть примесей. Осадок сползает по трубам и накапливается в донной части отстойника, откуда периодически сгребается скребковым устройством в шламовый приямок.

Увеличение нагрузки в отстойниках с трубчатым блоком более чем в три раза по сравнению с обычными отстойниками не нарушает эффекта очистки.

*Радиальный отстойник* представляет собой круглый в плане бассейн, оборудованный подводящим и отводящим воду трубопроводами, водораспределительными и водосборными устройствами, а также скребковым механизмом, предназначенным для непрерывного удаления из отстойника выпавшей взвеси. Осветляемая вода движется в радиальных отстойниках горизонтально обычно от центра к периферии (рис. 7.4). Иногда применяют отстойники с движением воды от периферии к центру.



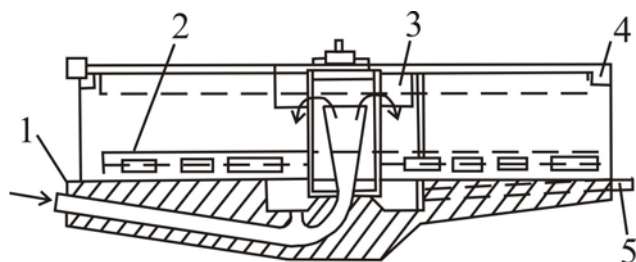


Рис. 7.4. Радиальный отстойник:  
 1 – труба для подачи воды; 2 – скребки; 3 – распределительная чаша;  
 4 – водослив; 5 – отвод осадка

Отстойники с периферийным впуском воды и многоярусными блоками применяются для механической очистки бытовых и производственных вод.

Сточная вода по кольцевому лотку поступает в пространство, образованное многослойными блоками и бортом отстойника, проходит через блоки, где выделяется основная часть механических примесей, и направляется во внутреннее свободное пространство отстойника. Из отстойника осветленная вода отводится по центральной трубе. Многослойные блоки устанавливаются с наклоном к горизонту по периферии отстойника. Осадок, сползая по пластинам блоков, выпадает на дно отстойника и удаляется скребковым механизмом. Многослойные блоки, кроме того, способствуют равномерному по периметру и по глубине распределению сточной воды в отстойнике.

Эти сооружения имеют пропускную способность в 1,5–2 раза выше, чем обычные радиальные отстойники с центральной подачей воды.

Отстойники с центральным впуском воды применяются в комплексе сооружений, предназначенных для очистки бытовых и близких к ним по составу производственно-бытовых сточных вод. В состав комплекса входят насосная станция, распределительная чаша и два жиросборника. В здании насосной станции размещены два плунжерных насоса для откачивания всплывающих примесей и опорожнения и один насос для подачи промывной воды.

Отстойник с вращающимся сборно-распределительным устройством оборудован вращающимся желобом глубиной 0,5–1,5 м, разделенным продольной перегородкой на две части. Сточная вода поступает в одну из частей желоба из центрально-расположенной водопадающей трубы и через вертикальные щели, образованные и регулируемые струенаправляющими лопатками, сливается в отстойник. Осветленная вода поступает в другую часть желоба через сливной борт и отводится за пределы отстойника.

При необходимости установки ряда отстойников значительных диаметров занимаемая ими площадь будет велика. В целях уменьшения этой площади применяют *многоярусные отстойники*, состоящие из нескольких

аппаратов, установленных друг на друга. Различают многоярусные отстойники закрытого и сбалансированного типов.

Простейший многоярусный отстойник закрытого типа (рис. 7.5, а) представляет собой несколько отстойников, поставленных друг на друга и имеющих общий вал для гребковых мешалок и, соответственно, общий привод. На рис. 7.5 для простоты показаны лишь два расположенных один над другим отстойника. В местах прохода вала сквозь днище каждого отстойника установлены уплотняющие сальники. Таким образом, в этих отстойниках слив осветленной жидкости и выгрузка осадка осуществляются отдельно из каждого яруса.

Более совершенными являются многоярусные отстойники сбалансированного, или уравновешенного типа (рис. 7.5, б). Такие отстойники также имеют общие вал и привод, но, в отличие от отстойников закрытого типа, их ярусы последовательно соединены по шламу: стакан для удаления шлама из каждого вышерасположенного яруса опущен нижним концом в слой сгущенного шлама нижерасположенного яруса.

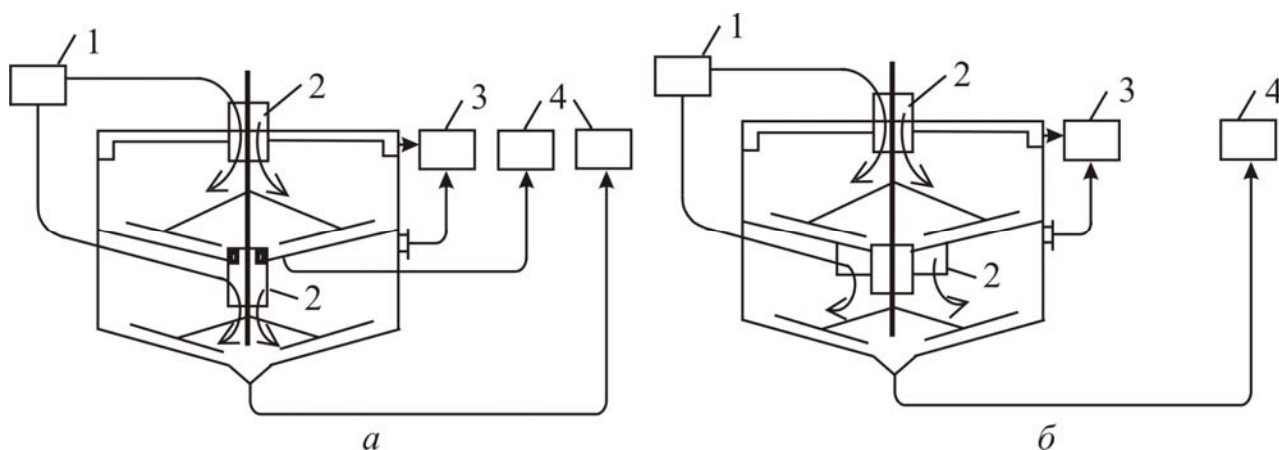


Рис. 7.5. Многоярусные отстойники закрытого (а) и сбалансированного (б) типов:

1 – распределитель исходной суспензии; 2 – труба-стакан для ввода суспензии в каждый ярус; 3 – коллектор для сбора осветленной жидкости; 4 – сборник осадка (шлама)

Отстойники работают следующим образом: исходная суспензия из распределительного устройства 1 подается через стаканы 2 в каждый ярус. Сгущенный осадок при применении отстойника закрытого типа удаляется отдельно из каждого яруса в сборники 4, а в случае отстойника сбалансированного типа – только из нижнего яруса.

Таким образом, в аппаратах закрытого типа дно каждого яруса воспринимает давление всей массы находящейся в нем суспензии, а у отстойников сбалансированного типа нагрузку на дно испытывает только нижний ярус. В отстойниках сбалансированного типа не требуется специальных уплотнений в местах прохода вала сквозь днища ярусов.

Многоярусные отстойники используют в качестве сгустителя, а также для промывки осадков.

Отстойники периодического действия изготавливают любой формы (цилиндрической, конической и др.) и размеров.

Из *непрерывно действующих отстойников* наибольшее распространение получили отстойники-сгустители со скребковой мешалкой. Питание в сгуститель (цилиндрического сечения) поступает через трубу. Осветленная жидкость переливается по периферии аппарата в кольцевой желоб. На рис. 7.6 показан *отстойник непрерывного действия с коническими полками*.

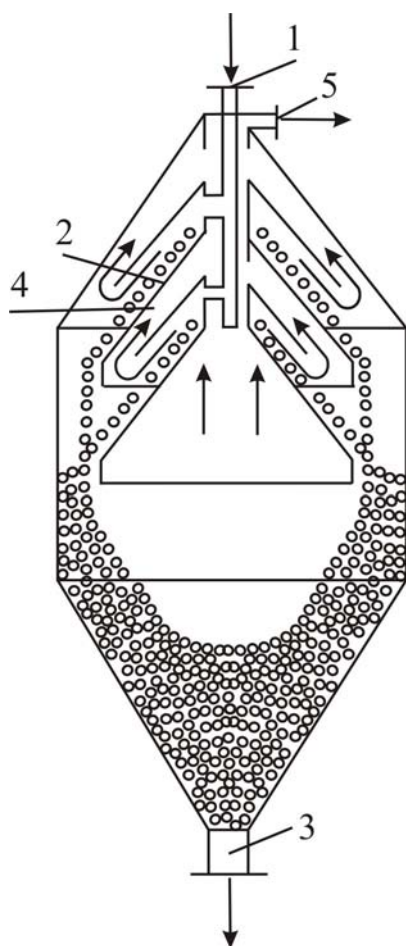


Рис. 7.6. Отстойник непрерывного действия с коническими полками:

1 – штуцер для подвода разделяемой суспензии; 2 – конические полки; 3 – штуцер для отвода шлама; 4 – каналы для отвода осветленной жидкости; 5 – штуцер для осветленной жидкости

Разделяемая суспензия подается через штуцер 1 и распределяется по каналам между коническими полками 2 (через одну), на поверхности которых происходит осаждение твердых частиц. Осевшие частицы сползают по наклонным полкам к стенкам корпуса и затем перемещаются вниз к штуцеру 3

для удаления шлама. Осветленная жидкость отводится по каналам 4 между двумя вышележащими полками и выводится из аппарата через штуцер 5. Достоинством отстойников этого типа являются отсутствие движущихся частей и простота обслуживания.

*Непрерывно действующий отстойник для разделения эмульсий* показан на рис. 7.7. Он представляет собой горизонтальный резервуар, внутри которого против входного штуцера 1 установлена перфорированная отбойная перегородка 2. Она служит для предотвращения возмущений жидкости струей поступающей эмульсии. Поперечное сечение отстойника выбирают таким, чтобы движение жидкости в корпусе аппарата было ламинарным или близким к нему (скорость – несколько мм/с), что способствует ускорению отстаивания. Легкая жидкая фаза удаляется из аппарата по трубопроводу 3, тяжелая – по трубопроводу 4. На последнем имеется устройство 5 для разрыва сифона, предупреждающее полное опорожнение резервуара.

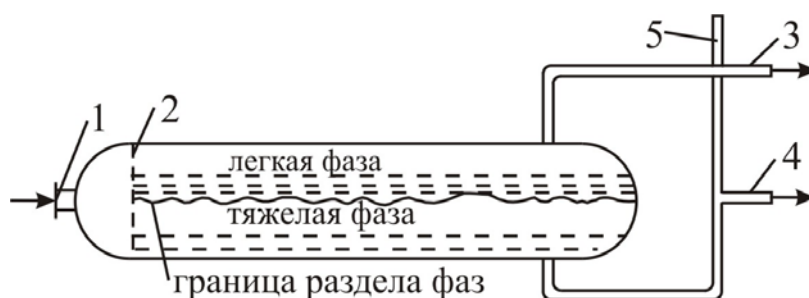


Рис. 7.7. Отстойник непрерывного действия для разделения эмульсий:

- 1 – штуцер для подвода эмульсии;
- 2 – перфорированная перегородка; 3 – трубопровод для отвода легкой фазы; 4 – трубопровод для отвода тяжелой фазы; 5 – устройство для разрыва сифона

### 7.3. Песколовки

Песколовки обычно используют для отделения от сточных вод минеральных частиц размером более 200 мкм. Их устанавливают при пропускной способности станции очистки сточных вод более  $100 \text{ м}^3/\text{сут}$ .

Песколовки рассчитывают на максимальный расход сточных вод и проверяют на минимальный приток. К основным типам песколовки, используемых в отечественной практике, относятся следующие:

- горизонтальные с круговым движением сточной воды,
- горизонтальные с прямолинейным движением сточной воды,

– тангенциальные со шнековым пескопромыванием.

Горизонтальные песколовки с круговым движением сточной воды предназначены для удаления песка из производственных сточных вод, имеющих нейтральную или слабощелочную реакцию. Они рассчитаны на производительность 1400–70000 м<sup>3</sup>/сут. Горизонтальные песколовки с прямолинейным движением сточной воды обладают пропускной способностью 70–280 тыс. м<sup>3</sup>/сут. Скорость движения сточных вод составляет при максимальном расходе 0,3 м/с и при минимальном 0,15 м/с.

Схема горизонтальной песколовки с прямолинейным движением сточной воды представлена на рис. 7.8.

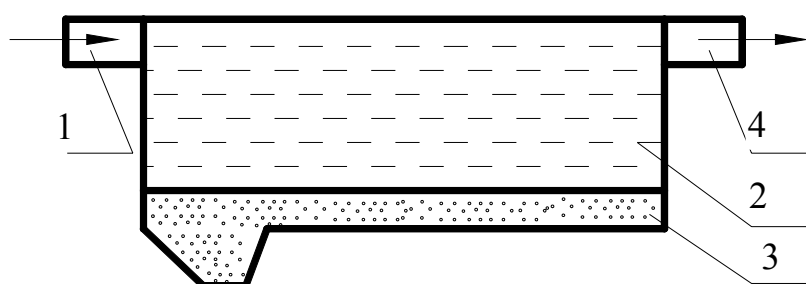


Рис. 7.8. Схема горизонтальной песколовки:

- 1 – входной патрубок; 2 – корпус песколовки;
- 3 – шламосборник (песковый приямок);
- 4 – выходной патрубок

Горизонтальная песколовка работает следующим образом. Поток сточной воды поступает в нее через патрубок 1. Осаждающиеся в процессе движения воды твердые частицы скапливаются в шламосборнике 3 и на дне песколовки. Очищенная вода удаляется через патрубок 4 и направляется на дальнейшую переработку. Время пребывания сточных вод в песколовке обычно 0,5–2 мин.

Аэрируемые песколовки (рис. 7.9) применяются для выделения содержащихся в сточной воде минеральных частиц гидравлической крупностью 13–18 мм/с.

Скорость движения сточных вод составляет 0,08–0,12 м/с при максимальном притоке.

Указанные песколовки используют для разделения твердых частиц по фракционному составу или по плотности. Сточная вода поступает в песколовку через патрубок 1. Крупные фракции осаждаются, как и в горизонтальных песколовках. Мелкие фракции, обволакиваясь через воздухораспределители 3, всплывают в верхи с помощью сребковых

механизмов удаляются с поверхности. Очищенная вода отводится через патрубок 4. Крупные фракции удаляются из шламосборника 5 при помощи устройства для удаления шлама 6.

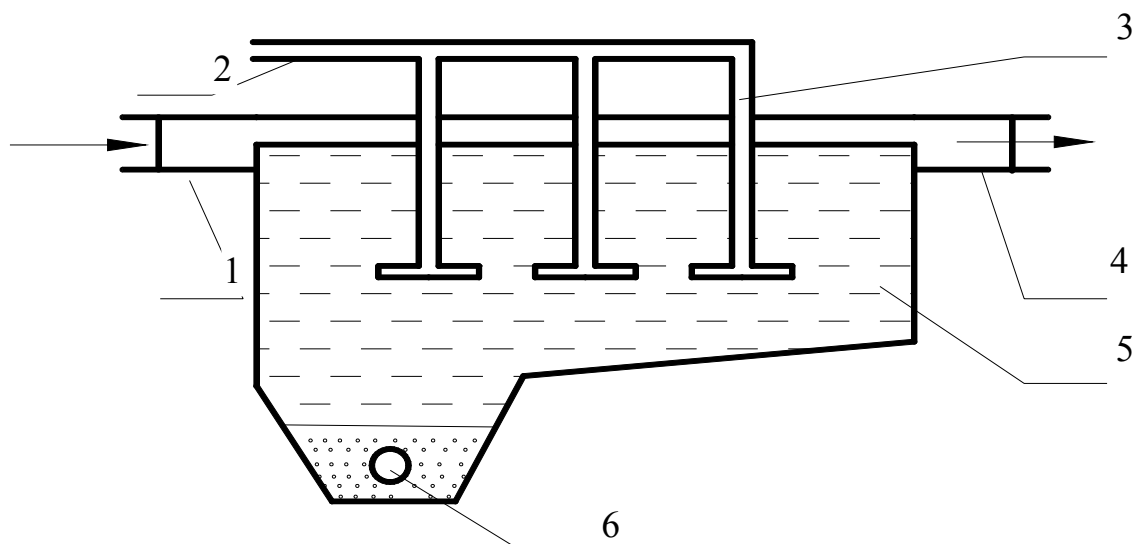


Рис. 7.9. Схема аэрируемой песколовки:

- 1 – входной патрубок; 2 – воздуховод; 3 – воздухораспределитель;  
 4 – выходной патрубок; 5 – шламосборник (песковый приямок);  
 6 – устройство для удаления шлама

В последнее время получили распространение тангенциальные песколовки со шнековым пескопромывателем. Сточная вода подается в песколовку тангенциально, но в результате чего возникает ее вращательное движение. Песок, содержащийся в сточной воде, прижимается к стенкам сооружения за счет центробежной силы и отделяется от воды в результате нисходящего течения. При скорости движения сточной воды в подающем лотке  $0,7-1,1$  м/с задерживается 92–98 % содержащегося в сточной воде песка гидравлической крупностью 18–24 мм/с.

Вертикальные песколовки имеют прямоугольную или круглую форму, в них сточные воды движутся с вертикальным восходящим потоком со скоростью 0,05 м/с.

Конструкцию песколовки выбирают в зависимости от количества сточных вод, концентрации взвешенных веществ. Наиболее часто используют горизонтальные песколовки.

## 7.4. Осветлители

Кроме отстойников, для механической очистки воды наиболее часто используют осветлители, нефте- и смолловушки.

На водоподготовительных установках (ВПУ) осаждение осуществляется обычно из вертикального потока жидкости, псевдоожигающего образующуюся твердую фазу в осветлителе, – это первая фаза осветления воды, вторая же реализуется с помощью осветлительных (механических) фильтров. Осветлители применяют для очистки природных вод и для предварительного осветления сточных вод некоторых производств.

В осветлитель (рис. 7.10) подается подогретая до 30–40 °С исходная вода, прошедшая воздухоотделитель.

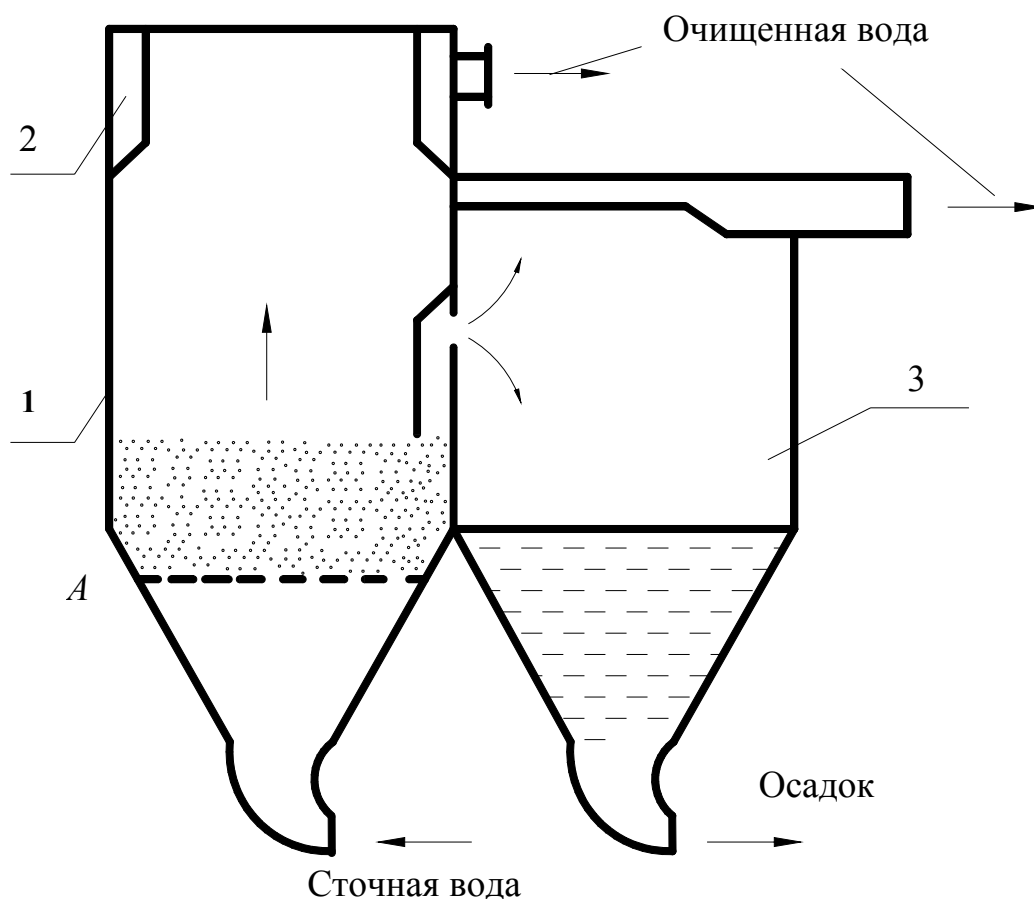


Рис. 7.10. Схема осветлителя:

1 – осветлитель; 2 – желоб; 3 – осадкоуплотнитель

Дозированные растворы реагентов отдельно вводятся в нижнюю часть осветлителя – камеру смешения с помощью тангенциально расположенных сопел. Вращательное движение воды замедляется с помощью вертикальных перфорированных вертикальных перегородок, а выравнивание вертикальной

скорости подъема воды производится горизонтальной решеткой. Выделяющаяся твердая фаза поддерживается водой во взвешенном состоянии, причем максимальный уровень осадка поддерживается на 1,5 м ниже верхнего сборного устройства, в результате чего образуется защитный слой осветленной воды. Основная часть воды, поднимаясь, проходит слой взвешенной фазы и защитную зону, освобождаясь при этом от взвеси, собирается в кольцевом желобе и выводится из осветлителя. Меньшая часть воды (10–15 %) из верхней части взвешенного слоя вместе с твердой фазой поступает через шламоприемные окна в шламоуплотнитель, в котором из-за отсутствия восходящего движения шлам отстаивается, частично обезвоживается и удаляется по линии постоянной продувки. Освобожденная от осадка вода отводится от шламоуплотнителя и подается по трубопроводу в сборный желоб осветлителя. Для удаления скапливающегося песка и других грубодисперсных примесей в нижней части осветлителя производят периодическую продувку.

Осветлители с взвешенным слоем обладают по сравнению с осаждением взвеси из горизонтального потока воды в отстойниках следующими преимуществами:

- ускоряется процесс хлопьеобразования за счет каталитического влияния ранее сформированной взвеси интенсификации массообмена;
- улучшаются гидравлические условия отделения твердой фазы;
- снижается расход реагентов вследствие более полного использования адсорбционных свойств осадка.

Конструкции осветлителей весьма разнообразны и отличаются по следующим признакам: 1) по форме рабочей камеры; 2) по наличию или отсутствию дырчатого днища под слоем взвешенного осадка; 3) по способу удаления избыточного осадка; 4) по конструкции и месту расположения осадкоуплотнителей.

Для интенсификации процесса первичного отстаивания труднооседающих веществ на станциях биологической очистки применяют отстойники-осветлители с естественной аэрацией, которые представляют собой вертикальные отстойники с внутренней камерой флокуляции.

## **7.5. Нефтеловушки**

Для очистки сточных вод, содержащих нефть и нефтепродукты, при концентрациях более 100 мг/л применяют нефтеловушки, которые представляют собой прямоугольные, вытянутые в длину резервуары. В них происходит разделение нефти и воды за счет разности их плотностей. Нефть и



нефтепродукты всплывают на поверхность, а содержащиеся в сточной воде минеральные примеси оседают на дно нефтеловушки.

В горизонтальной нефтеловушке (рис. 7.11) нефть всплывает на поверхность очищаемой воды в отстойной камере (которая ограничена нефтеудерживающей перегородкой 5) и удаляется с помощью скребкового транспортера 6 и нефтесборной трубы 4. Горизонтальные нефтеловушки имеют не менее двух секций.

Усовершенствованными разновидностями горизонтальных нефтеловушек являются радиальные и полочные тонкослойные ловушки. Они имеют меньшие габариты и более экономичны.

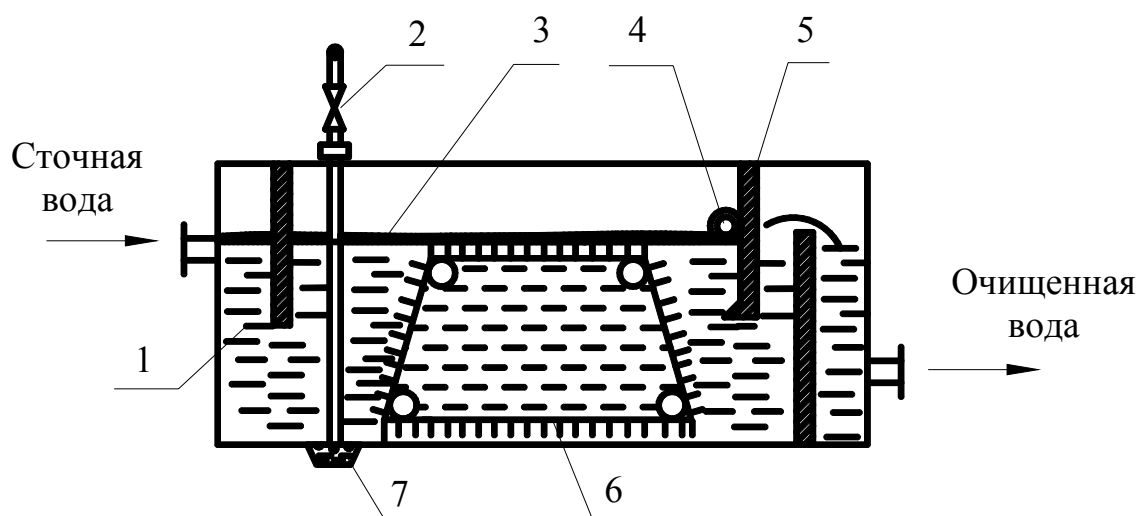


Рис. 7.11. Горизонтальная нефтеловушка:

1 – корпус нефтеловушки; 2 – гидрозелеватор; 3 – слой нефти, 4 – нефтесборная труба; 5 – нефтеудерживающая перегородка; 6 – скребковый транспортер; 7 – приямок для осадка

## 7.6. Основы расчета отстойников

Рассмотрим основные закономерности процесса гравитационного осаждения дисперсной фазы в потоке жидкости, положенные в основу традиционных методик расчета статических и динамических сепараторов.

Как правило, при расчете геометрических размеров отстойников в основу расчета закладывается скорость осаждения дисперсной фазы, которую необходимо выделить.

Отстойники проектируются в расчете на осаждение самых мелких частиц, находящихся в исходной смеси. Поэтому время пребывания смеси, обрабатываемой в данном аппарате, должно быть больше наибольшего времени осаждения или в пределе, равном времени, необходимому для

стесненного осаждения частиц наименьшего размера на дно аппарата с заданной высоты.

При отсутствии потерь вещества в процессе разделения уравнения материального баланса имеют вид:

по общему количеству веществ

$$G_{\text{см}} = G_{\text{осв}} + G_{\text{ос}}; \quad (7.6.1)$$

по дисперсной фазе

$$G_{\text{см}}c_{\text{см}} = G_{\text{осв}}c_{\text{осв}} + G_{\text{ос}}c_{\text{ос}}, \quad (7.6.2)$$

где  $G_{\text{см}}$ ,  $G_{\text{осв}}$ ,  $G_{\text{ос}}$  – количество исходной смеси, осветленной жидкости и получаемого осадка, кг;  $c_{\text{см}}$ ,  $c_{\text{осв}}$ ,  $c_{\text{ос}}$  – содержание вещества в исходной смеси, осветленной жидкости и осадке, масс. доли.

Совместное решение уравнений (7.6.1) и (7.6.2) позволяет определить количество осветленной жидкости  $G_{\text{осв}}$  и количество осадка  $G_{\text{ос}}$ , получаемых при заданном содержании вещества в осадке и осветленной жидкости:

$$G_{\text{осв}} = G_{\text{см}} \frac{c_{\text{ос}} - c_{\text{см}}}{c_{\text{ос}} - c_{\text{осв}}}, \quad (7.6.3)$$

$$G_{\text{ос}} = G_{\text{см}} \frac{c_{\text{см}} - c_{\text{осв}}}{c_{\text{ос}} - c_{\text{осв}}}. \quad (7.6.4)$$

Пусть за время  $\tau$  (сек) суспензия разделяется на слой сгущенной суспензии (осадок) и слой осветленной жидкости высотой  $h$  (м). При поверхности осаждения  $F$  (м<sup>2</sup>) объем осветленной жидкости, получаемой в единицу времени,  $V_{\text{осв}}$  (м<sup>3</sup>/сек) выразится уравнением

$$V_{\text{осв}} = \frac{hF}{\tau}. \quad (7.6.5)$$

За то же время частицы, осаждающиеся со скоростью  $U_{\text{ос}}$ , должны проходить путь  $h$  (м). Следовательно,

$$h = U_{\text{ос}} \tau. \quad (7.6.6)$$

Подставляя значение  $h$  из уравнения (7.6.6) в уравнение (7.6.5), записывают

$$V_{\text{осв}} = \frac{U_{\text{ос}} \tau F}{\tau} = U_{\text{ос}} F. \quad (7.6.7)$$

Уравнение (7.6.7) показывает, что производительность отстойника не зависит в явном виде от его высоты, а зависит только от скорости и поверхности осаждения. Поэтому отстойники имеют значительную поверхность осаждения при небольшой высоте, которая обычно не превышает 1,8–4,5 м, а для отстойников очень больших диаметров – не более 7 м.

Движущей силой при осаждении частиц любой формы в гравитационном поле является сила тяжести за вычетом подъемной (архимедовой) силы.

Скорость осаждения частиц, форма которых отличается от сферических, меньше, чем скорость шарообразных частиц. Скорость осаждения необходимо умножить на поправочный коэффициент  $\varphi$ , называемый коэффициентом формы

$$U'_{\text{ос}} = \varphi U_{\text{ос}}.$$

Коэффициент  $\varphi < 1$  и его значения определяют опытным путем. Так, для частиц округлой формы  $\varphi \approx 0,77$ , для угловатых форм  $\varphi \approx 0,66$ , для продолговатых частиц  $\varphi \approx 0,68$  и для пластинчатых частиц  $\varphi \approx 0,43$ . Кроме этого при большой концентрации частиц необходимо учитывать стесненность.

Необходимая поверхность осаждения ( $\text{м}^2$ ) находится из выражения

$$F_{\text{ос}} = \frac{V_{\text{осв}}}{U'_{\text{ос}}}. \quad (7.6.8)$$

Объем осветленной жидкости  $V_{\text{осв}}$  при ее плотности  $\rho_{\text{осв}}$  ( $\text{кг}/\text{м}^3$ ) составляет  $V_{\text{осв}} = G_{\text{осв}}/\rho_{\text{осв}}$ , где  $G_{\text{осв}}$  – масса осветленной жидкости в кг. Тогда

$$F_{\text{ос}} = \frac{G_{\text{осв}}}{\rho_{\text{осв}} U'_{\text{ос}}}. \quad (7.6.9)$$

Подставляя из уравнения (7.6.3) значение  $G_{\text{осв}}$  в выражение (7.6.9), определим поверхность осаждения

$$F_{\text{ос}} = \frac{G_{\text{см}}}{\rho_{\text{осв}} U'_{\text{ос}}} \left( \frac{c_{\text{ос}} - c_{\text{см}}}{c_{\text{ос}} - c_{\text{осв}}} \right). \quad (7.6.10)$$

При выводе уравнения (7.6.10) не учитывалась неравномерность движения жидкости по всей площади отстойника – от точки ввода ее в аппарат до переливного устройства. В связи с этим допускалось, что в аппарате отсутствуют застойные зоны и не происходит вихреобразования жидкости, вызванного неравномерностью осаждения частиц. Как показывает опыт, эти явления уменьшают скорость отстаивания в промышленных отстойниках (см. главу 15). Кроме того, по мере движения разделяемой системы через зоны отстаивания содержание взвешенной фазы постепенно увеличивается в пристенном слое и, следовательно, скорость отстаивания постепенно уменьшается. Учесть количественное влияние указанных факторов на скорость отстаивания пока не представляется возможным. Поэтому в инженерных расчетах поверхность отстойника, определенная по уравнению (7.6.10), обычно увеличивается, согласно экспериментальным данным, ориентировочно на 30–35 %.

При расчете многоярусных отстойников общую расчетную поверхность осаждения делят поровну между ярусами.

## 7.7. Определение поверхности осаждения

Отстойники проектируются в расчете на осаждение самых мелких частиц, находящихся в исходной смеси. Поэтому время пребывания смеси, обрабатываемой в данном аппарате, должно быть больше времени осаждения или в пределе равно времени, необходимому для стесненного осаждения частиц наименьшего размера на дно аппарата с заданной высоты.

Закономерности движения дисперсной фазы рассмотрены в главе 5, где даны расчетные выражения для расчета скорости осаждения. Для расчета отстойников с твердой фазой чаще всего используется следующий подход.

Для описания в критериальной форме процесса осаждения шарообразной частицы в неподвижной неограниченной среде могут быть применены критерии подобия: Архимеда ( $Ar$ ), Лященко ( $Ly$ ) и Рейнольдса ( $Re$ ).

Наиболее удобной формой критериальной зависимости является  $Ly = f(Ar)$ .

При так называемом ламинарном режиме осаждения, когда критерии имеют значения  $Ar < 3,6$ ;  $Ly < 2 \cdot 10^{-3}$ ;  $Re < 0,2$ , Стоксом теоретически получена следующая формула для скорости осаждения  $U_{oc}$  (в м/с) шарообразной частицы:

$$U_{oc} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)g}{18\mu_c}, \quad (7.7.1)$$

где  $d$  – диаметр шарообразной частицы, м;  $\rho$  – плотность частицы, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_c$  – плотность среды, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_c$  – динамический коэффициент вязкости среды, Па·с;  $g = 9,81$  м/с<sup>2</sup> – ускорение свободного падения.

Определение скорости осаждения шарообразной одиночной частицы в неподвижной неограниченной среде по обобщенному методу, пригодному при любом режиме осаждения, осуществляют следующим образом.

Определяют критерий Архимеда:

$$Ar = Ga \frac{\Delta\rho}{\rho_c} = \frac{Re^2}{Fr} \frac{(\rho - \rho_c)}{\rho_c} = \frac{d^3(\rho - \rho_c)\rho_c g}{\mu_c^2}, \quad (7.7.2)$$

где  $Ga = Re^2/Fr$  – критерий Галилея.

Для осаждения в газовой среде

$$Ar = d^3 \rho \rho_c g / \mu_c^2. \quad (7.7.3)$$

По найденному значению критерия  $Ar$  определяют критерий  $Re$  или критерий  $Ly$  (рис. 7.12):

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{Re Fr \rho_c}{(\rho - \rho_c)} = \frac{U_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g}, \quad (7.7.4)$$

либо (если среда – газ)

$$Ly = \frac{U_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c \rho g}. \quad (7.7.5)$$

Далее вычисляют скорость осаждения:

$$U_{oc} = \frac{Re\mu_c}{\rho_c d} \quad (7.7.6)$$

или

$$U_{oc} = \sqrt[3]{Ly\mu_c(\rho - \rho_c)g/\rho_c^2}. \quad (7.7.7)$$

Для частицы неправильной формы скорость осаждения определяют тем же путем из критерия Лященко, но с подстановкой в критерий Архимеда вместо  $d$  величины  $d_{\text{э}}$ .

Эквивалентный диаметр  $d_{\text{э}}$  частицы неправильной формы вычисляют как диаметр условного шара, объем которого  $V$  равен объему тела неправильной формы:

$$d_{\text{э}} = \sqrt[3]{6V/\pi} = 1,24\sqrt[3]{G/\rho}, \quad (7.7.8)$$

где  $G$  – масса частицы, кг.

Диаметр осаждающейся шарообразной частицы при известной скорости осаждения находят обратным путем, т.е. вычисляют сначала критерий Лященко

$$Ly = \frac{U_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c(\rho - \rho_c)g}, \quad (7.7.9)$$

и по найденному значению  $Ly$  определяют критерий  $Ar$  (рис. 7.12); из последнего вычисляют диаметр шарообразной частицы.

Эквивалентный диаметр осаждающейся частицы твердого тела неправильной формы при известной скорости осаждения определяют таким же путем. Сначала определяют критерий  $Ly$  по формуле (7.7.9), затем находят значение критерия  $Ar$  для частицы соответствующей формы и вычисляют ее эквивалентный диаметр:

$$d_{\text{э}} = \sqrt[3]{\frac{Ar\mu_c^2}{(\rho - \rho_c)\rho_c g}}. \quad (7.7.10)$$

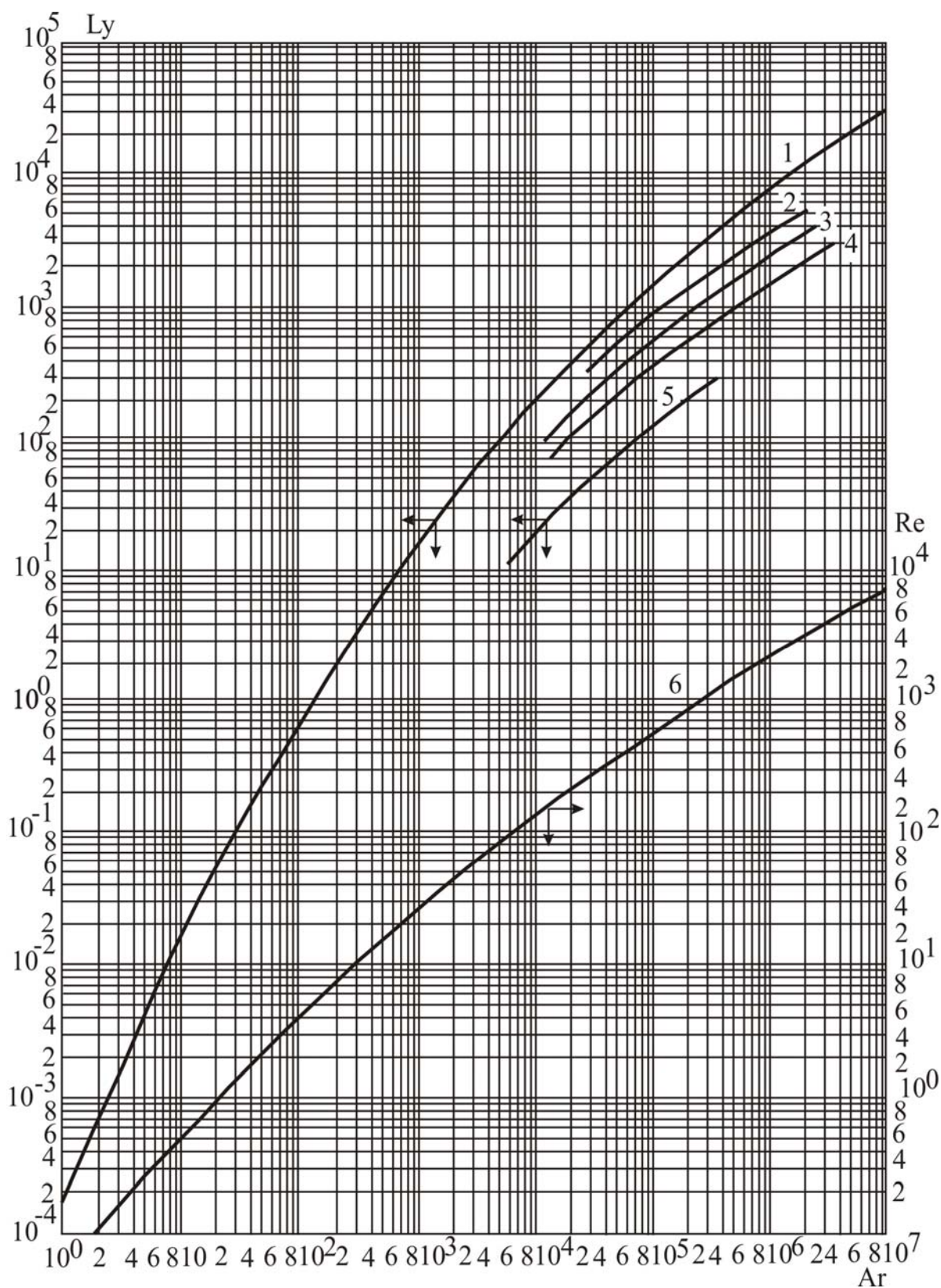


Рис. 7.12. Зависимость критериев  $Re$  и  $Ly$  от критерия  $Ar$  для осаждения одиночной частицы в неподвижной среде:

1 и 6 – шарообразные частицы; 2 – округленные частицы; 3 – угловатые частицы; 4 – продолговатые частицы; 5 – пластинчатые

Площадь осаждения  $F_{oc}$  (в  $m^2$ ) отстойника для суспензии (взвесей) определяется по формуле

$$F_{oc} = V / U'_{oc}, \quad (7.7.11)$$

где  $V$  – объемный расход жидкости, проходящей через аппарат параллельно поверхности осаждения,  $m^3/c$ ;  $U'_{oc}$  – средняя расчетная скорость осаждения частиц,  $m/c$ .

Отношение средней расчетной скорости стесненного осаждения частиц  $U'_{oc}$  к скорости осаждения одиночной частицы  $U_{oc}$  зависит от объемной концентрации суспензии. Для расчета используется зависимость вида

$$U'_{oc} = U_{oc} \varepsilon^2 \Phi(\varepsilon), \quad (7.7.12)$$

где  $\varepsilon$  – объемная доля жидкости в суспензии:

$$\varepsilon = \frac{V_{ж}}{V_{ж} + V_{тв}}, \quad (7.7.13)$$

где  $V_{ж}$  – объем жидкости в суспензии,  $m^3$ ;  $V_{тв}$  – объем твердых частиц в суспензии,  $m^3$ ;  $\Phi(\varepsilon)$  – сопротивление среды при наличии в жидкости частиц.

Функция  $\Phi(\varepsilon)$  для шарообразных твердых частиц при  $\varepsilon > 0,7$  определяется по уравнению

$$\Phi(\varepsilon) = 10^{-1,82(1-\varepsilon)}. \quad (7.7.14)$$

Для высококонцентрированных суспензий, содержащих твердые частицы шарообразной формы, при  $\varepsilon \leq 0,7$ :

$$\Phi(\varepsilon) = \frac{0,123}{1 - \varepsilon}. \quad (7.7.15)$$

В применении к отстойнику непрерывного действия для отстаивания суспензий формула (7.7.11) принимает вид



$$F_{\text{ос}} = \frac{G_{\text{н}} \left( 1 - \frac{c_{\text{н}}}{c_{\text{сг}}} \right)}{\rho_{\text{с}} U'_{\text{ос}}}, \quad (7.7.16)$$

или

$$F_{\text{ос}} = \frac{V_0 (c_{\text{сг}} - c_{\text{н}})}{U'_{\text{ос}} c_{\text{сг}}}, \quad (7.7.17)$$

где  $F_{\text{ос}}$  – площадь осаждения отстойника,  $\text{м}^2$ ;  $G_{\text{н}}$  – массовый расход начальной (разбавленной) суспензии,  $\text{кг/с}$ ;  $c_{\text{н}}$  – массовая концентрация твердой фазы в сгущенной суспензии,  $\text{кг/кг}$ ;  $c_{\text{сг}}$  – массовая концентрация твердой фазы в осветленной суспензии (шламе),  $\text{кг/кг}$ ;  $\rho_{\text{с}}$  – плотность осветленной жидкости,  $\text{кг/м}^3$ ;  $V_0$  – объемный расход жидкой фазы, содержащейся в начальной суспензии,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

Полученное значение поверхности  $F_{\text{ос}}$  надо умножить на коэффициент 1,3, учитывающий влияние неравномерности отстаивания, вихреобразования и другие факторы реального процесса отстаивания.

## 7.8. Расчет радиального отстойника

**Исходные данные.** Производительность отстойника –  $Q_{\text{ср.сут}}$ . Эффект осветления –  $\mathcal{E}$ . Начальная концентрация мелкодисперсных частиц –  $C_1$ . Конечная концентрация мелкодисперсных примесей –  $C_2$  не более 150  $\text{мг/л}$ .

Расчёт первичного радиального отстойника производим с учётом рекомендаций СНиП 2.04.03-85.

1. Определяем среднечасовой расход воды  $q_{\text{ср.час}}$ ,  $\text{м}^3/\text{ч}$ :

$$q_{\text{ср.час}} = \frac{Q_{\text{ср.сут}}}{24}, \quad (7.8.1)$$

где  $Q_{\text{ср.сут}}$  – среднесуточный расход воды,  $\text{м}^3/\text{сут}$ .

2. По заданному эффекту осветления  $\mathcal{E}$ , %,

$$\mathcal{E} = \frac{C_1 - C_2}{C_1} 100\%$$

и величине начальной концентрации мелкодисперсных примесей  $C_1$ , мг/л, определяем их концентрацию  $C_2$ , мг/л, после осветления в отстойнике по формуле

$$C_2 = C_1 - \frac{\Delta C_1}{100}. \quad (7.8.2)$$

Если расчётное значение  $C_2$  больше, чем заданное  $C_2=150$  мг/л, то предусматривают последовательную очистку сточных вод в нескольких первичных отстойниках. В этом случае для каждого последующего отстойника величина  $C_1$  будет равна величине  $C_2$  предыдущего отстойника. Количество отстойников должно быть таким, чтобы обеспечить очистку сточных вод от мелкодисперсных примесей до остаточной концентрации 150 мг/л [139].

3. Расчёт первичных отстойников производят по кинетике выпадения взвешенных мелкодисперсных веществ с учётом необходимой степени очистки  $C_2$  и эффекта осветления. Расчётное значение гидравлической крупности  $u_0$ , мм/с, определяют по экспериментальным кривым кинетики отстаивания  $\Delta=f(t)$ . Гидравлическую крупность мелкодисперсных частиц  $u_0$ , мм/с, определяют по формуле

$$u_0 = \frac{1000 H_{\text{отст}} K_{\text{отст}}}{T_{\text{отст}} \left( \frac{K_{\text{отст}} H_{\text{отст}}}{h_1} \right)^{n_2}}, \quad (7.8.3)$$

где  $K_{\text{отст}}$  – коэффициент использования объема проточной части отстойника, определяемый по табл. 7.1;  $H_{\text{отст}}$  – глубина отстойной зоны, м, определяемая по табл. 7.1;  $h_1$  – слой воды в лабораторном цилиндре,  $h_1=0,5$  м;  $n_2$  – показатель степени, зависящий от агломерации взвеси в процессе осаждения.

Он определяется по рис. 7.13 при заданном эффекте осветления в зависимости от исходной концентрации взвешенных веществ в воде;  $T_{\text{отст}}$  – продолжительность отстаивания, с (табл. 7.2).

## Основные расчётные параметры отстойников

Тип отстойника	Коэффициент использования объема $K_{отст}$	Рабочая глубина отстойной части $H_{отст}$ , м	Ширина, $B$ , м	Скорость рабочего потока, $v_{раб.п.}$ мм/с	Уклон дна к иловому приемку
Горизонтальный	0,5	1,5–4	$2H_{отст}–5H_{отст}$	5–10	0,005–0,05
Радиальный	0,45	1,5–5	–	5–10	0,005–0,05
Вертикальный	0,35	2,7–3,8	–	–	–

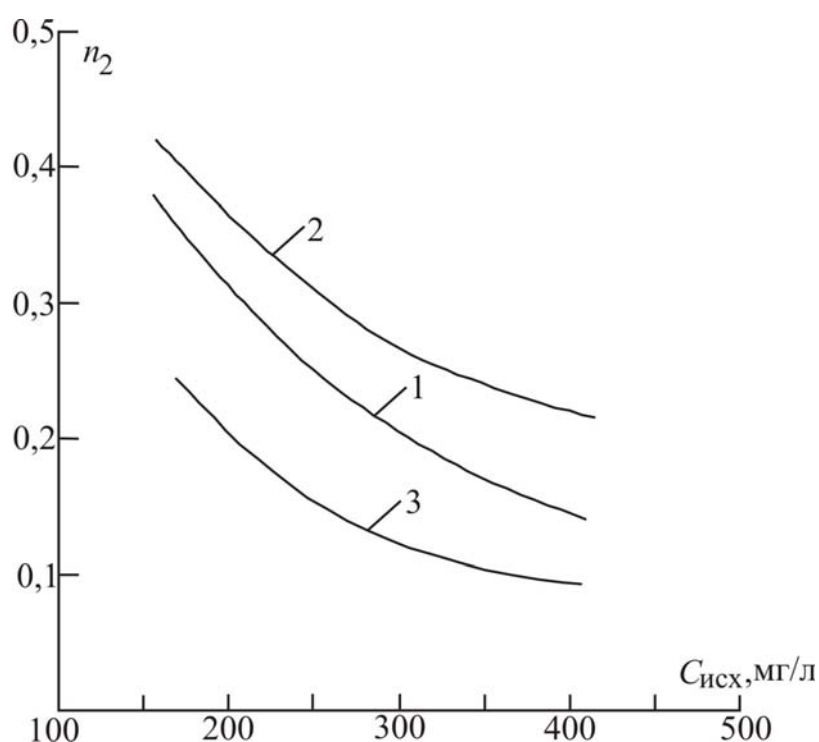


Рис. 7.13. Зависимость показателя степени  $n_2$  от исходной концентрации взвешенных веществ в городских сточных водах при эффекте отстаивания:

1 –  $\Theta=50\%$ ; 2 –  $\Theta=60\%$ ; 3 –  $\Theta=70\%$

**Продолжительность отстаивания сточных вод в цилиндре высотой 0,5 м**

Эффект осветления, %	Продолжительность отстаивания в слое $h_1=500$ мм при концентрации взвешенных веществ, мг/л			
	100	200	300	400
30	900	540	320	260
40	1320	650	450	450
50	1900	900	640	450
60	3800	1200	970	680
70	—	3600	2600	1830

4. Производительность одного отстойника  $q_{\text{отст}}$ , м<sup>3</sup>/ч, при условии, что число первичных отстойников следует принимать не менее 2, равна

$$q_{\text{отст}} = \frac{q_{\text{ср. час}}}{2}. \quad (7.8.4)$$

5. Максимальная среднечасовая производительность отстойника  $q_{\text{раб}}$ , м<sup>3</sup>/ч:

$$q_{\text{раб}} = q_{\text{отст}} \cdot 1,2. \quad (7.8.5)$$

6. Диаметр отстойника  $D_{\text{отст}}$ , м, определяется по уравнению

$$D_{\text{отст}} - d_{\text{вх.отв}} = \sqrt{\frac{q_{\text{раб}}}{2,8K_{\text{отст}}(u_0 - v_{\text{турб}})}}, \quad (7.8.6)$$

с учётом величины диаметра входного отверстия отстойника  $d_{\text{вх.отв}}$ :

$$q_{\text{раб}} = 2,8K_{\text{отст}}(D_{\text{отст}} - d_{\text{вх.отв}})^2(u_0 - v_{\text{турб}}), \quad (7.8.7)$$

где  $d_{\text{вх.отв}}$  – диаметр входного отверстия отстойника, м, принимается в зависимости от производительности отстойника 0,2 – 0,6 м;  $v_{\text{турб}}$  – величина

турбулентной составляющей скорости, мм/с, определяемая в зависимости от скорости рабочего потока  $v_{\text{раб.п}}$ , мм/с (табл. 7.3).

Т а б л и ц а 7.3

**Зависимость турбулентной составляющей  $v_{\text{турб}}$ , мм/с, в зависимости от скорости  $v_{\text{раб.п}}$ , мм/с, рабочего потока сточных вод**

$v_{\text{раб.п}}$ , мм/с	5	10	15
$v_{\text{турб}}$ , мм/с	0	0,05	0,1

7. Количество выпавшего в отстойнике за 1 час осадка  $V_0$ , м<sup>3</sup>/ч, равно:

$$V_0 = \frac{q_{\text{раб}}(C_1 - C_2)}{(100 - p_{\text{ос}})\rho_{\text{ос}} \cdot 10^4}, \quad (7.8.8)$$

где  $p_{\text{ос}}$  – влажность осадка, определяемая опытным путем. Если нет других рекомендаций, условно принимают  $p_{\text{ос}}=95 - 96 \%$ ;  $\rho_{\text{ос}}$  – плотность осадка, г/см<sup>3</sup>,  $\rho_{\text{ос}}=1,2$  г/см<sup>3</sup>.

8. Количество осадка, выпавшего за одну 8-часовую смену  $V_{\text{см}}$ , м<sup>3</sup>/смена, равно:

$$V_{\text{см}} = V_0 \cdot 8. \quad (7.8.9)$$

9. Производительность сливных трубопроводов  $q_{\text{пр}}$ , мм<sup>3</sup>/с:

$$q_{\text{пр}} = \frac{\pi d_{\text{вн}}^2}{4} v_{\text{ос}}, \quad (7.8.10)$$

где  $d_{\text{вн}}$  – диаметр сливных трубопроводов, мм, по СНиП 2.04.03-85  $d_{\text{вн}}=600$  мм;  $v_{\text{ос}}$  – скорость слива осадков, мм/с, по СНиП 2.04.03-85  $v_{\text{ос}} = 1,1$  мм/с.

10. Выгрузка осадка будет производиться за время  $t_{\text{выгр}}$ , с, равное

$$t_{\text{выгр}} = \frac{V_{\text{см}}}{q_{\text{пр}}}. \quad (7.8.11)$$

## 7.9. Расчет горизонтальной песколовки с прямолинейным движением воды

**Исходные данные [139].** Производительность песколовки –  $Q_{\text{ср.сут}}$ . Скорость протекания сточных вод в песколовке: при максимальном притоке  $v_{\text{max}}=0,3$  м/с; при минимальном притоке  $v_{\text{min}}=0,15$  м/с. Гидравлическая крупность песка, задерживаемого в песколовке, –  $u_0=13,2 - 24,2$  мм/с. Продолжительность пребывания сточных вод в песколовке при максимальном притоке порядка  $t=30$  с. Объем камер для песка не более двухсуточного объема выпадающего осадка.

Расчет песколовки производим по СНиП 2.04.03-85.

1. Определяем длину песколовки  $L$ , м:

$$L = K \frac{1000H_p}{U_0} v_{\text{max}}, \quad (7.9.1)$$

где  $K$  – табличный коэффициент, выбранный по табл. 7.4;  $v_{\text{max}}$  – максимальная скорость движения сточных вод в песколовке, м/с (табл. 7.5);  $H_p$  – расчётная глубина песколовки,  $H_p=0,5 \div 2$  м;  $u_0$  – гидравлическая крупность песка, мм/с (табл. 7.4).

Т а б л и ц а 7.4

### Зависимость величины коэффициента $K$ от типа песколовки

Диаметр задерживаемых частиц песка, мм	Гидравлическая крупность песка $u_0$ , мм/с	Значение $K$ в зависимости от типа песколовки и отношения ширины $B$ к глубине $H$			
		горизонтальные	аэрируемые		
			$B:H=1$	$B:H=1,25$	$B:H=1,5$
0,15	13,2	–	2,62	2,50	2,39
0,20	18,7	1,7	2,43	2,25	2,08
0,25	24,2	1,3	–	–	–

## Скорость движения сточных вод в песколовке

Тип песколовки	Гидравлическая крупность песка $u_0$ , мм/с	Скорость движения сточных вод $v$ , мм/с, при притоке		Глубина $H$ , м	Количество задерживаемого песка, л/чел.·сут	Влажность песка, %	Содержание песка в осадке, %
		минимальном	максимальном				
Горизонтальная	18,7–24,2	0,15	0,3	0,5–2	0,02	60	55–60
Аэрируемая	13,2–18,7	–	0,08–0,12	0,7–3,5	0,03	–	90–95
Тангенциальная	18,7–24,2	–	–	0,5	0,02	60	70–75

2. Определяем среднесекундный расход воды на очистные сооружения  $q_{\text{ср.с}}$ , м<sup>3</sup>/с:

$$q_{\text{ср.с}} = \frac{Q_{\text{ср.сут}}}{24 \cdot 3600}, \quad (7.9.2)$$

где  $Q_{\text{ср.сут}}$  – среднесуточный расход воды в песколовке, м<sup>3</sup>/сут.

3. Определяем максимальный секундный расход сточных вод  $q_{\text{max}}$ , м<sup>3</sup>/с, с учётом коэффициента неравномерности  $K_{\text{неравн}}=1,2$ :

$$q_{\text{max}} = K_{\text{неравн}} \cdot q_{\text{ср.с}} \quad (7.9.3)$$

4. При проектировании очистных сооружений предусматриваем выбор песколовки, состоящей из двух отделений. Определим площадь  $F$ , каждого отделения песколовки, м<sup>2</sup>:

$$F = \frac{q_{\text{max}}}{v_{\text{max}} n}, \quad (7.9.4)$$

где  $n$  – число рабочих отделений песколовки.

5. Общая ширина отделения песколовки  $B$ , м:

$$B = \frac{F}{h_1}, \quad (7.9.5)$$

где  $h_1$  – глубина проточной части песколовки, м, принимаемая произвольно от 0,5 до 0,8 м.

6. Определяем площадь зеркала песколовки  $F_3$ , м<sup>2</sup>:

$$F_3 = LB. \quad (7.9.6)$$

7. Проверочный расчёт производим по величине скорости осаждения частиц песка, выделяемых в песколовке. Определим среднюю скорость осаждения частиц  $u$ , мм/с, по формуле (7.9.8), используя величину площади зеркала песколовки  $F_3$ , определяемую по формуле

$$F_3 = \frac{q_{\max} 1000}{u}; \quad (7.9.7)$$

откуда

$$u = \frac{q_{\max} 1000}{F_3}. \quad (7.9.8)$$

Преобразовав формулу

$$u = \sqrt{u_0^2 - w^2}, \quad (7.9.9)$$

где  $w = 50v_{\max}$ , мм/с, и подставив найденное значение средней скорости осаждения частиц  $u$ , мм/с, находим гидравлическую крупность песка  $u_0$ , мм/с:

$$u_0 = \sqrt{u^2 + w^2}. \quad (7.9.10)$$



Если величина  $u_0$ , рассчитанная по формуле (7.9.10), больше чем заданная  $u_0$ , то произведём перерасчёт, изменив расчётную глубину песколовки.

Если величина  $u_0$ , рассчитанная по формуле (7.9.10), меньше чем заданная  $u_0$ , то частицы песка в этом случае гарантированно будут оседать в песколовке.

8. Рассчитываем водослив, предназначенный для поддержания в горизонтальных песколовках постоянной скорости движения сточных вод.

Для этого рассчитываем величину перепада  $P$ , м, между дном песколовки и порогом водослива по формуле

$$P = \frac{h_{\max} - K_q^{2/3} h_{\min}}{K_q^{2/3} - 1}, \quad (7.9.11)$$

где коэффициент  $K_q = \frac{q_{\max}}{q_{\min}}$ .

Минимальный секундный расход воды  $q_{\min}$ , м<sup>3</sup>/с:

$$q_{\min} = \frac{Q_{\min}}{24 \cdot 3600}, \quad (7.9.12)$$

где  $Q_{\min}$  – минимальный среднесуточный расход воды в песколовке, м<sup>3</sup>/сут.

Для того, чтобы определить  $Q_{\min}$ , нужно  $Q_{\text{ср.сут}}$  разделить на коэффициент 1,55:

$$Q_{\min} = \frac{Q_{\text{ср.сут}}}{1,55}. \quad (7.9.13)$$

По величине  $q_{\min}$  определяем минимальную глубину  $h_{\min}$ , м:

$$h_{\min} = \frac{q_{\min}}{nBv_{\max}}. \quad (7.9.14)$$

По величине  $q_{\max}$  находим максимальную глубину  $h_{\max}$ , м:

$$h_{\max} = \frac{q_{\max}}{nBv_{\max}}. \quad (7.9.15)$$

Потерями напора от песколовки до водослива пренебрегаем.

9. Определяем время протекания сточных вод в песколовке  $t$ , с:

$$t = \frac{L}{v_{\max}}. \quad (7.9.16)$$

10. Рассчитываем объем осадка, выпавшего в песколовке в течение суток. Если нет других указаний, то количество песка принимаем равным 35 л на  $1000 \text{ м}^3$  сточных вод. Тогда объем осадка  $W_{\text{ос}}$ ,  $\text{м}^3/\text{сут}$ :

$$W_{\text{ос}} = \frac{0,035Q_{\max}}{1000}, \quad (7.9.17)$$

где  $Q_{\max}$  – максимальный суточный приток воды на очистку,  $\text{м}^3/\text{сут}$ :

$$Q_{\max} = 1,2Q_{\text{ср.сут}}. \quad (7.9.18)$$

11. Годовое количество песка  $W_{\text{год}}$ ,  $\text{м}^3$ , которое будет поступать на песковые площадки с учетом разбавления его водой (пульпа) – 1:10 ÷ 1:20, рассчитывается по формуле

$$W_{\text{год}} = W_{\text{ос}}m(10 \div 20), \quad (7.9.19)$$

где  $m$  – число рабочих дней в году.

12. Для подсушивания (обезвоживания) песка, поступающего из песколовок, предусматривают песковые площадки, расчёт площади  $F_{\text{п.п}}$ ,  $\text{м}^2$ , которых производится в соответствии с требованиями норм [139] при годовом нагружении песковой площадки  $n_{\text{год}}$  от 1,5 до 3  $\text{м}^3$  песка на 1  $\text{м}^2$  площадки по формуле

$$F_{\text{п.п}} = \frac{W_{\text{год}}}{n_{\text{год}}}. \quad (7.9.20)$$

Песковая площадка для удобства эксплуатации состоит из отдельных секций. Выбираем число секций песковой площадки равным 4. Тогда площадь одной секции  $S_1, \text{ м}^2$ , будет равна

$$S_1 = \frac{F_{\text{п.п.}}}{4}. \quad (7.9.21)$$

### 7.10. Расчет отстойников периодического действия

При расчете отстойников периодического действия геометрические размеры можно рассчитать, пользуясь следующими формулами [29].

При цилиндрической форме отстойника высота цилиндрической части определяется из выражения, м:

$$H = \frac{V - K_2 D^3}{F}, \quad (7.10.1)$$

где  $D$  – диаметр отстойника, м.

В случае прямоугольной формы высота отстойника по вертикали равна, м:

$$H = \frac{V}{F} - K_2 b, \quad (7.10.2)$$

здесь  $V$  – емкость отстойника,  $\text{ м}^3$ ;  $b$  – ширина потока, м;  $K_2$  – коэффициент, зависящий от формы днища (при плоском днище  $K_2=0$ ; при коническом  $K_2 = 0,131 \text{ tg } \alpha$ ; при сферическом  $K_2 = 0,071$ , при пирамидальном  $K_2 = 0,167 \text{ tg } \alpha$ );  $\alpha$  – угол между образующей конуса и диаметром.

Угол откоса пирамиды  $\alpha_2$  можно определить по уравнению

$$\text{tg } \alpha_2 = \text{tg } \alpha_1 \frac{b}{l}, \quad (7.10.3)$$

где  $\alpha_1$  – угол между основанием и боковой поверхностью пирамиды с длиной  $l$ .

Емкость отстойника равна,  $\text{ м}^3$ :

$$V = \frac{V_c}{a_3}, \quad (7.10.4)$$

где  $V_c$  – объем системы,  $\text{м}^3$ ;  $a_3$  – коэффициент полезного использования емкости, доли единицы.

$$V_c = \frac{G_c}{\rho_c}, \quad (7.10.5)$$

здесь  $\rho_c$  – плотность суспензии,  $\text{кг}/\text{м}^3$  (выражение 2.1.12):

$$\rho_c = \frac{100}{\frac{x_1}{\rho_{\text{ТВ}}} + \frac{100 - x_1}{\rho_{\text{Ж}}}}, \quad (7.10.6)$$

где  $x_1$  – содержание дисперсной фазы (% по массе) в системе (суспензии);  $\rho_{\text{ТВ}}$  – плотность дисперсной фазы,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\rho_{\text{Ж}}$  – плотность жидкости,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Полная высота отстойника с учетом высоты днища  $H_d$  равна, м:

$$H_{\text{П}} = H + H_d. \quad (7.10.7)$$

Для отстойников цилиндрической формы, м:

$$H_d = \frac{D - d}{2} \text{tg } \alpha, \quad (7.10.8)$$

где  $d$  – диаметр выгрузной трубы, расположенной в центре днища.

Для отстойника прямоугольной формы, м:

$$H_d = \frac{b - d}{2} \text{tg } \alpha_1. \quad (7.10.9)$$

Высота уровня системы в вертикальной части отстойника равна:

для цилиндрической формы, м

$$H_1 = \frac{V_c - K_2 D^3}{F}, \quad (7.10.10)$$

для прямоугольной формы, м

$$H_1 = \frac{V_c}{F} - K_2 b. \quad (7.10.11)$$

Объем влажного осадка равен, м<sup>3</sup>:

$$V_{сг} = \frac{G_{сг}}{\rho_{сг}}, \quad (7.10.12)$$

где  $G_{сг}$  – вес влажного осадка, кг.

При  $\rho_{сг} > \rho_{ж}$  осадок собирается в нижней части отстойника и занимаемая им емкость аппарата может быть:

1. Частью емкости днища. В этом случае диаметр верхнего слоя осадка в цилиндрическом отстойнике находят по формуле, м:

$$D_{сг} = \sqrt[3]{\frac{V_{сг}}{K_2} + d^3}. \quad (7.10.13)$$

Высоту слоя осадка по вертикали определяют по формуле, м:

$$H_{сг} = \frac{D_{сг} - d}{2} \operatorname{tg} \alpha. \quad (7.10.14)$$

В отстойнике пирамидальной формы при соотношении  $\frac{l}{b} = d_{сг}$  одна сторона верхней плоскости осадка составит, м,

$$b_{сг} = \sqrt{\frac{6V_{сг}}{a_{сг} \operatorname{tg} \alpha}}, \quad (7.10.15)$$

другая –

$$l_{сг} = a_{сг} b_{сг}, \quad (7.10.16)$$

высота по вертикали, м:

$$H_{сг} = 0,5 b_{сг} \operatorname{tg} \alpha_1. \quad (7.10.17)$$

2. Частью емкости цилиндров при полном заполнении днища, тогда высота осадка в цилиндрической части, м:

$$H_{\text{сг}} = \frac{V_{\text{сг}} - K_2 D^3}{F}, \quad (7.10.18)$$

или частью емкости призмы при полном заполнении пирамидального днища, тогда высота осадка в призматической емкости отстойника, м:

$$H_{\text{сг}} = \frac{V_{\text{сг}}}{F} - K_2 b. \quad (7.10.19)$$

При расчете отстойника полунепрерывного действия с днищем толщину движущегося слоя определяют по формуле, м:

$$h = 0,37 \left( \frac{Q_{\text{сек}}}{m_0 b} \right)^{2/3}. \quad (7.10.20)$$

Для воды  $m_0 = 0,46$ , для иной жидкости:

$$m_0 = 0,46 \left( \frac{\mu}{\mu_{\text{в}}} \right)^n, \quad (7.10.21)$$

где  $\mu$  – динамический коэффициент вязкости жидкости;  $\mu_{\text{в}}$  – вязкость воды;  $n$  – при ламинарном режиме равно 1,0; при турбулентном – 0,125.

Объем движущейся жидкости равен, м<sup>3</sup>:

$$V_{\text{ж}} = Q_{\text{сек}} \tau, \quad (7.10.22)$$

здесь  $Q_{\text{сек}}$  – секундная производительность отстойника, м<sup>3</sup>/сек;  $\tau$  – время отстаивания, сек; оно рассчитывается по формуле  $\tau = L/v$ , где  $L$  – длина аппарата, м;  $v$  – скорость потока, м/с.

Емкость пирамиды как сборника осадка и некоторого объема жидкости равна, м<sup>3</sup>:

$$V_{\text{п}} = b^2 l \frac{\text{tg } \alpha_1}{6}. \quad (7.10.23)$$

Если не принимать во внимание устройство для выгрузки осадка в нижней части отстойника, то высоту пирамидальной части аппарата по вертикали можно найти по формуле, м

$$H = 0,5btg\alpha_1. \quad (7.10.24)$$

Продолжительность непрерывной работы отстойника с начального момента слива осветленной жидкости и до остановки для удаления осадка определяют по уравнению, ч:

$$\tau > \frac{V_{\Pi}}{V_{\text{сг}}} \tau. \quad (7.10.25)$$

Толщину слоя осветленной жидкости непрерывно действующего отстойника при радиальном движении жидкости от центра к периферии на подходе к желобу находят по формуле, м:

$$h = 0,173 \left( \frac{Q_{\text{сек}}}{m_0 D} \right)^{2/3}. \quad (7.10.26)$$

Скорость движения жидкости

$$w_0 = w \frac{D}{4h}, \quad (7.10.27)$$

где  $w$  – скорость отстаивания.

С учетом скоростного напора величину  $h$  можно определить методом подбора по уравнению

$$h^2(h - B) + C = 0, \quad (7.10.28)$$

где

$$B = 0,173 \left( \frac{Q_{\text{сек}}}{m_0 D} \right)^{2/3}, \quad C = \frac{D^2 w^2}{32g}. \quad (7.10.29)$$

Если отстойник представляет резервуар в форме усеченного конуса с углом наклона в  $60^\circ$ , то его емкость рассчитывают по формуле,  $\text{м}^3$ :

$$V = 0,131(D^3 - d_k^3) \text{tg } 60^\circ, \quad (7.10.30)$$

где  $d_k$  – наименьший диаметр конуса в месте присоединения устройства для отвода осадка, м.

Высоту конуса по вертикали находят по уравнению, м:

$$H = 0,5(D - d_k) \text{tg } 60^\circ. \quad (7.10.31)$$

Геометрические размеры (диаметр и высота цилиндрической части) отстойника с резервуаром цилиндрической формы с плоским или коническим днищем с небольшим углом наклона и со скребками для перемещения осадка к разгрузочному отверстию в центре днища определяют следующим образом. Диаметр определяют так же, как диаметр отстойника периодического действия. Высота складывается из трех частей: высоты свободного падения в зависимости от концентрации системы в пределах  $h_1 = 0,45 \div 0,75$  м; высоты зоны сгущения, определяемой в зависимости от времени уплотнения системы по уравнению, м:

$$h_2 = \frac{G_{\text{сг}} \tau_{\text{уп}}}{F \rho_{\text{сг}}}, \quad (7.10.32)$$

где  $G_{\text{сг}}$  – часовое количество влажного осадка, кг/ч;  $\tau_{\text{уп}}$  – продолжительность уплотнения, ч;  $\rho_{\text{сг}}$  – плотность сгущенной системы,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ; высоты, обеспечивающей работу скребков, равной, м:

$$h_3 = 0,73D.$$

Геометрические размеры многоярусных отстойников рассчитываются с учетом равенства,  $\text{м}^2$ :

$$F = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi}{4} (D_k^2 - d_k^2) n. \quad (7.10.33)$$



Из выражения (7.56) с учетом известного размера  $D$  находят или диаметр конической перегородки, м:

$$D_K = \sqrt{\frac{D^2}{n} + d_K^2}, \quad (7.10.34)$$

или количество ярусов

$$n = \frac{D^2}{D_K^2 - d_K^2}. \quad (7.10.35)$$

### 7.11. Примеры расчета

**Пример 1.** Определить диаметр отстойника для непрерывного осаждения отмученного мела в воде. Производительность отстойника 80 т/ч начальной суспензии, содержащей  $c_H = 8\%$  масс.  $\text{CaCO}_3$ . Диаметр наименьших части, подлежащих осаждению, 35 мкм. Температура суспензии 15 °С. Влажность шлама 70 % ( $c_{oc} = 30\%$ ). Плотность мела 2710 кг/м<sup>3</sup>.

**Решение.** Чтобы определить диаметр отстойника, надо вычислить необходимую площадь осаждения по формуле (7.7.16), для чего предварительно находят скорость осаждения

$$U_{oc} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)g}{18\mu_c} = \frac{3,5^2 \cdot 10^{-10} (2710 - 1000)9,81}{18 \cdot 1,14 \cdot 10^{-3}} = 0,001 \text{ м/с},$$

где  $\mu_c = 1,14 \cdot 10^{-3}$  Па·с.

Проверим значение критерия Re

$$Re = \frac{U_{oc} d \rho_c}{\mu_c} = \frac{1 \cdot 10^{-3} \cdot 3,5 \cdot 10^{-5} \cdot 10^3}{1,14 \cdot 10^{-3}} = 0,0307 < 0,2.$$

Действительная скорость осаждения

$$U'_{oc} = 0,5 \cdot 0,001 = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

Площадь осаждения

$$F_{oc} = \frac{G_H \left(1 - \frac{c_H}{c_K}\right)}{3600 \rho_c U'_{oc}} = \frac{80 \cdot 10^3 \left(1 - \frac{8}{30}\right)}{3600 \cdot 10^3 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}} = 32,5 \text{ м}^2.$$

С учетом поправочного коэффициента

$$F_{oc} = 1,3 \cdot 32,5 = 42,25 \text{ м}.$$

Диаметр отстойника

$$D = \sqrt{42,25 / 0,785} = 7,3 \text{ м}.$$

**Пример 2.** Рассчитать геометрические размеры отстойного устройства при производительности  $g_{сг} = 1000$  кг дисперсной фазы (сухого осадка) за 8 часов. Содержание дисперсной фазы в системе  $x_1 = 6$  %, в осветленной жидкости  $x = 1$  %, во влажном осадке  $x_2 = 40$  %. Плотность дисперсной среды (жидкости)  $\rho_{ж} = 1000$  кг/м<sup>3</sup>, дисперсной фазы  $\rho_{ТВ} = 2000$  кг/м<sup>3</sup>. Динамический коэффициент вязкости  $\mu = 102 \cdot 10^{-6} \frac{\text{кгс} \cdot \text{сек}}{\text{м}^2}$  ( $1000 \cdot 10^{-6}$  Па·с).

Минимальный диаметр оседающих частиц  $d_{ч} = 20$  мкм =  $20 \cdot 10^{-6}$  м.

**Решение.** 1. Количество влажного осадка находим по уравнению

$$G_{сг} = g_{сг} \frac{100}{x_2} = 1000 \frac{100}{40} = 2500 \text{ кг}.$$

2. Количество осветленной жидкости находим из выражения

$$G_{ж} = G_{сг} \frac{x_2 - x_1}{x_1 - x} = 2500 \frac{40 - 6}{6 - 1} = 17000 \text{ кг}.$$

3. Количество системы (суспензии) определяем по формуле

$$G_c = G_{ж} + G_{сг} = 1700 + 2500 = 19500 \text{ кг}.$$

4. Плотность системы (суспензии) находим по уравнению (7.10.6)

$$\rho_c = \frac{100}{\frac{6}{2000} + \frac{100-6}{1000}} = 1030,9 \text{ кг/м}^3.$$

5. Плотность осветленной жидкости находим из выражения

$$\rho = \frac{100}{\frac{x}{\rho_{\text{ТВ}}} + \frac{100-x}{\rho_{\text{Ж}}}} = \frac{100}{\frac{1}{2000} + \frac{100-1}{1000}} = 1005 \text{ кг/м}^3.$$

6. Плотность влажного осадка определяем по формуле

$$\rho_{\text{сг}} = \frac{100}{\frac{x_2}{\rho_{\text{ТВ}}} + \frac{100-x_2}{\rho_{\text{Ж}}}} = \frac{100}{\frac{40}{2000} + \frac{100-40}{1000}} = 1250 \text{ кг/м}^3.$$

7. Объем системы находим из выражения (7.10.5)

$$V_c = \frac{19500}{1030,9} = 18,915 \text{ м}^3;$$

– осветленной жидкости

$$V_{\text{ж}} = \frac{17000}{1005} = 16,915 \text{ м}^3;$$

– влажного осадка:

$$V_{\text{сг}} = \frac{2500}{1250} = 2 \text{ м}^3.$$

8. Секундную производительность отстойника по осветленной жидкости определяем из выражения (7.10.22)

$$V_{\text{сек}} = \frac{16,915}{3600 \cdot 8} = 5,87 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{сек}.$$

9. Критерий Архимеда

$$\begin{aligned}
 Ar &= Ga \frac{\Delta\rho}{\rho_c} = \frac{Re^2}{Fr} \frac{\rho - \rho_c}{\rho_c} = \frac{d^3(\rho - \rho_c)\rho_c g}{\mu_c^2} = \\
 &= \frac{(20 \cdot 10^{-6})^3 (2 - 1) 10^3 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{(10^3 \cdot 10^{-6})^2} = \\
 &= \frac{8 \cdot 10^{-15} \cdot 10^6 \cdot 9,81}{10^{-6}} = 0,0785.
 \end{aligned}$$

10. Режим ламинарный, поэтому скорость осаждения одиночной частицы в неограниченной среде находим по формуле (7.7.1)

$$w_0 = \frac{(20 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 1000 \cdot 9,8}{18 \cdot 10^{-3}} = 2,18 \cdot 10^{-4} \text{ м/сек.}$$

11. Вычисляем объемную долю жидкости в суспензии по формуле

$$q = 1 - \varepsilon = \frac{x\rho_c}{\rho_{ж}} = \frac{0,03 \cdot 1030,9}{1000} = 0,031;$$

$$\varepsilon = 1 - 0,031 = 0,969.$$

12. Так как  $\varepsilon > 0,7$ , поэтому величину  $\Phi(\varepsilon)$  находят по формуле (7.7.14)

$$\Phi(\varepsilon) = 10^{-1,82(1-0,969)} = 10^{-0,056} = 0,88.$$

13. Скорость стесненного движения находим по формуле (7.7.11)

$$w = 2,18 \cdot 10^{-4} \cdot 0,969^2 \cdot 0,88 = 1,8 \cdot 10^{-4} \text{ м/сек.}$$

14. Поверхность осаждения находим по уравнению (7.7.16)

$$G_H = G_c / (8 \cdot 3600) = 19500 / (8 \cdot 3600) = 0,677 \text{ кг/сек;}$$

$$F = \frac{0,677 \left(1 - \frac{6}{40}\right)}{1005 \cdot 1,8 \cdot 10^{-4}} = 3,18 \text{ м}^2.$$

С учетом запаса

$$F = 1,3 \cdot 3,18 = 4,13 \text{ м}^2.$$

Далее рассчитываем отстойник периодического действия. Принимаем вертикальный цилиндрический резервуар с коническим дном ( $\alpha = 30^\circ$ ).

15. Находим диаметр отстойника

$$D = \sqrt{\frac{4F}{3,14}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,13}{3,14}} = 2,29 \text{ м}.$$

16. Емкость отстойника при  $a_3 = 0,95$  определяем по формуле (7.10.4)

$$V = \frac{18,915}{0,95} = 20 \text{ м}^3.$$

17. Высоту цилиндрической части рассчитываем по уравнению (7.10.1)

$$H = \frac{20 - (0,0756 \cdot 2,29^3)}{4,13} = 4,62 \text{ м},$$

причем  $K_2 = 0,131 \cdot \operatorname{tg} 30^\circ = 0,0756$ .

18. Высоту жидкости в отстойнике найдем по формуле (7.10.10)

$$H_1 = \frac{18,915 - (0,0756 \cdot 2,29^3)}{4,13} = 4,36 \text{ м}.$$

Отстойник получился громоздким, что требует интенсификации процесса или уменьшения производительности. Поэтому систему будем отстаивать половинными партиями.

19. Высота жидкости в отстойнике

$$H_1 = \frac{9,46 - (0,0756 \cdot 2,29^3)}{4,13} = 2 \text{ м.}$$

20. Приняв высоту цилиндрической части отстойника  $H = 2,31$  м, определяем коэффициент полезного использования емкости, применяя уравнение (7.10.4) и подсчитывая емкость отстойника как сумму двух емкостей – цилиндрической части и днища:

$$a_3 = \frac{9,46}{4,13 \cdot 2,31 + 0,0756 \cdot 2,29^3} = 0,9.$$

21. Полную высоту резервуара с учетом высоты конуса рассчитываем по уравнениям (7.10.7) и (7.10.8); приняв,  $d = 0,08$  м, получаем

$$H_{\text{д}} = \frac{2,29 - 0,08}{2} \text{tg} 30^\circ = 1,105 \cdot 0,577 = 0,64 \text{ м.}$$

$$H_{\text{п}} = 2,31 + 0,64 = 2,95 \text{ м.}$$

22. Объем влажного осадка, оставляемый в отстойнике каждой партией, составит  $1 \text{ м}^3$ .

Емкость днища, считая его усеченным конусом, при учете выгрузного отверстия, найдем по уравнению

$$V_{\text{дн}} = K_2(D^3 - d^3) \quad V_{\text{дн}} = 0,0756(2,29^3 - 0,08^3) \approx 1 \text{ м}^3.$$

Влажный осадок разместится в днище.

23. Наибольший диаметр усеченного конуса, занимаемого влажным осадком, определим по уравнению (7.10.13)

$$D_{\text{сг}} = \sqrt[3]{\frac{1}{0,0756} + 0,08^3} = 2,365 \text{ м.}$$

24. Высоту осадка в днище по вертикали находим по формуле (7.10.14)

$$H_{\text{сг}} = \frac{2,365 - 0,08}{2} \text{tg} 30^\circ = 0,66 \text{ м.}$$

## ГЛАВА 8

### ТОНКОСЛОЙНЫЕ ОТСТОЙНИКИ

Идея отстаивания в тонком слое стала известной благодаря работам Хазена и затем экспериментально подтверждена Р.Кэмпом, Н.Фишерстормом, В.Радцигом и И.Добряковым. Первые осадочные бассейны, снабженные тонкослойными элементами, появились лишь в 50-х годах. В 1952 г. К.Гомеля доказывает на практике неоспоримое преимущества тонкослойных отстойников, в 1954 г. Алоппо подтверждает это и, начиная с 1955 г., в США и Японии они стали внедряться. Уже к 1970 г. в США эксплуатировалось с тонкослойными отстойниками свыше 50 крупных объектов на водопроводных и канализационных станциях производительностью до 240 тыс. м<sup>3</sup>/сут. В Японии широкое распространение получили тонкослойные отстойники с гофрированными радиальными блоками из полимерных материалов системы УПО производительностью до 110 тыс. м<sup>3</sup>/сут. В 60-х годах в Европе стали применять тонкослойные отстойники при очистке промышленных и бытовых сточных вод, а также питьевых.

#### 8.1. Типы тонкослойных отстойников

Тонкослойные отстойники рекомендуют для механической очистки производственных сточных вод нефтяной, угольной и других отраслей промышленности [17, 64, 119, 132, 159, 191, 200, 247, 265, 271, 274]. В таблице 8.1 приведены данные Verbenni P. по эффективности выделения нефтепродуктов в гравитационном отстойнике, оборудованном сепарирующими пластинами с зазором 100 мм, и пустотелом горизонтальном отстойнике.

Т а б л и ц а 8.1

#### Выделение нефтепродуктов в отстойниках

Диаметр удаляемых частиц, мкм	Степень улавливания, %	
	без пластин	с пластинами
>150	100	100
120 – 150	83	100
90 – 120	75	100

60 – 90	64	94
30 – 60	43	81
0 – 30	23	69

Преимущества тонкослойных отстойников очевидны.

Тонкослойные отстойники могут быть классифицированы по следующим признакам:

- по конструкции наклонных блоков (трубчатые и полочные), устанавливаемых под углом 45–60 ° (крутонаклонные);
- по режиму работы (циклического и непрерывного действия);
- по наклону полок или труб относительно движения сточной воды (с продольным прямым, обратным или комбинированным наклоном и поперечным наклоном).

Трубчатые секции имеют прямоугольное (квадратное), шестиугольное или круглое поперечные сечения, могут работать с более высокими скоростями по сравнению с полочным, монтируются из отдельных труб или блоков, изготавливаемых индустриально.

Полочные секции имеют сечение в виде прямоугольника, у которого  $B=H$ ; они монтируются из плоских или волокнистых пластин, удобны в эксплуатации и менее материалоемки, чем трубчатые.

Тонкослойные отстойники циклического действия характеризуются небольшим наклоном блоков; накапливающийся в них осадок удаляется промывкой обратным током осветленной воды и другими способами.

Отстойники непрерывного действия отличаются значительным наклоном блоков, обеспечивающим постоянное удаление выделяющихся загрязнений в зону накопления, в связи с чем не требуется их частая промывка.

В отстойниках с продольным наклоном блоков вода движется: сверху вниз – при прямом наклоне, снизу вверх – при обратном наклоне и попеременно – при комбинированном расположении блоков; с поперечным наклоном блоков вода движется горизонтально, а блоки наклонены в плоскости, перпендикулярной направлению движения сточной воды.

Выбор типа тонкослойного отстойника определяется, в первую очередь, характером загрязнений, содержащихся в очищаемой воде.

Отстойники циклического действия (с обратным наклоном блоков) целесообразно применять при осветлении сточной воды от грубодисперсных



примесей, концентрация и гидравлический размер которых имеют невысокие значения.

Отстойники непрерывного действия с прямым наклоном блоков эффективны при очистке сточных вод, загрязненных преимущественно всплывающими примесями (например: нефтью и нефтепродуктами) и сравнительно небольшим количеством тяжелых оседающих частиц (например, песка). Напротив, отстойники с обратным наклоном блоков (непрерывного действия) целесообразно применять для очистки сточных вод, в загрязнении которых преобладают оседающие вещества.

Отстойники с комбинированным и поперечным наклоном блоков являются универсальными и пригодны для выделения как всплывающих, так и оседающих примесей.

Практически трубчатые и полочные отстойники по эффективности мало отличаются друг от друга. Близки и технологические показатели отстойников с комбинированным и поперечным наклоном секций. Поэтому та или иная конструкция для конкретных условий применяется на основании технико-экономического расчета.

Тонкослойные отстойники допускают различную компоновку отдельных элементов (распределительной и сборной зон, отстойных секций, осадочной части), что позволяет варьировать в широких пределах строительные размеры сооружений, в целом исходя из местных условий и наличия материалов для тонкослойных блоков.

Исходными данными для расчета тонкослойных отстойников служат:

$Q$  – расход производственной сточной воды,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$u$  – наименьшая гидравлическая крупность, подлежащих содержанию частиц,  $\text{мм}/\text{с}$ ;

$C_1, C_2$  – концентрация взвешенных веществ соответственно в исходной и очищенной воде,  $\text{мг}/\text{л}$ ;

$t$  – продолжительность накопления осадка (или всплывающих примесей);

$P$  – влажность осадка (или всплывающих частиц) перед выпуском из отстойника, %;

$\rho$  – плотность осадка (или всплывающих примесей) при влажности  $P$ ,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Преимущество тонкослойного отстойника перед обычным заключается в меньшей продолжительности отстаивания сточной воды, что достигается разделением общей высоты потока на ряд тонких параллельно работающих слоев. Расчетные параметры и технико-экономические показатели

тонкослойных отстойников подлежат уточнению в тех или других производственных условиях.

Обзор конструкций тонкослойных отстойников дан в работах [15, 64, 132, 265, 274]. Ниже рассмотрены некоторые из них. Испытание тонкослойных отстойников на очистной станции Чеполле (Швеция) при освещении воды после аэротенков позволило определить фактор влияния угла наклона, расстояние между пластинами и место подачи жидкости в пакеты. Так, при установке пластин под углом  $55^\circ$  расстояние между ними 200 мм и боковым впуском жидкости эффект отстаивания по сравнению вертикальными отстойниками существенно повысился (в 18,5 раза), и концентрация взвеси на выходе при восходящей скорости потока в межпластинчатом пространстве, равном 1,4 мм/с, снизилась с 500 до 27 мг/л. Тем не менее, снижение эффективности отстаивания активного ила начинает сказываться уже при скорости движения жидкости в межпластинчатом пространстве более 1,5 мм/с. Так, при увеличении скорости в 1,5 раза, т.е. при 2,2 мм/с, концентрация взвеси в осветленной воде возросла до 135 мг/л. Аналогичная картина неудовлетворительной работы тонкослойных отстойников при задержании иловой смеси после аэротенков при малом угле наклона пластин, большом расстоянии между ними и сосредоточенном в пуске суспензии непосредственно в иловую часть под пластинами имела место на очистных сооружениях Векса и Бурос.

С целью некоторого сокращения строительного объема тонкослойных отстойников применяют прямоточную схему, что позволяет, используя усилие потока (движение жидкости и осадка совпадают), уменьшить угол наклона пластин с  $5-60^\circ$  до  $30-35^\circ$ . Такие отстойники применены шведской фирмой «Енсон конструкторской компании АБ» для очистки стоков после аэротенков, производительностью от 3 до 6 тыс. м<sup>3</sup>/сут. Как показывает опыт их эксплуатации, отстаивание эффективно протекает при концентрации взвеси не выше 125 мг/м, поскольку сепарация активного ила является весьма чувствительным процессом из-за крайне низкой плотности агрегата. При этом особое внимание уделено равномерному впуску жидкости в межпластинчатое пространство и отводу осветленной воды.

Для очистки промышленных сточных вод все шире применяют тонкослойные отстойники. В США такие аппараты производительностью 5 м<sup>3</sup>/ч и размерами 1,5×1,5×1,8 м внедрены для удаления из воды сфлукулированных частиц фосфатов. При этой конструкции отстойников рабочими элементами являются наклонно установленные трубы различной формы, например, квадратные размером 50×50 (длиной 3 м). Трубчатые

элементы собирают в пакеты, что позволяет изготавливать их из пластмасс методом экструзии, получая сотовидную структуру.

В России дальнейшее совершенствование конструкций, работающих по принципу отстаивания в тонком слое, отражено в работах И.В.Скирдова, В.Г.Понаморевы, И.И.Куренщикова и др. Исследованиями Ю.В.Кедрова установлен ряд закономерностей работы этих аппаратов, и экспериментально доказано влияние высоты яруса на эффект отстаивания. Так, при уменьшении высоты яруса с 280 до 35 мм эффективность осветления увеличивалась с 84 % до 99 %, т.е. эти сооружения практически решают вопрос удаления тонкодисперсной взвеси, что в значительной степени облегчает работу фильтров.

ДонУГИ разработан и внедрен тонкослойный отстойник производительностью  $540 \text{ м}^3/\text{ч}$ , площадь зеркала, воды отстойной части которого составляет лишь  $12 \text{ м}^2$ . При очистке шахтных вод и стоков углебогатительных фабрик Донбасса удельная нагрузка возросла по сравнению с радиальными отстойниками до 50 раз, а снижение содержания взвеси при расходе флокулянта  $0,4\text{--}1,0 \text{ г}/\text{м}^3$  характеризовалась  $75 \text{ г}/\text{м}^3$  в исходной и  $1 \text{ г}/\text{м}^3$  в осветленной воде. Для очистки вод шахтного водослива этим же институтом разработана конструкция пакетов, содержащих 120 листов под углом  $55^\circ$ , устанавливаемых в железобетонную емкость. Впуск воды и ее отвод осуществлены с торцов пакетов. При гидравлической крупности взвеси  $0,15 \text{ мм}/\text{с}$  производительность отстойника доведена до  $50 \text{ м}^3/\text{ч}$ . При сечении потока  $2,4 \text{ м}^2$  горизонтальная скорость составила  $5,8 \text{ мм}/\text{с}$ , что при задержании частиц гидравлической крупностью  $0,15 \text{ мм}/\text{с}$  позволило снизить объем отстойной части сооружения по сравнению с традиционной конструкцией с 260 до  $12 \text{ м}^3$ , т.е. в 21 раз.

Для устройства разделительных полок в конструкции тонкослойного отстойника Донецким ПромстройНИИпроектом разработан новый вид листа, на одной из поверхностей которого по всей его длине расположены ребра. Это позволило создать при их укладке в пакеты специальные ячейки, по которым сползают выпадающие в осадок частицы механических примесей. Рекомендуются для применения в конструкциях отстойников шахтных вод полиэтиленовые профилированные материалы в процессе эксплуатации не подвергаются непосредственному воздействию атмосферных факторов (ультрафиолетовому облучению и др.), вызывающих интенсивное старение материала, поэтому для их изготовления выбран полиэтилен высокого давления недефицитных базовых марок.

Новый вид профилированного полиэтиленового листа впервые внедрен при строительстве очистных сооружений для шахты им. Артема ПО Ворошиловградуголь. Новая конструкция отстойника позволила осуществить строительство установки по очистке сточных вод шахты им. Артема производительностью  $1200 \text{ м}^3/\text{ч}$  в одном здании, сократить сроки подготовительных работ, сэкономить дефицитный стальной лист, снизить трудозатраты.

В работе Ю.М.Симонова разработан и введен в эксплуатацию тонкослойный отстойник на малоцветной воде средней мутности. Он представляет собой напорный горизонтальный отстойник полочного типа с горизонтальным движением воды. Исследования проводились на станции Хородов Львовской железной дороги, где были внедрены три таких отстойника. Производительность каждого из них в основном режиме равна  $54 \text{ м}^3/\text{ч}$ , скорость движения воды в межполочных пространствах  $6,92 \text{ мм/с}$ , при этой скорости отстойники обеспечивают задержание частиц с гидравлической крупностью менее  $0,45 \text{ мм/с}$ . Отсюда видно, что у отстойников такой конструкции имеются хорошие перспективы применения с целью повышения качества очистки и снижения времени на обработку воды. Наблюдавшиеся в опытах высокие эффекты очистки (93–95 %) коагулированной природной воды обеспечиваются в напорных полочных отстойниках при времени пребывания воды в полочных пакетах, не превышающем  $t_p = 10$  мин.

В результате проведения экспериментальных и теоретических исследований по очистке поверхностных сточных вод тонкослойным отстаиванием в НИИ КВО АКХ им. К.Д.Памфилова разработана конструкция тонкослойного полочного отстойника торцевого типа. Исследования проводились с целью выявления основных факторов на процесс осветления поверхностных сточных вод в движущемся потоке при малой глубине. Эксперименты проводились на сточных водах с концентрацией взвешенных веществ  $800\text{--}3000 \text{ мг/л}$  и содержанием нефтепродуктов  $20\text{--}80 \text{ мг/л}$ . Скорость движения вод изменялась в пределах  $0,2\text{--}10 \text{ мм/с}$ . При этом продолжительность пребывания сточных вод в отстойнике составляла соответственно  $2,7\text{--}0,1$  ч.

Эффективность осветления в тонкослойном отстойнике (80–90 %) в течение  $0,2\text{--}3$  ч, соответственно, в  $6\text{--}1,5$  раза выше, чем в горизонтальном отстойнике (10–60 %). Осаждение основной части загрязнений в отстойнике заканчивается в первые 30 мин и увеличение продолжительности отстаивания нецелесообразно, так как не приводит к существенному улучшению очистки, что при использовании тонкослойных отстойников

торцевого типа для очистки поверхностных сточных вод площади для размещения сооружений могут быть снижены в 6–10 раз, а капитальные затраты в – 2,5–3 раза по сравнению с существующими сооружениями. Таким образом, применение таких отстойников обеспечит изъятие взвешенных веществ в среднем до 80–90 % и нефтепродуктов – до 70–80 %.

С 1974 г. по разработкам ВНИИВОДГЕО и Южгипроводхоза на очистных сооружениях г. Азова эксплуатируется отстойник диаметром 8 м, снабженный тонкослойными элементами с радиальным течением воды. В качестве сравнения принят осветлитель тех же геометрических размеров. При одинаковом качестве исходной воды и дозе коагулянта в тонкослойном многоярусном отстойнике нагрузка возросла с 174 до 478 м<sup>3</sup>/ч, а эффект отстаивания – с 83,1 до 86,4 %. Этот отстойник при возросшей нагрузке задерживает частицы гидравлической крупностью 0,2 мм/с при средней скорости течения в межпластинчатом пространстве 2,25 м/с, что соответствует продолжительности отстаивания около 15 мин. Важно также то, что реконструкция осветлителя осуществлена менее чем за месяц без затруднений, а качество осветленной воды не так зависит от колебаний расходов, как в осветлителе, придавая в этой конструкции существенное значение равномерности впуска жидкости в межпластинчатое пространство и отводу продуктов разделения из последнего.

Особый интерес представляет удаление из тонкослойных (трубчатых) отстойников высокомутной полидисперсной суспензии при безреагентном методе очистки воды. Такие исследования были проведены на опытной установке АзНИИ водных проблем на воде реки Кура в два этапа. На первом этапе исследований опыты проводились в период весенних паводков на экспериментальном стенде. В период проведения опытов содержание взвешенных веществ на воде реки Кура колебалось от 500 до 6000 мг/л. В течение всех опытов поддерживался ламинарный режим течения ( $Re = 150 \div 900$ ).

Продолжительность работы трубчатых отстойников составляла 8–24 ч. Было отмечено, что наибольший эффект осветления воды достигается в отстойниках, расположенных под углом наклона  $30 \div 60^\circ$ . При  $\alpha = 5 \div 30^\circ$  накопившийся по нижней образующей трубы осадок трудно удаляется. Под углом наклона  $\alpha = 60^\circ$  осадок сползает в нижнюю конусную часть трубы, что несколько отрицательно влияет на эффект осветления и производительность отстойника.

Наиболее благоприятные условия осаждения взвешенных частиц достигаются при расположении трубчатых отстойников под углом  $\alpha = 30 \div 45^\circ$ . В трубе с углом наклона  $30^\circ$  взвешенные вещества равномерно

распределяются по всей ее длине и широким слоем накапливаются по всему смоченному периметру нижней образующей трубы. В отстойнике с углом наклона  $45^\circ$  взвешенные вещества откладываются тонким веерообразным слоем по всей длине нижней образующей, а основная масса ее скапливается у входной части отстойника. При этом легко удаляется осадок из обеих труб – основная масса взвешенных веществ уходит в сток, а затем при промывке фильтров полностью выводится из отстойника. Расход воды на удаление осадка равен расходу воды на промывку фильтров.

Эффективность осветления воды в отстойниках с углами наклона  $30^\circ$  и  $45^\circ$  практически равнозначны, хотя в процентах эффект осветления суспензии в отстойнике с углом наклона  $45^\circ$  несколько выше. Так, при мутности воды реки Кура 6000 мг/л и равной скорости движения потока в обоих отстойниках на отстойнике, установленном с углом наклона  $30^\circ$ , эффект осветления составлял немногим более 50 %, тогда как при угле наклона  $45^\circ$  количество взвешенных веществ в осветленной воде оказалось равным 1700 мг/л, что соответствовало степени 70 % очистки.

Тонкослойные отстойники могут быть использованы и на севере для очистки буровых сточных вод на море. Буровые сточные воды, образующиеся при бурении скважин, вследствие высокой концентрации механических примесей и содержания растворенных токсичных веществ не могут сбрасываться в водоем без очистки. Единственной рациональной схемой их обработки следует считать глубокую очистку от механических примесей и повторное использование в технологическом процессе, где требования к качеству воды несравненно ниже. Учитывая высокую стоимость каждого квадратного метра площади буровых платформ при расположении их в море, основными требованиями является их высокая производительность в сочетании с компактностью.

Конструкция тонкослойного отстойника типа «Струя» успешно применялась на станциях небольшой производительности (до 1,0 тыс. м<sup>3</sup>/сут). Она представляет собой пакет труб диаметром 40–80 мм длиной 2 м, уложенных в цилиндрическую обойму. Эксплуатация этого отстойника при средней продолжительности отстаивания 15 мин, скорости потока 2 мм/с подтвердила сравнительно высокий эффект отстаивания. Так, содержание взвеси снизилось с 400 до 45–50 мг/л.

Переход к рыночной экономике, резкое повышение цен на материальные и трудовые ресурсы, энергию и сырье усугубили и без того сложные условия создания и обеспечения малых городов и поселков системами водоснабжения, особенно блоками подготовки

высококачественной и безопасной в санитарно-гигиеническом отношении к питьевой воде. В этих условиях практически единственным, экономически оправданным решением остается использование компактных водоочистных установок полного заводского изготовления.

Наиболее универсальным в диапазоне производительности 100–800 м<sup>3</sup>/сут является значение реконструированной установки «Струя-М» модернизированного типа с использованием тонкослойного осветления и эжекционной рециркуляции для хлопьеобразования и осаждения. Установка обеспечивает осветление, обесцвечивание, умягчение, обесфторирование и комплексное обезжелезивание воды.

Параметры установки по исходной воде следующие: по производительности – 100, 200, 400, 800 м<sup>3</sup>/сут.; взвешенные вещества – до 4000–5000 мг/л; цветность – до 300–500 град; железо – до 25–50 мг/л; соли жесткости – до 15–20 мг-экв/л; марганец – до 2–3 мг/л.

В зависимости от вида загрязнений можно подобрать соответствующие реагенты. Установка успешно апробирована в СНГ, Австралии и Кении.

Разработаны и серийно изготавливаются также водоочистные установки типа «Моноблок» оригинальной конструкции, который не имеет аналогов в мировой практике. Особенность этих установок заключается в возможности хлопьеобразования в контактной крупнозернистой среде пенопласта (10–12 мм), хлопьеобразования в мелкозернистой контактной среде вспененного полистирола крупностью 0,7–0,8 мм и отстаивания в тонкослойных элементах. Установки «Моноблок» предназначены для осветления и обесцвечивания поверхностных вод и очистки фторсодержащих соединений. Область применения этих установок менее широка (основные характеристики: взвешенные вещества до – 200 мг/л; цветность – до 200 град; фтор – до 5 мг/л), но особенно эффективны при холодных маломутных цветных водах в северо-западных регионах России.

Для достаточно крупных станций производительностью 1,6–5 тыс.м<sup>3</sup>/сут разработаны и могут применяться контактные безнапорные установки «Влага». Технология работы этих установок основана на тонкослойном эжекционном хлопьеобразовании, тонкослойном осветлении, уплотнении осадка и применении скорых фильтров.

Компактность установки типа «Влага» характеризуется минимальным объемом тонкослойных элементов, которые в 10–12 раз меньше, чем объемы типовых станций осветлителей и отстойников аналогичной производительности в железобетонном исполнении при той же эффективности.

Установки физико-химической очистки созданы в ВНИ ВОДГЕО совместно с рядом организаций. В состав установок входят вертикальные, радиальные и горизонтальные отстойники, которые для повышения эффективности оборудованы тонкослойными блоками. Характерной особенностью разработанных сооружений является размещение тонкослойных блоков на выходе жидкости из сооружения, это снижает нагрузку по твердой фазе на блок, соответственно улучшаются эксплуатационные условия. Сооружения горизонтального типа используют для удаления из воды всплывающих и осадочных веществ.

Для небольших объемов сточной воды с применением реагентов (около 50–100 м<sup>3</sup>/ч) могут быть использованы радиальные отстойники заводского изготовления с тонкослойными блоками. Отсутствие вращающихся механизмов для транспортировки осадка к приемке существенно упрощает эксплуатацию сооружений и в целом конструкцию аппарата.

Для осуществления в одном аппарате процесса коагуляции и отстаивания разработаны комбинированные конструкции, где обеспечиваются оптимальные условия хлопьеобразования и разделения дисперсной среды при минимальном расходе на транспортировку жидкости. Сооружения предназначены для очистки сточных вод, загрязненных нефтепродуктами и взвешенными веществами.

Смешение сточной воды с реагентами осуществляется гидроциклонами (с коагулянтами), а затем механическим путем (флокулянт). Созданный взвешенный слой осадка, выпадающего при прохождении сточной воды через осадительные пластины, установленные в конце каждой из камер, позволяет вернуть часть его в камеры хлопьеобразования.

Установка блока в конце отстойника позволяет обеспечить выпадение тонкодиспергированной взвеси и наиболее полное использование объема отстойника.

В отечественной практике водоподготовки для очистки природных поверхностных вод наиболее широко используются в качестве сооружений первой ступени отстойники со встроенными камерами хлопьеобразования или осветлители со слоем взвешенного осадка. Эти сооружения имеют ряд недостатков, и для обеспечения современных, более высоких требований к качеству очищенной воды требуется их комплексная модернизация.

В частности, камеры хлопьеобразования водоворотного типа, встроенные в вертикальные или радиальные отстойники, целесообразно реконструировать в контактные камеры, которые эффективны при осветлении маломутных, цветных, слабоминерализованных вод с длительными периодами низких температур.



Для интенсификации работы сооружений, в которых процессы хлопьеобразования осуществляются в слое взвешенного осадка и исходная вода характеризуется достаточной минерализацией и щелочностью, могут использоваться тонкослойные камеры хлопьеобразования. Их отличительной особенностью являются резконаклонные элементы, установленные в зоне взвешенного осадка и способствующие повышению его концентрации, увеличению гидравлической крупности и коэффициента объемного использования этих аппаратов.

При малой и средней мутности воды, когда для эффективного хлопьеобразования требуется введение дополнительной твердой фазы, могут использоваться более универсальные тонкослойные эжекционные (рециркуляционные) камеры хлопьеобразования.

Для повышения эффективности работы отстойных сооружений целесообразно оборудовать их тонкослойными элементами, в которых процессы осаждения протекают в условиях небольшой высоты при устойчивом, близком к ламинарному режиму движения воды.

Тонкослойные блоки характеризуются повышенной металлоемкостью, поэтому для их изготовления технологически и экономически целесообразно использовать только легкие, коррозионно-устойчивые материалы. Анализ свойств полимеров, пригодных для изготовления тонкослойных блоков, позволил сделать вывод, что по физико-химическим показателям, химической и бактериологической стойкости, долговечности наиболее подходящими являются мягкие полимерные пленки.

Эффективность тонкослойного осаждения определяется не только процессами, проходящими в тонкослойных элементах, но в равной степени и такими факторами, как качество подготовки хлопьевидной взвеси, подход к решению всех технологических процессов, связанных с хлопьеобразованием, осаждением, удалением осадка, а также гидравлическим режимом работы отстойных сооружений.

## **8.2. Конструкции тонкослойных отстойников**

Сепарация дисперсной фазы в гравитационных отстойниках является наиболее простым в аппаратном оформлении процессом. Однако при использовании в качестве отстойников полых емкостей эффективность процесса разделения ограничивается целым рядом факторов [132].

Известные экспериментальные исследования выделения нефтепродуктов и других примесей в отстойниках показали, что поток в зоне

выделения частиц не является ламинарным даже при низких значениях критерия Рейнольдса. Основными причинами этого являются:

- перепады температур в различных частях аппарата;
- неравномерность поля концентрации дисперсной фазы в различных его частях;
- неравномерность подвода сплошной фазы воды по поперечному сечению отстойника и отвода очищенной жидкости из него;
- наличие и работа устройств для отвода фаз;
- различные геометрические неоднородности в виде технологических перегородок, люков, распределителей фаз и др.

Так, неравномерность температурного поля и наличие в разделяемой смеси тяжелых примесей приводят к образованию в отстойнике зон с плотностью среды, отличающейся от средней ее плотности в объеме отстойника, что приводит к возникновению конвективных токов. Интенсивность конвективных токов и геометрия охватываемых ими зон находятся в прямой зависимости от неравномерности состава и температуры воды, размеров отстойника и усиливается при наличии источников подогрева в зоне выделения дисперсной фазы. Сосредоточенные отвод и сплошной подвод создают собственные устойчивые вихревые зоны. На эффект перемешивания от сосредоточенных подводов и отводов воды накладываются неблагоприятные эффекты конвективных потоков, гидродинамических неравномерностей и др. Все эти факторы приводят к перемешиванию в отстойниках и выравниванию концентрации дисперсной фазы по глубине слоя. Снижение эффективности выделения частиц будет тем значительней, чем меньше разность плотностей сплошной и дисперсной фаз.

Фактором, существенно ограничивающим эффективность процесса осаждения в полых отстойниках, является большая высота зоны осаждения. Для ее уменьшения в полых отстойниках устанавливают горизонтальные или наклонные перегородки, пластины, гранулы или трубы, которые повышают эффективность процесса. В полученных таким образом *тонкослойных отстойниках* процесс отстаивания происходит в объеме, разделенном на параллельные слои или каналы.

Одинаковый эффект осаждения достигается при равенстве соотношений [191, 265]

$$\frac{h_1}{h_2} = \frac{t_1}{t_2},$$

где  $h_1, h_2$  – высота зоны осаждения,  $t_1, t_2$  – время осаждения.

Из этой формулы следует, что при уменьшении высоты осаждения в  $n$  раз во столько же раз сокращается продолжительность отстаивания. Таким образом, отстаивание в тонком слое позволяет значительно уменьшить размеры отстойника при заданной производительности или увеличить производительность тонкослойного отстойника по сравнению с полым при заданном рабочем объеме.

В случае разделения смесей с полидисперсным распределением частиц применение тонкослойного отстойника по сравнению с объемным отстойником таких же размеров при заданной производительности позволяет выделять частицы гораздо меньших размеров, т.е. существенно повышает эффективность разделения.

К другим не менее важным преимуществам тонкослойных отстойников по сравнению с другими конструкциями сепарационных аппаратов можно отнести простоту конструкции, отсутствие приводов и вращающихся частей, простоту в эксплуатации и ремонте.

Применение тонкослойных отстойников по сравнению с полыми обеспечивает стабильность течения жидкости и препятствует возможности возникновения плотностных и температурных циркуляционных течений. В связи с малыми высотами слоев разделяемой смеси в тонкослойных отстойниках существенно уменьшается неблагоприятное влияние таких факторов, как наличие градиентов температуры и плотности. Поток в каналах между пластинами, гранулами или в трубах становится ламинарным после небольшого участка стабилизации в начале канала, что благоприятно сказывается на интенсивности процесса отстаивания.

В Японии широко распространены тонкослойные отстойники с гофрированными блоками из полимерных материалов производительностью до 110 тыс. м<sup>3</sup>/сут, а также полочные отстойники. Во Франции фирмой «Дегремон» разработаны тонкослойные отстойники типа RPS с трубчатыми блоками, а также типа «Седипак», объединяющие в одном сооружении зону смешения воды с реагентом, добавляемых для очистки, флокулятор с установленными в нем полками с дефлекторами и зону отстаивания с полочными блоками.

Опыт применения тонкослойного отстаивания для разделения суспензий и эмульсий выявил высокую эффективность данного метода. Выбор конструкции отстойника зависит от количества и состава разделяемой смеси. Для интенсификации процессов отстаивания возможна установка тонкослойных модулей в отстойники старых конструкций.

В Ленинградском институте инженеров железнодорожного транспорта исследовали влияние на эффективность работы тонкослойных отстойников таких факторов, как распределение потока воды, условия затухания пульсаций скорости и условия обеспечения ламинарного течения жидкости в ярусах. Установлено, что наблюдаемые на начальных участках блоков пульсации скоростей быстро затухают.

Изучение гидродинамики тонкослойного отстаивания показало [64], что полидисперсный состав дисперсной фазы является основной причиной возникновения в потоке неоднородности профиля концентрации, причем величина местного гидравлического сопротивления больше в нижней части наклонного элемента. В результате осаждения взвеси происходят деформация потока с перемещением максимальных скоростей в верхнюю часть элемента и образование поверхностного течения в виде тонкого слоя сплошной осветленной фазы. Это явление характерно для случаев с большим удельным содержанием дисперсной фазы.

Эффективность работы тонкослойного отстойника в значительной степени зависит от конструкции его отдельных узлов: устройства подвода, распределения и отвода очищаемой жидкости. Для равномерного распределения исходной жидкости по сечению тонкослойного блока особое значение имеет конструкция распределительного устройства. Существует большое многообразие распределителей, что является свидетельством сложности самой проблемы.

Наиболее часто применяемыми на практике конструктивными схемами тонкослойных отстойников являются отстойники с перекрестным и прямоточно-противоточным движением фаз. Применение последней схемы наиболее оправдано в случаях, когда выделяемая дисперсная фаза имеет склонность накапливаться на поверхности сепарационных пластин. В этом случае движение потока сплошной фазы в направлении уклона пластин способствует сползанию или всплытию выделенной дисперсной фазы в зону ее накопления. В тех случаях, когда дисперсная фаза не склонна к налипанию или адгезии на поверхности пластин, применение перекрестной схемы движения фаз более рационально. При этом существенно облегчается сепарация фаз за счет исключения повторного контакта фаз на выходе из сепарационной зоны, имеющего место при прямоточно-противоточной схеме движения фаз.

Тонкослойные элементы (модули) по геометрии поперечного сечения можно разделить на пластинчатые и трубчатые. Последние имеют круглую, квадратную, шестиугольную и ромбовидную формы.

Для изготовления тонкослойных элементов используют стекло, оцинкованное железо, полиэтиленовую пленку, полиэтиленовые профилированные листы, полипропилен, винипласт, полихлорвиниловый и полистирольный пластик, армированную полихлорвиниловую пленку и другие материалы.

Рекомендуемая скорость потока жидкости в тонкослойных элементах принимается из условия ламинарного течения среды между пластинами отстойника в пределах от 1 до 10 мм/с. Расстояние между пластинами в тонкослойном пластинчатом отстойнике – от 20 до 150÷200 мм. Оптимальная величина этого расстояния зависит от концентрации дисперсной фазы и ее свойств. Величина этого параметра влияет на расчетную длину тонкослойного элемента.

Для трубчатых отстойников диаметр труб составляет от 25 до 100 мм. Отношение длины к диаметру трубы принимают равным  $10 \div 20$  при угле наклона не более  $40^\circ$ . Оптимальный угол наклона тонкослойных элементов в зависимости от вида и концентрации примесей находится, как правило, в интервале  $45 \div 60^\circ$ . Процесс тонкослойного отстаивания во многом зависит от гидродинамики двухфазного потока и характера движения осадка по поверхности тонкослойных элементов.

Основной недостаток конструкций блоков перекрестной схемы заключается в перерасходе материала пластин, т.к. для избегания прогиба пластин в блоке, в целях сохранения их параллельности и угла сползания осадка, они принимаются гораздо большей толщины, чем это требуется по технологии процесса.

Использование гофрированного материала или листов с ребрами жесткости (рис. 8.1) уменьшает живое сечение яруса или приводит к вынужденному увеличению высоты.

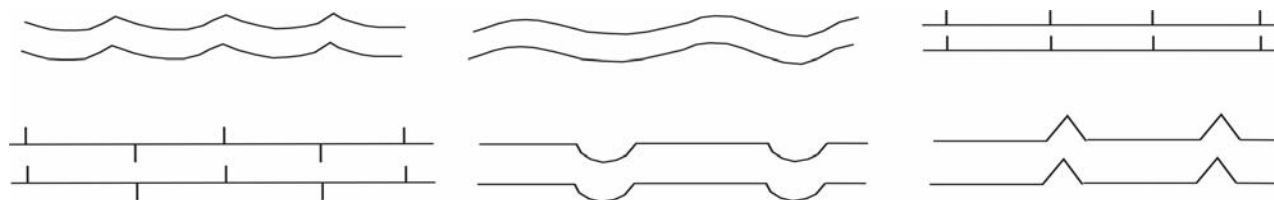


Рис. 8.1. Конструкции тонкослойных блоков, работающих по перекрестной схеме

Представляет интерес конструкция тонкослойного отстойника (рис. 8.2), в котором тонкий слой создается гофрированными листами, расположенными вертикально.

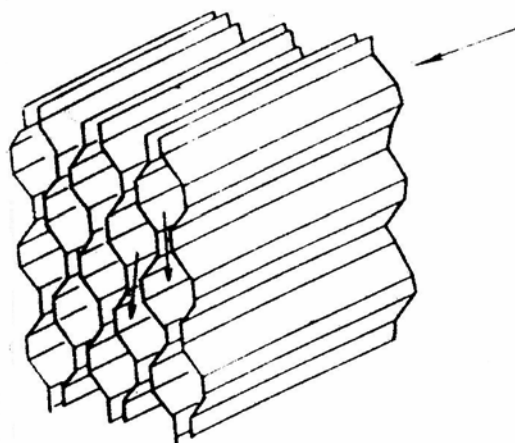


Рис. 8.2. Блок пластин тонкослойного отстойника с гофрированными листами

Процесс отстаивания происходит в расширенном объеме между соседними гофрами. Осадок, выпадающий на наклонную часть гофр, сползает в щель между листами. В эту же щель попадают частицы, оседающие в этом объеме и не попавшие на стенку гофра. В щели создаются условия стесненного осаждения, способствующие агломерации частиц выделившегося осадка. Попадая в нижний расширенный объем между гофрированными листами, процесс осаждения частиц ускорится.

Недостатком такой конструкции, помимо склонности к загрязнению, является возможность повторного перемешивания фаз в узких зазорах между пластинами.

Для уменьшения турбулентности потоков и предотвращения взмучивания осаждаемой взвеси создан и внедрен в промышленность усовершенствованный тонкослойный отстойник, в котором под основным блоком наклонных пластин установлен дополнительный блок вертикальных пластин. Это простое устройство позволяет существенно увеличить производительность аппарата.

Имеются технические решения, в которых для оснащения тонкослойных отстойников предлагаются блоки, состоящие из параллельных листов, имеющих поперечные ребра. Причем листы соединены так, что образующиеся каналы в соседних слоях направлены в разные стороны.

Конструкции блоков тонкослойных элементов для отстойников, работающих по противоточно-прямоточным схемам, отличаются большим разнообразием [132].

Для обеспечения жесткости пластины могут иметь ребра жесткости или им может быть придана гофрированная форма (рис. 8.3). Для блоков, как правило, используются пластмассовые листы, но может быть использован и металл.

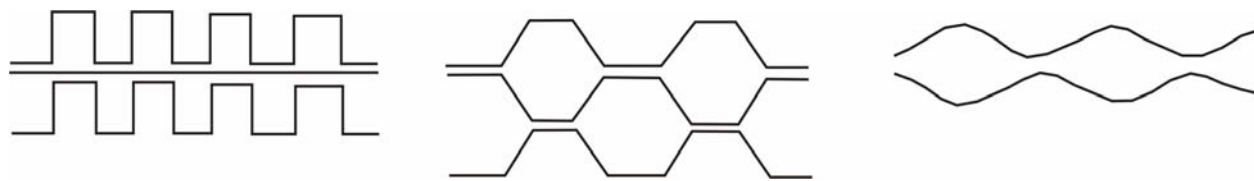


Рис. 8.3. Форма пластин для трубчатых отстойников

Тонкослойные отстойники таких конструкций получили название трубчатых. Одним из достоинств этих отстойников является возможность использования в трубчатых блоках тонкого пленочного материала.

На рис. 8.4 показаны возможности различного расположения гофрированных листов в трубчатых блоках. К недостаткам конструкций можно отнести перерасход используемого материала в местах соединения листов между собой, особенно в случае, когда между гофрированными листами укладывается плоский лист (рис. 8.4, а).

С целью экономии материала пластин и решения вопроса стыковки предлагается множество вариантов стыковочных узлов. Это, в свою очередь, влечет изменение формы и насадок машин и агрегатов, производящих пластмассовый лист для тонкослойных отстойников, т.к. для трубчатых отстойников, как правило, используется пластмасса. Схемы узлов достаточно сложны в изготовлении; из них «з» (рис. 8.4) наиболее простая и применена в конструкции трубчатого отстойника, разработанного Дон УГИ.

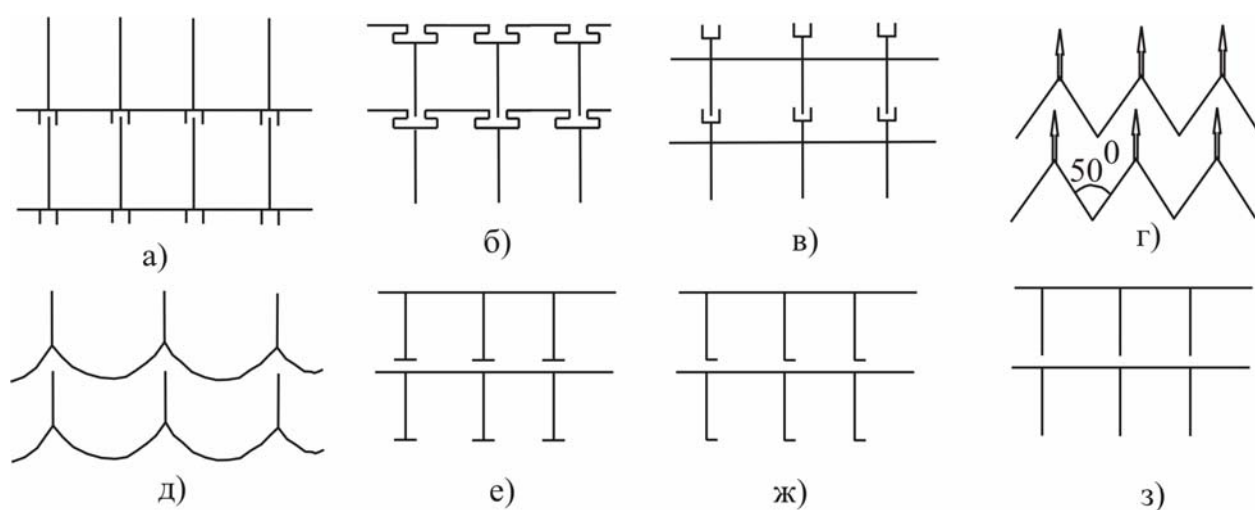


Рис. 8.4. Различные варианты стыковки пластин в трубчатых блоках

Существуют конструкции, в которых блок набран из отдельных труб. В этих конструкциях треугольное сечение, образующееся при стыковке трех труб, практически не используется при длительной эксплуатации отстойника, т.к. подвержено быстрому засорению.

Интерес представляет сложная конструкция трубчатого блока, где в трубы вставлена закрученная винтом полоса (рис. 8.5), которая создает слой отстаивания, равный шагу винта. Кроме того, надо полагать, что при винтовом движении потока будут создаваться условия, повышающие эффективность агломерации. Тем не менее, следует отметить сложность конструкции для рекомендации по ее реализации.

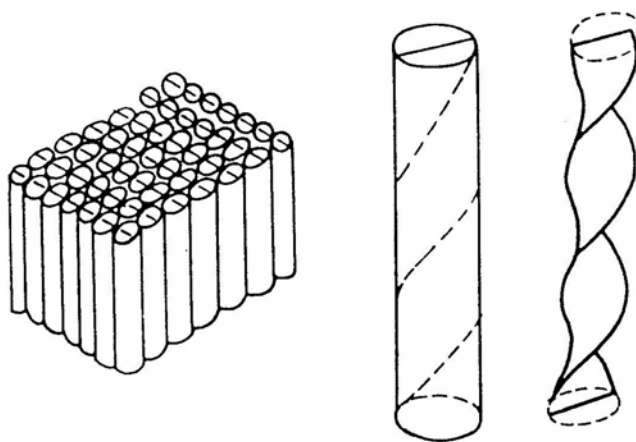


Рис. 8.5. Трубчатый блок с элементами закрутки потока

Предварительный анализ показал, что тонкослойные отстойники характеризуются повышенной материалоемкостью, и основное влияние на стоимость блоков оказывает расход материалов на изготовление тонкослойных элементов, определяемый в основном их толщиной. В связи с этим более экономичными, по сравнению с полочными конструкциями из листовых материалов (полиэтилена, винипласта, стеклопластика, асбестоцемента и др.), являются ячеистые конструкции блоков при условии выполнения их из тонких материалов. Анализ свойств пригодных для изготовления тонкослойных блоков полимеров позволил сделать вывод, что по физико-химическим показателям, химической и бактериологической стойкости, долговечности наиболее подходящими являются мягкие полимерные пленки, в частности, наиболее дешевая и распространенная из них – полиэтиленовая пленка.



Исследования показали, что достаточно прочная и надежная конструкция тонкослойного блока может быть изготовлена из пленки толщиной не менее 150 – 200 мм (рис. 8.6).

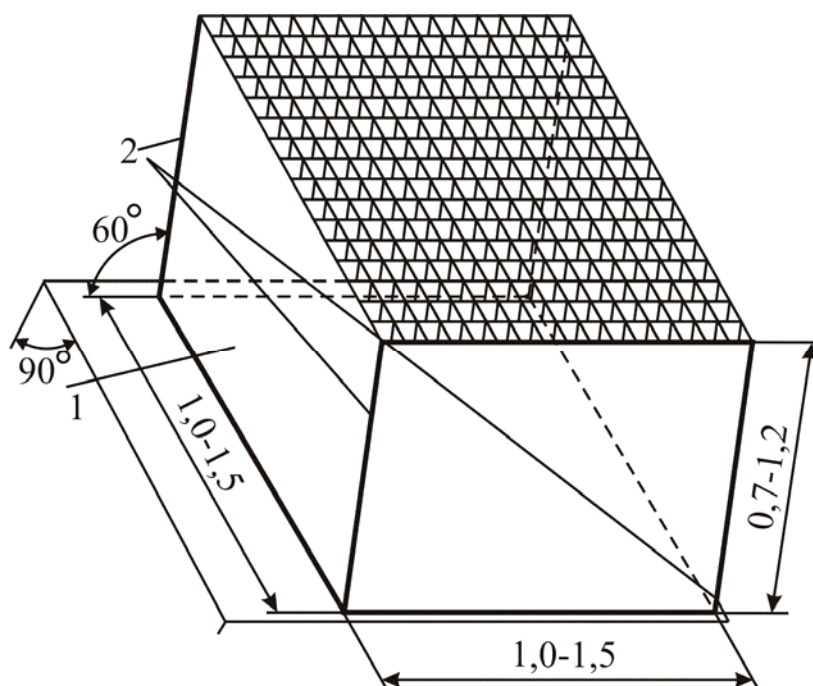


Рис. 8.6. Тонкослойный сотоблок из полиэтиленовой пленки:  
1 – тонкослойный блок из полиэтиленовой пленки; 2 – стержни для растяжения сотоблока

Многолетние испытания работы указанных выше тонкослойных сооружений подтвердили высокую эффективность метода осаждения взвеси в слоях небольшой высоты. Были также подтверждены прочность, надежность и долговечность разработанной конструкции блоков, простота их монтажа и эксплуатации. Оборудование отстойных сооружений тонкослойными блоками позволяет в 1,5 – 2 раза повысить их производительность, улучшить качество осветления воды, обеспечить более стабильную работу сооружений в условиях изменения качества исходной воды. В то же время для тонкослойных отстойных сооружений необходима эффективная работа камер хлопьеобразования. Только при условии подачи в тонкослойные элементы сформировавшихся с достаточной гидравлической крупностью хлопьев возможно их тонкослойное осаждение при скоростях, в несколько раз превышающих скорости традиционных отстойников.

Имеются технические решения, в которых для оборудования отстойников тонкослойными модулями предлагаются блоки, состоящие из параллельных листов, имеющих ребра (рис. 8.7).

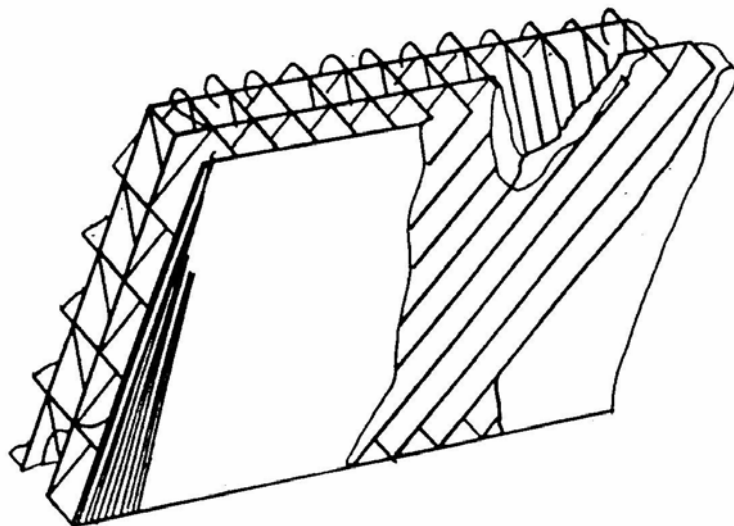


Рис. 8.7. Трубчатый блок с наклонным расположением элементов

Листы соединены так, что если в одном слое образующиеся каналы наклонены в одну сторону, то в последующем – в другую. Это придает блоку достаточную жесткость без дополнительного канала.

Отстойники для разделения эмульсий (сепараторы) отличаются от отстойников для разделения суспензий только способом выгрузки отделенной дисперсной фазы. При этом, если в качестве дисперсной фазы выступает незагрязненная или слабозагрязненная жидкость, не склонная к загрязнению пластин отстойника, то угол их наклона может быть минимальным, что позволяет при данном расстоянии между пластинами увеличить эффективность сепарации.

### ***Сепарационные блоки «Инжехим»***

Инженерно-внедренческий центр «Инжехим» изготавливает сепарационные блоки, которые применяются для выделения из нефти воды, отделения нефти и твердых взвешенных частиц от сбросовых вод, обезвоживания углеводородов, разрушения водно-углеводородных эмульсий и т.д. [132, 247].

Для установки сепарационных блоков в имеющиеся на предприятиях емкости «Инжехим» проектирует и изготавливает специальные опорные и

распределительные конструкции. Последние проектируются на основании анализа результатов компьютерного и физического моделирования данного отстойника (см. главу 15).

Сепарационные блоки выполняются в виде закрепленных в специальной каркасной конструкции пакетов тонких металлических пластин из нержавеющей стали. Геометрия пластин и их специально организованная ориентация в объеме позволяют в десятки раз увеличить эффективность и производительность реконструированных отстойников.

Повышение эффективности происходит за счет использования нескольких эффектов. Оригинальная перекрестная ориентация сепарационных пластин эффективно секционирует объем отстойника, препятствуя образованию циркуляционных токов. Это создает благоприятные гидродинамические условия для разделения фаз. Ввиду малого расстояния между пластинами (минимальный зазор 7,5 мм, максимальный – 60 мм) резко уменьшается высота всплытия или осаждения капель и частиц, что позволяет эффективно сепарировать капли и частицы размером 20 мкм и менее.

Забиванию межпластинчатого пространства препятствует крутой угол наклона пластин, а также их специальная гибкая конструкция сепарационных блоков (рис. 8.8).



Рис. 8.8. Сепарационный блок «Инжехим»

Модернизируемые отстойники обеспечиваются распределительными устройствами.

### *Технические характеристики сепарационных блоков*

- Степень разделения – 98 % и выше.
- Исполнение – коррозионно-стойкое из нержавеющей стали.
- Срок службы без ремонта не менее 5 лет
- Размеры блоков 400x400x250 мм (проходят через люк 500 мм).
- Гидравлическое сопротивление – не более 10 Па/м

### **8.3. Расчет тонкослойных отстойников**

В концентрированных эмульсиях совместное относительное движение дисперсных частиц  $U(r, \alpha)$  из-за взаимодействия их между собой и со сплошной средой затормаживается в соответствии с концентрационной зависимостью

$$U(r, \alpha) = U(r)\varphi(\alpha), \quad (8.3.1)$$

где  $\alpha$  – концентрация дисперсной фазы, численно равная объему капель в единице объема эмульсии.

На основании экспериментальных данных по определению скорости осаждения частиц в концентрированных эмульсиях рекомендована формула

$$\varphi(\alpha) = (1 - \alpha)^n. \quad (8.3.2)$$

Из приведенных формул видно, что основное влияние на скорость осаждения капель оказывают разность плотностей фаз эмульсии, диаметр капель и вязкость сплошной среды. Влияние внутренних токов в капле и концентрации дисперсной фазы учитывается с помощью соответствующих добавочных выражений к формуле Стокса.

Обычно процесс отстаивания изучают в статических условиях при неподвижной жидкости

Перенос результатов статических исследований в динамические условия работы проточных устройств производят с помощью соотношения

$$\tau = \frac{L}{U_{\text{ж}}} = \frac{LBH}{Q_{\text{ж}}}, \quad (8.3.3)$$

где  $Q_{\text{ж}}$ ,  $U_{\text{ж}}$  – расход и средняя скорость движения сплошной фазы вдоль зоны выделения частиц;  $L$ ,  $B$ ,  $H$  – длина, ширина и высота зоны выделения.

При таком переносе предполагается, что поток в зоне выделения частиц ламинарный, профиль скорости потока в поперечном сечении аппарата равномерный и перемешивания сплошной фазы не происходит. Количество дисперсной фазы, выделяющейся из сплошной фазы в зоне отстоя с частицами радиусом  $r$ , может быть найдено для этого случая по формуле

$$Q_{vr} = V_{\text{ж}} C_0 \frac{W_{\text{ч}} \tau}{H}, \quad (8.3.4)$$

где  $V_{\text{ж}}$  – объем сплошной фазы, протекающей за время  $\tau$  через зону отстоя;  $C_0$  – исходная концентрация частиц дисперсной фазы радиусом  $r$ , в объемных долях.

Остаточная концентрация частиц определяется как

$$C = C_0 \left( 1 - \frac{W_{\text{ч}} \tau}{H} \right). \quad (8.3.5)$$

При расчете тонкослойных пластинчатых отстойников следует учитывать три фактора:

- время осаждения частиц заданного размера,  $\tau_{\text{ос}}$ ;
- время пребывания жидкости в тонкослойном элементе,  $\tau_{\text{преб}} (\tau_{\text{ос}} < \tau_{\text{преб}})$ ;
- наличие ламинарного режима течения жидкости при обязательном сохранении устойчивости потока, т.е.:

$$\text{Re} = \frac{\upsilon H}{\nu} < 500, \quad (8.3.6)$$

$$\text{Fr} = \frac{\upsilon^2}{g \frac{H}{4}} > 10^{-5}, \quad (8.3.7)$$

где  $v$  – скорость движения жидкости в тонкослойном элементе;  $H$  – расстояние между пластинами;  $\nu$  – кинематическая вязкость жидкости;  $g$  – ускорение силы тяжести.

Методики расчета тонкослойных отстойников, как правило, сводятся к определению максимальной скорости движения жидкости  $v_{\max}(v_{\min} < v < v_{\max})$ , рабочей длины зоны осаждения  $L$ , т.е. длины тонкослойных элементов, и общего количества ячеек  $n$ . Расстояние между пластинами, их ширина, концентрация взвеси при этом задаются.

Максимально допустимая скорость движения воды в тонкослойных элементах из условия (8.3.6) должна быть [119]:

$$v_{\max} \leq 500 \frac{v}{H}. \quad (8.3.8)$$

Для определения значений величин максимальной и минимальной скорости движения жидкости в различных конструкциях тонкослойных отстойников используются формулы (табл. 8.2).

Для тонкослойных элементов горизонтальных и радиальных отстойников скорость движения жидкости рекомендуется принимать  $v=2 \div 10$  мм/с, а для отстойников с восходяще-нисходящем течением жидкости  $v=2 \div 5$  мм/с.

Т а б л и ц а 8.2

### Расчет минимальных и максимальных скоростей

Параметр	Тонкослойные отстойники с наклоном элементов			
	продольным			поперечным
	трубчатые		пластинчатые	
	прямоугольного сечения	круглого сечения		
$Re_{\text{опт}}$ $v_{\max}$	$\frac{vHb}{2\nu(H+b)} < 500$ $1000\nu \left( \frac{1}{b} + \frac{1}{H} \right)$	$\frac{vH}{4\nu} < 500$ $\frac{2000\nu}{H}$	$\frac{vH}{2\nu} < 500$ $\frac{1000\nu}{H}$	
$v_{\min}$	$10[u] \cos \alpha + u \sin \alpha$		$\frac{H}{[u] \cos \beta}$	

Расчетная длина  $L$  тонкослойных элементов может быть определена по формуле

$$L = \frac{Hv}{u \cos \alpha}. \quad (8.3.9)$$

В таблице 8.2  $b$  – ширина тонкослойного элемента;  $u$  – гидравлическая крупность частиц;  $\alpha$  – угол продольного наклона тонкослойных элементов;  $\beta$  – угол поперечного наклона тонкослойных элементов.

Гидравлическую крупность частиц следует определять экспериментально путем осаждения взвесей в покое в слое жидкости, равной высоте их осаждения в тонкослойных элементах.

В формуле (8.3.8) может использоваться также эмпирический коэффициент, учитывающий реальные гидродинамические условия в тонкослойном элементе.

На практике наибольшее применение получила методика расчета тонкослойных отстойников [64] с учетом зависимостей (8.3.3), (8.3.4).

Учет профиля скорости сплошной фазы в межполочном пространстве учитывается введением поправочного коэффициента в формулу (8.3.6).

Анализ литературных данных и результатов исследований позволил предложить метод расчета тонкослойных отстойников, который сводится к определению его геометрических размеров – длины, ширины и высоты канала – при заданных нагрузке, начальной и конечной концентрации взвеси и её характеристики (дисперсности и плотности). Необходимыми условиями, обеспечивающими надежность работы и стабильность качества осветленной воды, являются ламинарный режим течения и устойчивость потока в тонкослойном элементе.

Для каналов прямоугольного сечения, какими являются ячейки тонкослойного отстойника, критическое число Рейнольдса определяется по максимальному значению скорости потока  $W_{\max}$ , то есть

$$\text{Re}_{\text{кр}} = \frac{W_{\max} 4R}{\nu} \leq 2800, \quad (8.3.10)$$

откуда скорость потока составит

$$W_{\max} = \frac{\text{Re}_{\text{кр}} \nu}{4R}. \quad (8.3.11)$$

Устойчивость потока описывается критерием Фруда и для рассматриваемого случая численное значение последнего принимается

$$Fr_{кр} = \frac{W_{max}^2}{gR} \geq 10^{-5}, \quad (8.3.12)$$

из которого скорость потока составит

$$W_{max} = 0,1\sqrt{R}. \quad (8.3.13)$$

Из совместного решения уравнений (8.3.11) и (8.3.12) получены предельные значения максимальной скорости потока и гидравлического радиуса для ячейки тонкослойного отстойника

$$W_{max} \leq 0,412 \text{ см/с}, R \leq 16,9 \text{ см}.$$

Отсюда следует, что изменения скорости потока, в пределах которой при заданных геометрических размерах ячейки обеспечиваются одновременно и ламинарный режим течения, и устойчивость потока, приведены в табл. 8.3.

Поскольку эффективность отстаивания предопределяется прежде всего высотой, значение последней должно приниматься минимальной. Однако при выборе высоты отстаивания необходимо учитывать толщину слоя сползающего осадка, которая зависит от его реологических свойств и угла наклона элемента. Толщина слоя структурированных осадков, какими являются осадки гидроокисей металлов, осадки биологического происхождения (активный ил) больше, чем неструктурированных. Учитывая волновой (лавинообразный) характер сползания осадка (при угле наклона более  $30^\circ$ ), высота канала должна быть несколько больше максимальной толщины, которая в створе вальца волны у неструктурированных осадков достигает 6 мм, а у структурированных в 2,5–3 раза больше.

В случае, если общая высота ячейки равна или меньше толщины вальца осадка, условия отстаивания нарушаются, поскольку живое сечение канала периодически будет перекрываться вальцом сползающего осадка. Из-за периодического сужения осадка живого сечения канала течение суспензии носит пульсирующий характер.



**Пределы максимальной скорости потока  
при различных геометрических размерах ячейки при  $t=10\text{ }^{\circ}\text{C}$**

$H$ , см	$B/H$	$R$ , см	$W_{\max}$		$R < 2800$
			менее см/с	более см/с	
2,5	1	0,62	11,3	0,079	19,7
	2	0,83	8,4	0,091	30
	5	1,04	6,7	0,102	42
	10	1,14	6,1	0,106	49
	20	1,19	5,8	0,109	52
	40	1,22	5,7	0,11	54
5	1	1,25	5,6	0,112	56
	2	1,67	4,2	0,129	58
	5	2,08	3,4	0,144	120
	10	2,27	3	0,15	137
	20	2,38	2,9	0,152	145
	40	2,42	2,85	0,155	150
10	1	2,5	2,8	0,158	158
	2	3,34	2,1	0,182	244
	5	4,16	1,68	0,202	334
	10	4,55	1,53	0,213	390
	20	4,75	1,47	0,218	410
	40	4,85	1,41	0,22	420
20	1	5	1,4	0,224	448
	2	6,67	1,04	0,256	680
	5	8,35	0,84	0,286	950
	10	9,1	0,77	0,3	1090
	20	9,53	0,735	0,31	1180
	40	9,75	0,716	0,313	1220

Учитывая влияние оседающей взвеси на гидравлические условия потока (изменение формы эпюры скорости), среднюю скорость потока рекомендуется принимать согласно табл. 8.4.

**Рекомендуемые значения скорости потока в зависимости от  
концентрации взвеси**

Характеристика суспензии	Концентрация взвеси, $C$ , мг/л	Скорость потока, $W_{\max} = W_{\text{cp}}$ , см/с
Слабоконцентрированные	от 50	1,5
Средней концентрации	50–500	1,7
Высокой концентрации	500–5 000	2
Весьма высокой концентрации (осадки пульпы)	от 5000	2,5

По принятому значению максимальной скорости потока находят геометрические размеры ячейки (без учета толщины сползающего осадка) из равенства

$$R = \frac{BH}{2(B+H)}, \quad (8.3.14)$$

задавшись при этом соотношением  $\frac{B}{H}$ . После этого находят общую высоту ячейки  $H$  с учетом толщины слоя сползающего осадка, равную

$$H_0 = H + h. \quad (8.3.15)$$

Тогда удельная нагрузка на ячейку составит

$$g = W_{\text{cp}} BH = \frac{W_{\max}}{1,5 \div 2,5} BH. \quad (8.3.16)$$

Общее количество ячеек

$$n = \frac{Q}{g}. \quad (8.3.17)$$

При нахождении длины зоны отстаивания  $L$  в расчет необходимо вводить не среднюю, а максимальную скорость потока. Тогда при торцевом впуске суспензии в ячейку длина зоны отстаивания

$$L = W_{\max} T, \quad (8.3.18)$$

а при боковом –

$$L = \frac{B}{2 \operatorname{tg} \beta} + W_{\max} T. \quad (8.3.19)$$

Продолжительность отстаивания

$$T = \frac{H_0}{\cos \alpha U}. \quad (8.3.20)$$

#### 8.4. Пример расчета отстойника

**Исходные данные.** Расход  $Q_{\text{сут}} = 1000 \text{ м}^3$ ; коэффициент часовой неравномерности  $K_2 = 2,5$ ; концентрация взвеси  $C = 350 \text{ мг/л}$ ; эффект очистки 98 %; механические примеси  $\text{Al}(\text{OH})_3$   $\rho = 1,02 \text{ г/см}^3$ ; гидравлическая крупность частиц  $U = 0,05 \text{ см/с}$ ;  $t_{\text{ж}} = 10 \text{ }^\circ\text{C}$ ; опорожнение осадка влажностью 97,5 % раз в неделю.

**Найти.** Определить конструктивные размеры.

**Решение.** Примем: схема отстойника – противоточная; осадок самопроизвольно сползает при угле наклона ячейки  $\alpha \leq 50^\circ$ .

Толщина вальца осадка составляет

$$h_1 = 6 + 0,5 \cdot 6 = 9 \text{ мм.}$$

Рабочую высоту потока  $H$  примем равной 25 мм. Высота ячейки по нормали (8.3.15)

$$H_0 = H + h = 25 + 9 = 34 \text{ мм,}$$

$H_0$  принимаем равным 35 мм.

Согласно табл. 8.2 устойчивость потока обеспечивается в пределах максимальной скорости 11,3–0,11 см/с при соотношении ширины к высоте

1÷40. Задавшись шириной ячейки 70 см, получим два значения максимальной скорости 5,7 и 0,11 см/с и, следовательно, два значения количества ячеек.

При концентрации взвеси 350 мг/л максимальной скорости потока согласно табл. 8.3 в 1,7 раза превышает её среднее значение.

Тогда нагрузка на одну ячейку составит (8.3.16)

$$g_{\max} = \frac{W_{\max}}{1,5 \div 2,5} BH = \frac{5,7 \cdot 10^{-2}}{1,7} 0,7 \cdot 0,025 \cdot 3600 = 2,1 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$g_{\min} = \frac{W_{\min}}{1,5 \div 2,5} BH = \frac{0,11 \cdot 10^{-2}}{1,7} 0,7 \cdot 0,025 \cdot 3600 = 0,041 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Число ячеек (8.3.17):

$$n_{\max} = \frac{Q_{\text{сут}}}{g_{\max}} = \frac{1000 \cdot 2,5}{24 \cdot 2,1} = 50 \text{ шт},$$

$$n_{\min} = \frac{Q_{\text{сут}}}{g_{\min}} = \frac{1000 \cdot 2,5}{24 \cdot 0,041} = 2541 \text{ шт}.$$

Скорость осаждения хлопьев гидроокиси алюминия с учетом фактора стесненности

$$U = U_0 \left[ 1 - 2,6 \left( \frac{C}{\rho} \right)^{0,5} \right] = 0,05 \left[ 1 - 2,6 \left( \frac{0,00035}{1,02} \right)^{0,5} \right] = 0,0476 \text{ см/с}.$$

Продолжительность осаждения в начальный момент отстаивания (осадок ещё не образовался) (8.3.20)

$$T = \frac{H_0}{\cos \alpha U} = \frac{3,5}{0,64 \cdot 0,0476} = 114 \text{ с}.$$

Длина зоны отстаивания при торцевом впуске жидкости

$$L_{\min} = 0,11 \cdot 114 = 12,5 \text{ см},$$

$$L_{\max} = 5,7 \cdot 114 = 650 \text{ см},$$

а при боковом двустороннем с учетом угла раскрытия струи, равного  $\beta = 28^\circ$ , и высоты впускного окна 10 см (8.3.19):

$$L_{\min} = 0,11 \cdot 114 + \frac{70}{2 \cdot 0,53} + 10 = 726 \text{ см},$$

$$L_{\max} = 5,7 \cdot 114 + \frac{70}{2 \cdot 0,53} + 10 = 89 \text{ см}.$$

Горизонтальное расстояние между пластинами  $S$ :

$$S = \frac{H_0}{\sin 40^\circ} = \frac{3,5}{\sin 40^\circ} + 0,4 = 5,8 \text{ см}.$$

Пластинами может служить оконное стекло толщиной 4 мм, шириной 1 м, длиной до 1,2 м. Размеры пакета-пластин при максимальной скорости потока, длине пластины 1,2 м и количестве ячеек в пакете 50 составляет

$$1,2 \cos 50^\circ \cdot 1 \cdot 50(0,058 + 0,004) = 0,8 \times 1 \times 3,1 \text{ м},$$

а общий размер пакета в плане

$$[50(0,058 + 0,004) + 1,2 \cos 50^\circ] \cdot 1 = 3,9 \times 1 \text{ м}.$$

Количество пакетов при торцевом впуске и максимальной скорости потока

$$n = \frac{650}{120} = 6 \text{ шт},$$

при боковом впуске и максимальной скорости потока

$$n = \frac{726}{120} = 6 \text{ шт}.$$

Размеры пакета-пластин при минимальной скорости потока, длине пластины 0,17 (торцевой впуск) м, ширине 1 м, толщине 4 мм и количестве ячеек в пакете 2541 шт:

$$0,17 \cos 50^\circ \cdot 1 \cdot 2541(0,058 + 0,004) = 0,1 \times 1 \times 157,5 \text{ м},$$

а общий размер пакета в плане

$$2541(0,058 + 0,004) + 0,17 \cos 50^\circ = 157,6 \times 1 \text{ м}.$$

Количество пакетов-пластин – один.

Размеры пакета-пластин при минимальной скорости потока, длине пластины 1,2 м (боковой двусторонний впуск), ширине 1 м, толщине 4 мм и количестве ячеек в пакете 2541 шт.

$$1,2 \cos 50^\circ \cdot 1 \cdot 2541(0,058 + 0,004) = 0,8 \times 1 \times 157,5 \text{ м},$$

а общий размер пакета в плане

$$2541(0,058 + 0,004) + 1,2 \cdot \cos 50^\circ = 158,3 \times 1 \text{ м}.$$

Количество пакетов-пластин – один.

Емкость для размещения в ней пакетов-пластин принимается прямоугольной при торцевом впуске с учетом монтажных зазоров по 50 мм с каждой стороны пакета, составит при максимальной скорости

$$(3,9 + 2 \cdot 0,05)(1,00 + 2 \cdot 0,05) = 4 \cdot 1,10 = 4,4 \text{ м}^2,$$

а объем емкости без учета иловой части

$$V_{\text{ос}} = 4,4 \cdot 6 \cdot 1,2 \cos 50^\circ = 20,4 \text{ м}^3.$$

Объем иловой части

$$V_{\text{ил}} = \frac{1000 \cdot 6(350 - 346)}{(100 - 97,5) \cdot 1020} = 9,4 \text{ м}^3.$$

Распределительная система выполнена из перфорированных труб диаметром 100 мм, расположенных над пластинами на расстоянии 200 мм от них и от уровня слоя осадка. Тогда объем емкости для их размещения составит

$$3,9 \cdot (2 \cdot 0,2 + 0,1) = 1,95 \text{ м}^3.$$

Сборная система также выполнена из перфорированных труб диаметром 100 мм, размещенных над пластинами на расстоянии 200 мм. Глубина погружения труб 0,2 м, высота кромки борта емкости 0,2 м. Объем емкости

$$3,9 \cdot (0,2 + 0,1 + 0,2 + 0,2) = 2,7 \text{ м}^3.$$

Общий подъем составит

$$V_{\text{общ}} = V_{\text{ос}} + V_{\text{ил}} + 1,75 + 2,45 = 20,4 + 9,4 + 1,95 + 2,7 = 34,5 \text{ м}^3,$$

а общая высота –

$$H_{\text{общ}} = 6 \cdot 1,2 \cos 50^\circ + \frac{9,4}{3,9} + 0,5 + 0,7 = 8,2 \text{ м}.$$

Размеры емкости для размещения пакетов пластин при боковом впуске и максимальной скорости аналогичны. Площадь при торцевом впуске и минимальной скорости с учетом монтажных зазоров

$$(158,3 + 2 \cdot 0,05)(1,00 + 2 \cdot 0,05) = 158,4 \cdot 1,1 = 147,2 \text{ м}^2.$$

Объем для размещения пакета пластин принимается

$$V_{\text{ос}} = 0,17 \cdot \cos 50^\circ \cdot 174,2 = 19 \text{ м}^3,$$

а общая высота

$$H_{\text{общ}} = 0,17 \cos 50^\circ + \frac{9,4}{174,2} + 0,5 + 0,7 = 1,4 \text{ м}.$$

Тогда общий объем составит

$$V_{\text{общ}} = 174,2 \cdot 1,4 = 238 \text{ м}^3.$$

Полученные данные занесены в таблицу

Скорость потока	Высота, м	Площадь, м <sup>2</sup>	Объем, м <sup>3</sup>
Максимальная	8,2	3,9	34,5
Минимальная	1,4	174,2	238



## ГЛАВА 9

### ФИЛЬТРОВАНИЕ

Принято процесс фильтрации газов или жидкостей и промывки осадка относить к гидродинамическим, хотя известно, что кроме чисто механических процессов (задержания частиц большего размера, чем поры фильтрующего материала) следует учитывать влияние капиллярных, электрокинетических явлений, явлений, связанных с адсорбцией мелких частиц и примесей, молекулярной диффузией, а также с изменениями структуры осадка.

#### 9.1. Описание процесса

*Фильтрацией* называют процесс разделения суспензий и газовых взвесей с использованием пористых перегородок, которые задерживают твердую фазу и пропускают сплошную. Процесс разделения в естественных условиях при движении жидкости через пористые грунты называют фильтрацией. Суспензии разделяют фильтрацией в тех случаях, когда взвешенные частицы слишком медленно осаждаются или когда необходимо выделить твердую фазу, содержащую минимальное количество жидкости [9, 59, 74, 77, 81, 89, 99, 101, 148, 164, 177, 244, 272].

Движущей силой процесса фильтрации является разность давлений  $\Delta p$  по обе стороны фильтрующего материала. Если направление процесса фильтрации совпадает с действием силы тяжести, то

$$\Delta p = (p_1 + \rho gh) - p_2, \quad (9.1.1)$$

где  $\rho gh$  – давление столба жидкости, Па;  $p_1$ ,  $p_2$  – давление, соответственно, на и под фильтровальной перегородкой, Па.

При фильтрации газов взвешенные в газовом потоке частицы осаждаются на поверхности или в объеме пористых тел за счет броуновской диффузии, эффекта касания (зацепления), инерционных, электростатических и гравитационных сил.

Броуновская диффузия или тепловое движение частиц, вызванное столкновением с газовыми молекулами, является преобладающим механизмом осаждения частиц диаметром менее 0,1 мкм.

Эффект касания (зацепления) проявляется всякий раз, когда траектории движения частиц проходят над поверхностью волокон, зерен или других

элементов, образующих пористую перегородку, на расстоянии, равном или меньшем радиуса частицы. Ситовый эффект является частным случаем эффекта касания. Определяющим параметром процесса осаждения частиц за счет эффекта касания является отношение размеров частиц и элементов, образующих пористую перегородку.

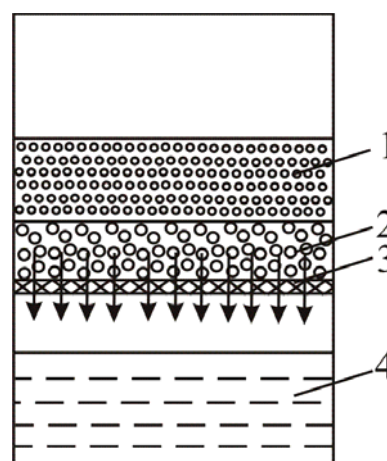
Инерционное осаждение имеет место, если масса частицы и скорость ее движения настолько значительны, что она не может полностью следовать по линии тока газа, огибающего препятствие.

Электрическое осаждение происходит либо при наличии зарядов любого знака на фильтрующих материалах или частицах, либо разноименных зарядов одновременно на тех и других.

Разделение суспензии, состоящей из жидкости и взвешенных в ней твердых частиц, производят при помощи фильтра (рис. 9.1) [89], который в простейшем виде является сосудом, разделенным на две части фильтровальной перегородкой. Суспензию помещают в одну часть сосуда так, чтобы она соприкасалась с фильтровальной перегородкой. В разделенных частях сосуда создают разность давлений, под действием которой жидкость проходит через поры фильтровальной перегородки, причем твердые частицы задерживаются на ее поверхности. Таким образом, суспензия с помощью фильтра разделяется на чистый фильтрат и влажный осадок. Этот процесс разделения суспензии называют фильтрованием с образованием осадка.

Рис. 9.1. Схема процесса фильтрования:

1 – суспензия; 2 – осадок; 3 – фильтровальная перегородка; 4 – фильтрат



Иногда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки и задерживаются там, не образуя осадка. Такой процесс называют фильтрованием с закупориванием пор.

Если пространство над суспензией сообщают с источником сжатого газа (обычно воздуха) или пространство под фильтровальной перегородкой

присоединяют к источнику вакуума, то происходит *процесс фильтрации при постоянной разности давлений*. При этом скорость процесса уменьшается в связи с увеличением сопротивления слоя осадка возрастающей толщины.

Если суспензию подают на фильтр поршневым насосом, производительность которого при данном числе оборотов электродвигателя постоянна, то осуществляется *процесс фильтрации при постоянной скорости*; при этом разность давлений увеличивается вследствие увеличения сопротивления слоя осадка возрастающей толщины.

Если суспензию транспортируют на фильтр центробежным насосом, производительность которого при данном числе оборотов электродвигателя уменьшается при возрастании сопротивления осадка, что обуславливает повышение разности давлений, то производится *процесс фильтрации при переменных разности давлений и скорости*.

При фильтрации жидкость должна проходить через пористую перегородку, которая оказывает движению жидкости гидравлическое сопротивление. Чтобы жидкость могла преодолевать это сопротивление и проходить через поры фильтровальной перегородки, с обеих сторон перегородки создают разность давлений. Скорость процесса фильтрации пропорциональна разности давлений, которую создают обычно при помощи поршневых и центробежных насосов. Для этой цели можно использовать также гидростатическое давление обрабатываемой суспензии.

В начальный момент фильтрации гидравлическое сопротивление зависит от величины пор фильтрующей перегородки. По мере увеличения слоя осадка растет и его гидравлическое сопротивление. Вначале осадок играет положительную роль как дополнительный слой фильтрующей среды. Чтобы уменьшить гидравлическое сопротивление слоя осадка, его периодически или непрерывно удаляют. От гидравлического сопротивления слоя осадка и пористой перегородки зависит скорость фильтрации, которая при прочих равных условиях обратно пропорциональна гидравлическому сопротивлению.

## 9.2. Основы расчета

Теоретические основы процессов фильтрации неоднородных жидких или газовых систем идентичны. Различие заключается в аппаратном оформлении этих процессов.

Обычно ввиду небольшого размера пор в слое осадка и фильтровальной перегородке, а также малой скорости движения жидкой

фазы в порах можно считать, что фильтрование протекает в ламинарной области. При таком условии скорость фильтрования в каждый данный момент времени прямо пропорциональна разности давлений и обратно пропорциональна вязкости жидкой фазы и общему гидравлическому сопротивлению слоя осадка и фильтровальной перегородки.

Простейшая модель движения жидкости через слой осадка может быть получена, если представить этот слой в виде системы пор одинакового диаметра. Тогда можно использовать формулу Дарси (6.1.1):

$$\Delta p = \lambda \frac{h_{\text{ос}} \rho_{\text{ж}} W_{\text{п}}^2}{d_{\text{э}}^2}, \quad (9.2.1)$$

где  $h_{\text{ос}}$  – высота (толщина) слоя осадка, м;  $d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр пор, м;  $W_{\text{п}}$  – скорость движения жидкости в порах, м/с.

Коэффициент сопротивления при ламинарном течении имеет вид (6.1.2). Тогда из (9.2.1) можно записать

$$\frac{\Delta p}{h_{\text{ос}}} = A \frac{\mu_{\text{ж}} W_{\text{п}}}{2d_{\text{э}}^2}, \quad (9.2.2)$$

где  $d_{\text{э}}$  имеет вид (6.7.1), а действительная скорость в порах  $W_{\text{п}}$  связана с фиктивной скоростью соотношением (6.7.4).

Для несферических частиц вводится коэффициент формы  $\psi$ , равный отношению поверхности  $F_{\text{ш}}$  шара того же объема, что и частица, к поверхности частицы ( $\psi = F_{\text{ш}} / F < 1$ ):

$$d_{\text{э}} = \frac{2}{3} \psi \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} d. \quad (9.2.3)$$

Подстановка значений  $W_{\text{п}}$  и  $d_{\text{э}}$  в выражении (9.2.2) дает

$$\frac{\Delta p}{h_{\text{ос}}} = \frac{9}{8} A \frac{\mu_{\text{ж}} W (1 - \varepsilon)^2}{\psi^2 d^2 \varepsilon^3} = K \frac{\mu W (1 - \varepsilon)^2}{\psi^2 d^2 \varepsilon^3}. \quad (9.2.4)$$

Формула (9.2.4) называется уравнением Козени – Кармана. По различным данным коэффициент  $K \approx 150 - 200$ .

Переменную скорость фильтрования выражают в дифференциальной форме

$$W = \frac{dV}{Sd\tau}. \quad (9.2.5)$$

В соответствии с вышеизложенным, основное дифференциальное уравнение фильтрования имеет вид

$$\frac{dV}{Sd\tau} = \frac{\Delta p}{\mu(R_{oc} + R_{фп})}, \quad (9.2.6)$$

где  $dV$  – объём фильтрата, полученного за время  $d\tau$ ;  $S$  – поверхность фильтрования;  $\Delta p$  – разность давлений;  $\mu$  – вязкость суспензии;  $R_{oc}$  и  $R_{фп}$  – сопротивление слоя осадка и фильтровальной перегородки, соответственно.

Сопротивление слоя осадка можно выразить равенством

$$R_{oc} = r_o h_{oc} = r_o x_o \frac{V}{S}, \quad (9.2.7)$$

где  $r_o$  – удельное объёмное сопротивление слоя осадка;  $h_{oc}$  – толщина слоя осадка.

Приняв  $V=0$ , что соответствует началу фильтрования, когда на фильтровальной перегородке ещё не образовался слой осадка, из уравнения (9.2.6) получают сопротивление фильтровальной перегородки

$$R_{фп} = \frac{\Delta p}{\mu W}. \quad (9.2.8)$$

Таким образом, известны следующие уравнения фильтрования: при постоянной разности давлений ( $\Delta p = \text{const}$ )

$$\int_0^V \mu \left( r_o x_o \frac{V}{S} + R_{фп} \right) dV = \int_0^\tau \Delta p S d\tau, \quad (9.2.9)$$

$$\mu r_o x_o \frac{V^2}{2S} + \mu R_{фп} V = \Delta p S \tau \quad (9.2.10)$$

или

$$V^2 + 2 \frac{RS}{r_0 x_0} V = 2 \frac{\Delta p S^2}{\mu r_0 x_0} \tau; \quad (9.2.11)$$

при постоянной скорости ( $V = \text{const}$ )

$$\Delta p = \mu r_0 x_0 \frac{V^2}{S^2 \tau} + \mu R_{\text{фп}} \frac{V}{S \tau} = \mu r_0 x_0 W^2 \tau + \mu R_{\text{фп}} W; \quad (9.2.12)$$

при постоянной разности давлений и скорости ( $\Delta p = \text{const}; V = \text{const}$ )

$$V = \frac{\Delta p S}{\mu(r_0 h_{\text{ос}} + R_{\text{фп}})} \tau. \quad (9.2.13)$$

В теории фильтрования степень очистки часто записывают в виде следующей функциональной зависимости:

$$\eta = f(\text{Stk}, R, D, G, K), \quad (9.2.14)$$

где  $\text{Stk}$ ,  $R$ ,  $D$ ,  $G$ ,  $K$  – безразмерные параметры осаждения частиц за счет эффектов инерции, касания, диффузии, гравитационных и электрических сил.

Вероятность столкновения и осаждения частиц на волокне является функцией безразмерного критерия Стокса, который при ламинарном движении потока имеет вид

$$\text{Stk} = \frac{W_{\Gamma} \delta^2 \rho_{\Gamma}}{18 \mu_{\Gamma} d_{\text{в}}}, \quad (9.2.15)$$

где  $d_{\text{в}}$  – диаметр волокна, м;  $\delta$  – диаметр частиц, м;  $\rho_{\Gamma}$  – плотность частиц, кг/м<sup>3</sup>.

Коэффициент захвата частиц за счет сил инерции имеет форму

$$\eta_{\text{Stk}} = \frac{\text{Stk}^3}{\text{Stk} + 0,77 \text{Stk}^2 + 0,22}. \quad (9.2.16)$$

Частицы, у которых сила инерции невелика, могут осаждаться за счет эффекта касания или зацепления:

$$R = \frac{\delta}{d_B}. \quad (9.2.17)$$

Эффект захвата частиц вследствие касания определяется из выражения:

$$\eta_{\text{кас}} = R^2 \left( \frac{d_B W_{\Gamma} \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} \right)^{0,0625}. \quad (9.2.18)$$

Субмикронные частицы совершают хаотичное движение, за счет чего осаждаются на волокнах фильтра, зернах и порах насыпного материала.

При фильтровании могут проявляться все из рассмотренных механизмов осаждения. Суммарный коэффициент улавливания частиц (степень очистки) определяется из выражения

$$\eta_{\Sigma} = 1 - \prod_i (1 - \eta_i), \quad (9.2.19)$$

где  $i$  – механизм очистки.

*Степень очистки* или эффективность работы сепараторов, в том числе и фильтров, представляют собой отношение массы дисперсной фазы, уловленной в аппарате  $G_y$ , к поступившей массе  $G_{\text{ВХ}}$  на входе:

$$\eta = \frac{G_y}{G_{\text{ВХ}}} 100 = 100 \frac{G_{\text{ВХ}} - G_{\text{ВЫХ}}}{G_{\text{ВХ}}},$$

где  $G_{\text{ВЫХ}}$  – масса дисперсной фазы на выходе аппарата.

Степень очистки можно вычислить, исходя из концентраций дисперсной фазы на входе  $C_{\text{ВХ}}$  и выходе  $C_{\text{ВЫХ}}$  из аппарата (фильтра):

$$\eta = 100 \left( 1 - \frac{C_{\text{ВЫХ}}}{C_{\text{ВХ}}} \right).$$

### 9.3. Фильтрующие перегородки

В качестве фильтровальных перегородок в настоящее время применяют бумагу, картон, хлопчатобумажные и шерстяные ткани, ткани из синтетических волокон, сетки из волосяных или металлических нитей, зернистые слои песка, диатомита и угля, пористые перегородки из кварца, шамота, спекшегося стеклянного или металлического порошка, а также из твёрдой резины. Средний размер и форма пор фильтровальных перегородок зависят от величины и формы элементов указанных материалов.

При выборе материала для фильтрующей перегородки учитывают следующие основные факторы: химические свойства обрабатываемой суспензии; необходимую разность давлений по обе стороны перегородки; степень дисперсности твёрдых частиц суспензии; производительность.

В зависимости от типа фильтрующей перегородки все фильтры можно разделить на несколько групп:

- 1) с несвязанной или зернистой перегородкой;
- 2) с тканевой перегородкой;
- 3) с неподвижной жесткой перегородкой.

Выбор фильтрующей перегородки обуславливается рядом факторов: наиболее важны химические свойства фильтруемой жидкости, рабочее давление, при котором ведется фильтрация, степень раздробленности твердых частиц фильтруемой смеси и требуемая производительность.

#### *Фильтры с несвязанной или зернистой перегородкой*

Такие фильтры представляют из себя сосуды с решетчатым дном, в которых фильтрующей средой является осадок, а давление создается за счет гидростатического давления столба фильтруемой жидкости. Жидкость удаляется не вся, так как твердые частицы удерживают в порах и на поверхности некоторое количество жидкости (под действием сил поверхностного сцепления), за счет капиллярных сил жидкость остается в свободном объеме между твердыми частицами. Чем меньше вязкость жидкости, тем меньше величина поверхностного сцепления. Поэтому для лучшего стекания жидкости фильтрацию полезно проводить при повышенной температуре. Выбор зернистого материала зависит от вида суспензии, подлежащей фильтрации. Обычно применяют тонкий кварцевый песок для большинства кислот и растворов солей, дробленый мрамор или чистый известняк для щелочных жидкостей, уголь для жидкости, содержащей смолы, кокс, шлак, руду, асбест и т.д.



Размеры зерен фильтрующей перегородки зависят от величины твердых частиц, т.е. чем тоньше раздроблены твердые частицы, тем мельче должны быть и зерна фильтрующих перегородок.

Такие перегородки используют при очистке жидкостей, у которых относительное содержание твердой фазы ничтожно мало и осадок не представляет ценности.

### ***Фильтры с тканевой перегородкой***

Изготавливаются из волокнистых материалов животного, растительного и минерального происхождения или металлических сеток. Основным влияющим фактором на выбор материала ткани является его химическая стойкость в фильтруемой жидкости. Ткани из волокон животного происхождения – шерстяные – хорошо противостоят действию кислых жидкостей при их температуре не выше 40–50 °.

Хлопчатобумажные ткани (бязь, бельтинг и др.) применяют при фильтрации слабокислых, слабощелочных, нейтральных жидкостей.

Ткани минерального происхождения (асбестового волокна) хорошо противостоят действию сильнокислых холодных и нагретых жидкостей. Металлические ткани (сетки) из стали, никеля служат для фильтрации сильнощелочных жидкостей, а также сетки из нержавеющей, кислотоупорных сталей, алюминия и его сплавов, никеля, латуни, бронзы и т.п. Находят применение и тканевые перегородки из различных синтетических материалов – хлорвиниловые и др. Тканевые фильтрующие перегородки (кроме металлических) обладают незначительной механической прочностью, поэтому их обычно укладывают на деревянные или металлические решетки.

Используют для очистки суспензии, содержащей большое количество твердой фазы и при необходимости ее дальнейшего применения.

### ***Листовые фильтры***

Применяются для фильтрации жидкости, содержащей незначительное количество твердой фазы. Фильтрующими элементами являются тканевые мешки, которые надевают на раму с сетчатой или волокнистой поверхностью, погружая в жидкость и отсасывая фильтрат изнутри, на наружной поверхности мешка отлагается осадок.

### ***Фильтры с набивной фильтрующей перегородкой***

Выполняются в виде цилиндрического корпуса, в котором установлена сплошная поперечная перегородка, состоящая из нескольких перфорированных листов, между листами зажата асбестовая вата. Такие фильтры применяют для очистки сжатого воздуха от масла.

### ***Фильтры из керамических пористых материалов***

Представляют собой ряд гильз, изготовленных из специальной керамики и смонтированных на общей решетке. Применяют для тонкой очистки газов.

Поролитовыми фильтрами можно фильтровать и химически активные газы.

Наибольшее применение находят гранулированные фильтрующие материалы – кварцевый песок и гранулированный антроцит. Песок добывается по берегам рек и проходит обработку, т.е. промывку, просеивание, сортировку. Гранулированный антроцит состоит практически из чистого углерода (90 %), имеет гранулы неправильной формы различных размеров.

В фильтрующих кассетах используются различные материалы – как обслуживаемые, так и регенерируемые. Необслуживаемые кассеты представляют собой катушку нити перекрестной намотки определенной толщины из определенного материала (полипропилен, хлопок, нейлон, полиэстер, фильтрующие свечи). Обслуживаемые кассеты – это кассеты, изготовленные с применением стальной либо нейлоновой нити на пластмассовом сердечнике, они рассчитаны на фильтрацию твердых частиц размерами более 50 мк.

В очищающих фильтрах используется активированный уголь. Это специально приготовленный микропористый уголь, оказывающий адсорбированное действие на некоторые вещества, что позволяет при пропуске через него воды удалять неприятный запах.

В обезжелезивающих фильтрах фильтрующая подушка состоит из окисляющей крошки, которая отдает кислород железу и удерживает образующие частицы гидрооксида железа.

Осветляющие фильтры состоят из кварцевой фильтрующей подушки тонкой зернистости, очищающей воду от грязи, тины, способствует дальнейшей очистке воды.

В бассейнах применяются фильтры:

– многослойные, где зернистость уменьшается в направлении движения очищаемой воды, первым слоем может быть угольный антропоцит, за ним кремнистый песок, затем гранулят барит;

– также применяется способ фильтрации через диатомит (инфузорную землю), материал состоит из кремнистых скелетов микроскопических одноклеточных водорослей, существующих в виде крупчатой породы белого или желтоватого цвета, которая высыпается слоем несколько миллиметров на пористую основу большой площади.

Картриджный фильтр, фильтрующая среда, сделана из капроновой или армированного нейлона. Шнур намотан на сетчатый каркас-трубку так же, как пористые нитки на катушку. Чем выше плотность шнура и намотки, тем выше эффективность прибора. Такие картриджи очищают воду лучше, чем сетчатые модели. Нитяной картридж нужно применять в случае когда в воде имеется взвесь, песок, использовать только для холодной воды. От горячей воды шнур набухает и увеличивается в размерах, снижает его фильтрующую способность. Самыми надежными являются фильтры фирмы HONEYWELL BRAUKMANN (Австрия).

Известен высокоэффективный и экономичный способ доочистки сточных вод от эмульгированных и коллоидных примесей маслонефтепродуктов в фильтрах с загрузкой из пенополиуритана (ППУ). ППУ представляет собой пористый эластичный материал, плотность и структуру которого можно регулировать путем внешнего сжатия. Он обладает олеофильными свойствами. Регенерация загрузки осуществляется простым механическим отжимом. Специальной подготовки гранул ППУ не требуется, можно использовать даже отходы производства мягкой мебели.

Фильтрующие материалы марки «PUROLAT-стандарт» являются также эффективными загрузками одно-, двух- и более многослойных зернистых водоочистных напорных и безнапорных фильтров. Высокая естественная пористость антропоцитов позволяет получать фильтрующие материалы, отличающиеся повышенными гидродинамическими характеристиками.

Для очистки воды от нефтяных загрязнений разработан специальный высокоэффективный фильтрующий материал – сорбент «Мегасорб», обладающий сорбирующими и коалесцирующими свойствами. Представляет собой нетканый, волокнистый материал, выполненный в виде полотна, сформированного в единую, объемную гофрированную структуру из скрепленных между собой гидрофобных полимерных волокон.

«Мегасорб-А» применяется для сбора нефти с поверхности воды при аварийных разливах.

## 9.4. Конструкции фильтров

Одной из основных характеристик, используемых для классификации фильтров, является периодичность или непрерывность их действия, в связи с чем они подразделяются на фильтры периодического и непрерывного действия. Для осуществления процессов фильтрования с образованием осадка применяют как периодически, так и непрерывно действующие фильтры. Для проведения процессов фильтрования с закупориванием пор используют фильтры периодического действия. На фильтрах периодического действия осуществляют любой режим фильтрования, на фильтрах непрерывного действия – практически только режим фильтрования при постоянной разности давлений.

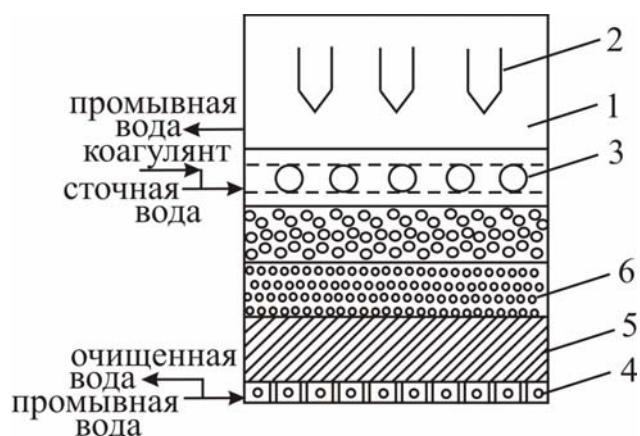
В процессах очистки сточных вод, как правило, приходится иметь дело с большим количеством воды, поэтому применяют фильтры, для работы которых не требуется высоких давлений. Исходя из этого, используют фильтры с сетчатыми элементами (микрофильтры и барабанные сетки) и с фильтрующим зернистым слоем.

Фильтры с зернистым слоем подразделяют на медленные и скоростные, открытые и закрытые. Медленные фильтры используют для фильтрования некоагулированных сточных вод. Достоинством этих фильтров является высокая степень очистки сточных вод. Недостатки: большие размеры, высокая стоимость и сложная очистка от осадка.

Схема одного из скоростных фильтров показана на рис. 9.2.

Рис. 9.2. Скоростной контактный фильтр:

1 – корпус; 2 – система удаления промывных вод; 3 – система подачи сточных вод; 4 – система подачи промывных вод; 5 – пористый дренаж; 6 – фильтрующий материал



Сточную воду в фильтр подают внутрь, где она проходит через фильтрующий материал и дренаж и удаляется из фильтра. После засорения фильтрующего материала проводят промывку подачей промывных сточных

вод снизу вверх. Скоростные фильтры имеют более высокую производительность и большую продолжительность фильтрования.

Особенностью фильтра с подвижной загрузкой (рис. 9.3) является вертикальное расположение фильтрующей загрузки и горизонтальное движение фильтруемой воды. Фильтрующим материалом служит кварцевый песок (1,5–3 мм) или гранитный щебень (3–10 мм).

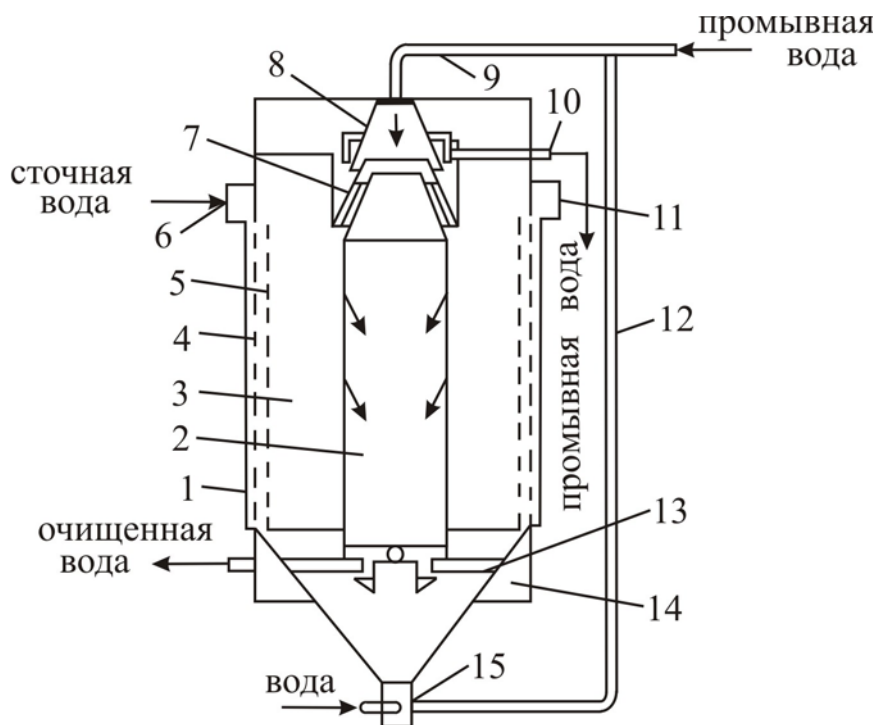


Рис. 9.3. Фильтр с подвижной загрузкой:

- 1 – корпус;
- 2 – дренажная камера;
- 3 – средняя камера;
- 4 – каналы;
- 5 – щелевые трубы;
- 6 – ввод сточной воды;
- 7 – классификатор;
- 8 – промывное устройство;
- 9 – труба для подачи промывной воды;
- 10 – отвод промывной воды;

11 – коллектор; 12, 13 – трубы; 14 – кольцевой коллектор; 15 – гидрозелеватор

Сточная вода поступает в коллектор, откуда через каналы и отверстия поступает в фильтрующий слой. Очищенную воду отводят из фильтра через дренажную камеру. Загрязненный материал перекачивают гидрозелеватором по трубе в промывное устройство. Эффективность очистки составляет 50–55 %.

Процесс микрофильтрации заключается в процеживании сточной воды через сетки с отверстиями размером от 40 до 70 мкм. Микрофильтры применяют для очистки сточных вод от твердых и волокнистых материалов. Схема одного из микрофильтров представлена на рис. 9.4.

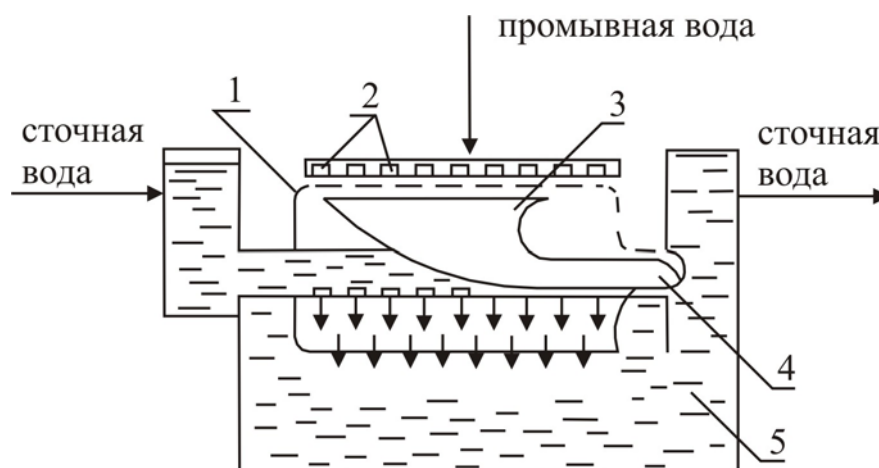


Рис. 9.4. Микрофильтр:

- 1 – вращающийся барабан; 2 – устройство для промывки; 3 – лоток для сбора промывных вод;  
 4 – труба для отвода промывных вод; 5 – камера для удаления осветленной воды

Сточная вода поступает во внутрь барабана и через отверстия проходит в камеру. Взвешенные вещества задерживаются на внутренней поверхности барабана и при промывке с промывной водой поступают в лоток. При концентрации взвешенных частиц 15 – 20 мг/л эффективность очистки составляет 50 – 60 % в зависимости от состава и свойств сточных вод, размера ячеек и режима работа микрофильтров.

### 9.5. Расчет фильтров

При  $\Delta p = \text{const}$  объем фильтрата  $V$ , прошедшего через  $1 \text{ м}^2$  фильтрующей поверхности за время  $\tau$ , и продолжительность фильтрования  $\tau$  связаны уравнением

$$V^2 + 2VC = K\tau, \quad (9.5.1)$$

где  $C$  – константа фильтрования, характеризующая гидравлическое сопротивление фильтрующей перегородки (ткани),  $\text{м}^3/\text{м}^2$ ;  $K$  – константа фильтрования, учитывающая режим процесса фильтрования и физико-химические свойства осадка и жидкости,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $\tau$  – продолжительность фильтрования, с.

Константы  $C$  и  $K$  определяются опытным путем.

Скорость фильтрования [в  $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{с})$ ] в данный момент определяется по уравнению

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V+C)}. \quad (9.5.2)$$

По этому уравнению может быть рассчитана и скорость промывки осадка промывной жидкостью, если вязкость промывной жидкости равна вязкости фильтрата и если промывная жидкость проходит тем же путем, что и фильтрат. При этих условиях скорость промывки равняется скорости фильтрования в конечный момент.

Видоизмененное уравнение (9.5.2) записывают в форме

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K}V + \frac{2C}{K}. \quad (9.5.3)$$

Уравнение выражает прямолинейную зависимость между величинами  $d\tau/dV$  и  $V$  и применяется для определения констант  $C$  и  $K$  по экспериментальным данным. Для этой цели откладывают по оси абсцисс измеренные значения  $V_1, V_2, \dots$ , а по оси ординат – соответствующие измеренные значения  $\Delta\tau_1/\Delta V_1, \Delta\tau_2/\Delta V_2, \dots$

Проведя по экспериментальным точкам прямую, находят затем  $K$  и  $C$  из уравнений  $\text{tg}\beta = 2/K, m = 2C/K$ .

Константа фильтрования  $K$  (в  $\text{м}^2/\text{с}$ ), отнесенная к  $1 \text{ м}^2$  фильтрующей поверхности, при  $\Delta p = \text{const}$  связана с удельным сопротивлением осадка

$$K = \frac{2\Delta p}{\mu\rho_{\text{ос}}r}, \quad (9.5.4)$$

где  $\Delta p$  – перепад давлений на фильтре, Па;  $\mu$  – динамический коэффициент вязкости фильтрата, Па·с;  $r$  – удельное сопротивление осадка (в расчете на 1 кг содержащегося в нем твердого сухого вещества), м/кг;  $\rho_{\text{ос}}$  – масса сухого твердого вещества, отлагающегося на фильтре при прохождении через фильтрующую поверхность  $1 \text{ м}^3$  фильтрата,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Величина  $\rho_{\text{ос}}$  (в  $\text{кг}/\text{м}^3$ ) может быть выражена через концентрацию фильтруемой суспензии  $x$  следующим образом:

$$\rho_{\text{ос}} = \frac{\rho x}{1 - mx}. \quad (9.5.5)$$

Здесь  $\rho$  – плотность фильтрата, кг/м<sup>3</sup>;  $x$  – массовая концентрация твердой фазы в суспензии, кг/кг;  $m$  – масса влажного осадка в расчете на 1 кг содержащегося в нем сухого вещества, кг/кг.

При постановке значения  $\rho_{\text{ос}}$  в уравнение (9.5.4) получаем следующую формулу для константы  $K$  (в м<sup>2</sup>/с):

$$K = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{\mu x r}. \quad (9.5.6)$$

Если известна константа фильтрования  $K$ , то удельное сопротивление осадка  $r$  может быть найдено из уравнения (9.5.4), решенного относительно  $r$  (в м/кг сухого осадка):

$$r = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{K \mu x}. \quad (9.5.7)$$

Константа фильтрования  $C$  (в м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>), характеризующая сопротивление фильтра и отнесенная к 1 м<sup>2</sup> поверхности фильтра, при  $\Delta P = \text{const}$  определяется следующим выражением:

$$C = \frac{r_{\text{ТК}}}{r \rho_{\text{ос}}} \quad (9.5.8)$$

или в соответствии с уравнением (9.5.5)

$$C = \frac{r_{\text{ТК}}(1 - mx)}{r x \rho}, \quad (9.5.9)$$

где  $r_{\text{ТК}}$  – удельное сопротивление фильтра (на 1 м<sup>2</sup> поверхности), м/м<sup>2</sup>;  $r$  – удельное сопротивление осадка, м/кг.

Следовательно, если значение константы фильтрования  $C$  (м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>) известно, то удельное сопротивление фильтра может быть вычислено по формуле



$$r_{\text{TK}} = \frac{Cr_x\rho}{1-mx}. \quad (9.5.10)$$

Концентрация промывной воды в любой момент от начала основного (диффузионного) периода промывки может быть вычислена по уравнению

$$Y = Y_1 e^{-\frac{Kw\tau}{\delta}}. \quad (9.5.11)$$

Здесь  $Y_1$  – концентрация промывной воды в начале процесса;  $e$  – основание натуральных логарифмов ( $e = 2,718$ );  $K$  – коэффициент, учитывающий физико-химические свойства осадка и промывной воды, а также режим промывки (находится экспериментальным путем);  $w$  – удельная интенсивность промывки или скорость прохождения промывной воды,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ;  $\tau$  – продолжительность промывки, с;  $\delta$  – толщина слоя осадка, м.

Уравнение (9.5.11) после логарифмирования принимает вид

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg Y_1 - \lg Y_2} = \frac{2,3\delta}{Kw}, \quad (9.5.12)$$

где  $\tau_1$  и  $\tau_2$  – время начала и конца наблюдений в любой период процесса диффузионной промывки;  $Y_1$  и  $Y_2$  – соответствующие концентрации промывной воды.

Из уравнений (9.5.11) и (9.5.12) может быть найдена продолжительность промывки  $\tau$ , т.е. время, необходимое для заданного изменения концентрации вымываемого вещества в осадке, а также величина коэффициента  $K$ .

Количество сухого вещества  $G$  (в кг) в осадке, получаемом на фильтре, зависит от количества собранного фильтрата  $V$ , плотности фильтрата  $\rho$ , массовой доли твердой фазы в суспензии  $x$ , влажности осадка (выражаемой массовым соотношением  $m$ ) и может быть вычислена по формуле

$$G = V\rho_{\text{ос}} = V \frac{\rho x}{1-mx}. \quad (9.5.13)$$

Концентрация твердой фазы в суспензии  $x$  в зависимости от плотности суспензии  $\rho_c$  выражается формулой

$$x = \frac{(\rho_c - \rho)\rho_{ТВ}}{(\rho_{ТВ} - \rho)\rho_c}. \quad (9.5.14)$$

Плотность суспензии можно вычислить по выражениям (2.1.11), (2.1.12) или по формуле

$$\rho_c = \frac{n+1}{\frac{1}{\rho_{ТВ}} + \frac{n}{\rho}} = \frac{\rho(1+n)\rho_{ТВ}}{\rho + \rho_{ТВ}n}. \quad (9.5.15)$$

В этих формулах  $x$  – массовая концентрация твердой фазы в суспензии, кг/кг;  $\rho_c$  – плотность суспензии, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho$  – плотность жидкой фазы, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_{ТВ}$  – плотность твердой фазы, кг/м<sup>3</sup>;  $n$  – масса жидкой фазы в суспензии на единицу массы твердой фазы, (Т:Ж=1:n).

По формуле (9.5.9) можно вычислить и плотность влажного осадка, рассматривая его как концентрированную суспензию.

Количество воды, удаляемое в единицу времени на сгустителе, или скорость фильтрации при постоянном фильтрационном напоре, можно вычислить по формуле [29]:

$$v = \frac{K H (C' - C'_0 + \sigma H)}{\lambda (C' - C'_0 + \sigma H) + C'_0 (h_0 - h)}, \quad (9.5.16)$$

где  $K$  – коэффициент фильтрации;  $H$  – напор;  $C'$  – постоянная интегрирования;  $C'_0$  – начальная концентрация волокон в массе;  $\sigma$  – коэффициент пропорциональности;  $\lambda$  – эквивалентная толщина слоя массы, в котором потери напора соответствуют потерям в сетке;  $h_0$  – начальный напор;  $h$  – действующий напор.

Коэффициент фильтрации связан со степенью помола зависимостью в градусах Шоппер-Риглера:

$$K = A - B \text{ } ^\circ \text{ ШР}. \quad (9.5.17)$$

Время обезвоживания с учетом формулы (9.5.17) находят по уравнению

$$\tau = \frac{1}{H C_1 (A - B \text{ } ^\circ \text{ ШР})} \left[ C'_0 (h_0 + h)^2 - C'_0 h_0 (h_0 - h) - \lambda C_1 (h_0 - h) \right]. \quad (9.5.18)$$

Скорость фильтрации воды через слой оседающих волокон при снижении напора определяют из выражения

$$v_1 = \frac{Kh \left[ C_0 - C'_0 + \frac{\sigma}{2}(h_0 + h) \right]}{\lambda \left[ C_0 - C'_0 + \frac{\sigma}{2}(h_0 + h) \right] + C'_0(h_0 - h)}, \quad (9.5.19)$$

где  $C_0$  – концентрация слоя бумажной массы, осевшей под действием сил тяжести.

Время полного истечения  $\tau_1$  находят по формуле

$$\tau_1 = \frac{1}{K} \left[ \left( C_2 - \lambda + 2 \frac{C'_0}{\sigma} \right) \right] \ln \frac{C_1 + \frac{\sigma}{2} h_0}{C_1 + \frac{\sigma}{2} h} + C_2 \ln \frac{h}{h_0}. \quad (9.5.20)$$

Постоянные интегрирования  $C_1$  и  $C_2$  определяют по формулам

$$C_1 = C_0 - C'_0 + \frac{\sigma}{2} h_0, \quad (9.5.21)$$

$$C_2 = \frac{\lambda C_1 + C'_0 h_0}{C_1}, \quad (9.5.22)$$

здесь при  $\tau = 0$   $h = h_0$ , при  $\tau > 0$   $h = h$ .

С учетом формул (9.5.16) и (9.5.18), задавшись площадью фильтрации  $F$ , находим объем фильтрата  $V$ :

$$V = vF\tau. \quad (9.5.23)$$

При расчетах фильтров часто вводится величина удельной производительности фильтра  $q$ , которая связана с характеристиками фильтра зависимостями

$$v = \frac{V}{F\tau} = \frac{q}{\tau} = \frac{\Delta p}{R}, \quad (9.5.24)$$

где  $\Delta p$  – перепад давления;  $R$  – сопротивление фильтрования, определяемое по формуле

$$R = R_{oc} + R_{пер} = ruq + R_{пер}. \quad (9.5.25)$$

Здесь  $R_{oc}$  – сопротивление осадка;  $R_{пер}$  – сопротивление перегородки;  $r = \frac{R_{oc}}{\delta}$  – удельное сопротивление осадка;  $\delta$  – толщина слоя осадка;  $u$  – объем осадка, приходящийся на 1 м<sup>3</sup> фильтрата:

$$u = \frac{G_{oc}}{\rho_{oc} V d} = \mu \frac{r\delta^2 + 2\rho_T \delta}{4\tau}, \text{ м}^3/\text{м}^3, \quad (9.5.26)$$

$\rho_T$  – удельное сопротивление ткани.

Скорость промывки слоя осадка определяют по уравнению

$$\omega_{пр} = \frac{\Delta p_{пр}}{r_{пр} u q + R_{пер}}, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{сек}, \quad (9.5.27)$$

где  $\Delta p$  – перепад давления при промывке;  $r_{пр}$  – удельное сопротивление осадка при промывке:

$$r_{пр} = \frac{\mu_{пр}}{\mu} r, \quad (9.5.28)$$

$\mu$ ,  $\mu_{пр}$  – вязкость фильтрата и промывной жидкости;  $r$  – удельное сопротивление осадка при фильтрации.

Объем промывной жидкости, получаемой с единицы поверхности фильтра, находят из выражения

$$V_{пр} = Luq, \text{ м}^3/\text{м}^3, \quad (9.5.29)$$

где  $L$  – расход промывной воды на 1 м<sup>3</sup> влажного осадка, м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>.

По удельному объему промывной жидкости  $V_{пр}$  и скорости промывки  $\omega_{пр}$  определяют продолжительность промывки:

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{V_{\text{пр}}}{\omega_{\text{пр}}} = \frac{Luq(r_{\text{пр}}uq + R_{\text{пер}})}{\Delta p_{\text{пр}}}. \quad (9.5.30)$$

## 9.6. Примеры расчета

**Пример 1.** Определить продолжительность фильтрования  $10 \text{ дм}^3$  жидкости через  $1 \text{ м}^2$  фильтра, если при предварительном испытании фильтра с  $1 \text{ м}^2$  было собрано фильтрата:  $1 \text{ дм}^3$  через 2,25 мин и  $3 \text{ дм}^3$  через 14,5 мин после начала фильтрования [177].

**Решение.** По опытным данным находим экспериментальные константы  $K$  и  $C$  в уравнении фильтрования

$$V^2 + 2VC = K\tau.$$

Для этого составляем два уравнения с двумя неизвестными:

$$1^2 + 2 \cdot 1C = K2,25; \quad 3^2 + 2 \cdot 3C = K14,5,$$

откуда  $K=0,77 \text{ дм}^6/(\text{м}^4 \text{ мин})$  и  $C=0,37 \text{ дм}^3/\text{м}^2$ .

**Пример 2.** В условиях предыдущей задачи определить длительность промывки осадка, если количество промывной воды составляет  $2,4 \text{ дм}^3/\text{м}^2$  и промывка идет по линии основного фильтра.

**Решение.** Пренебрегая различием в динамических коэффициентах вязкости фильтрата и промывной воды, будем считать, что скорость промывки равна скорости фильтрования в конечный момент.

Скорость фильтрования в конечный момент определим по уравнению (9.5.2) с использованием данных предыдущего примера:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V+C)} = \frac{0,77}{2(10+0,37)} = 0,037 \text{ дм}^3/(\text{м}^2 \text{ мин}).$$

Продолжительность промывки:

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{V_{\text{пр}}}{(dV/d\tau)_{\text{пр}}} = \frac{2,4}{0,037} = 65 \text{ мин.}$$

**Пример 3.** Во время опытного фильтрования водной суспензии с содержанием 13,9 % карбоната кальция при 20 °С на лабораторном фильтрпрессе с  $F=0,1\text{ м}^2$  и толщиной осадка 50 мм были получены данные, приведенные в табл. 9.1. Определить константы фильтрования  $K$  (в  $\text{м}^3/\text{ч}$ ) и  $C$  (в  $\text{м}^3/\text{м}^2$ ).

Т а б л и ц а 9.1

При избыточном давлении		Собрано фильтрата, $\text{дм}^3$	Время от начала опыта, с
Па	$\text{кгс}/\text{см}^2$		
$3,43 \cdot 10^4$	0,35	2,92	146
		7,80	888
$10,3 \cdot 10^4$	1,05	2,45	50
		9,80	660

**Решение.** Численные значения констант фильтрования найдем из уравнения (9.5.1)

При избыточном давлении  $3,43 \cdot 10^4$  Па ( $0,35 \text{ кгс}/\text{см}^2$ ) результаты опытов дают

$$V_1 = \frac{2,92}{1000 \cdot 0,1} = 2,92 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2; \quad \tau_1 = \frac{146}{3600} = 0,0405 \text{ ч};$$

$$V_2 = \frac{7,8}{1000 \cdot 0,1} = 7,8 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2; \quad \tau_2 = \frac{888}{3600} = 0,246 \text{ ч}.$$

Подставляем пересчитанные величины в уравнение (9.5.1) и решаем систему уравнений

$$(2,92 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 2,92 \cdot 10^{-2} C = K 0,0405;$$

$$(7,8 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 7,8 \cdot 10^{-2} C = K 0,246,$$

откуда  $K=278 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$ ;  $C=4,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$ .

**Пример 4.** В условиях предыдущего примера рассчитать удельное сопротивление осадка карбоната кальция. Дополнительно известно, что

влажность осадка при  $p_1=3,43 \cdot 10^4$  Па ( $0,35$  кгс/см<sup>2</sup>) равнялась 37 %, а при  $p_2=10,3 \cdot 10^4$  Па ( $1,05$  кгс/см<sup>2</sup>) – 32 % от массы влажного осадка.

**Решение.** Удельное сопротивление осадка рассчитываем по формуле (9.5.1).

Давление фильтрования

$$\Delta p = p_1 = 3,43 \cdot 10^4 \text{ Па.}$$

Плотность фильтрата

$$\rho = 1000 \text{ кг/м}^3.$$

Динамический коэффициент вязкости фильтрата при 20 °С

$$\mu = \frac{1}{3600} 10^{-3} = 27,8 \cdot 10^{-8} \text{ кг/(м}\cdot\text{ч)}.$$

Константа фильтрования (при давлении  $p_1=3,43 \cdot 10^4$  Па)

$$K = 278 \cdot 10^4 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

Массовая доля твердой фазы в суспензии

$$x = 0,139.$$

Массовое отношение влажного осадка к сухому

$$m = 1/(1-0,37) = 1,59.$$

Количество фильтрата на 1 кг суспензии

$$1 - mx = 1 - 1,59 \cdot 0,139 = 0,799.$$

Найденные величины подставляем в формулу (9.5.1):

$$r = \frac{2\Delta P(1-mx)}{K\mu r x} = \frac{2 \cdot 3,43 \cdot 10^4 \cdot 0,779}{278 \cdot 10^{-4} \cdot 27,8 \cdot 10^{-8} \cdot 1000 \cdot 0,139} =$$

$$= 5 \cdot 10^{10} \frac{\text{м}}{\text{кг сухого осадка}}.$$

При давлении фильтрования  $10,3 \cdot 10^4$  Па, т.е.  $1,05 \text{ кгс/см}^2$ , имеем

$$K = 560 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}; m = \frac{1}{1-0,32} = 1,47;$$

$$1 - mx = 1 - 1,47 \cdot 0,139 = 0,795.$$

Остальные величины имеют те же значения, что и при  $P_1 = 3,43 \cdot 10^4$  Па, т.е.  $0,35 \text{ кгс/см}^2$ .

Новое удельное сопротивление осадка можно найти путем подстановки численных значений этих величин в формулу (9.5.1) или из соотношения

$$\frac{r_2}{r_1} = \frac{\Delta P_2 K_1 (1-mx)_2}{\Delta P_1 K_2 (1-mx)_1} = \frac{10,3 \cdot 10^4 \cdot 278 \cdot 10^{-4} \cdot 0,795}{3,43 \cdot 10^4 \cdot 560 \cdot 10^{-4} \cdot 0,779} = 1,52,$$

откуда  $r_2 = 5 \cdot 10^{10} \cdot 1,52 = 7,6 \cdot 10^{10}$  м/кг сухого осадка.

**Пример 5.** Сколько времени необходимо отмывать осадок на фильтрпрессе от NaCl, чтобы достигнуть концентрации  $5 \text{ г/дм}^3$ , допустимой в промывной воде? Промывка ведется чистой водой. Интенсивность промывки  $0,33 \text{ м}^3/\text{дм}^3$ . Толщина слоя осадка 35 мм. Константа промывки  $K=520 \text{ см}^3/\text{дм}^3$ . В начальный момент промывки концентрация NaCl в промывной воде  $143 \text{ г/дм}^3$ .

**Решение.** Воспользуемся уравнением (9.5.6), подставив в него заданные величины в соответствующих единицах измерения:  $\delta = 0,035 \text{ м}$ ;  $w = 0,33 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;  $K = 520 \cdot 0,001 \text{ м}^3/\text{м}^3$ . Тогда

$$\tau = \frac{2,3 \cdot 0,035}{520 \cdot 0,001 \cdot 0,33} (\lg 143 - \lg 5) = 0,683 \text{ ч} = 41 \text{ мин.}$$



## ГЛАВА 10

### РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ В ПОЛЕ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ

Наиболее эффективным процессом разделения жидкостей от дисперсной фазы является центрифугирование, а также разделение в циклонах [29, 36, 74, 83, 99, 149, 188, 223, 228, 229].

#### 10.1. Описание процесса центрифугирования

Под *центрифугированием* понимают процесс разделения неоднородных систем, в частности эмульсий и суспензий, в поле центробежных сил с использованием сплошных или проницаемых для жидкости перегородок. В аппаратах со сплошными стенками производят разделение суспензий и эмульсий по принципу отстаивания, причём действие силы тяжести заменяется действием центробежной силы. В аппаратах с проницаемыми стенками осуществляется процесс разделения суспензий по принципу фильтрования, причём вместо разности давлений используется действие центробежной силы.

Разделение неоднородных систем центрифугированием, с физической точки зрения, можно рассматривать как процесс свободного или стесненного осаждения взвешенных частиц в жидкости под действием центробежного силового поля. Взвешенные частицы могут быть твёрдыми или жидкими. В первом случае процесс осуществляют в центрифугах, а во втором – в сепараторах.

Центробежная сила возникает при вращении центрифуги и находящейся в ней жидкости. Она возникает как сила инерции при вращательном движении тел и направлена всегда по радиусу от оси вращения к периферии. Если обозначить:  $G$  – вес вращающегося тела;  $r$  – расстояние от оси вращения до центра тяжести тела;  $\omega$  – угловая скорость вращения, то центробежную силу  $C$  можно определить следующим уравнением:

$$C = G \frac{\omega^2 r}{g} = GFr, \quad (10.1.1)$$

где  $\frac{\omega^2 r}{g} = Fr$  – критерий Фруда. Он определяется центробежной силой, развиваемой 1 кг веса тела, и называется фактором разделения. Критерий Фруда  $Fr$  показывает, во сколько раз центробежная сила больше силы тяжести.

Центробежная сила пропорциональна величине радиуса  $r$  и квадрату числа оборотов. Поэтому ее увеличивать целесообразнее за счет увеличения числа оборотов, а не за счет увеличения радиуса. На повышение давления одинаково влияют и рост числа оборотов, и удлинение радиуса  $r$ .

Произведение фактора разделения  $Fr$  на поверхность осаждения твердой фазы в роторе центрифуги  $S$  называется индексом производительности центрифуги и обозначается  $\Sigma$ :

$$\Sigma = Fr S. \quad (10.1.2)$$

Индекс производительности  $\Sigma$  численно равен поверхности осаждения отстойника, в котором достигается та же производительность, что и в центрифуге. Величина  $\Sigma$  характеризует влияние конструктивных факторов на способность центрифуги разделять данную неоднородную систему.

Общие закономерности центрифугирования имеют сходство с закономерностями отстаивания и фильтрования. Однако процессы в отстойных и фильтрующих центрифугах сложнее соответствующих процессов в отстойниках и фильтрах. Это обусловлено тем, что в центрифугах вместо силы тяжести и разности давлений действует центробежная сила, достигающая значительной величины, а вместо плоских слоев жидкости и осадка образуются слои с цилиндрическими граничными поверхностями, усложняющими зависимость процесса от геометрических факторов.

Разделение эмульсий в отстойных центрифугах обычно называют *сепарацией*, а устройства, в которых осуществляется этот процесс, – *сепараторами*. Примером такого процесса является отделение сливок от молока.

Центрифугирование применяют для разделения суспензий, шламов, эмульсий и растворов. Разделение суспензии в фильтрующих центрифугах называют *центробежным фильтрованием*. Примером такого процесса является отделение маточного раствора от нитрофенола. Разделение технических суспензий производится как по принципу отстаивания в сплошных барабанах, так и по принципу фильтрования в перфорированных барабанах.

Центрифугирование в отстойных барабанах – это технологический процесс, включающий две основные стадии: 1) осаждение твердой фазы и 2) уплотнение осадка. Обычно этот процесс применяют для разделения суспензий с мелко- и среднезернистой твердой фазой. При этом можно очищать жидкости как от загрязнений, содержащихся в больших количествах (центробежное отстаивание), так и от незначительного количества твердой фазы (центробежное осветление).

Центробежное отстаивание в большинстве случаев не дает хорошего разделения. После центрифугирования получают более или менее загрязненный фугат и влажный осадок. Относительно большое содержание твердой фазы в суспензиях не позволяет в производственных условиях применять скоростные центрифуги.

В отличие от центробежного отстаивания, центробежное осветление применяют главным образом для очистки жидкости от тонких суспензий и от коллоидных частиц. Центрифугирование в сплошных роторах применяют также для разделения эмульсий. Под действием поля центробежных сил компоненты эмульсии в барабане располагаются в виде концентрических слоёв: наружного слоя более тяжелой жидкости и внутреннего слоя жидкости, имеющего меньшую плотность. Жидкость из слоёв выводится наружу порознь.

Разделение суспензий и шламов в перфорированных барабанах, покрытых изнутри пористой тканью, называют центробежным фильтрованием. На фильтрующей ткани оседает твердая фаза, а жидкость проходит сквозь поры осадка и ткани и удаляется наружу через отверстие в барабане. Центробежное фильтрование можно рассматривать как процесс, включающий следующие три стадии:

- 1) фильтрование с образованием осадка;
- 2) отжим жидкости и уплотнение осадка;
- 3) удаление из осадка жидкости, удерживаемой в местах соприкосновения частиц и на их поверхности.

Для отделения от жидкости дисперсной фазы, находящейся в ней в состоянии тонкого измельчения (желатин, клей и др.), применяют центрифуги, в которых барабан вращается с повышенной скоростью – до 40 тыс. об/мин. Такие аппараты, называемые сверхцентрифугами, применяют, например, для выделения жира из промывных вод и для извлечения воды из минеральных масел.

Процессы центрифугирования осуществляются периодически или непрерывно.

## 10.2. Устройство центрифуг

Центрифуга представляет собой в простейшем виде вертикальный цилиндрический ротор со сплошными или перфорированными боковыми стенками. Ротор укрепляется на вертикальном валу, который приводится во вращение электродвигателем, и помещается в соосный цилиндрический неподвижный кожух, закрываемый съемной крышкой; на внутренней поверхности ротора с перфорированными стенками находится фильтровальная ткань или тонкая металлическая сетка.

В *отстойных центрифугах* со сплошными стенками производят разделение эмульсии и суспензий по принципу отстаивания, причем действие силы тяжести заменяется действием центробежной силы.

В *фильтрующих центрифугах* с проницаемыми стенками осуществляется процесс разделения суспензий по принципу фильтрации, причем вместо разности давлений используется действие центробежной силы.

По величине фактора разделения центрифуги можно условно разделить на две группы: *нормальные* ( $Fr < 3500$ ) и *сверхцентрифуги* ( $Fr > 3500$ ).

Нормальные центрифуги применяются главным образом для разделения различных суспензий, за исключением суспензий с очень малой концентрацией твердой фазы, а также для удаления влаги из штучных материалов. Сверхцентрифуги служат для разделения эмульсий и тонкодисперсных суспензий.

Нормальные центрифуги могут быть отстойными и фильтрующими. Сверхцентрифуги являются аппаратами отстойного типа и подразделяются на *трубчатые сверхцентрифуги*, используемые для разделения тонкодисперсных суспензий, и *жидкостные сепараторы*, служащие для разделения эмульсий.

Существенным признаком типа центрифуг является способ выгрузки из них осадка. Выгрузка производится вручную, при помощи ножей или скребков, шнеков и поршней, движущихся возвратно-поступательно (пульсирующих), а также под действием силы тяжести и центробежной силы.

По расположению оси вращения различают вертикальные, наклонные и горизонтальные центрифуги.

В зависимости от организации процесса центрифуги делятся на периодически и непрерывно действующие.

На рис. 10.1 изображена трехколонная центрифуга.

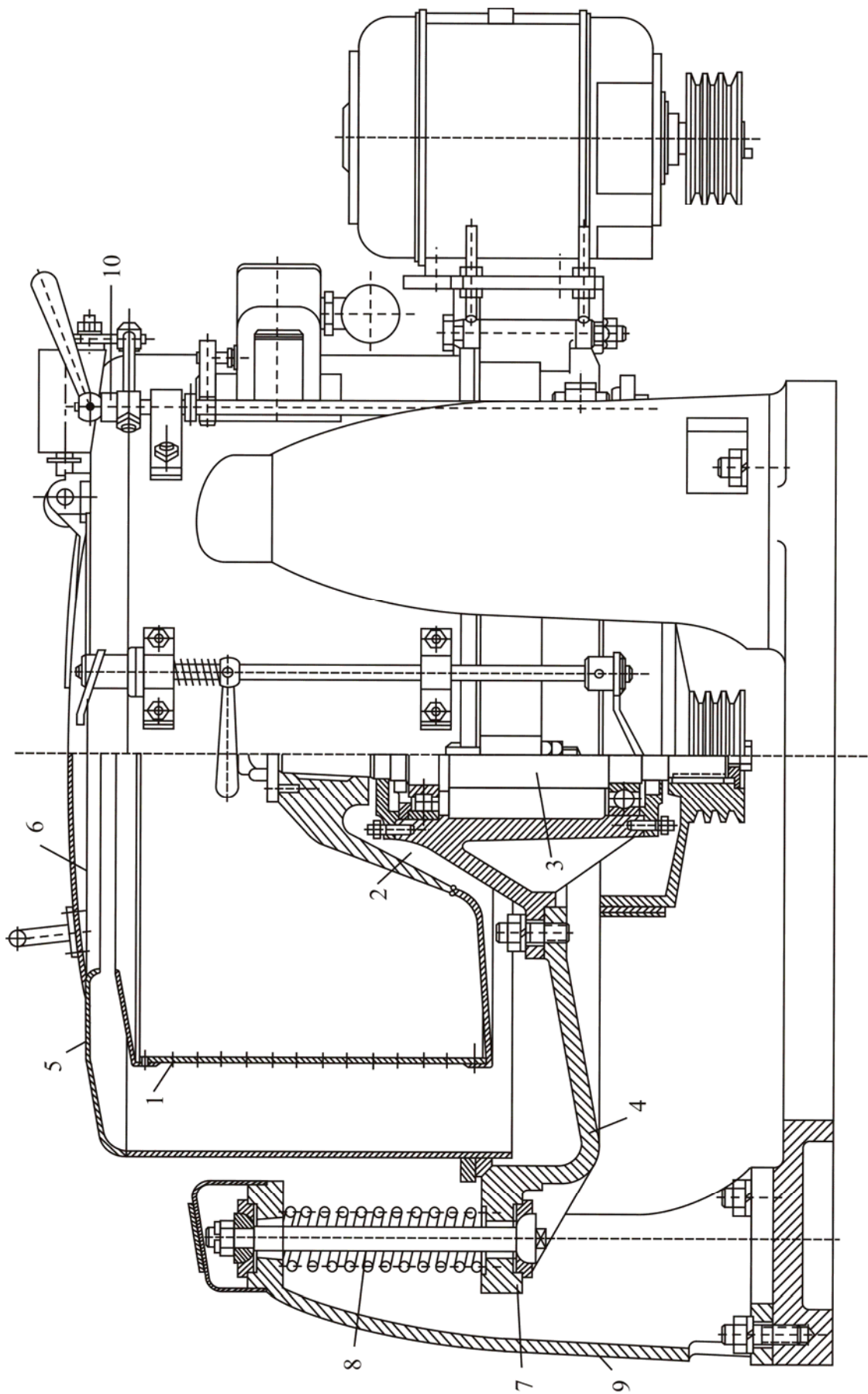


Рис. 10.1. Трехколонная центрифуга: 1 – перфорированный ротор; 2 – опорный конус; 3 – вал; 4 – дно станины; 5 – неподвижный кожух; 6 – крышка кожуха; 7 – станина; 8 – тяга; 9 – колонка; 10 – ручной тормоз

Аппараты этого типа относятся к нормальным отстойным или фильтрующим центрифугам периодического действия с выгрузкой осадка вручную.

В трехколонной фильтрующей центрифуге разделяемая суспензия загружается в перфорированный ротор 1, внутренняя поверхность которого покрыта фильтровальной тканью или металлической сеткой. Ротор при помощи конуса 2 установлен на валу 3, который приводится во вращение электродвигателем посредством клиноременной передачи. Жидкая фаза суспензии проходит сквозь ткань (или сетку) и отверстия в стенке ротора и собирается в дне 4 станины, покрытом неподвижным кожухом 5, откуда отводится для дальнейшей обработки. Осадок, образовавшийся на стенках ротора, извлекается при помощи лопатки после открывания крышки кожуха 6.

Для смягчения воздействия вибраций на фундамент станина 7 с укрепленным на ней ротором, приводом и кожухом подвешена при помощи вертикальных тяг 8 с шаровыми головками на трех расположенных под углом  $120^\circ$  колонках 9. Это обеспечивает некоторую свободу при вибрации ротора. Центрифуга снабжена тормозом, который может быть приведен в действие только после остановки электродвигателя.

Такие центрифуги отличаются небольшой высотой и хорошей устойчивостью и получили распространение для проведения длительного центрифугирования.

На рис. 10.2 изображена центрифуга с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка. Эти аппараты относятся к фильтрующим центрифугам непрерывного действия с горизонтальным ротором.

Суспензия по трубе 1 поступает в узкую часть конической воронки 2, вращающейся с такую же скоростью, как и перфорированный ротор 3, покрытый изнутри металлическим щелевым ситом 4. Суспензия перемещается по внутренней поверхности воронки и постепенно приобретает скорость, почти равную скорости вращения ротора. Затем суспензия отбрасывается через отверстия в воронке на внутреннюю поверхность сита в зоне перед поршнем 5. Под действием центробежной силы жидкая фаза проходит сквозь щели сита и удаляется из кожуха центрифуги по штуцеру 6.

Твердая фаза задерживается на сите в виде осадка, который периодически перемещается к краю ротора при движении поршня вправо приблизительно на  $1/10$  длины ротора. Таким образом, за каждый ход поршня из ротора удаляется количество осадка, соответствующее длине хода поршня; при этом поршень совершает 10-16 ходов 1 мин. Осадок удаляется из кожуха через канал 7.

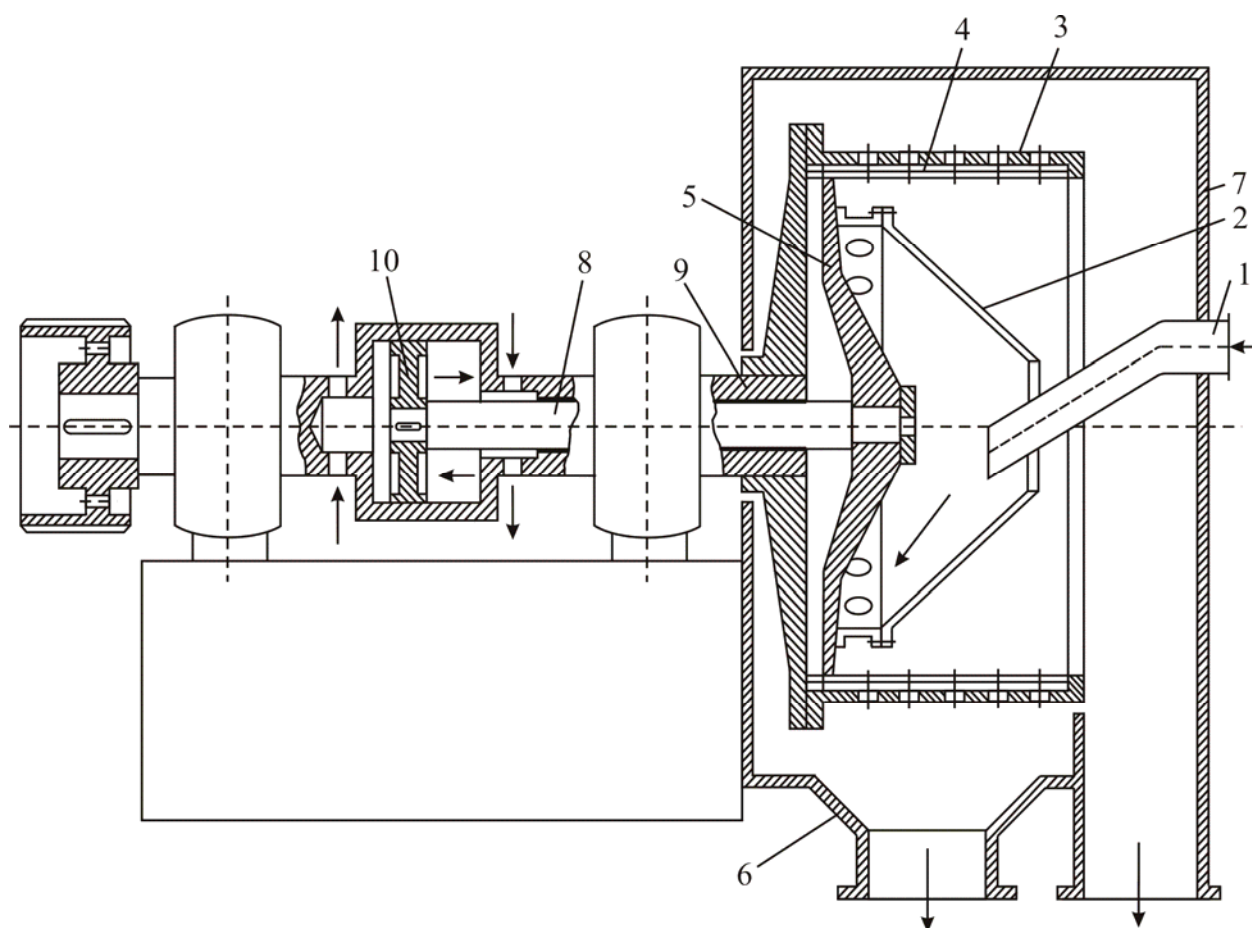


Рис. 10.2. Центрифуга с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка: 1 – труба для поступления суспензии; 2 – коническая воронка; 3 – перфорированный ротор; 4 – металлическое щелевое сито; 5 – поршень; 6 – штуцер для удаления фугата; 7 – канал для отвода осадка; 8 – шток; 9 – полый вал; 10 – диск, перемещающийся возвратно-поступательно

Поршень укреплен на штоке 8, находящемся внутри полого вала 9, который соединен с электродвигателем и сообщает ротору вращательное движение. Полый вал с ротором и шток с поршнем и конической воронкой вращаются с одинаковой скоростью. На другом конце штока насажен перпендикулярно его оси диск 10, на противоположные поверхности которого в особом устройстве попеременно воздействует давление масла, создаваемое шестеренчатым насосом.

Такие центрифуги применяют для обработки грубодисперсных, легкоразделяемых суспензий, особенно в тех случаях, когда суспензия попадает на щелевое сито непосредственно после смещения с него осадка поршнем, а также значительный расход энергии поршнем. К недостаткам их относятся увлечение твердых частиц фугатом в тот момент, когда суспензия

попадает на щелевое сито непосредственно после смещения с него осадка поршнем, а также большой расход энергии.

Жидкостные сепараторы являются отстойными сверхцентрифугами непрерывного действия с вертикальным ротором. В жидкостном сепараторе тарельчатого типа (рис. 10.3) обрабатываемая смесь в зоне отстаивания разделена на несколько слоев, как это делается в отстойниках для уменьшения пути, проходимого частицей при оседании.

Эмульсия подается по центральной трубе 1 в нижнюю часть ротора, откуда через отверстия в тарелках 2 распределяется тонкими слоями между ними. Более тяжелая жидкость, перемещаясь вдоль поверхности тарелок, отбрасывается центробежной силой к периферии ротора и отводится через отверстие 3. Более легкая жидкость перемещается к центру ротора и удаляется через кольцевой канал 4. Отверстия в тарелках располагаются ориентировочно по поверхности раздела между более тяжелой и более легкой жидкостями.

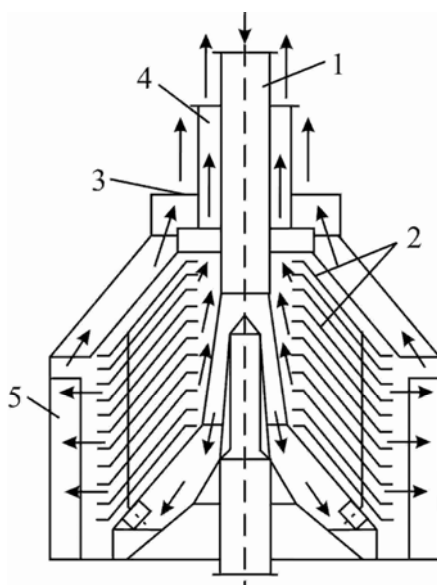


Рис. 10.3. Жидкостной сепаратор тарельчатого типа:

- 1 – труба для подачи эмульсии;
- 2 – тарелки;
- 3 – отверстие для отвода более тяжелой жидкости;
- 4 – кольцевой канал для отвода более легкой жидкости;
- 5 – ребра



Для того чтобы жидкость не отставала от вращающегося ротора, он снабжен ребрами 5. Для этой же цели тарелки имеют выступы, которые одновременно фиксируют расстояние между ними.

### 10.3. Расчет центрифуг

Центробежная сила  $C$  (в Н), развиваемая при центрифугировании, определяется по уравнению

$$C = Mn^2 / R = M\omega^2 R \approx 40Mn^2 R \approx 20Mn^2 D, \quad (10.3.1)$$

где  $M$  – масса осадка и жидкости, находящейся в барабане центрифуги, кг;  $\omega$  – угловая скорость,  $\text{с}^{-1}$ ;  $D = 2R$  – диаметр барабана, м;  $n$  – частота вращения центрифуги,  $\text{с}^{-1}$ .

Давление фильтрования (в Па) при центрифугировании приближенно

$$p_{\text{ц}} = C / F, \quad (10.3.2)$$

где  $C$  – центробежная сила, рассчитываемая по уравнению (10.3.1);  $F = \pi DH$  – средняя поверхность фильтрования,  $\text{м}^2$ ;  $D$  – внутренний диаметр барабана центрифуги, м;  $H$  – высота барабана (в центрифугах периодического и полунепрерывного действия) или зона фильтрования (в центрифугах непрерывного действия), м. Более точно

$$P_{\text{ц}} = 20\rho_{\text{с}}n^2(R_2^2 - R_1^2) = 5\rho_{\text{с}}n^2(D_2^2 - D_1^2), \quad (10.3.3)$$

где  $\rho_{\text{с}}$  – плотность суспензии,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $D_1 = 2R_1$  – диаметр внутреннего слоя жидкости, м;  $D_2 = 2R_2$  – внутренний диаметр барабана, м;  $n$  – частота вращения центрифуги,  $\text{с}^{-1}$ .

Фактором разделения в центрифугах называется отношение ускорения центробежной силы к ускорению силы тяжести:

$$f = C / P = \omega^2 R / g \approx 20Fr_{\text{ц}}, \quad (10.3.4)$$

где  $R$  – радиус барабана, м;  $\omega$  – угловая скорость,  $\text{с}^{-1}$ ;  $Fr_{\text{ц}} = Dn^2 / g$  – центробежный критерий Фруда.

Скорость фильтрования при центрифугировании может быть выражена в форме общего гидравлического закона

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p_{\text{ц}}}{R_{\text{ц}}},$$

где  $\Delta p_{\text{ц}}$  – перепад давлений при центрифугировании;  $R_{\text{ц}} = R_{\text{ос}} + R_{\text{тк}}$  – общее сопротивление при центрифугировании, равное сумме сопротивлений осадка и фильтрующей перегородки. Величины  $R_{\text{ос}}$ ,  $R_{\text{тк}}$  могут быть рассчитаны по уравнениям фильтрования или определены экспериментальным путем.

Глубина воронки жидкости  $h$  (м), образуемой при вращении барабана центрифуги, рассчитывается ориентировочно по формуле

$$h = 2n^2 R^2, \quad (10.3.5)$$

где  $n$  – частота вращения барабана,  $\text{с}^{-1}$ ;  $R$  – радиус барабана, м.

Расход мощности в пусковой период для центрифуг периодического действия вычисляется по следующим формулам.

*Мощность, расходуемая на преодоление инерции барабана и загрузки.*

Работа  $T_1$  (Дж), затрачиваемая на преодоление инерции барабана в пусковой период:

$$T_1 = w_2^2 M_{\text{б}} / 2, \quad (10.3.6)$$

где  $w_2$  – установившаяся по достижении заданной частоты вращения окружная скорость вращения барабана (на внешней поверхности его с радиусом  $R_2$ ), м/с;  $M_{\text{б}}$  – масса барабана, кг.

Работа  $T_2$  (Дж), затрачиваемая на преодоление инерции загрузки в пусковой период (объем загруженного материала принят равным половине полного объема барабана):

$$T_2 = 0,75 w_1^2 \rho V / 4, \quad (10.3.7)$$

где  $w_1$  – окружная скорость вращения на внутреннем радиусе барабана  $R_1$ , м/с;  $\rho$  – плотность загруженного материала, кг/м<sup>3</sup>;  $V$  – полный объем барабана центрифуги, равный  $\pi R_1^2 H$ , м<sup>3</sup>.

Мощность  $N_1$  (Вт), расходуемая на преодоление инерции барабана и загрузки во время пускового периода:

$$N_1 = (T_1 + T_2) / \tau, \quad (10.3.8)$$

где  $\tau$  – продолжительность пускового периода, с.

По практическим данным  $\tau$  обычно составляет 1 – 3 мин.

Мощность  $N_2$  (Вт), расходуемая на трение вала в подшипниках, –

$$N_2 = \lambda M w_B g, \quad (10.3.9)$$

где  $\lambda$  – коэффициент трения, равный 0,07–0,1;  $M$  – масса всех вращающихся частей центрифуги вместе с загрузкой, кг;  $w_B$  – окружная скорость вращения цапфы вала, м/с.

Мощность  $N_3$  (Вт), расходуемая на трение стенки барабана о воздух,

–

$$N_3 = 2,94 \cdot 10^{-3} \beta R_2^2 w_2^3 \rho_B, \quad (10.3.10)$$

где  $\rho_B$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>;  $\beta$  – коэффициент сопротивления, равный в среднем 2,3.

Полный расход мощности  $N_T$  (Вт) для центрифуги периодического действия в пусковой период, –

$$N_T = N_1 + N_2 + N_3. \quad (10.3.11)$$

С учетом КПД передаточного устройства  $\eta_{\text{п}}$  расходуемая мощность, –

$$N = N_T / \eta_{\text{п}}. \quad (10.3.12)$$

Расчет толщины стенки барабана центрифуги или проверка стенки на прочность могут быть сделаны по уравнению

$$K_z = \frac{C_1 + C_2}{2f}, \quad (10.3.13)$$

где  $K_z$  – допускаемое напряжение материала стенки барабана на разрыв, Па;  $f$  – площадь сечения стенки барабана, м<sup>2</sup>;  $C_1$  – центробежная сила полукольца стенки барабана, Н;  $C_2$  – центробежная сила полукольца загрузки, Н.

Величины  $C_1$  и  $C_2$  рассчитываются по уравнению (10.3.1). При этом расстояние  $R$  (в м) от центра тяжести вращающегося полукольца до оси вращения определяется по формуле

$$R = \frac{4}{3\pi} \left( \frac{R_2^3 - R_1^3}{R_2^2 - R_1^2} \right), \quad (10.3.14)$$

$R_1$  и  $R_2$  – внутренний и наружный радиусы полукольца, м.

Производительность  $V$  (объемный расход поступающей суспензии) отстойной центрифуги с ножевым съемом осадка типа АОГ (в м<sup>3</sup>/с) при ламинарном режиме осаждения определяется по уравнению

$$V = F' w \eta. \quad (10.3.15)$$

Здесь  $F' = 2\pi R_0 L$  – поверхность зеркала суспензии в барабане, м<sup>2</sup>;  $R_0$  – внутренний радиус кольцевого слоя суспензии, м;  $L$  – длина барабана, м;  $w = w_{oc} f$  – скорость осаждения частиц под действием центробежной силы, м/с;  $w_{oc}$  – скорость осаждения частиц под действием силы тяжести, м/с;  $f$  – фактор разделения, определяемый по радиусу  $R_0$ ;  $\eta$  – коэффициент, учитывающий отношение действительной и теоретической производительности центрифуги, который при отсутствии опытных данных можно принимать равным 0,4 – 0,5; он зависит от скольжения жидкости относительно барабана, а также учитывает наличие вихрей, затрудняющих осаждение.

Формула (10.3.15) может быть приведена к удобному для расчетов виду [177]:

$$V_{\text{ч}} = 25,3 \eta L n^2 R_0^2 w_{oc} k, \quad (10.3.16)$$

где  $k$  – отношение времени подачи суспензии (время собственно центрифугирования) к общему времени работы центрифуги.

Производительность  $V$  (в м<sup>3</sup>/ч) по суспензии центрифуги НОГШ (непрерывнодействующей отстойной горизонтальной со шнековой выгрузкой осадка) определяется по уравнению

$$V = 3,5 \left[ D_{\text{сл}}^2 L_{\text{сл}} (\rho - \rho_c) d^2 n^2 \right] / \mu, \quad (10.3.17)$$

где  $D_{\text{сл}}$  и  $L_{\text{сл}}$  – диаметр и длина «сливного цилиндра», м;  $\rho$  и  $\rho_c$  – плотность частиц и среды, кг/м<sup>3</sup>;  $d$  – крупность разделения (диаметр наименьших осаждаемых частиц), м;  $n$  – частота вращения ротора, об/мин;  $\mu$  – динамический коэффициент вязкости среды, Па·с.

Производительность  $V$  (в м<sup>3</sup>/с) трубчатой сверхцентрифуги (по питанию) определяется из следующего выражения:

$$V \leq w V_{\text{ж}} / h, \quad (10.3.18)$$

$w$  – скорость осаждения частиц в центробежном поле, м/с;  $V_{\text{ж}} = 0,785(D^2 - D_0^2)L$  – объем жидкости в барабане, м<sup>3</sup>;  $h$  – глубина потока в барабане, м;  $L$  – длина рабочей части барабана, м;  $D$  – внутренний диаметр барабана, м;  $D_0$  – диаметр сливного порога, м.

Условием хорошей работы сверхцентрифуги расчетного диаметра является наличие ламинарного режима движения потока в барабане.

Расчетные формулы для определения скорости отстаивания в поле центробежной силы при различных режимах осаждения следующие:

для  $\Phi$   $Ar < 36$  (ламинарный режим)

$$Re = \frac{1}{18} (Ar \Phi); \quad (10.3.19)$$

для  $\Phi$   $Ar = 36 \div 84000$  (переходный режим)

$$Re = 0,15 (Ar \Phi)^{0,715}; \quad (10.3.20)$$

для  $\Phi$   $Ar > 8400$  (турбулентный режим)

$$Re = 1,74 (Ar \Phi)^{0,5}, \quad (10.3.21)$$

здесь  $\Phi$  – фактор разделения, который равен

$$\Phi = \frac{\omega^2 r}{g} = \frac{C}{G} = \frac{u^2}{rg} \approx \frac{n^2 r}{900}, \quad (10.3.22)$$

где  $C$  – центробежная сила;  $G$  – сила тяжести;  $u$  – окружная сила;  $r$  – радиус вращения;  $g$  – ускорение силы тяжести;  $n$  – число оборотов в минуту;  $\omega$  – угловая скорость вращения;  $Ar$  – критерий Архимеда.

#### 10.4. Разделение в циклоне

Одним из наиболее простых и широко распространенных способов очистки промышленных газовых потоков и жидких сред от взвешенных в них твердых частиц является центробежное разделение в циклонах различных конструкций.

Процесс разделения в поле центробежных сил основан на разности плотностей сплошной взвешенной фазы, находящейся во вращательном движении. При вращении среды обеспечивается более высокая движущая сила процесса по сравнению с гравитационным методом разделения. Количественно увеличение разделительной способности в аппаратах циклонного типа характеризуется фактором разделения.

В циклонах и гидроциклонах вращательное движение среде сообщается путем изменения прямолинейного движения потока во вращательно-осевое в результате тангенциального ввода или посредством статического закручивающего элемента с жесткими направляющими стенками. В этом случае эффективность разделения возрастает с увеличением скорости и уменьшением радиуса аппарата.

Циклон является одним из простейших и эффективных разделительных аппаратов. Он состоит из цилиндрического корпуса с коническим днищем (угол конусности зависит от типа циклона), входного патрубка, встроенного по касательной к корпусу аппарата, выхлопной трубы и приемного бункера для отделяемых частиц. Запыленный газ со взвешенными твердыми или жидкими частицами по входному тангенциальному патрубку вводится в кольцевое пространство между корпусом и выхлопной трубой и приобретает вращательно-осевое движение.

Основными параметрами, характеризующими работу циклонов, являются степень очистки и величина потери напора среды на гидравлическое сопротивление.

Корпус гидроциклона (рис. 10.4) состоит из верхней короткой цилиндрической части 1 и удлиненного конического днища 2.

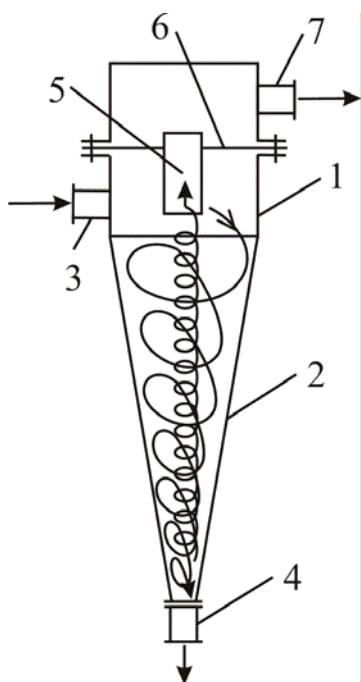


Рис. 10.4. Гидроциклон:  
 1 – цилиндрическая часть корпуса;  
 2 – коническое днище; 3 – штуцер для подачи суспензии; 4 – штуцер для вывода шлама; 5 – патрубок, 6 – перегородка; 7 – штуцер для вывода слива

Суспензия подается тангенциально через штуцер 3 в цилиндрическую часть 1 корпуса и приобретает интенсивное вращательное движение. Под действием центробежных сил наиболее крупные твердые частицы перемещаются к стенкам аппарата и концентрируются во внешних слоях вращающегося потока. Затем они движутся по спиральной траектории вдоль стенок гидроциклона вниз к штуцеру 4, через который отводятся в виде сгущенной суспензии (шлама). Большая часть жидкости с содержащимися в ней мелкими твердыми частицами (осветленная жидкость) движется во внутреннем спиральном потоке вверх вдоль оси аппарата. Осветленная жидкость, или слив, удаляется через патрубок 5, укрепленный на перегородке 6, и штуцер 7. В действительности картина движения потоков в гидроциклоне сложнее описанной, так как в аппарате возникают также радиальные и замкнутые циркуляционные токи. Вследствие значительных окружных скоростей потока вдоль оси гидроциклона образуется воздушный столб, давление в котором ниже атмосферного. Воздушное ядро ограничивает с внутренней стороны и оказывает значительное влияние на разделяющее действие гидроциклонов.

Основным размером циклона является диаметр цилиндрической части. Остальные размеры определяют обычно в зависимости от диаметра  $D$ .

Диаметр циклона  $D$  находят из соотношения

$$\omega_{\text{ср}} = \frac{4V}{\pi D^2} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho_{\Gamma} \xi}}, \quad (10.4.1)$$

где  $\omega_{\text{ср}}$  – условная фиктивная скорость газа, отнесенная к полному поперечному сечению цилиндрической части циклона, м/с;  $V$  – расход газа, м<sup>3</sup>/с;  $\Delta p$  – гидравлическое сопротивление циклона, Па;  $\xi$  – коэффициент сопротивления циклона.

Например, для циклона НИИГАЗ-ЦИ-159 рекомендуется выбирать  $\Delta p / \rho_{\Gamma} = 550 \div 750$ , а коэффициент сопротивления  $\xi = 110$ .

Гидроциклоны широко применяются для осветления или обогащения суспензий (сгущение шламов).

Достоинство гидроциклонов: высокая производительность, отсутствие в них движущихся частей, компактность, простота и легкость обслуживания, относительно небольшая стоимость, а также широкая область применения. Кроме того, в гидроциклонах может быть достигнута более тонкая сепарация с большей плотностью слива и без укрупнения (флокуляции) мелких частиц.

Расчет гидроциклонов проводится в такой последовательности:

1. Находят критерий Рейнольдса во входном патрубке гидроциклона по формуле

$$\text{Re}_{\text{вх}} = \frac{4L}{\pi b K} \frac{d_{\text{ч}}^2 (\rho_1 - \rho) \Delta p}{\mu^2}. \quad (10.4.2)$$

Здесь  $L$  – длина гидроциклона;  $d_{\text{ч}}$  – минимальный диаметр улавливаемых частиц (при этом предполагается, что только 50 % частиц с этим диаметром улавливается, а остальные 50 % удаляются с очищенной жидкостью);  $\rho_1 - \rho$  – разность плотностей частиц и жидкости;  $\Delta p$  – сопротивление гидроциклона;  $b$  – диаметр входного патрубка;  $K$  – критерий эффективности;  $\mu$  – вязкость суспензии.

С учетом оптимальных значений  $\frac{L}{D} = 5$ ;  $\frac{D}{b} = 3,58$ ;  $K = 3,5$  формула (10.4.2) получает вид

$$\text{Re}_{\text{вх}} = 6,5 \frac{d_{\text{ч}}^2 (\rho_1 - \rho) \Delta p}{\mu^2}. \quad (10.4.3)$$



2. Находят значение  $A$  по графику 5 – 6 в работе [36]:

$$A = f(\text{Re}_{\text{вх}}).$$

3. Определяют критерий Эйлера для гидроциклона с воздушным столбом по эмпирическому выражению

$$\text{Eu} = 1 + \varepsilon \gamma \left( \frac{b}{d_{\text{вх}}} \right)^n \left( \frac{D}{L} \right)^{0,7} \left( \frac{Q_1}{Q} \right)^{0,8} A, \quad (10.4.4)$$

где  $\varepsilon$  – коэффициент, учитывающий шероховатость стенок гидроциклона;  $\gamma$ ,  $n$  – постоянные, зависящие от размеров элементов аппарата; их значение находят по графикам 5 – 7 [36]:

$$n = \phi \left( \frac{L}{D}; \frac{b}{D} \right); \quad \gamma = \phi \left( \frac{L}{D}; \frac{b}{D} \right);$$

$d_{\text{вх}}$  – диаметр патрубка для очищенной массы;  $Q$ ,  $Q_1$  – производительность гидроциклона по начальной суспензии и по очищенной массе;  $D$  – диаметр гидроциклона.

С учетом оптимального гидроциклона

$$\text{Eu} = 1 + 3,5A \left( \frac{Q_1}{Q} \right)^{0,8} \varepsilon. \quad (10.4.5)$$

4. Скорость гидроциклона во входном патрубке с воздушным столбом

$$v_{\text{вх}} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho \text{Eu}}}, \quad (10.4.6)$$

без воздушного столба (с противодавлением)

$$v_{\text{вх}} = \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho \text{Eu}}}. \quad (10.4.7)$$

5. Диаметр входного патрубка равен

$$b = \frac{\text{Re}_{\text{ВХ}} \mu}{v_{\text{ВХ}} \rho}. \quad (10.4.8)$$

6. Размеры циклона, исходя из оптимальных соотношений, определяют по формуле

$$D = \frac{b}{0,28}; \quad L = 5D; \quad d_{\text{ВЫХ}} = 0,34D; \quad l = 0,4D, \quad (10.4.9)$$

где  $l$  – длина выходного патрубка.

Минимальный диаметр улавливаемых частиц и эффективность разделения для гидроциклона с заданными размерами и производительностью рассчитывается в следующей последовательности:

1) скорость во входном патрубке находят по выражению

$$v_{\text{ВХ}} = \frac{4Q}{\pi b^2}; \quad (10.4.10)$$

2) критерий Рейнольдса

$$\text{Re}_{\text{ВХ}} = \frac{v_{\text{ВХ}} b \rho}{\mu}; \quad (10.4.11)$$

3) значение  $A$  определяют по графику 5 – 6 в работе [36] в зависимости от  $\text{Re}_{\text{ВХ}}$ ;

4) критерий Эйлера при известном соотношении  $\frac{Q_1}{Q}$  вычисляют по формулам (10.4.3) или (10.4.4);

5) гидравлическое сопротивление определяют по формулам: для гидроциклона с воздушным столбом

$$\Delta p = \frac{1}{2} E u \rho v_{\text{ВХ}}^2; \quad (10.4.12)$$

без воздушного столба

$$\Delta p = E u \rho v_{\text{ВХ}}^2; \quad (10.4.13)$$

6) критерий эффективности  $K$  находят по выражению

$$K = \frac{d_{\text{ч}}^2 (\rho_1 - \rho) L \Delta p}{\mu \rho Q}, \quad (10.4.14)$$

7) диаметр улавливаемых частиц определяют по формуле

$$d_{\text{ч}} = \sqrt{\frac{K \mu}{L \left( \frac{\rho_1 - \rho}{\rho} \right) \left( \frac{\Delta P}{Q} \right)}}, \quad (10.4.15)$$

или через критерий  $Re_{\text{вх}}$  по формулам (10.4.2) или (10.4.3).

### 10.5. Примеры решения задач

**Пример 1.** Центрифуга периодического действия имеет барабан с внутренним диаметром 1200 мм, высотой 550 мм, толщиной стенок 10 мм и массой 120 кг. Число отверстий в стенке барабана по вертикали 12, диаметр отверстий 5 мм. На барабан надеты три стальных обруча сечением  $15 \times 30 \text{ мм}^2$  каждый. Материал барабана – сталь с временным сопротивлением на разрыв  $4500 \text{ кгс/см}^2$ , масса загрузки 400 кг, толщина слоя 200 мм. Найти предельно допустимую частоту центрифуги, если запас прочности не должен быть менее 5.

**Решение.** Для данной стали допускаемое напряжение на разрыв

$$K_z = 4500 \cdot 0,81 \cdot 10^4 / 5 = 8,83 \cdot 10^7 \text{ Па, или } 900 \text{ кгс/см}^2.$$

Площадь сечения стенки барабана и обручей за вычетом отверстий

$$f = 55 \cdot 1 - 12 \cdot 1 \cdot 0,5 + 3 \cdot 3 \cdot 1,5 = 62,5 \text{ см}^2 = 6,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Из формулы (10.3.13) следует, что максимально допустимая центробежная сила

$$C_1 + C_2 = 8,83 \cdot 10^7 \cdot 2 \cdot 6,25 \cdot 10^{-3} = 1,1 \cdot 10^6 \text{ м}^2.$$

Расстояние от центра тяжести полукольца стенки барабана до оси вращения находим по формуле (10.3.14):

$$R_6 = \frac{3}{3 \cdot 3,14} \left( \frac{0,61^3 - 0,6^3}{0,61^2 - 0,6^2} \right) = 0,385 \text{ м.}$$

Центробежная сила, развиваемая половиной барабана, согласно уравнению (10.3.1):

$$C_1 = 0,011 \cdot 60 \cdot 0,385 \cdot n^2 = 0,254 n^2 \text{ Н.}$$

Расстояние от центра тяжести полукольца загрузки до оси вращения

$$R_3 = \frac{3}{3 \cdot 3,14} \left( \frac{0,6^3 - 0,4^3}{0,6^2 - 0,4^2} \right) = 0,32 \text{ м.}$$

Центробежная сила, развиваемая полукольцами загрузки,

$$C_2 = 0,011 \cdot 200 \cdot 0,32 \cdot n^2 = 0,704 n^2 \text{ Н.}$$

Общая центробежная сила

$$C_1 + C_2 = 0,254 n^2 + 0,704 n^2 = 0,958 n^2 \text{ Н.}$$

Выше было найдено, что центробежная сила не должна превышать  $1,1 \cdot 10^6$  Н. Следовательно, максимально допустимая частота вращения центрифуги

$$n = \sqrt{1,1 \cdot 10^6 / 0,950} = 1072 \text{ об/мин} = 17,86 \text{ с.}$$

**Пример 2.** Определить часовую производительность (по питанию) автоматической осадительной центрифуги АОГ-800 при работе ее на водной суспензии гидрооксида магния. Плотность частиц  $\rho = 2525 \text{ кг/м}^3$ , температура суспензии  $30 \text{ }^\circ\text{C}$ . Наименьший диаметр частиц  $3 \text{ мкм}$ . Характеристика центрифуги: диаметр барабана  $800 \text{ мм}$ ; длина барабана  $400 \text{ мм}$ ; диаметр

борта 570 мм; частота вращения 1200 об/мин. Цикл работы центрифуги составляет 20 мин; из них 18 мин – подача суспензии, 2 мин – разгрузка осадка.

**Решение.** Производительность определяем по формуле (10.3.16):

$$V_{\text{ч}} = 25,3\eta L n^2 R_0^2 w_{\text{ос}} k.$$

Скорость осаждения частиц находим по формуле Стокса

$$w_{\text{ос}} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18\mu_c} = \frac{3^2 (2525 - 1000) 9,81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3}} = 0,935 \cdot 10^{-5} \text{ м/с.}$$

Динамический коэффициент вязкости воды при 30 °С  $\mu_c = 0,8 \cdot 10^{-3}$  Па·с.

Определяем скорость осаждения под действием центробежной силы:

$$w = w_{\text{ос}} \frac{R_0 n^2}{900} = 0,935 \cdot 10^{-5} \frac{0,285 \cdot 1200^2}{900} = 4,26 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Проверяем режим осаждения

$$\text{Re} = \frac{w d \rho_c}{\mu_c} = \frac{4,26 \cdot 10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{-6} \cdot 10^3}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 1,6 \cdot 10^{-2},$$

т.е. режим ламинарный. Далее находим

$$k = 18/20 = 0,9.$$

Производительность центрифуги, принимая  $\eta = 0,45$ ,

$$V_{\text{ч}} = 25,3 \cdot 0,45 \cdot 0,4 \cdot 1200^2 \cdot 0,285^2 \cdot 0,935 \cdot 10^{-5} \cdot 0,9 = 4,48 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

**Пример 3.** В гидроциклоне диаметром 300 мм очищается целлюлозная масса плотностью  $1000 \text{ кг/м}^3$ , вязкостью  $1,5 \cdot 10^{-3} \text{ н·сек/м}^2$ . Плотность частиц  $2500 \text{ кг/м}^3$ . Производительность 3200 л/мин. Определить минимальный диаметр улавливаемых частиц. Стенки гидроциклона гладкие ( $\varepsilon = 1$ ).

**Решение.**

1. Рабочая длина гидроциклона

$$L = 5 \cdot 300 = 1500 \text{ мм},$$

длина входного патрубка

$$b = 0,28 \cdot 300 = 84 \text{ мм}.$$

Принимаем  $b = 100$  мм.

2. Скорость во входном патрубке гидроциклона находим по формуле (10.4.10):

$$v_{\text{вх}} = \frac{4 \cdot 3200}{60 \cdot 1000 \cdot 3,14 \cdot 0,1^2} = 6,8 \text{ м/сек.}$$

3. Критерий Рейнольдса во входном патрубке определяем по уравнению (10.4.11)

$$\text{Re}_{\text{вх}} = \frac{6,8 \cdot 0,1 \cdot 1000}{1,5 \cdot 10^{-3}} = 450 \cdot 10^3.$$

4. Величину  $A$  находим по графику 5 – 6 [36], она равна 3,0.

5. Задавшись отношением  $\frac{Q_1}{Q} = 0,9$ , критерий Эйлера вычисляем по формуле (10.4.5):

$$\text{Eu} = 1 + (3,5 \cdot 3 \cdot 0,9^{0,8} \cdot 1) = 10,56.$$

6. Соппротивление гидроциклона находим по выражению (10.4.13)

$$\Delta p = 10,56 \cdot 1000 \cdot 6,8^2 = 486000 \text{ Н/м}^2.$$

7. Минимальный диаметр улавливаемых частиц определяем по формуле (10.4.15)

$$d_{\text{ч}} = \sqrt{\frac{450 \cdot 10^3 (1,5 \cdot 10^{-3})^2}{6,5 \frac{2500 - 1000}{1} 486000}} = 0,045 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

**Пример 4.** Спроектировать оптимальный гидроциклон для очистки бумажной массы, если требуется улавливать частицы диаметром  $d_{\text{ч}} = 10$  мк, располагаемые затраты давления на преодоление сопротивления  $\Delta p = 2,8$  кг/см<sup>2</sup>, отношение  $\frac{Q_1}{Q} = 0,9$ ; разность плотностей частицы в жидкости  $(\rho_1 - \rho) = (2700 - 1000) = 1700$  кг/м<sup>3</sup>, вязкость суспензии  $\mu = 1,5 \cdot 10^{-3}$  н·сек/м<sup>2</sup>.

**Решение.** 1. Критерий Рейнольдса определяем по формуле (10.4.3)

$$\text{Re}_{\text{вх}} = \frac{6,5(10 \cdot 10^{-6})^2 (2700 - 1000) \cdot 2,8 \cdot 9,81 \cdot 10^4}{(1,5 \cdot 10^{-3})^2} = 135000.$$

2. Величину  $A=2$  находим по рис. 5.6 [36].

3. Критерий Эйлера при  $\varepsilon = 1$  (стенки гидроциклона гладкие) определяем по уравнению (10.4.5)

$$\text{Eu} = 1 + 3,5 \cdot 20,9^{0,8} \cdot 1 = 7,44.$$

4. Скорость во входном патрубке гидроциклона находим по формуле (10.4.7)

$$v_{\text{вх}} = \sqrt{\frac{2,8 \cdot 9,81 \cdot 10^4}{1000 \cdot 7,44}} = 6,1 \text{ м/сек.}$$

5. Диаметр входного патрубка вычисляем по формуле (10.4.8)

$$b = \frac{135000 \cdot 1,5 \cdot 10^3}{6,1 \cdot 1000} = 0,0331 \text{ м,}$$

$$b = 33,1 \text{ мм.}$$

Диаметр гидроциклона

$$D = \frac{33,1}{0,28} = 118 \text{ мм.}$$

Длина циклона (рабочая)

$$L = 5 \cdot 118 = 590 \text{ мм.}$$

Диаметр выходного патрубка

$$d_{\text{ВЫХ}} = 0,34 \cdot 118 = 40 \text{ мм.}$$

Производительность гидроциклона находим из выражения (10.4.10)

$$Q = \frac{3,14}{4} \cdot 0,0331^2 \cdot 60 \cdot 1000 \cdot 6,1 = 316 \text{ л/мин.}$$



## ГЛАВА 11

### ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД МЕТОДОМ ФЛОТАЦИИ

#### 11.1. Виды флотации

*Флотацией* называют процесс всплывания в жидкой среде частиц дисперсной фазы с прилипшими к ним пузырьками газа [15, 51, 66, 96, 108, 115, 147, 152-155, 157, 158, 160, 205]. Для практических целей этот процесс был впервые применен в 1877 г. при обогащении графитовых руд. Однако вспомнили о нем только в 1898 г., в связи с внедрением изобретения Эльмора. В 1901 г. флотацию впервые применили для обогащения руд в больших промышленных масштабах.

Флотационный способ широко используют для обогащения и разделения руд различных металлов, твердого топлива и неметаллических полезных ископаемых. Кроме того, флотацию применяют для выделения взвешенных частиц из водных растворов, а также для очистки сточных вод.

Наибольшее распространение процессы флотации получили при обогащении полезных ископаемых. Здесь они наиболее полно изучены экспериментально и теоретически. Перед флотационным обогащением руду измельчают. Полученный порошок смешивают с водой, в результате чего образуется неоднородная система, называемая пульпой. В пульпу вводят флотационные реагенты: собиратели, регуляторы и пенообразователи. Собиратели придают твердым частицам способность прилипнуть к пузырькам газа. Регуляторы обеспечивают избирательность. Они усиливают прочность прилипания пузырьков или, наоборот, подавляют эту способность у определенного вида частиц. Пенообразователи повышают дисперсность газовых пузырьков и устойчивость пены.

Поверхность частиц ценных минералов и породы имеет разные физико-химические свойства. После воздействия на пульпу реагентов это различие проявляется в способности одних частиц хорошо смачиваться водой, а других – прилипнуть к пузырькам газа. Если затем вводить в пульпу тем или иным способом пузырьки воздуха, то частицы руды будут увлекаться ими вверх на поверхность в виде пены, которую направляют в специальные отстойники. Когда при обогащении полезных ископаемых флотируют частицы ценного минерала, а частицы пустой породы остаются в пульпе (камерный продукт), то в этом случае процесс обогащения называют прямой флотацией. Если, наоборот, в пенный продукт переходит пустая порода, а

ценный минерал остается в пульпе, то такой процесс обогащения полезных ископаемых называют обратной флотацией.

Различают *пенную*, *пленочную*, *масляную* и другие виды флотации. Наибольшее распространение в промышленности получила пенная флотация. Необходимыми условиями пенной флотации являются способность твердой частицы прилипать к пузырьку газа в воде, а также и способность пульпы образовывать устойчивую пену. Стабильность и продолжительность существования пены снижаются с увеличением размера пузырьков и с ростом температуры пульпы. В свою очередь, размеры пузырьков зависят от поверхностного натяжения жидкости на границе с газообразной фазой. Образованию устойчивой пены, кроме понижения поверхностного натяжения, благоприятствует также увеличение вязкости жидкости. Изменение вязкости не оказывает влияния на дисперсность пузырьков. Так, например, изменение вязкости даже в 100 раз не оказывает существенного влияния на размер пузырьков.

*Пленочная флотация* была предложена в 1892 г., но до сих пор не нашла широкого применения. Сущность ее заключается в том, что измельченную руду обрабатывают реагентами и насыпают с небольшой высоты на поверхность воды. Несмачиваемые частицы остаются на поверхности воды, а остальные переходят в жидкую фазу и оседают вниз.

*Масляная флотация* представляет собой процесс всплывания агрегатов частиц, включенных в масляные оболочки. С этой целью измельченную руду смешивают с водой, в которой находится диспергированное жидкое масло. Необходимым условием обогащения полезных ископаемых с помощью масляной флотации является избирательное смачивание минеральных частиц жидким маслом.

Одним из вариантов флотационного метода разделения неоднородных систем является *ионная флотация*. Возможность флотации ионов и молекул из растворов с помощью пузырьков газа известна сравнительно давно. Однако этот способ приобрел важное значение только после того, как для его осуществления было предложено использовать флотационные реагенты. Как правило, для ионной флотации применяют собиратели, которые представляют собой высокоповерхностно-активные вещества. Собиратель электростатически притягивает ионы к поверхности пузырька или же связывает их в координационное или любое другое поверхностно-активное соединение.

Достоинством ионной флотации является высокая степень селективности. Так, при соответствующих условиях представляется возможным разделить ионы различных элементов, имеющие одинаковые по

величине и знаку заряды. Для ионной флотации характерно образование тонкого слоя неустойчивой пены, стабилизированной малорастворимыми адсорбционными слоями. Такая пена разрушается в разделительном аппарате, превращаясь в так называемую пенку – плохо растворимый гидрофобный продукт, в котором концентрируется извлекаемое из раствора вещество.

Ионная флотация находит применение при очистке сточных вод и для извлечения металлов из разбавленных растворов. Перспективным направлением является также использование ионной флотации для извлечения из морской воды растворённых в ней ценных веществ. Как выяснилось, флотационные методы извлечения ионов и молекул из растворов наиболее перспективны при низкой концентрации вещества, меньше  $10^{-3}$ – $10^{-2}$  моль/л.

Большой интерес в силу своей универсальности, высокой производительности и эффективности представляет метод флотации при очистке сточных вод промышленных предприятий. Долгое время флотация как метод очистки сточных вод от нерастворимых загрязнений не находила широкого распространения. В прошлом этот метод успешно использовался в бумажной промышленности. Позднее его стали применять в основном на нефтепромысловых и нефтеперерабатывающих предприятиях и там, где сточные воды содержат отходы нефти, смолы и продукты её переработки. В последнее время интерес к практическому использованию флотации сильно возрос. Исследована и доказана возможность очистки флотацией сточных вод целого ряда предприятий, таких как заводы искусственного волокна, кожевенные, механические, пищевые комбинаты, а также предприятий энергетического комплекса и др.

При незначительном времени пребывания сточных вод во флотационных установках (20–40 минут) обеспечивается высокий эффект очистки от нерастворимых примесей и взвешенных веществ. Это предопределило перспективность метода и возможность его использования для очистки сточных вод как промышленных, так и бытовых. Очистка флотацией сточных вод сопровождается одновременно такими явлениями, как аэрация, снижение концентрации поверхностно-активных веществ, бактерий и микроорганизмов, что способствует дальнейшей очистке сточных вод, улучшает их общее санитарное состояние, а иногда может иметь самостоятельное значение и явиться решающим фактором при выборе метода водоочистки.

## 11.2. Количественная теория флотации

В связи с недостатками физико-химических основ и кинетических моделей, а также исследованиями роли неравновесных электроповерхностных сил в элементарном акте флотации мелких частиц начала сформировываться кинетическая теория флотации. В настоящее время она получила достаточно широкое распространение в литературе [8, 51, 65, 66, 96].

Свойства поверхности раздела воздух–вода определяются значением ее удельной свободной поверхностной энергии  $\sigma_{г-ж}$  и структурой поверхностного слоя молекул воды на границе раздела газ–жидкость. Наличие свободной поверхностной энергии на границе раздела воздух–вода и стремление системы в соответствии со вторым законом термодинамики к минимальным значениям приводят к сокращению поверхности пузырька до тех пор, пока капиллярное давление воздуха или газа в нём не приведёт к равновесию системы.

Молекулы поверхностного слоя находятся в особом энергетическом состоянии. Свойства жидкости, находящейся в пограничном слое, отличаются от свойств жидкости в объеме. Пограничные слои воды (гидратные слои) имеют повышенную вязкость и пониженную растворяющую способность, скорость диффузии растворенных в них веществ меньше [8].

Структуру гидратного слоя, обеспечивающую минимальное значение свободной энергии системы полярная жидкость (вода) – аполярное вещество (воздух), можно представить в виде слоя молекул воды на пузырьке, соприкасающихся противоположными по знаку концами диполей, что приводит к взаимной компенсации их дипольных моментов и резкому ослаблению взаимодействия с молекулами воды в объеме. В результате этого толщина гидратного слоя минимальна.

Свойства поверхности раздела частица–вода зависят от кристаллохимического строения частицы. Взаимодействие воды и присутствующих в ней ионов с частицами может изменить электрическое состояние поверхности. Наиболее важным результатом взаимодействия является образование на поверхности раздела частица – жидкая фаза двойного электрического слоя. Энергия взаимодействия воды с различными ионами частицы не одинакова. Ввиду этого ионы одного знака переходят в раствор в большем количестве, чем ионы другого знака, и энергетическая нейтральность поверхности нарушается. В результате поверхность частицы приобретает заряд, противоположный по знаку тем ионам, которые

переходят в раствор. Возникновение заряда на поверхности частицы и образование двойного электрического слоя может происходить и в результате преимущественной адсорбции частицей из раствора ионов одного знака по сравнению с ионами другого знака.

Увеличение электрического заряда поверхности затрудняет переход ионов противоположного знака в раствор из кристаллической решетки частицы. В конце концов, устанавливается состояние равновесия между раствором и твердой поверхностью, которое будет окружено двойным электрическим слоем.

При элементарном акте флотации возможны следующие случаи столкновения частиц и пузырьков, когда:

- когда размер пузырьков больше размера частиц;
- размер частиц больше размера пузырьков;
- размеры пузырьков и частиц сопоставимы.

Различие состоит в том, что в первом варианте происходит осаждение частиц на пузырьке, а во втором мелкие пузырьки закрепляются на крупной частице.

Первый случай проанализирован в многочисленных публикациях и обобщен в [66]. Второй случай рассмотрен гораздо уже, хотя флотация крупных частиц мелкими пузырьками может широко использоваться в водоочистке, особенно при близких значениях плотностей взвесей и жидкости.

В литературе выделены три основных механизма столкновения частицы с пузырьком: седиментационный, градиентный и инерционный.

а). *Седиментационный механизм.*

Несмотря на хаотичность движения, обусловленную турбулентными пульсациями жидкости, пузырьки и частицы постоянно находятся в движении вследствие действующих на них сил тяжести. В этом случае

$$K_g = \frac{3E_g \varphi V_g(d_{\Pi})}{2d_{\Pi}}, \quad (11.2.1)$$

где  $K_g$  – интенсивность процесса по седиментационному механизму;  $\varphi$  – объёмная концентрация пузырьков;  $V_g(d_{\Pi})$  – скорость их седиментации;  $E_g$  – эффективность захвата частиц всплывающим пузырьком газа при флотации;  $d_{\Pi}$  – диаметр пузырька газа. Индекс  $g$  означает, что сближение частиц и пузырьков осуществляется за счет седиментации.

б). *Градиентный механизм.*

Даже если бы частицы и пузырьки имели тот же удельный вес, что и жидкость, и осаждение по седиментационному механизму было бы невозможно, то они все равно испытывали бы столкновения вследствие неоднородности гидродинамического поля. В этом случае

$$K_G = \frac{\alpha G \lambda}{\pi} \left( 1 + \frac{d_{\text{ч}}}{d_{\text{п}}} \right)^3, \quad (11.2.2)$$

где  $K_G$  – интенсивность процесса по градиентному механизму;  $\alpha$  – эффективность столкновения частицы и пузырька в поле простого сдвига;  $G \lambda$  – градиент скорости жидкости в пульсациях масштаба;  $\lambda$ ,  $d_{\text{ч}}$  – диаметр частицы.

в). *Инерционный механизм.*

Так как вследствие турбулентных пульсаций скорость любого элемента жидкости постоянно меняется как по величине, так и по направлению, то перемещение пузырьков относительно жидкости может происходить за счет инерционных сил. Величина, направление и скорость инерционного смещения в общем случае определяются разницей плотностей частицы (пузырька) и жидкости и размерами частицы (пузырька), а также, как у пузырька и частицы, эти параметры отличаются между собой, то это порождает еще один возможный механизм их столкновения.

$$K_W = \frac{3E_W \phi V_W (d_{\text{п}})}{2d_{\text{п}}}, \quad (11.2.3)$$

где  $K_W$  – интенсивность процесса по инерционному механизму;  $E_W$  – соответствует эффективности захвата частиц пузырьком при инерционном механизме их сближения.

В силу независимости указанных выше механизмов полная интенсивность процесса осаждения частиц на пузырьки может быть вычислена по формуле

$$K = K_g + K_G + K_W. \quad (11.2.4)$$

В соответствии с количественной теорией флотации элементарный акт флотации целесообразно рассматривать как многостадийный процесс. Вероятность элементарного акта часто представляют как произведение трёх

вероятностей, характеризующих процессы транспорта частиц к поверхности пузырька, закрепления на ней и возможного последующего отрыва.

Процесс сближения частицы с поверхностью пузырька претерпевает качественные изменения при переходе от больших по сравнению с размером частицы расстояний между их поверхностями к малым [66].

На больших расстояниях этот процесс определяется действием двух факторов – инерционных сил и сил гидродинамического взаимодействия. Достаточно крупная частица под действием инерционных сил движется почти прямолинейно вплоть до столкновения с поверхностью пузырька, которое осуществляется, если  $b < R + r$ , где  $b$  – радиус трубки тока, набегающего на пузырёк потока жидкости. Поток жидкости обтекает поверхность пузырька, линии тока жидкости искривляются, и в это движение жидкости вовлекается частица. Чем меньше размер частицы и отличие её плотности от плотности среды, тем меньше действующие на неё силы инерции и тем в большей степени её траектория совпадает с линией тока жидкости (рис. 11.1).

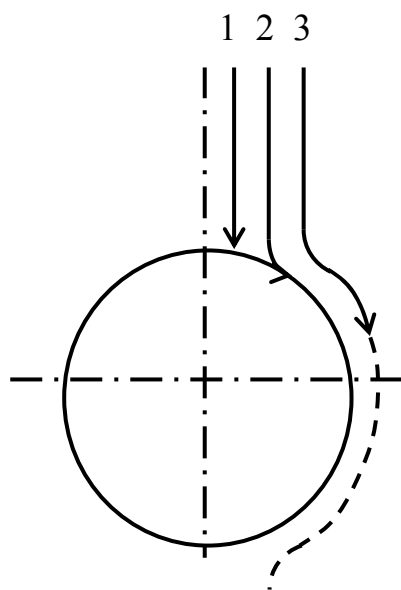


Рис. 11.1. Траектории движения частиц вблизи пузырька газа:

1 – инерционная; 2 – слабо инерционная; 3 – безынерционная частица

Таким образом, возмущение, которое вносит пузырёк в поток жидкости, существенно влияет на движение только очень мелких безынерционных частиц и практически не влияет на движение тяжёлых сильно инерционных.

Отклонение траектории малых частиц от прямолинейного пути к поверхности пузырька на расстояниях порядка размера пузырька обусловлено гидродинамическим взаимодействием, которое принято называть дальним [66]. В случае крупных частиц инерционные силы значительно превышают силы дальнего гидродинамического взаимодействия

(ДГВ). В случае малых частиц инерционные силы малы по сравнению с ДГВ. Если выполняется условие

$$St = \frac{2Ur^2\Delta\rho}{9R\mu} \ll 1, \quad (11.2.5)$$

где  $St$  – критерий Стокса;  $R$  – радиус пузырька, м;  $U$  – скорость движения пузырька, м/с;  $\Delta\rho$  – разность плотностей частицы и среды;  $\mu$  – динамическая вязкость среды, то такая частица на достаточном удалении от пузырька будет двигаться по линии тока жидкости. Когда левая часть условия (11.2.5) ненамного меньше единицы, начинают проявляться инерционные эффекты, приводящие к слабому отклонению траектории частицы от линии тока. При обращении неравенства (11.2.4) силы инерции радикально меняют ситуацию, частица движется почти прямолинейно до столкновения с поверхностью пузырька (рис. 11.1).

Наряду с дальним гидродинамическим взаимодействием существует гидродинамическое взаимодействие на расстояниях порядка радиуса частицы. Последнее приводит к отклонению траекторий частиц от соответствующих линий тока жидкости. Это взаимодействие принято называть ближним гидродинамическим взаимодействием (БГВ). На основе решения гидродинамической задачи о выдавливании жидкости из зазора при приближении сферической частицы к плоской поверхности (решение Тейлора) в работе [66] показано, что БГВ может воспрепятствовать соприкосновению частиц с пузырьком. Согласно Тейлору при толщине зазора  $h \ll r$  гидродинамическое сопротивление плёнки процессу утончения

$$F = \nu r / h, \quad (11.2.6)$$

где  $\nu$  – скорость сближения частиц с некоторым участком поверхности пузырька, который можно условно рассматривать как плоский.

Если на частицу будет действовать постоянная прижимающая сила  $f$ , то согласно выражению (11.2.6) имеем

$$V = fh / r, \quad (11.2.7)$$

то есть чем тоньше плёнка, тем меньше скорость её утончения. Отсюда следует, что для полного удаления жидкости из зазора требуется бесконечно большое время:



$$t = \int_0^{\infty} \frac{dh}{v(h)} = \int_0^{\infty} \frac{dh}{fh} = \frac{1}{f} \ln \frac{\infty}{h} \rightarrow \infty. \quad (11.2.8)$$

В связи с этим возникает вопрос о природе сил, прижимающих частицу к поверхности пузырька и обеспечивающих утончение плёнки в течение малого времени. Этот вопрос снимается, если учесть действие поверхностных сил притяжения, возрастающих с уменьшением расстояния быстрее, чем вязкое сопротивление плёнки. Утончение плёнки при толщине больше эффективного радиуса действия поверхностных сил осуществляется под действием прижимной гидростатической силы.

Таким образом, утончение межфазной плёнки в случае крупных частиц осуществляется в процессе инерционного удара, а в случае малых частиц – под действием прижимной гидростатической силы.

Процесс сближения частиц с поверхностью пузырька можно описать количественно, учитывая как дальнее, так и ближнее гидродинамическое взаимодействие, на основе представления об эффективности их столкновения:

$$E = \frac{b_{кр}^2}{R^2}, \quad (11.2.9)$$

где  $b_{кр}$  – максимальный радиус трубки тока, набегающего на пузырёк потока жидкости, все частицы из которой оседают на поверхность пузырька.

В процессе сближения частиц с поверхностью пузырька важную роль играют её форма и собственный размер. Наибольшее сближение линии тока жидкости с поверхностью пузырька достигается в экваториальной плоскости. Под влиянием БГВ частица смещается с линии тока жидкости, так что её траектория в экваториальной плоскости удалена от поверхности на расстояние, превышающее радиус. Поэтому соприкосновения с поверхностью не происходит и величина  $b_{кр}$  не является критическим расстоянием.

Таким образом, величина  $b_{кр}$  уменьшается, во-первых, за счёт отклонения линий тока жидкости под влиянием ДГВ и, во-вторых, за счёт отклонения траектории частицы относительно линии тока под влиянием БГВ. Поэтому эффективность столкновения выражается в виде произведения двух сомножителей –  $E_0$  и  $f$ . Первый выражает влияние ДГВ, второй – БГВ.

В работах Н.Н.Рулева и Б.В.Дерягина проведён расчёт эффективности захвата частицы в пренебрежении дальнодействием молекулярных сил. Формулы, полученные при стоксовском и потенциальном распределении скоростей, имеют вид

$$E_s = E_{0s} f_s, \quad (11.2.10)$$

$$E_p = E_{0p} f_p. \quad (11.2.11)$$

Получены следующие выражения:

$$E_s = E_{0s} f_s(w_s), \quad w_s = \frac{2AR_s^2}{27V_s\pi\eta r^4}, \quad (11.2.12)$$

$$E_p = E_{0p} f_p(w_p), \quad w_p = \frac{4AR_p}{27V_p\pi\eta r^3}, \quad (11.2.13)$$

где  $A$  – константа Гамакера. Численный анализ универсальных функций  $f_s$  и  $f_p$  позволил следующим образом аппроксимировать формулы (11.2.12) и (11.2.13):

$$E_s \approx 0,11 \frac{r^{1,4}}{R_s^2} A^{1/6}, \quad (11.2.14)$$

$$E_p \approx 1,1 \frac{r^{0,8}}{R_p} A^{1/15}. \quad (11.2.15)$$

### 11.3. Способы флотации

Практикой очистки сточных вод, а также экспериментальными исследованиями, выработаны различные конструкции и способы флотационного разделения неоднородных систем. Наиболее существенные принципиальные отличия способов флотации связаны с насыщением жидкости пузырьками воздуха или газа [152, 154, 155]. По этому принципу выделяют следующие способы флотационной обработки сточных вод:

- 1) флотацию с механическим диспергированием воздуха (пневматическая, импеллерная, струйная);
- 2) флотацию с выделением воздуха из раствора (напорная, вакуумная);
- 3) электрофлотацию.

### *Флотация с механическим диспергированием воздуха*

Пневматический способ аэрации заключается в том, что воздух вводят в машину под давлением, вдувая его через пористые перегородки или через патрубки. Пневматическая флотация выгодно отличается от флотации других типов возможностью подачи воздуха в любом количестве и сравнительно небольшим расходом электроэнергии. В то же время пневматическая флотация имеет существенный недостаток. Воздух, который поступает в пневматические машины, плохо диспергируется и, в результате, образуются воздушные пузырьки повышенной крупности, что отрицательно сказывается на процессе флотации. Применение для этой цели пористых перегородок не дало положительного эффекта, так как они быстро забиваются шламом, кроме того, водо-воздушная смесь в аппаратах подобного типа недостаточно интенсивно перемешивается. Плохое диспергирование воздуха в пневматических машинах вызывает снижение эффективности очистки и повышенный расход реагентов.

Пневматическую флотацию применяют при очистке сточных вод, содержащих примеси, агрессивные по отношению к механизмам (насосам, мешалкам), имеющим движущие части. Измельчение пузырьков воздуха достигается путём впуска воздуха во флотационную камеру через специальные сопла, которые располагаются на воздухораспределительных трубах, укладываемых на дно флотационной камеры на расстоянии 250–300 мм друг от друга. Продолжительность флотации  $t$  при таком диспергировании воздуха составляет 15–20 минут, но в каждом случае она должна устанавливаться экспериментально, также, как и интенсивность аэрации. Глубина флотатора – 3–4 м, а его объём находят из формулы

$$W = \frac{Q_{\text{сут}} t}{24 \cdot 60(1 - a)}, \quad (11.3.1)$$

где  $a$  – коэффициент аэрации, который ориентировочно может быть принят 0,2 – 0,3.

Расход воздуха составляет

$$V = IF, \quad (11.3.2)$$

где  $F$  – площадь водного зеркала флотационной камеры;  $I$  – интенсивность аэрации (ориентировочно  $15\text{--}20 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ).

Число сопел определяют по формуле

$$n = \frac{V}{3600 f W_0}, \quad (11.3.3)$$

где  $f$  – площадь отверстия одного сопла ( $d=1\text{--}1,2$  мм);  $W_0$  – скорость воздушной струи ( $100\text{--}200$  м/с).

Пропуская воздух через мелкие отверстия, можно получить микропузырьки, способные более эффективно флотировать содержащиеся в жидкости загрязнения. Для этого необходима относительно небольшая скорость истечения воздуха из отверстия, достаточное расстояние между отверстиями и наличие в жидкости реагентов-пенообразователей, способных снизить поверхностное натяжение на границе раздела фаз.

Размеры пузырьков для отверстий с радиусом менее 2 мм:

$$R = \sqrt[4]{r_0^2 \sigma}, \quad (11.3.4)$$

где  $r_0$  – радиус отверстия;  $\sigma$  – поверхностное натяжение на границе раздела жидкость–газ.

Пузырьки, выходящие из одного отверстия, не должны сливаться. Поэтому максимальный расход воздуха через отверстия при спокойном движении воды у аэратора можно найти по следующей эмпирической формуле:

$$Q_{\max} = 104 r_0^2. \quad (11.3.5)$$

Формула (11.3.5) справедлива для отверстий диаметром менее 3 мм. Избыточное давление  $\Delta p$  и минимальная величина диаметра отверстия, через которое может проходить при таком давлении воздух, определяются уравнением Лапласа

$$d_0 = \frac{2\sigma}{\Delta p}. \quad (11.3.6)$$

Флотация при подаче воздуха через различные пористые материалы имеет определённые преимущества: сохраняется простота конструкций флотационных камер; уменьшаются затраты на электроэнергию, отсутствуют сложные механизмы (насосы, импеллеры), что особенно важно при очистке агрессивных сточных вод. Недостатком являются возможность зарастания и засорения пор и трудность подбора мелкопористых материалов, обеспечивающих подачу мелких и близких по размерам пузырьков.

Диспергирование газа в жидкости путём механического перемешивания называют агитационным. С помощью механических перемешивающих устройств, в качестве которых применяют лопастные, пропеллерные и турбинные вращающиеся мешалки, можно наиболее эффективно аэрировать неоднородные системы. Получение пузырьков заданных размеров, необходимых для флотации, связано с энергичным перемешиванием жидкости и созданием в ней большого количества мелких потоков. Это достигается в специальных флотационных аппаратах, оборудованных импеллерами. Механизм диспергирования воздуха в механических машинах является довольно сложным.

Во флотационных аппаратах механического типа в жидкости, интенсивно перемешиваемой вращающимися импеллерами, образуются круговые потоки, которые обеспечивают, с одной стороны, засасывание атмосферного воздуха, а с другой – образование пузырьков путём дробления струи воздуха механическим воздействием жидкости. Объём воздуха, засасываемый в единицу времени, зависит главным образом от частоты вращения импеллера, его размеров и глубины погружения. Количество засасываемого импеллером воздуха пропорционально кубу частоты вращения импеллера и моменту инерции лопасти импеллера  $I$  относительно оси вала:

$$I = \frac{h}{3}(l^3 - l_1^3), \quad (11.3.7)$$

где  $h$  – высота лопасти;  $l$  и  $l_1$  – радиусы от центра вращения до начала и конца лопасти.

Для работы импеллера необходимо затрачивать мощность пропорционально кубу его диаметра. При этом установлено, что введение дополнительного воздуха во флотационную камеру без интенсификации перемешивания не повышает эффективности флотации.

Достоинством импеллерной флотации является то, что обеспечивается хорошая аэрация жидкости. К недостаткам этого способа относятся

сложность конструкции, большой расход электроэнергии и наличие вращающихся и быстроизнашивающихся частей.

### ***Флотация с выделением воздуха из раствора***

Этот способ довольно широко применяется в практике очистки сточных вод, содержащих очень мелкие частицы загрязнений, поскольку позволяет получать самые мелкие пузырьки воздуха в сточной жидкости. Выделяющийся из такого раствора воздух образует микропузырьки, которые и флотируют содержащиеся в сточной жидкости загрязнения [158, 200].

В зависимости от того, как создаётся пересыщенный раствор воздуха в воде, рассматриваемый способ флотации можно подразделить на вакуумную и напорную. Минимальные размеры пузырьков воздуха при некотором допущении могут быть определены на основании закона Генри:

$$p_{\Pi} = kC, \quad (11.3.8)$$

где  $p_{\Pi}$  – парциальное давление воздуха в пузырьке;  $k$  – константа Генри, зависящая от свойств газа и его температуры;  $C$  – концентрация растворённого воздуха вокруг пузырька.

Давление в пузырьке также равно:

$$p_{\Pi} = p_{\text{ср}} + \frac{2\sigma}{R}, \quad (11.3.9)$$

где  $p_{\text{ср}}$  – давление в среде, окружающей пузырёк;  $\sigma$  – поверхностное натяжение на границе газ–жидкость;  $R$  – радиус пузырька.

$$R_{\text{min}} = \frac{2\sigma}{kC - p_{\text{ср}}} = \frac{2\sigma}{k(C - C_1)}. \quad (11.3.10)$$

Величина  $C - C_1$  определяет величину пересыщения раствора. Это уравнение при условии начальной насыщенности раствора можно представить в виде

$$R_{\text{min}} = \frac{2\sigma}{p - p_1}, \quad (11.3.11)$$

где  $p - p_1$  – перепад давлений.

Из приведённых уравнений видно, что для образования мелких пузырьков следует понизить поверхностное натяжение на границе воздух-вода и увеличить перепад давления  $p - p_1$  или величину пересыщения  $C - C_1$ .

Количество воздуха, которое должно выделиться из пересыщенного раствора для обеспечения необходимого эффекта флотации, можно определить экспериментально; обычно оно составляет 1–5 % от объёма воды. При этом определяется либо величина разряжения (при вакуумной флотации), либо начальное давление (при напорной флотации).

Количество воздуха в случае напорной флотации можно определить по формуле

$$y = (p - 1)b - (pb - b_a)e^{-k_T t}, \quad (11.3.12)$$

где  $b$  – концентрация воздуха, соответствующая полному насыщению при данной температуре и атмосферном давлении;  $b_a$  – растворимость азота в воде при данной температуре и атмосферном давлении;  $k_T$  – константа скорости растворения газа в воде;  $t$  – продолжительность насыщения жидкости воздухом (обычно составляет 0,5–2 мин.).

К числу недостатков этого способа следует отнести незначительную и ограниченную степень насыщения стоков пузырьками газа, что сужает диапазон применения вакуумной и напорной флотации и не позволяет применять её для жидкостей со сравнительно высокой концентрацией нерастворённых примесей. Другим недостатком является необходимость сооружения герметически закрытых резервуаров, что сопряжено с определёнными конструктивными и эксплуатационными трудностями.

### **Электрофлотация**

Сущность электрофлотационного способа очистки сточных вод заключается в переносе вещества из жидкости на её поверхность с помощью пузырьков газа, образующихся при электролизе воды [152]. Газовые пузырьки поднимаются в жидкости, сталкиваются с взвешенными частицами, прилипают к ним и флотируют их на поверхность жидкости.

Для питания электролизёров применяют постоянный ток. В процессе электролиза воды на катоде выделяется водород, на аноде – кислород. Основную роль в процессе флотации частиц выполняют, как правило,

пузырьки, выделяющиеся с поверхности катода. Пузырьки газа возникают на поверхности электрода, растут и по достижении определённого диаметра отрываются от поверхности. Возникновение пузырьков на электродах, как и при кипении жидкости, происходит в некоторых точках – центрах газообразования (выступах, шероховатостях и т.п.). Размер пузырьков, отрывающихся от поверхности электрода, зависит не только от величины краевого угла смачивания, но и кривизны поверхности электрода. Замена пластинчатых катодов на проволочную сетку приводит к уменьшению размеров пузырьков, и, следовательно, к повышению эффективности очистки. С увеличением толщины проволоки размеры пузырьков возрастают.

Для получения требуемого числа пузырьков определённого размера необходим правильный подбор материала и диаметра проволоки катода, а также плотности тока. Изменяя плотность тока, можно варьировать степень насыщенности пульпы пузырьками и таким образом регулировать скорость флотационной очистки сточных вод.

В сточной жидкости при прохождении её через межэлектродное пространство происходят такие процессы, как электролиз, поляризация частиц, электрофорез, окислительно-восстановительные реакции; продукты электролиза взаимодействуют друг с другом и с другими компонентами. Интенсивность перечисленных процессов зависит, во-первых, от химического состава жидкости, во-вторых, – от материала электродов, которые могут быть растворимые и нерастворимые, и, – в-третьих, от параметров электрического тока: напряжения, плотности на электродах.

В случае применения растворимых электродов (железных или алюминиевых) на аноде происходит анодное растворение металла, в результате чего в воду переходят катионы железа или алюминия, которые, встречаясь с гидроксильными группами, образуют гидраты окиси, являющиеся распространёнными в практике водообработки коагулянтами.

Существенным преимуществом электрофлотации перед напорной флотацией являются возможность неограниченного насыщения очищаемой жидкости пузырьками газа, а также простота осуществления процесса газонасыщения. Особенности, присущие электрофлотации, значительно расширяют область её применения. Возможность неограниченного газонасыщения воды пузырьками высокой дисперсности позволяет использовать электрофлотацию для извлечения мелких частиц, а простота процесса газонасыщения обеспечивает ей существенные преимущества перед другими видами флотации при очистке малых количеств загрязнённых вод.

Недостатками электрофлотации является низкая степень насыщения воды пузырьками водорода (до 2 л на 1м<sup>3</sup> жидкости), что вызывает



необходимость увеличения длительности флотационного извлечения, что в свою очередь приводит к резкому и непропорциональному росту удельных энергозатрат. Кроме того, в процессе электрофлотации происходит анодное растворение металла, в результате чего в воду переходят катионы железа или алюминия. Это приводит к образованию гидроокисей и солей и может потребовать дополнительной очистки.

Ещё одним из недостатков установок для электрофлотации является возможность образования при их работе взрывоопасной смеси газов, что требует проведения специальных мероприятий, обеспечивающих безопасные условия эксплуатации оборудования.

#### **11.4. Конструкции флотационных установок**

Для осуществления процессов флотационной водоочистки в настоящее время используются три основных типа аппаратов, в которых применены различные способы организации взаимодействия фаз [154, 155, 158, 200]:

- 1) пневматические, механические и пневмомеханические аппараты, в которых флотация осуществляется пузырьками, образующимися путём механического диспергирования воздуха (устройствами барботажного типа, механическими турбинами-импеллерами);
- 2) аппараты с изменением давления, аэрация в которых обеспечивается выделением газов из пересыщенных растворов воздуха в воде (вакуумные и напорные аппараты);
- 3) электрофлотационные аппараты.

##### ***Пневматические флотационные аппараты***

Наибольшее распространение получили аппараты первого типа. Пневматические флотационные аппараты наиболее просты по устройству и принципу действия (рис. 11.2). Аэрация производится продуванием воздуха через отверстия под давлением 0,25–0,5 МПа. Диаметр отверстий сопел – 1–1,2 мм, скорость выхода струи воздуха из них – 100–200 м/с. Струя воздуха при попадании в жидкость распадается на пузырьки средним диаметром 1,5 мм. Расход воздуха составляет 0,2–0,3 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> объёма аппарата. Для повышения эффективности очистки жидкости в аппаратах пневматического типа возникает необходимость в увеличении столба жидкости над барботажными устройствами, что приводит к резкому возрастанию энергозатрат. Отсутствие турбулизации жидкой фазы в таких аппаратах не

обеспечивает высокой степени очистки промышленных стоков от тонкодисперсных и коллоидных взвесей.

Флотация при подаче воздуха через различные пористые материалы имеет определённые преимущества: сохраняется простота конструкций флотационных камер; отсутствуют сложные механизмы (насосы, импеллеры), а главное появляется возможность уменьшения дисперсности пузырьков газа. Недостатком являются возможность зарастания и засорения пор и трудность подбора мелкопористых материалов, обеспечивающих подачу мелких и близких по размерам пузырьков.

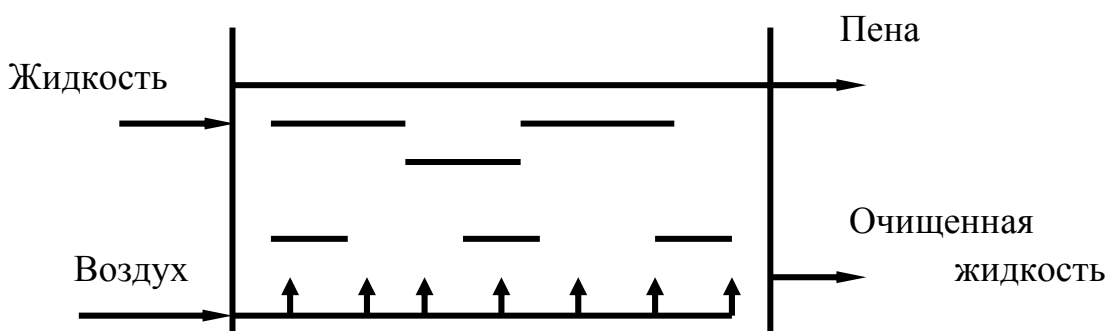
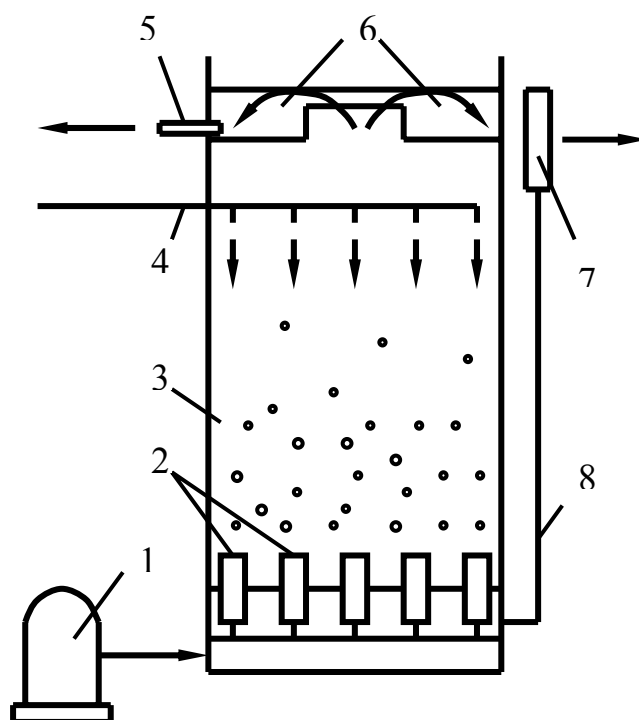


Рис. 11.2. Схема пневматического флотатора

Очистка небольших количеств сточной жидкости с диспергированием воздуха через пористые материалы может быть произведена на установках, близких по конструкции к аппарату, представленному на рис. 11.3.

Рис. 11.3. Схема пневматической флотационной установки Н.А.Гребнева:

1 – компрессор; 2 – пористые колпачки; 3 – флотационная камера; 4 – подача загрязнённой жидкости; 5 – шламоотводящая труба; 6 – желоб для сбора шлама; 7 – регулятор уровня; 8 – трубопровод для очищенной жидкости



Сточная вода по трубопроводу подаётся в верхнюю часть вертикально установленного цилиндра высотой 2–4 м, в нижней части устанавливается поддон, под который закачивается воздух от компрессора. На поддоне крепятся керамические колпачки с отверстиями, через них сжатый воздух поступает в сточную жидкость, флотируя загрязнения. Осветлённая вода забирается из нижней части цилиндра и через регулятор уровня отводится из установки, а пена переливается в кольцевой желоб и по трубе удаляется из него.

Как видно из представленной схемы, в аппарате использован принцип противотока. Очистка на таких установках может производиться как в одну, так и в несколько ступеней.

Конструкция установки с диспергированием воздуха через пористые материалы для очистки больших количеств сточной жидкости представляет собой резервуар с горизонтальным движением воды, рис. 11.4.

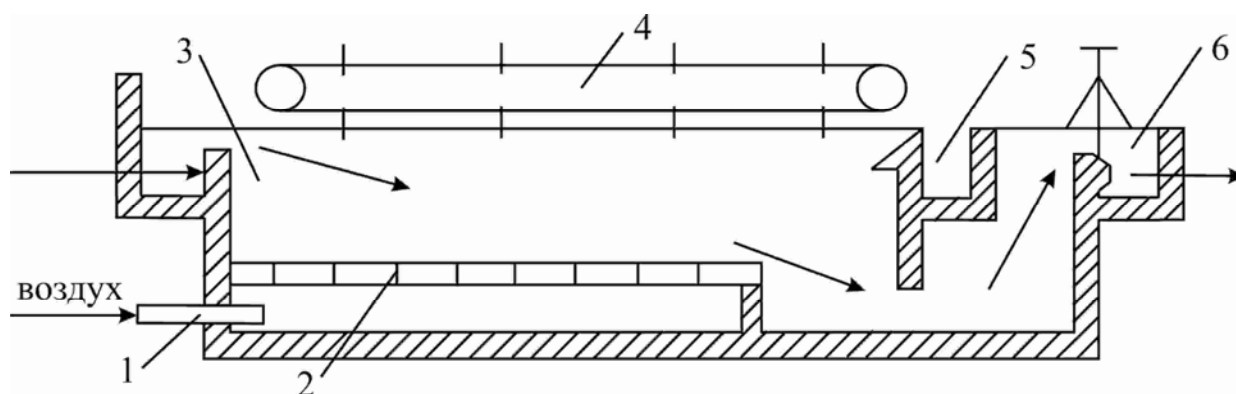


Рис. 11.4. Флотационная установка с диспергированием воздуха через мелкопористые фильтры: 1 – трубопровод подачи воздуха; 2 – фильтровые пластины; 3 – флотационная камера; 4 – скребок; 5 – шламприёмник; 6 – регулятор уровня воды на выпуске

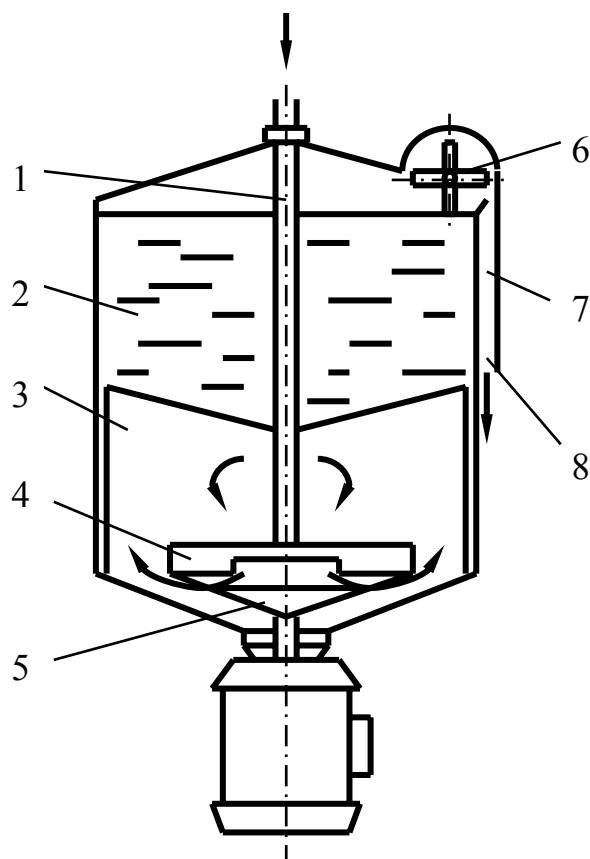
Воздух во флотационную камеру подаётся через мелкопористые фильтры, уложенные на дне. Сточная жидкость подаётся в приёмную часть флотационной камеры и отводится из нижней части через регулятор уровня. Пена скребковым транспортёром собирается в отводящий желоб.

По опытным данным [200], величина отверстий должна быть в среднем от 4 до 20 мкм, давление воздуха – 0,1 – 0,2 МПа, расход воздуха – 40–70 м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup> или 0,24–0,31 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>, продолжительность флотации – 20–30 мин.

## Импеллерные установки

Для интенсификации флотационного процесса используют различные типы перемешивающих устройств, что обеспечивает не только дополнительное развитие межфазной поверхности, но и частичную турбулизацию жидкой фазы. Среди рассматриваемых типов аппаратов можно выделить флотатор с самовсасывающей турбинной мешалкой – импеллером (рис. 11.5), который обеспечивает высокую степень аэрации жидкой фазы, достигающую до  $1\text{ м}^3$  на  $1\text{ м}^3$  объёма аппарата и позволяет очищать стоки с высокой концентрацией загрязнений. Средний диаметр пузырьков, получаемых в аппарате импеллерного типа, – 0,5–1,2 мм.

Рис. 11.5. Установка импеллерной флотации:  
1 – подвод воздуха;  
2 – флоторазделитель;  
3 – направляющие перегородки;  
4 – статор; 5 – ротор (импеллер);  
6 – пеносъёмное устройство;  
7 – пеноприёмник; 8 – сброс пенного продукта



Как показала промышленная эксплуатация аппаратов с мешалками, увеличение энергетических затрат не сопровождается адекватным повышением эффективности процесса. Только на начальной стадии рост эффективности аэрации в жидкой фазе имеет приблизительно линейный характер. Дальнейшее увеличение подводимой мощности не приводит к уменьшению диаметра пузырьков газа и росту межфазной поверхности. С другой стороны, усиление аэрации сопровождается снижением эффективности перемешивающего устройства из-за роста газосодержания и уменьшения плотности газожидкостной среды. Поэтому все аппараты с

принудительным перемешиванием имеют высокий показатель удельных энергозатрат, а эффективность очистки в них не превышает 60–70 %.

Современные установки для механического диспергирования газа содержат следующие элементы: флоторазделитель, в котором осуществляется насыщение очищаемой воды пузырьками, образуются флотокомплексы и всплывают минерализованные пузырьки; ротор (импеллер), приводимый в движение электродвигателем. Импеллер закрыт статором. При вращении импеллера образуется зона пониженного давления, которая способствует поступлению к нему воды и воздуха. Воздух подсасывается через центральную трубу, одновременно через отверстия на лопасти импеллера поступает небольшое количество воды, которая перемешивается с воздухом и выбрасывается через боковые отверстия во флотационную камеру. Неподвижный перфорированный статор ограничивает объём соприкасающейся с ротором воды и предотвращает вовлечение её во вращение, что способствует увеличению масштаба и частоты турбулентных пульсаций и, соответственно, дисперсности пузырьков. Отбойные направляющие и успокоительные перегородки обеспечивают как благоприятные условия дробления пузырьков, так и разделение фаз.

Скорость вращения импеллера принимают в пределах 450–700 об/мин., расход диспергированного воздуха составляет 0,6–1,8 м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup> поверхности флоторазделителя. Расход электроэнергии – около 0,4 кВт·час на 1 м<sup>3</sup> очищаемой воды.

### ***Напорные и вакуумные флотационные аппараты***

Другим типом флотаторов, получивших распространение в практике очистки сточных вод, являются флотаторы с выделением воздуха из раствора. Высокая дисперсность выделяющихся из раствора пузырьков позволяет получать большую межфазную поверхность, которая составляет 3–7 м<sup>2</sup> на 1 м<sup>3</sup> воды [158, 200]. В зависимости от того, как создаётся пересыщенный раствор воздуха в воде, разделяют вакуумные (рис. 11.6) и напорные (рис. 11.7) флотационные аппараты.

Вакуумная флотационная установка, предназначенная для предварительной очистки сточных вод, представляет собой герметический резервуар диаметром 10,5 м и высотой 3,6 м с купольным перекрытием.

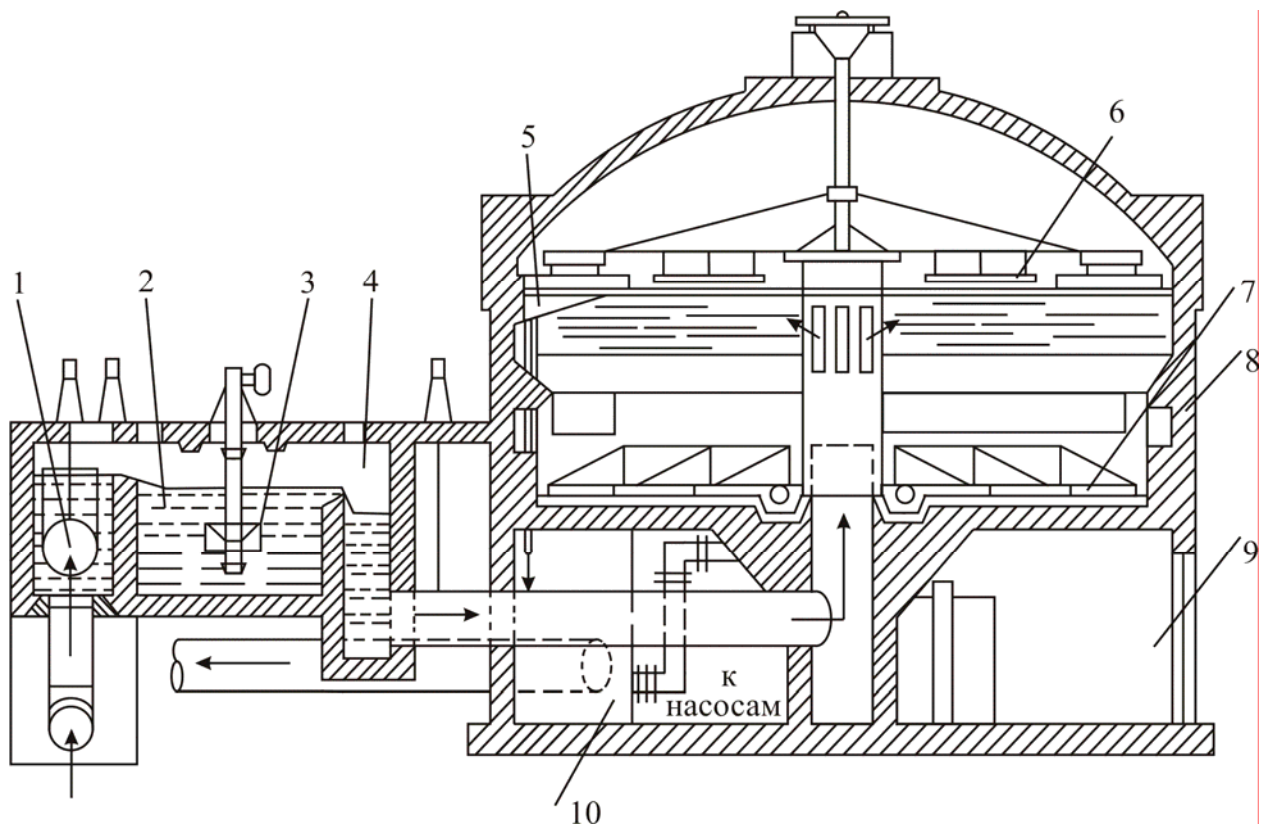


Рис. 11.6. Схема вакуумного флотатора:

1 – регулятор поступления сточной жидкости; 2 – аэрационная камера; 3 – аэратор; 4 – деаэратор; 5 – лоток для приёма шлама; 6 – поверхностные скребки; 7 – донные скребки; 8 – кольцевой желоб для отвода очищенной воды; 9 – техническое помещение; 10 – шламоприёмник

Под днищем резервуара имеется технологическое помещение, где размещаются подающие и отводящие трубы, шламо- и грязеприёмник, насосы для откачки шлама и пульт управления. Сточная жидкость, поступающая на флотацию, предварительно насыщается воздухом в течение 1–2 мин в аэрационной камере механическим аэратором. Затем, под действием разрежения, сточные воды поднимаются во флотационную камеру, где оказываются под пониженным давлением. Растворившийся при атмосферном давлении воздух выделяется в виде микропузырьков и выносит часть загрязнений в пенный слой. Скапливающаяся пена вращающимися скребками отводится в пеносорбник, а оттуда – в грязеприёмник. Кроме поверхностных, флотационная камера оборудована ещё донными скребками для удаления осадка, выпавшего на дно. Осветлённая вода собирается кольцевым желобом, отделённым от камеры дырчатой перегородкой из листовой стали, и направляется на дальнейшую обработку.

Разрежение во флотационной камере составляет 225–300 мм.рт.ст. и первоначально создаётся вакуум-насосом. Продолжительность пребывания сточной жидкости в камере флотации 20 мин.

Напорная флотация обладает более широкими возможностями, чем вакуумная, так как позволяет в более широких пределах регулировать степень пересыщения жидкости и подбирать её в соответствии с желаемым эффектом флотации. При давлении 0,3–0,5 МПа и температуре стоков 20–30 °С достигается содержание воздуха от 30 до 50 литров на 1м<sup>3</sup> жидкости. Недостатками метода является необходимость сооружения герметичных аппаратов, а также необходимость перекачивания под давлением всего объёма жидкости и, как следствие, высокие эксплуатационные расходы.

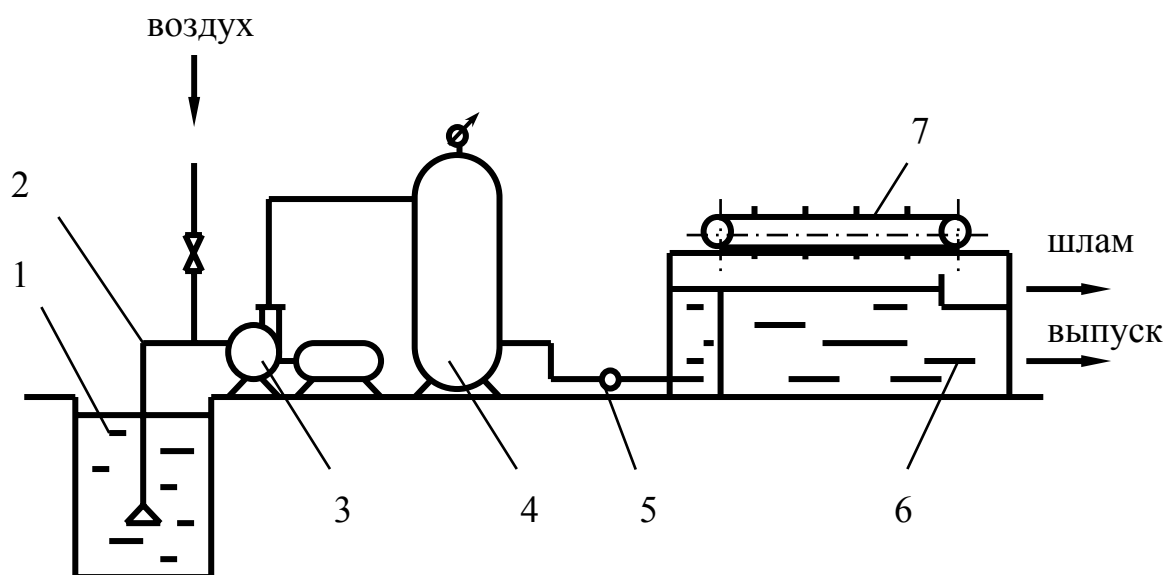


Рис. 11.7. Схема напорного флотатора: 1 – приёмный резервуар; 2 – всасывающий трубопровод; 3 – насос; 4 – напорный бак; 5 – регулятор давления; 6 – флотационная камера; 7 – поверхностные скребки

При напорной флотации сточные воды во флотационную камеру подаются с помощью насоса, который также насыщает жидкость воздухом. Из приёмного резервуара сточные воды забираются насосом и перекачиваются через напорный резервуар в приёмное отделение флотационной камеры. На всасывающем трубопроводе насоса имеется патрубок для подсоса воздуха. Воздух поступает через насос в напорный резервуар и в результате повышения давления растворяется в жидкости. Объём напорного резервуара рассчитывается на необходимую продолжительность насыщения (от 0,5 до 5 мин).

## Электрофлотационные аппараты

В последнее время в промышленной практике получили распространение электрофлотационные аппараты, представленные на рис. 11.8 [152]. При этом способе сточная вода при пропускании через неё электрического тока насыщается пузырьками водорода. Низкая степень насыщения воды пузырьками водорода (до 5 л на 1 м<sup>3</sup> жидкости) вызывает необходимость увеличения длительности флотационного извлечения, что в свою очередь приводит к резкому и непропорциональному росту удельных энергозатрат. Кроме того, в процессе электрофлотации происходит анодное растворение металла, в результате чего в воду переходят катионы железа или алюминия. Это приводит к образованию гидроокисей и солей, что требует дополнительной очистки.

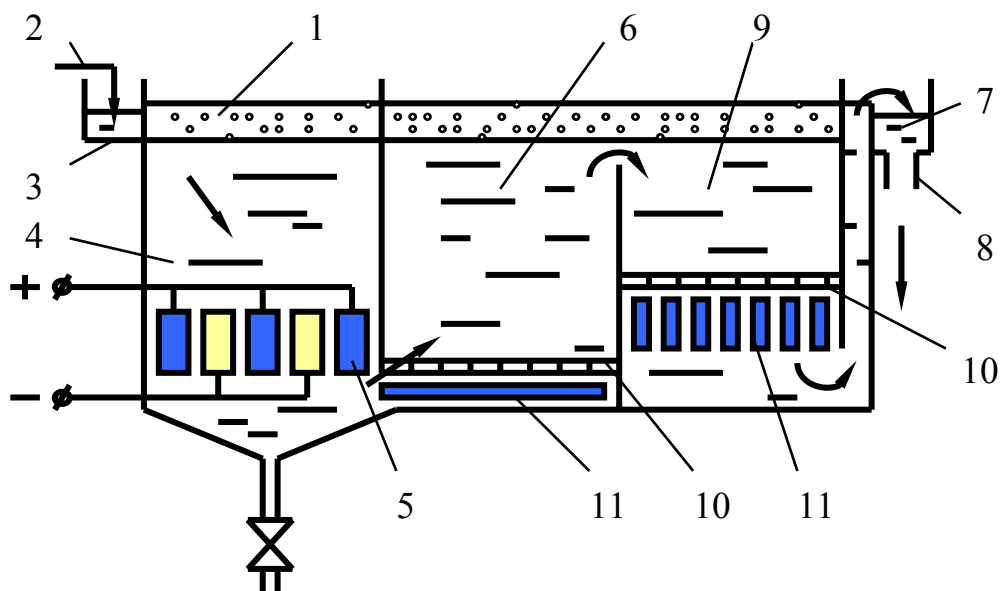


Рис. 11.8. Многоступенчатая установка для электрофлотационной очистки воды:

1 – пенный продукт; 2 – подача очищаемой воды; 3 – лоток очищаемой воды; 4 – 1-я ступень установки; 5 – система растворимых электродов; 6 – 2-я ступень установки; 7 – лоток очищенной воды; 8 – отвод очищенной воды; 9 – 3-я ступень установки; 10 – сетчатый катод; 11 – анод из графитовых пластин



Первая ступень электрофлотационного аппарата предназначена для газонасыщения жидкости и формирования флотационного комплекса. Вторая и третья ступени – разделительные. Их объём в несколько раз больше объёма первой ступени.

Плотность тока на электродах составляет от 30 до 100 А/м<sup>2</sup>, напряжение электролиза – 5–15 В, в зависимости от свойств жидкости расход электроэнергии составляет 0,04–0,5 кВт·час/м<sup>3</sup> очищаемой жидкости.

### *Струйные флотационные аппараты*

Особый интерес представляют струйные флотационные аппараты, использующие кинетическую энергию падающей струи жидкости, что позволяет существенно снизить энергозатраты на очистку стоков по сравнению с другими флотационными установками. В струйных аппаратах процесс аэрации осуществляется за счет инжектирования газа падающей струей жидкости (рис. 11.9). Проникая вместе со струёй жидкости на глубину до 1 м, газ под действием кинетической энергии струи дробится на мелкие пузырьки, образуя газожидкостную систему с сильной турбулизацией среды и развитой межфазной поверхностью[15].

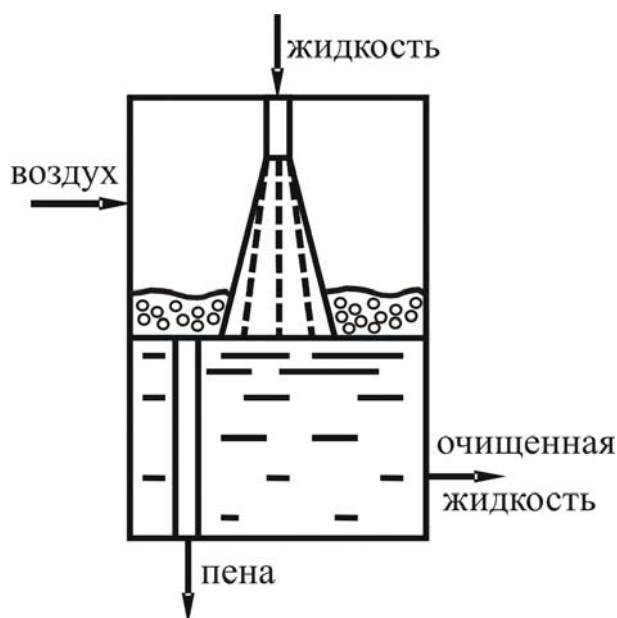


Рис. 11.9. Схема струйной флотации

Применение струйных флотационных установок сдерживается слабой изученностью гидродинамики взаимодействующих фаз, количества инжектируемого газа, дисперсного состава газовой фазы и эффективности

очистки в условиях турбулизации и циркуляции зоны всплывания пузырьков воздуха, что накладывает особые условия на протекание процесса струйной флотации.

### 11.5. Эффективность процесса струйной флотации

Основной характеристикой, позволяющей количественно описать процесс флотационного захвата и определить интенсивность флотационного процесса, является эффективность столкновения частиц с поверхностью пузырька. Эту величину общепринято определять по формуле Рулева и Дерягина

$$E = b^2 / R^2, \quad (11.5.1)$$

где  $b$  – максимальный радиус трубки тока набегающего потока жидкости на бесконечности, все частицы из которой оседают на поверхность пузырька;  $R$  – радиус пузырька.

В зависимости от размера и формы частиц и пузырьков, плотности частиц, состава реагентов и особенно гидродинамики среды, соотношение сил (инерционных, гравитационных, поверхностных, капиллярных, гидродинамических), обуславливающих взаимодействие частицы с пузырьком, изменяется в очень широких пределах. Поэтому невозможно выработать единый подход к вычислению этой характеристики.

Если мы имеем дело с тонкодисперсными суспензиями или эмульсиями, когда силами инерции частиц можно пренебречь, и выполняется условие  $r \ll R$ , то значение  $E$  будет в большей степени зависеть от характера поля скоростей жидкости, обтекающей пузырёк. Оно, в свою очередь, зависит от гидродинамических особенностей среды; режима всплывания пузырька ( $Re$ ); состояния поверхности пузырька, которая может быть заторможена адсорбционным слоем растворённых в жидкости ПАВ; наличия соседних пузырьков, степень влияния которых зависит от доли диспергированного в жидкости газа  $\varphi$ ; разности плотностей частицы  $\rho_{\text{ч}}$  и среды  $\rho_{\text{ж}}$ .

Для крупных частиц определяющими факторами будут являться их размеры и действующие на них силы инерции. Если линия тока проходит достаточно близко от поверхности пузырька, то в силу конечности своих размеров частица как бы цепляется за неё и закрепляется. Фактически для определения таким способом эффективности захвата крупных частиц

пузырьком воздуха достаточно знать размеры частиц, пузырька, а также конфигурацию гидродинамического поля вокруг последнего.

Поток жидкости обтекает поверхность пузырька, линии тока жидкости искривляются, и в той или иной мере в это движение жидкости вовлекается частица. Чем меньше размер частицы и разность плотностей частицы и среды –  $\Delta\rho$ , тем меньше действующие на неё силы инерции, и тем в большей степени её траектория совпадает с линией тока жидкости. Крупные инерционные частицы практически не отклоняются от своей траектории движения.

Отклонение траектории частицы от линии тока жидкости характеризуется безразмерным критерием Стокса:

$$St = \frac{2Ur^2 \Delta\rho}{9R\mu_{ж}}, \quad (11.5.2)$$

где  $St$  – критерий Стокса, который характеризует отношение величин инерционной силы и вязкого сопротивления среды. Чем меньше величина этого критерия, тем меньше влияние инерционной силы на траекторию частицы, так как смещению частицы с соответствующей линии тока жидкости препятствует вязкое сопротивление среды.

Улавливание взвешенных частиц пузырьками воздуха может происходить за счёт действия трёх основных механизмов осаждения: инерционного столкновения, зацепления (захвата) и диффузии.

При инерционном осаждении инерционные и слабо инерционные частицы отклоняются от линий тока жидкости и оседают на фронтальную поверхность пузырька. При турбулентном режиме инерционное осаждение частиц может происходить как на фронтальной, так и на кормовой части пузырька, что объясняется гидродинамическими условиями обтекания. Эффективность инерционного осаждения можно определить из уравнения [66]:

$$E_{и} = \left( \frac{St}{St + A} \right)^2, \quad (11.5.3)$$

где  $A=0,35$  – эмпирический коэффициент.

Параметр  $St$ , характеризующий движение частицы относительно пузырька, представляет собой отношение длины пробега частицы к диаметру пузырька. Формула (11.5.3) хорошо соответствует экспериментальным

данным при  $St > 0,2$  и  $Re \leq 50 \div 100$ , и даёт возможность оценить оптимальный размер пузырьков для осаждения частиц определённого размера. В реальных условиях при большом числе пузырьков эффективность очистки возрастает с уменьшением размера пузырьков и с увеличением разности скоростей между пузырьками и средой с частицами.

Если параметр  $St$  значительно меньше единицы, то на частицу не действуют силы инерции. Когда параметр  $St$  приближается к единице, начинают проявляться инерционные эффекты, приводящие к слабому отклонению траектории частицы от линии тока. При значениях  $St \geq 1$  силы инерции радикально меняют ситуацию, частица движется почти прямолинейно до столкновения с поверхностью пузырька.

### ***Безынерционные частицы***

На безынерционные частицы в турбулентном потоке будет действовать эффект турбулентной миграции. Поэтому при определении критерия Стокса для безынерционных частиц необходимо учитывать степень увлечения турбулентными пульсациями среды. Для частиц, полностью увлекаемых турбулентными пульсациями среды, можно определить критерий Стокса по следующей зависимости:

$$St_{\mu_p=1} = \frac{2Ur^2(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{9R\mu_{\text{ж}}}, \quad (11.5.4)$$

где степень увеличения турбулентными пульсациями среды

$$\overline{\mu_p} = \frac{1}{1 - \omega_E \tau_p}, \quad (11.5.5)$$

$$\omega_E \tau_p \cong 0,01. \quad (11.5.6)$$

Частоту турбулентных пульсаций записывают в виде

$$\omega_E \approx \frac{u_*}{0,1R}, \quad (11.5.7)$$

а время релаксации равно:

$$\tau_p = \frac{2\rho_{\text{ч}}r^2}{9\mu_{\text{ж}}}, \quad (11.5.8)$$

где  $u_*$  – динамическая скорость трения:  $u_* = (\tau_w / \rho_{\text{ж}})^{0,5}$ ,  $\tau_w$  – касательное напряжение, Па.

Из вышеприведенных соотношений можно записать

$$\frac{u_*}{0,1R} \frac{2\rho_{\text{ч}}r^2}{9\mu_{\text{ж}}} = 0,01, \quad (11.5.9)$$

или

$$\frac{2r^2}{9R\mu_{\text{ж}}} = \frac{0,001}{u_*\rho_{\text{ч}}}. \quad (11.5.10)$$

Подставив выражение (11.5.10) в (11.5.4), получаем

$$\text{St}_{\mu_p=1} = \frac{U(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{u_*\rho_{\text{ч}}} 10^{-3}, \quad (11.5.11)$$

где для расчета  $u_*$  можно использовать приближенную формулу

$$u_* = \frac{0,2W_{\text{ж}}}{\text{Re}^{1/8}}, \quad (11.5.12)$$

или подставляя в (11.5.12) выражение (11.5.11), получим

$$\text{St}_{\mu_p=1} = \frac{U \text{Re}^{1/8} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{0,2W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}}} 10^{-3}. \quad (11.5.13)$$

Таким образом, можно утверждать, что частицы, у которых значение безразмерного параметра Стокса меньше, чем  $\text{St}_{\mu_p=1}$ , будут полностью увлекаться турбулентными пульсациями среды и осаждаться на пузырёк воздуха с эффективностью, определяемой по формуле (11.5.1), где

$$b = 2y_{кр} = 10,28 \sqrt{\frac{u_* R}{v_{ж}}} = 4,6 \sqrt{\frac{W_{ж} R}{Re^{1/8} v_{ж}}} \cdot 10^{-6}. \quad (11.5.14)$$

Тогда эффективность сепарации безынерционных частиц равна [15]:

$$E_I = \frac{b^2}{R^2} (1 - \varepsilon) = \frac{21,16 W_{ж} R \cdot 10^{-12}}{Re^{1/8} v_{ж} R^2} (1 - \varepsilon) = \frac{21,16 W_{ж} \cdot 10^{-12}}{Re^{1/8} v_{ж} R} (1 - \varepsilon). \quad (11.5.15)$$

Следует отметить, что формула (11.5.12) справедлива для турбулентных однофазных потоков. В двухфазных потоках касательное напряжение (и, следовательно, динамическая скорость  $u_*$ ) даже при одинаковых числах  $Re$  отличается от  $\tau_w$  однофазных течений. Как правило,  $\tau_w$  в пограничном слое двухфазных потоков выше, чем в однофазном при прочих одинаковых условиях (см. раздел 5.10).

### ***Инерционные частицы***

Инерционные частицы не подвержены влиянию линий тока жидкости, они не увлекаются турбулентными пульсациями среды, поэтому их движение можно считать прямолинейным. Эффективность осаждения инерционной частицы на пузырёк воздуха определяется в основном их геометрическими размерами и численно может быть оценена по эмпирической формуле (11.5.3).

Пусть за время  $dt$  жидкость с частицами загрязнений проходит путь  $dz = W_{ж} dt$  и при этом концентрация частиц изменяется на величину  $dn$ . Тогда количество частиц, осевших на пузырёк,

$$dN = -V_{ж} dn dt = W_{ж} S dn dt, \quad (11.5.16)$$

где  $S$  – площадь миделевого сечения пузырька,  $m^2$ .

За время  $dt$  на пузырьках могут осесть только те частицы, которые попали в его миделево сечение. Общее число пузырьков, которые взаимодействуют с частицами на длине  $dz$  за время  $dt$ ,

$$dN_{\Gamma} = \frac{G_{\Gamma} w_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} U} \frac{6}{\pi d_{\Pi}^3} dt, \quad (11.5.17)$$

а сумма их миделевых сечений

$$dS_M = \frac{G_\Gamma w_\Gamma}{\rho_\Gamma U} \frac{6}{\pi d_\Pi^3} \frac{\pi d_\Pi^2}{4} dt, \quad (11.5.18)$$

где  $G_\Gamma = E_0 G_0$  – массовый расход газовой фазы (пузырьков);  $G_0$  – общий расход газа;  $E_0$  – относительное содержание газовой фазы в ядре потока;  $w_\Gamma$  – скорость относительного движения частиц и пузырьков;  $U$  – абсолютная скорость пузырьков;  $\rho_\Gamma$  – плотность воздуха.

Число частиц, осевших на пузырьки воздуха, определяется их количеством в элементарном объёме  $nSdz$ , удельной площадью миделевых сечений пузырьков  $dS_M / S$  и эффективностью инерционного осаждения  $E_{\text{и}}$ :

$$dN = E_{\text{и}} \frac{dS_M}{S} nSdz = \frac{3}{2} E_{\text{и}} \frac{G_\Gamma w_\Gamma}{\rho_\Gamma U d_\Pi} n dz dt. \quad (11.5.19)$$

Приравняв правые части уравнений (11.5.16) и (11.5.19), а также учитывая, что  $V_{\text{ж}} = W_{\text{ж}} \pi R^2$ , получим

$$\frac{dn}{n} = -\frac{3}{2} E_{\text{и}} \frac{G_\Gamma w_\Gamma}{W_{\text{ж}} \rho_\Gamma U d_\Pi S} dz. \quad (11.5.20)$$

После интегрирования уравнения (11.5.20) с граничным условием  $n = n_0$  при  $z=0$  в интервале от  $z=0$  до  $z=L$  получено выражение для определения численной концентрации частиц в жидкости на расстоянии  $L$  в виде [15]

$$n = n_0 \exp\left(-\frac{3}{2} E_{\text{и}} \frac{G_\Gamma w_\Gamma L}{W_{\text{ж}} \rho_\Gamma U d_\Pi S}\right) = n_0 \exp\left(-\frac{3}{2} E_{\text{и}} \frac{V_\Gamma w_\Gamma L}{W_{\text{ж}} U d_\Pi S}\right). \quad (11.5.21)$$

Тогда эффективность сепарации инерционных частиц

$$E_{\text{и}} = 1 - \exp\left(-\frac{3}{2} E_{\text{и}} \frac{V_\Gamma w_\Gamma L}{W_{\text{ж}} U d_\Pi S}\right). \quad (11.5.22)$$

### *Слабо инерционные частицы*

Оставшиеся частицы, которые не входят в группу безынерционных или инерционных частиц, можно отнести к третьей группе слабо инерционных частиц. Эти частицы можно разделить на две части. Первые – это частицы, которые успевают за время релаксации достичь поверхности пузырька и осесть на нём. Вторые – частицы, подверженные влиянию течения жидкости, они не успевают за время сближения с пузырьком воздуха осесть на его поверхности. Эффективность осаждения частиц этой группы на поверхность пузырька можно оценить по следующей методике [15, 156].

Пусть за время  $dt$  жидкость с частицами загрязнений проходит путь  $dz = W_{\text{ж}} dt$  и при этом концентрация частиц изменяется на величину  $dn$ . Тогда количество частиц, осевших на пузырёк,

$$dN = -V_{\text{ж}} dn dt = W_{\text{ж}} S dn dt. \quad (11.5.23)$$

За время  $dt$  стенки пузырька могут достичь только те частицы, которые находились от неё на расстоянии не более  $dr = \bar{u}_t dt$ , то есть на участке  $dz$  на стенку осядут все частицы, находящиеся в объёме  $dV$  конуса высотой  $2dz$ :

$$dN = n dV = n 2\pi R dr dz = 2\pi R n W_{\text{ж}} \bar{u}_t dt^2. \quad (11.5.24)$$

Приравняв правые части уравнений (11.5.23) и (11.5.24), а также учитывая, что  $V_{\text{ж}} = W_{\text{ж}} \pi R^2$ , можно получить

$$\frac{dn}{n} = -\frac{2\bar{u}_t}{R} dt = -\frac{4\bar{u}_t}{d_{\text{п}}} dt. \quad (11.5.25)$$

После интегрирования уравнения (11.5.25) с начальным условием  $n = n_0$  при  $t=0$  в интервале от  $t=0$  до  $t=L/W_{\text{ж}}$  получим выражение для определения численной концентрации частиц в жидкости на расстоянии  $L$  в виде

$$n = n_0 \exp\left(-\frac{4}{d_{\text{п}} W_{\text{ж}}} \int_0^L \bar{u}_t dz\right) \quad (11.5.26)$$

или при  $\bar{u}_t = \text{const}$  :



$$n = n_0 \exp\left(-\frac{4L\bar{u}_t}{d_{\Pi}W_{\text{ж}}}\right) \approx n_0 \exp\left(-\frac{4\bar{u}_t}{d_{\Pi}}t_{\text{ср}}\right), \quad (11.5.27)$$

где  $t_{\text{ср}} \approx L/W_{\text{ж}}$  – среднее время пребывания.

Долю осевших частиц или эффективность сепарации слабо инерционных частиц можно выразить величиной эффективности турбулентного осаждения [15]

$$E_{\text{III}} = E_{\text{T}} = \frac{n_0 - n}{n_0} = 1 - \exp\left(-\frac{4L\bar{u}_t}{d_{\Pi}W_{\text{ж}}}\right). \quad (11.5.28)$$

Следует отметить, что уравнение (11.5.28) дает удовлетворительные результаты при расчете эффективности сепарации аэрозольных частиц в каналах и насадочных слоях [132, 234].

Скорость турбулентной миграции частиц можно определить по выражению Медникова

$$u_t^+ = 7,25 \cdot 10^{-4} \bar{\mu}_p (\tau^+)^2, \quad (11.5.29)$$

где  $u_t^+ = u_t/u_*$ ;  $\tau^+ = \frac{\tau_p u_*^2}{\nu}$ ;  $\bar{\mu}_p = \frac{1}{1 - \omega_E \tau_p}$  – степень увлечения частиц

турбулентными пульсациями;  $\tau_p$  – время релаксации, с.

Общая суммарная эффективность инерционного осаждения всех частиц при струйной флотации определяется по правилу аддитивности:

$$E_{\Sigma\text{И}} = E_{\text{I}}\varepsilon_{\text{I}} + E_{\text{II}}\varepsilon_{\text{II}} + E_{\text{III}}\varepsilon_{\text{III}}, \quad (11.5.30)$$

где  $\varepsilon_{\text{I}}, \varepsilon_{\text{II}}, \varepsilon_{\text{III}}$  – доля частиц I, II и III группы, соответственно.

Эффективность осаждения частиц на пузырёк зависит не только от инерционных параметров и режима обтекания, но и от соотношения размеров частиц и пузырька или эффективности механизма зацепления. При потенциальном обтекании и малых значениях отношения  $r/R$  в пренебрежении инерционными эффектами эффективность захвата частиц одиночной сферой:

$$E_3 = \left(1 + \frac{r^2}{R^2}\right) - \frac{R}{R+r} \approx 3 \frac{r}{R}. \quad (11.5.31)$$

В другом предельном случае, когда из-за большой инертности траектории частиц практически прямолинейны,

$$E_3 = \left(1 + \frac{r}{R}\right)^2 - \frac{R}{R+r} \approx 2 \frac{r}{R}. \quad (11.5.32)$$

Поэтому в целом при  $r \ll R$  можно считать

$$E_3 = (2 \div 3) \frac{r}{R} \approx 2,5 \frac{r}{R}. \quad (11.5.33)$$

Таким образом, эффект зацепления становится значительным для пузырьков малого диаметра, не зависит от скорости жидкости, но в значительной степени определяется режимом течения потока жидкости.

Частицы малых размеров в потоке жидкости подвержены воздействию молекул жидкости и в связи с этим может оказаться значимым эффект диффузионного осаждения, который зависит от коэффициента диффузии и размера частиц. В соответствии с моделью Ленгмюра эффективность диффузионного осаждения

$$E_D = \frac{8}{3\pi} \sqrt{\frac{2}{\text{Pe}}}, \quad (11.5.34)$$

где  $\text{Pe}$  – число Пекле.

Для расчёта эффективности диффузионного осаждения частиц при обтекании потоком жидкости шара предложено выражение [156]

$$E_D = \frac{2\sqrt{2}}{\sqrt{d_{\Pi} \text{Pe}}}. \quad (11.5.35)$$

В целом эффективность диффузионного осаждения обратно пропорциональна размеру частиц и скорости среды. Однако расчётные значения, полученные по различным моделям, значительно отличаются друг от друга и соответствующие формулы можно использовать только для

сравнительной оценки влияния различных механизмов. Полноценной, универсальной и точной модели диффузионного осаждения частиц на пузырьёк в настоящее время не существует.

Оценочные расчёты по формуле (11.5.35) показывают, что при обычных условиях для частиц  $d_{\text{ч}} = 0,1 \div 10$  мкм и пузырьков  $d_{\text{п}} = 50 \div 500$  мкм эффективность диффузионного осаждения имеет значения в интервале от  $10^{-16}$  до  $10^{-14}$ , то есть диффузионное осаждение частиц на пузырьки даже в турбулентном потоке мало по сравнению с инерционным и его можно не учитывать [234].

В общем случае все механизмы действуют параллельно и общую эффективность осаждения частиц в турбулентном потоке можно оценить по формуле

$$E = 1 - (1 - E_{\Sigma И})(1 - E_3)(1 - E_D). \quad (11.5.36)$$

Формула (11.5.36) предполагает независимость различных механизмов осаждения. В реальных условиях механизмы осаждения взаимозависимы и формулу (11.5.36) следует считать лишь оценкой общей эффективности. Более точное решение требует пошагового расчёта траекторий частиц вблизи пузырька для различных сочетаний значений параметров с учётом влияния случайных процессов или использования эмпирических коэффициентов, выражающих относительное влияние различных механизмов на общую эффективность осаждения.

В реальных условиях суммарный коэффициент осаждения частиц на пузырьёк воздуха определяется наиболее вероятным механизмом. Остальные при этом считаются второстепенными и не учитываются. Как показали экспериментальные данные, для частиц диаметром более  $0,1-1,0$  мкм основную роль при осаждении играет инерционный механизм, диффузионное осаждение может оказывать существенное влияние только на очень мелкие частицы, а зацепление на частицы сравнимые с размерами пузырька.

Таким образом, в большинстве аппаратов при осаждении частиц на пузырьки основным механизмом считается инерционный механизм, причём с увеличением скорости инерционные силы приобретают всё большее влияние для частиц менее 1 мкм.

Эмпирические формулы для приведённой скорости турбулентного осаждения частиц достаточно многообразны [15, 132, 156] и могут быть представлены в виде следующих зависимостей:

$$u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}, \quad (11.5.37)$$

$$u_t = a + W_{\text{ж}}^n, \quad (11.5.38)$$

$$u_t^+ = A_0(l_t^+)^2 = A(\tau^+)^2, \quad (11.5.39)$$

где  $W_{\text{ж}}$  – средняя скорость среды;  $A_0 = 0,9^2 A$ ,  $A = (2,8 \div 7,25) \cdot 10^{-4}$ ,  $a = -0,7 \div 0,7$ ,  $n = 1 \div 1,5$  – коэффициенты;  $l_t^+ = l_t u_* / v_{\text{ж}}$  – средняя безразмерная длина свободного инерционного пробега частицы  $l_t \approx 0,9 u_* \tau_p$ ;  $\tau_p$  – время релаксации частиц.

$$u_t = 0,104 W_{\text{ж}}^{1,5}, \quad d = 10 \div 15 \text{ мкм}, \quad (11.5.40)$$

$$u_t = -0,46 + 0,64 W_{\text{ж}}, \quad d = 95 \div 120 \text{ мкм}, \quad (11.5.41)$$

$$u_t = -0,7 + 0,8 W_{\text{ж}}, \quad d = 95 \div 120 \text{ мкм}, \quad (11.5.42)$$

$$u_t = 0,41 W_{\text{ж}}^{1,47}, \quad d \approx 47 \text{ мкм}, \quad (11.5.43)$$

$$u_t^+ = (l_t^+)^2 / 1525 = 5,3 \cdot 10^{-4} (\tau^+)^2, \quad l_t^+ < 5, \quad \tau^+ < 5,5, \quad (11.5.44)$$

$$u_t^+ = 1,47 \cdot 10^{-16} \rho_{\text{ч}}^{1,01} \left( \frac{d}{D} \right)^{2,1} \text{Re}^{3,02} = K d_{\text{II}}^{1,43} \left( \frac{d_{\text{ч}}}{d_{\text{II}}} \right)^{0,08} (\tau^+)^{1,01}, \quad (11.5.45)$$

$$u_t^+ = 6 \cdot 10^{-4} (\tau^+)^2, \quad \tau^+ < 10, \quad (11.5.46)$$

$$u_t^+ = 3,25 \cdot 10^{-4} (\tau^+)^2, \quad \tau^+ \leq 22,9, \quad (11.5.47)$$

$$u_t^+ = 0,17, \quad \tau^+ > 22,9, \quad (11.5.48)$$

$$\frac{u_t d_{\text{ч}}}{d_{\text{II}}} = 0,023 \text{Re}^{0,8} \left[ \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} d_{\text{II}}} \right]^{0,33}, \quad d_{\text{ч}} < 0,1 \text{ мкм}, \quad (11.5.49)$$

$$u_t = 1,64 \cdot 10^{-6} \frac{\rho_{\text{ж}} d^4 \rho_{\text{ч}}^2 W_{\text{ж}}^5}{\mu_{\text{ж}}^4} \left( \frac{\tau}{\rho W_{\text{ж}}^2} \right)^{5/2}, \quad d_{\text{ч}} = 0,1 \div 50 \text{ мкм.} \quad (11.5.50)$$

Большинство теоретических моделей предполагает возможность расчёта турбулентного осаждения частиц на поверхность пузырька с использованием величины осреднённой скорости турбулентной миграции. Поэтому приведённые формулы можно рассматривать только как оценочные усреднённые зависимости.

Е.П.Медников предложил определять скорость турбулентной миграции по следующей зависимости:

$$u_t^+ = 7,25 \cdot 10^{-4} \bar{\mu}_p (\tau^+)^2. \quad (11.5.51)$$

Учитывая, что  $u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}$ , а  $\tau^+ = \frac{\tau_p u_*^2}{\nu_{\text{ж}}}$ , получаем

$$\frac{u_t}{u_*} = 7,25 \cdot 10^{-4} \bar{\mu}_p \left( \frac{\tau_p u_*^2}{\nu_{\text{ж}}} \right)^2, \quad (11.5.52)$$

где

$$\tau_p = \frac{2\rho_{\text{ч}} r^2}{9\mu_{\text{ж}}}, \quad (11.5.53)$$

$$u_* = \frac{0,2W_{\text{ж}}}{\text{Re}^{1/8}}, \quad (11.5.54)$$

$$\bar{\mu}_p = \frac{1}{1 - \omega_E \tau_p}, \quad (11.5.55)$$

$$\omega_E = \frac{u_*}{0,1R}. \quad (11.5.56)$$

Таким образом, осреднённую скорость турбулентной миграции можно определить как [15]

$$\bar{u}_t = 1,146 \cdot 10^{-8} \frac{\rho_{\text{ч}}^2 r^4 W_{\text{ж}}^5}{\mu_{\text{ж}}^2 v_{\text{ж}}^2 \text{Re}^{5/8}} \left[ \frac{1}{1 + \frac{4}{9} \frac{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}} r^2}{\mu_{\text{ж}} R \text{Re}^{1/8}}} \right]. \quad (11.5.57)$$

Результаты расчета  $\bar{u}_t$  даны на рис. 11.10 [156].

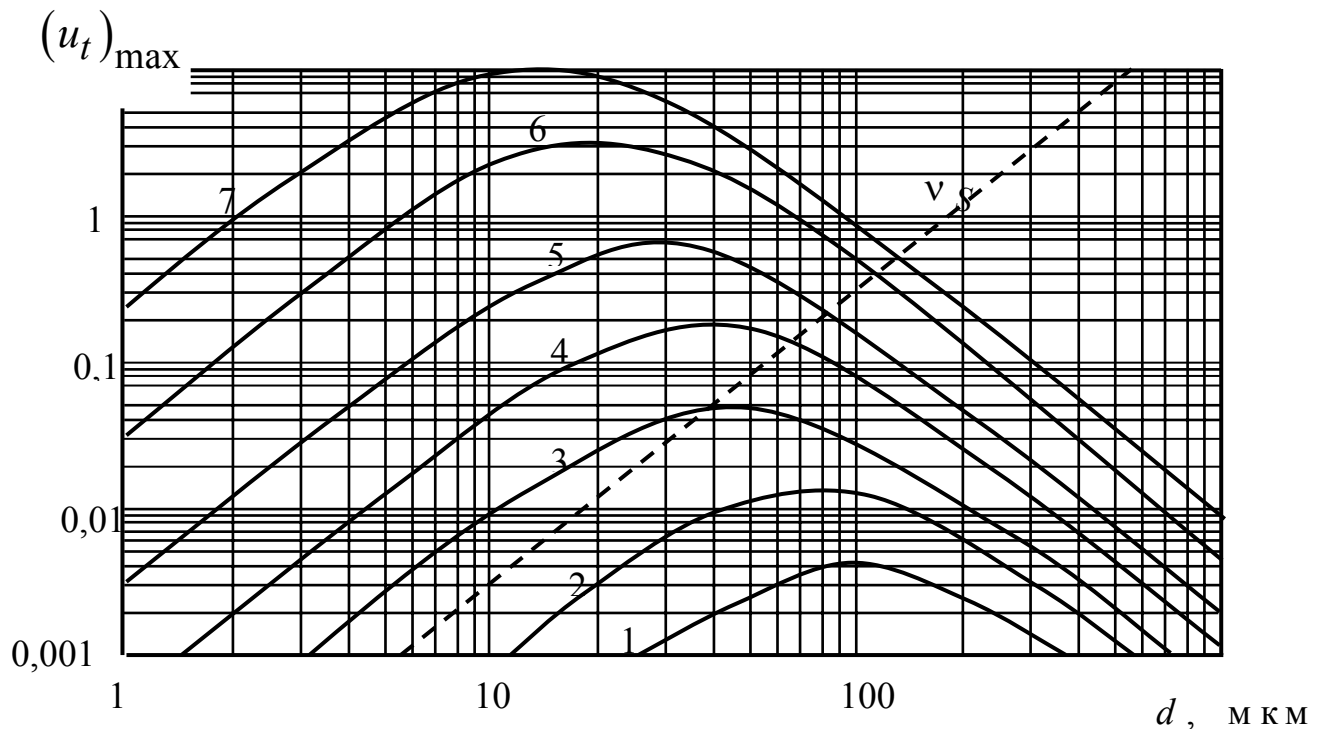


Рис. 11.10. Зависимость максимальной скорости турбулентной миграции от диаметра частиц и средней скорости среды:  
 1 –  $\bar{W}=0,1$  м/с; 2 – 0,2 м/с; 3 – 0,5 м/с; 4 – 1,0 м/с; 5 – 2,0 м/с; 6 – 5,0 м/с;  
 7 – 10,0 м/с; пунктирная линия – скорость гравитационного осаждения частиц

Данная формула позволяет численно определить значение турбулентной миграции частиц к стенке пузырька, хорошо соотносится с практическими данными, что подтверждается экспериментальными исследованиями [156].

## 11.6. Примеры расчета флотаторов

### Пример 1. Исходные данные:

расход сточных вод  $Q = 4750 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; продолжительность флотации  $t_{\text{ф}} = 25$  мин; скорость движения воды во флотационной камере  $u_{\text{ф}} = 10,8 \text{ м/ч}$ .

**Решение.** Объем флотационной камеры

$$V_{\text{ф}} = 0,025Qt_{\text{ф}} = 0,025 \cdot \frac{4750}{60} \cdot 25 = 49,48 \text{ м}^3.$$

Пропускная способность флотатора

$$Q_{\text{ф}} = 36d_{\text{и}}^2 H_{\text{ф}} / (0,025t_{\text{ф}}),$$

где  $H_{\text{ф}}$  – высота флотационной камеры, принимается равной 1,5–3 м;  $d_{\text{и}}$  – диаметр импеллера, равный 200–750 мм.

Выбираем  $H_{\text{ф}} = 2 \text{ м}$ ;  $d_{\text{и}} = 300 \text{ мм}$ , тогда

$$\begin{aligned} Q_{\text{ф}} &= 36d_{\text{и}}^2 H_{\text{ф}} / (0,025t_{\text{ф}}) = \frac{36 \cdot (0,3)^2 \cdot 2}{0,025 \cdot 25} = 10,37 \text{ м}^3/\text{мин} \\ &= 10,37 \cdot 60 = 622,2 \text{ м}^3/\text{ч}. \end{aligned}$$

Количество подаваемого импеллером воздуха

$$Q_{\text{в}} = 0,000278B_{\text{уд}}F,$$

где  $B_{\text{уд}}$  – удельный расход воздуха;  $B_{\text{уд}} = 40\text{--}50 \text{ м}^3/\text{ч}$  на  $1 \text{ м}^2$  площади поверхности флотационной камеры; примем  $B_{\text{уд}} = 45 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Площадь водного зеркала флотационной камеры

$$F = \frac{\pi D_{\text{к}}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 23,67^2}{4} = 439,8 \text{ м}^2,$$

где  $D_{\text{к}}$  – диаметр камеры:

$$D_k = \sqrt{\frac{4Q}{\pi u_\phi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4750}{3,14 \cdot 10,8}} = 23,67 \text{ м.}$$

Тогда количество подаваемого импеллером воздуха

$$Q_B = 0,000278 \cdot 45 \cdot 438,8 = 5,5 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Необходимое число флотационных камер

$$n_\phi = \frac{Q}{Q_\phi} = \frac{4750}{622,2} = 7,6 \text{ или } 8 \text{ шт.}$$

### ***Расчет эффективности струйного флотационного аппарата с перфорированными опускаемыми трубами [14, 15]***

#### **Пример 2. Исходные данные:**

1. Производительность флотационного аппарата  $Q = 1000 \text{ м}^3/\text{сут}$ ;
2. Избыточное давление жидкости, подаваемой в аппарат,  $P_{\text{вх}} = 0,2 - 0,6 \text{ МПа}$ ;
3. Исходная концентрация загрязнений  $1000 \text{ мг/л}$ ;
4. Необходимая степень очистки во флотационном аппарате  $90 \%$ ;
5. Физические свойства газа и жидкости при температуре  $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ :  
газ-воздух  $\rho_\Gamma = 1,293 \text{ кг/м}^3$ ;  $\mu_\Gamma = 17,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;  $\eta_\Gamma = 13,38 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ ;  
жидкость-вода  $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$ ;  $\mu_{\text{ж}} = 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;  $\eta_{\text{ж}} = 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ .
6. Физические свойства загрязняющего компонента (масла компрессорного) при температуре  $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ :  
 $\rho_{\text{ч}} = 899 \text{ кг/м}^3$ ;  $\mu_{\text{ч}} = 14,8 \cdot 10^{-3} \text{ Н}\cdot\text{с/м}^2$ ;  $\nu_{\text{ч}} = 0,162 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$ .

Для расчета эффективности разобьем весь спектр флотируемых частиц, присутствующих в очищаемой жидкости, на группы и найдем значения диаметров частиц в зависимости от степени инерционности и степени увлечения турбулентными пульсациями среды. Для этого используем зависимости (11.5.15), (11.5.22), (11.5.28).

1. Классификация частиц по степени инерционности:  
– безынерционные частицы, для которых

$$St = St_{\mu_p=1}$$



или

$$\frac{2Ur^2(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{9R\mu_{\text{ж}}} = \frac{U \text{Re}^{1/8} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{0,2W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}}} 10^{-3},$$

откуда

$$r = \frac{3}{2} \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}} R \text{Re}^{1/8}}{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}}} 10^{-2}},$$

$$d_{\text{без}} < 0,3 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}} R \text{Re}^{1/8}}{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}}}} = 7,05 \text{ мкм};$$

– инерционные частицы, для которых

$$\text{St} = 1$$

или

$$\frac{2Ur^2(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{9R\mu_{\text{ж}}} = 1,$$

$$U = \frac{2 g R^2}{9 \nu_{\text{ж}}},$$

$$\frac{2 g R^2}{9 \nu_{\text{ж}}} \frac{2r^2(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{9R\mu_{\text{ж}}} = 1,$$

откуда

$$r = \frac{9}{2} \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}} \nu_{\text{ж}}}{gR(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}},$$

$$d_{\text{и}} > 9 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}} v_{\text{ж}}}{gR(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{ч}})}} = 284,6 \text{ мкм};$$

– слабоинерционные частицы

$$d_{\text{без}} < d_{\text{сл}} < d_{\text{и}}.$$

2. Классификация частиц по степени увлечения турбулентными пульсациями среды:

– частицы, полностью увлекаемые турбулентными пульсациями среды

$$d < 0,3 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}} R \text{Re}^{1/8}}{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}}}} = 7,05 \text{ мкм};$$

– частицы, обладающие некоторой инерционностью по отношению к увлечению турбулентными пульсациями среды

$$0,3 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}} R \text{Re}^{1/8}}{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}}}} < d < 30 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}} R \text{Re}^{1/8}}{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}}}};$$

– частицы, не увлекаемые турбулентными пульсациями среды

$$d > 30 \sqrt{\frac{\mu_{\text{ж}} R \text{Re}^{1/8}}{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}}}} = 705 \text{ мкм}.$$

По гистограмме дисперсного состава частиц компрессорного масла, построенной по данным табл. 11.1, определяем доли частиц каждой группы:

$$\varepsilon_{\text{I}} = 0,0596; \quad \varepsilon_{\text{II}} = 0,9392; \quad \varepsilon_{\text{III}} = 0,0012.$$

Эффективность осаждения безынерционных частиц:

$$E_{\text{I}} = \frac{21,16 W_{\text{ж}} \cdot 10^{-12}}{\text{Re}^{1/8} v_{\text{ж}} R} (1 - \varepsilon) = 0,0675 = 6,75 \text{ \%}.$$

**Дисперсный состав взвешенных частиц компрессорного масла и  
топочного мазута М40**

№	Размеры фракции частиц, мкм		Число частиц		Содержание частиц, %		Средний размер частиц в интервале, мкм	
	компрессорное масло	мазут М40	компрессорное масло	мазут М40	компрессорное масло	мазут М40	компрессорное масло	мазут М40
1	<7,5	<15,0	35	13	6	3,75	5,0	10,0
2	7,51–12,5	15,01–25,0	96	65	16,5	18,67	10,0	20,0
3	12,51–17,5	25,01–35,0	187	122	32	35,06	15,0	30,0
4	17,51–22,5	35,01–45,0	108	71	18,5	20,4	20,0	40,0
5	22,51–27,5	45,01–55,0	55	33	9,5	9,48	25,0	50,0
6	27,51–32,5	55,01–65,0	35	18	6	5,17	30,0	60,0
7	32,51–37,5	65,01–75,0	21	12	3,6	3,45	35,0	70,0
8	37,51–42,5	75,01–85,0	15	7	2,65	2,01	40,0	80,0
9	42,51–47,5	85,01–95,0	12	3	2,1	0,86	45,0	90,0
11	47,51–52,5	95,01–105,0	9	2	1,5	0,57	50,0	100,0
12	52,51–57,5	105,01–115,0	5	1	0,9	0,29	55,0	110,0
13	57,51–62,5	115,01–125,0	3	1	0,51	0,29	60,0	120,0
14	62,51–67,5	125,01–135,0	1	0	0,12	0	65,0	130,0
15	>67,51	>135,01	1	0	0,12	0	70,0	140,0

Эффективность осаждения слабо инерционных частиц можно определить по зависимостям (11.5.57) и (11.5.28):

$$\bar{u}_t = 1,146 \cdot 10^{-8} \frac{\rho_{\text{ч}}^2 r^4 W_{\text{ж}}^5}{\mu_{\text{ж}}^2 v_{\text{ж}}^2 \text{Re}^{5/8}} \left[ \frac{1}{1 + \frac{4}{9} \frac{W_{\text{ж}} \rho_{\text{ч}} r^2}{\mu_{\text{ж}} R \text{Re}^{1/8}}} \right] = 2,18 \text{ м/с},$$

$$E_{\text{II}} = 1 - \exp\left(-\frac{4L\bar{u}_t}{d_{\text{II}}W_{\text{ж}}}\right) = 0,45627 \approx 45,63 \text{ \%}.$$

Эффективность осаждения инерционных частиц:

$$U = \frac{2}{9} \frac{gR^2}{v_{\text{ж}}} = 2,22 \text{ м/с},$$

$$\text{St} = \frac{2Ur^2\Delta\rho}{9R\mu_{\text{ж}}} = 3,99,$$

$$E_{\text{И}} = \left(\frac{\text{St}}{\text{St} + 0,35}\right)^2 = 0,8455,$$

$$E_{\text{III}} = 1 - \exp\left(-\frac{3}{2} E_{\text{II}} \frac{V_{\Gamma} w_{\Gamma} L}{W_{\text{ж}} U d_{\text{II}} S}\right) = 71,87 \text{ \%}.$$

Общая суммарная эффективность инерционного осаждения всех частиц при струйной флотации определяется по правилу аддитивности (11.5.30):

$$E_{\Sigma \text{И}} = E_{\text{I}}\varepsilon_{\text{I}} + E_{\text{II}}\varepsilon_{\text{II}} + E_{\text{III}}\varepsilon_{\text{III}} \approx 43,3 \text{ \%}.$$

Таким образом, эффективность улавливания частиц мазута при однократном прохождении загрязненной жидкости через флотационный аппарат составила 43,34 %. Необходимая кратность циркуляции

$$E_{\text{общ}} = 1 - (1 - E_{\Sigma \text{И}})^N.$$

Отсюда

$$N = \frac{\ln(1 - E_{\text{общ}})}{\ln(1 - E_{\Sigma И})} = 4,048.$$

Таким образом, для достижения требуемой степени очистки необходимы как минимум 4 секции аппарата или четырехкратная циркуляция очищаемой жидкости через аппарат.

## ГЛАВА 12

### СПОСОБЫ И АППАРАТЫ ГАЗООЧИСТКИ

В главе в общем виде рассмотрены основные способы очистки газов. Даны краткие характеристики аппаратов газоочистки, их преимущества и недостатки. Представлены основы расчета эффективности газоочистки.

#### 12.1. Физические основы и способы очистки газов

Для очистки газов применяют: электрическую очистку, механические пылеулавливатели, процессы абсорбции и хемосорбции, сжигание, адсорбцию и катализ [1, 23, 53, 56, 83, 102, 104, 110 – 112, 132, 156, 162 – 167, 172, 188, 212, 217, 228, 234, 240 – 244, 263].

1. Электрическая очистка газа основана на принципе поляризации частиц, содержащихся в газе. Под действием электричества создается электромагнитное поле. Частички поляризуются, притягиваются к одному из электродов и скапливаются на его поверхности. Периодически образовавшийся налет удаляется. Применяется на предприятиях черной и цветной металлургии, химической и целлюлозно-бумажной промышленности, промышленности строительных материалов, стекольных заводах в топливно-энергетическом хозяйстве: для очистки обжиговых и отходящих газов из печей, сушилок электролитных и стеклоплавильных ванн, любых газов термических процессов.

2. Механические пылеулавливатели включают в себя центробежные сепараторы (циклоны и мультициклоны), тканевые фильтры, грануляторные фильтры (фильтр с завихряющими, насыпными слоями).

Циклоны, мультициклоны применяются для очистки полезных и отходящих газов от пыли в сталелитейной, металлургической и химической промышленности, таких как дымовые газы, агломерационные газы, печные газы и т.д.

Тканевые фильтры: очистка от пыли отходящих газов и воздуха помещений на литейных металлургических заводах, электростанциях и мусоросжигательных установках.

Грануляторные фильтры: очистка от пыли отходящего воздуха из клинкерных охладителей на цементных заводах, отходящих газов из вращающихся и шахтных печей, предприятий по добыче и переработке нерудных полезных ископаемых, отходящих газов агломерационных фабрик.

3. Абсорбция и хемосорбция применяются в скрубберах, распылительных абсорберах, реакторах с циркулирующим кипящим слоем. При этом используются методы мокрой очистки путем промывки, абсорбции и реакции для удаления агрессивных газов с жидкостями прежде всего в химической промышленности, на металлургических заводах, электростанциях и мусоросжигательных заводах. Полусухие методы, основанные на реакции агрессивных газов с суспензиями, с образованием твердых продуктов реакций, используются на электростанциях и мусоросжигательных заводах (распылительные абсорберы). Сухие методы используются в качестве циркуляционных процессов в реакторе с циркулирующим кипящим слоем с порошковым абсорбентом для удаления агрессивных газов из отходящих газов алюминиевой, химической промышленности, промышленности строительных материалов, электростанций и т.д., для удаления из газов ртути и других вредных компонентов с помощью специально пропитанного активированного угля.

4. Очистка отходящих газов путем сжигания применяется на нефтехимических предприятиях для сжигания газов, содержащих хлорпроизводные углеводороды, с регенерацией совместного сжигания отходящих газов и жидких остатков.

5. Очистка газов путем адсорбции и катализа применяется для удаления растворителей, органических и неорганических сернистых соединений, а также других газо- или парообразных агрессивных веществ из отходящего воздуха или газов путем адсорбции на активированном угле; удаления сероводорода и двуокиси серы из отходящих газов путем катализа на алюминийвоокисных катализаторах (А 120) для получения товарной серы; очистки отходящих газов от двуокиси серы путем каталитического окисления и получения серной кислоты.

Для очистки газов от примесей разработаны многочисленные способы (сухие, мокрые и комбинированные), представленные в табл.12.1.

При очистке выброса поллютанты отделяются от газа либо разрушаются с образованием безвредных продуктов. На стадии выбора способа очистки обычно учитывают химическую природу, агрегатное состояние, состав, физико-химические свойства и характер токсического действия поллютантов, а также требуемую степень очистки и ее стоимость. По агрегатному состоянию поллютантов промышленные выбросы можно разделить на три характерные группы:

- 1) газообразные;
- 2) парогазовые;
- 3) аэрозоль, пыль.

## Способы очистки газов

Сухие способы	Комбинированные способы	Мокрые способы
Фильтрация Воздействие полей различной природы Адсорбция Термическое и каталитическое окисление Электронно-лучевое воздействие Конденсация (вымораживание)	Адсорбционно-каталитические Абсорбционно-каталитические	Хемосорбция Абсорбция Промывка

Для очистки газов, содержащих органические примеси, используют термическое и каталитическое окисление, адсорбционные и адсорбционно-каталитические методы.

Термическое и каталитическое окисление применяют для очистки газов, содержащих многокомпонентные смеси органических соединений. Нельзя использовать эти методы для серо- и хлорсодержащих соединений, так как при этом образуются контактные яды и токсичные продукты окисления.

Каталитическое окисление предпочтительнее термического, поскольку последнее требует более высокой температуры. Кроме того, катализируемый процесс горения протекает с более высокой скоростью и способствует повышению степени очистки. Однако организация подобного процесса представляет достаточно сложную проблему. Переменный разнообразный состав газа требует применения полифункционального катализатора, который обеспечивает сжигание всех компонентов очищаемого газа. Обычно применяются катализаторы на основе благородных металлов, а также активные оксиды металлов на окисных носителях.

В состав технологического оборудования входят ускорители электронов с облучающей мощностью 0,2–2,5 МэВ, генерирующие ток ускоренных электронов силой в 100 А [1].

Широко используется промышленной практикой *адсорбционный метод* очистки газов от органических примесей. Метод включает три технологические операции:

- адсорбцию органических веществ активированным углем;
- десорбцию этих соединений продуктами сгорания топливного газа;



– термическое или каталитическое дожигание.

В химической технологии в стадиях химического превращения и разделения реакционных смесей зачастую используют такие растворители, как ацетон, этанол, толуол, метилэтилкетон, гексан, фреоны, четыреххлористый углерод, дихлорэтан и другие экологически небезопасные соединения. Все они обладают высокой летучестью, в результате чего их потери с абгазами, вентиляционными выбросами и так далее составляют от 600 до 800 тонн ежегодно. Особенно это касается таких технологических процессов, как полимеризация в растворе и эмульсиях.

При достаточно высоком содержании паров растворителей в выбросе применяют конденсационные методы. Но они неприемлемы для сильно разбавленных газов, так как для конденсации паров необходимо увеличение давления. В таких случаях лучше использовать адсорбционные методы, обладающие более низкими эксплуатационными затратами и позволяющие практически полностью извлечь любые ценные примеси газа.

Более совершенным из сухих методов газоочистки от органических соединений считается адсорбционно-каталитический. В этом методе адсорбент одновременно является катализатором окисления. Процессы адсорбции и окисления адсорбтива протекают последовательно в одном аппарате, работающем в нестационарном режиме.

Наибольший интерес представляют абсорбционные, абсорбционно-каталитические, ионитные и электронно-лучевые методы [1].

В основе абсорбционного метода лежит абсорбция примесей газа поглотительным раствором с последующей регенерацией абсорбента путем превращения абсорбированного вещества в полезные продукты. Для очистки газов от двуокиси серы предложено более 60 методов, но ни один из них не может считаться достаточно эффективным и экономичным. Для невысоких концентраций сернистого газа широко используют поглощение оксида серы известняком, при больших концентрациях двуокиси серы применяют методы с использованием аммиака или других реагентов основного характера для хемосорбции кислой примеси. Одним из вариантов этой группы методов является аммиачный метод *IFP*.

В настоящее время во Франции работают 10 таких установок и более 30 эксплуатируются в Японии, США, Германии и Великобритании. Степень извлечения двуокиси серы из газов составляет 99 %. Технология очистки исключает образование отходов, но требует больших энергозатрат. Известняковый метод характеризуется сравнительно меньшими удельными капитальными и эксплуатационными затратами, но степень очистки не превышает 85 %.

Хемосорбция сероводорода происходит в абсорбере при температурах 20 – 40 °С.

Более совершенными являются абсорбционно-каталитические способы сероочистки. Один из таких способов, применяемых для очистки газов, разработан в СО АН РФ. Особый интерес представляют основанные на адсорбционно-каталитическом методе установки для очистки дымовых газов тепловых электростанций от двуокиси серы (при содержании 1–2 %) с получением в качестве товарных продуктов серы и серной кислоты.

Очистку газов от оксидов азота или серы можно осуществить с помощью электронно-лучевой технологии. При облучении таких газов ускоренными электронами происходит окисление оксидов серы и азота до высших степеней окисления. Затем в газовую смесь вводят пары воды и (или) аммиак. В результате подобной обработки токсичные компоненты извлекаются в виде разбавленных кислот либо щелочей.

В качестве контактного аппарата используются реакторы, работающие на принципе кипящего слоя или реакторы с движущимся слоем катализатора.

### *Ликвидация газовых выбросов*

Наиболее важным методом является реконструкция действующих предприятий и установок газоочистки. В некоторых случаях полезной бывает даже ликвидация источника загрязнения. Диоксид серы можно удалять из газового потока с помощью различных методов. В Германии с использованием аммония диоксид серы превращают в удобрение – сульфат аммония. Удаление оксидов азота – более трудная задача. В настоящее время разрабатываются технологии сжигания ископаемого топлива при более низких температурах с меньшим образованием оксидов азота. В свое время 9 европейских стран ставили цель: снизить до 30 % количество выброшенного в атмосферу диоксида серы, но остальные так и не присоединились к ним. Кислотный дождь – очень сложная проблема, и нет никакой уверенности, что потраченные на снижение выбросов диоксида серы миллионы долларов приведут к заметному улучшению.

Подготовка промышленных газов, направляемых на очистку от взвешенных частиц в газоочистные установки, проводится путем искусственного изменения технологических параметров очищаемых газов с таким расчетом, чтобы они стали соответствовать оптимальным характеристикам применяемых газоочистных аппаратов [240 – 244].

Теоретические основы газоочистки: описываются свойства аэродисперсных потоков на основе фундаментальных законов и основных

уравнений движений сплошной и дискретной среды. Дается математическая модель аэрозоля в поле действия внешних сил. Рассматриваются условия активизации процессов осаждения частиц с учетом действия совокупности факторов на основе сухих и мокрых способов газоочистки.

Наиболее часто приходится изменять следующие параметры:

- 1) дисперсность взвешенных частиц;
- 2) концентрацию частиц;
- 3) температуру очищаемых газов;
- 4) влажность газов и взвешенных частиц и их электрические свойства.

*Эффективность работы газоочистных аппаратов* определяется скоростью осаждения взвешенных в газах частиц; с увеличением скорости эффективность возрастает. Скорость зависит от типа применяемого газоочистного аппарата.

1. В газоочистных аппаратах, работа которых основана на действии сил тяжести (пылеосадительные камеры, штаубзаки), скорость может быть определена с помощью формулы Стокса, справедливой практически для большинства размеров частиц промышленной пыли, встречающейся в практике газоочистки.

По мере падения шаровой взвешенной частицы под действием силы тяжести в пылеосадительной камере скорость ее возрастает, но одновременно увеличивается и радиус, причем для мелких частиц быстро наступает такой момент, когда сила тяжести становится равной радиусу. С этого момента частица продолжает двигаться вниз по инерции с постоянной скоростью  $w_{\text{ч}}$  (м/с) при условии, что газы не двигаются в вертикальном направлении.

2. В газоочистных аппаратах центробежного действия (циклоны, мультициклоны, ротационные аппараты)  $w_{\text{ч}}$  можно рассчитать, приравнивая центробежную силу, развивающуюся при вращении газового потока, к стоксовой силе. Здесь скорость частицы пропорциональна квадрату ее диаметра:

$$w_{\text{ч}} = \frac{\omega^2 R (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}})}{18 \mu_{\text{г}}} d_{\text{ч}}^2, \quad (12.1.1)$$

где  $\omega$  – угловая скорость, рад/с;  $R$  – радиус вращения, м.

3. В газоочистных аппаратах мокрого типа скорость зависит от большого числа переменных величин и не может быть в общем случае выражена аналитически. Влияние диаметра взвешенных частиц на скорость в

газоочистных аппаратах мокрого типа можно установить с помощью коэффициентов парциальной эффективности в зависимости от диаметра частицы. Данные зависимости получены в результате аппроксимации экспериментальных данных, полученных Стерманом, для пыли плотностью, равной  $2700 \text{ кг/м}^3$ . Эффективность мокрых газоочистных аппаратов, а следовательно, и скорость осаждения взвешенных частиц возрастает пропорционально диаметру частиц.

4. В газоочистных аппаратах фильтрующего типа скорость также зависит от размера частиц, и эффективность фильтра возрастает с увеличением размера частиц.

5. В электрофильтрах скорость в области существования закона Стокса можно рассчитать, приравнявая кулоновскую силу, действующую на заряженную частицу, к стоксовой силе:

$$F_k = 3\pi\mu_r d_{\text{ч}} w_{\text{ч}}, \quad (12.1.2)$$

$$w_{\text{ч}} = \frac{2\varepsilon_0 E^2}{3\mu_r} d_{\text{ч}}, \quad (12.1.3)$$

где  $\varepsilon_0$  – абсолютная диэлектрическая проницаемость вакуума, Ф/м;  $E$  – напряженность электрического поля, В/м.

Здесь скорость частички прямо пропорциональна ее диаметру. Поэтому во всех применяемых типах газоочистных аппаратов крупные частицы улавливаются лучше, чем мелкие, и для увеличения эффективности работы газоочистных аппаратов целесообразно искусственно укрупнять находящиеся в очищаемых газах частички перед подачей газов в газоочистные аппараты.

*Влияние концентрации частиц на эффективность работы аппарата.*

1. В газоочистных аппаратах, работа которых основана на действии сил тяжести (за исключением тех, которые улавливаются в жалюзийных пылеуловителях), концентрация не играет существенного значения и практически может быть любой. А пылеуловители жалюзийного типа не могут работать при значительной концентрации пыли из-за забивания решеток пылью и их абразивного износа пылегазовым потоком.

2. В циклонах при определении допускаемой концентрации частиц пыли следует учитывать склонность прилипания пыли к стенкам циклона, зависящую от:

- физико-химических свойств газов и пыли;
- дисперсности частиц;

- влажности газов;
- материала и состояния поверхности стенок циклона.

Чем меньше размер частиц пыли, тем легче она прилипает к поверхности стенок циклона. Пыли, у которых 60–70 % частиц имеют диаметр меньше 10 мкм, ведут себя как слипающиеся, хотя те же пыли размером частиц крупнее 10 мкм обладают хорошей сыпучестью.

Для обеспечения надежной работы циклонов при очистке газов от среднеслипающейся пыли допустимая концентрация в газах должна быть уменьшена в 4 раза, а при очистке газов от сильно слипающейся пыли – в 8 – 10 раз.

Длительная, надежная работа циклонов в значительной степени зависит от интенсивности абразивного износа.

3. В случае применения мокрых механических газоочистных аппаратов при определении допустимой концентрации взвешенных в газах частиц необходимо учитывать условия производства и возможности использования получаемого шлама и сточных вод. Очистка газов от взвешенных твердых частиц в мокрых газоочистных аппаратах приводит к образованию загрязненных сточных вод, которые в большинстве случаев не могут быть спущены в водоемы или системы канализации без очистки от шлама и растворенных вредных веществ. Очистка сточных вод приводит к усложнению и удорожанию газоочистных установок: чем больше необходимо обезвреживать сточных вод, тем больше вредных веществ требуется извлекать из них.

4. В электрофильтрах допустимая концентрация взвешенных частиц в газах, направляемых на очистку, определяется из условий работы электрофильтров без запираания короны; в противном случае из-за объемного заряда в междуэлектродном пространстве потребляемый электрофильтром ток уменьшается почти до нуля и очистка газов резко ухудшается.

В практике очистки газов встречаются случаи, когда, стремясь повысить эффективность электрофильтров путем снижения концентрации взвешенных частиц в поступающих на очистку газах со сравнительно небольшой запыленностью, перед электрофильтрами устанавливают предварительную ступень так называемой грубой очистки, например, циклоны или мультициклоны. При этом очистка газов в такой установке ухудшается. Особенно заметно это проявляется при очистке газов от пыли с повышенным электрическим сопротивлением.

*Каждый тип газоочистного аппарата рассчитан на работу в определенном интервале температур.*

1. Для сухих механических газоочистных аппаратов (пылеосадительные камеры, аппараты инерционного действия, циклоны, мультициклоны, центробежные вращающиеся сухие пылеуловители) верхний предел температуры газов в основном определяется механической прочностью материала, из которого изготовлены аппараты. И эффективность осаждения улавливаемых частиц из газового потока в основном в этих аппаратах обратно пропорциональна динамической вязкости газов.

2. Для газоочистных аппаратов фильтрующего действия (волоконистые, воздушные, тканевые и зернистые фильтры) верхний предел температуры газов в основном определяется термической стойкостью фильтрующей среды.

3. Для сухих электрофильтров верхний предел температуры газов определяется возможностью работы электрофильтра при очистке данного газа с максимальной эффективностью. Для чего необходимо обеспечить их работу с возможно более высокими значениями тока и напряжения.

Если очищаемые газы сухие и не содержат кондиционирующих химических реагентов, устойчивая работа электрофильтра при температуре газов выше  $250\text{ }^{\circ}\text{C}$  затруднена, а при температуре  $500\text{ }^{\circ}\text{C}$  невозможна.

Работа электрофильтра особенно усложняется при очистке газов от пыли с удельным электрическим сопротивлением больше  $10^8\text{ Ом}\cdot\text{м}$ . При улавливании такой пыли в электрофильтре возникает обратная корона, в результате чего падает рабочее напряжение на электродах или потребляемый ток. Оба эти процесса приводят к уменьшению эффективности очистки газов.

4. Точка росы, или конденсация водяных паров в газах, зависит от количества водяных паров, содержащихся в единице объема газов. Чем больше водяных паров содержится в  $1\text{ м}^3$  очищаемых газов, тем выше их парциальное давление и тем выше точка росы газов. Следовательно, изменением влажности очищаемых газов можно регулировать точку росы водяных паров в газах, что во многих случаях позволяет достичь оптимума эффективности работы газоочистных аппаратов.

Находящаяся в газах влага при определенных условиях смачивает взвешенные твердые частицы. Процесс смачивания взвешенных частиц в случае насыщенных газов происходит, например, при охлаждении газов до температуры конденсации водяных паров, содержащихся в газах. При наличии в газах взвешенных частиц происходит конденсация в объеме. Пары конденсируются на частицах, которые в данном случае являются центрами конденсации. Это обусловлено тем, что давление насыщенного пара над выпуклой поверхностью больше, чем над плоской, и увеличивается с уменьшением радиуса частички. Следовательно, на частицах неправильной

формы с вогнутыми поверхностями пар конденсируется более интенсивно, чем на частицах с выпуклой поверхностью.

Необходимым условием конденсации в объеме является перенасыщение пара, т.е. конденсация начинается при определенном критическом перенасыщении.

Зависимость давления насыщенного пара над частицей и перенасыщения от радиуса частицы выражается уравнением Кельвина:

$$\ln S = \ln \frac{p_{\text{ч}}}{p_{\text{ж}}} = \frac{4\sigma m_{\text{п}}}{k_{\text{б}} T_{\text{г}} \rho_{\text{ж}} d_{\text{ч}}} = \frac{4\sigma M_{\text{п}}}{R_{\text{г}} T_{\text{г}} \rho_{\text{ж}} d_{\text{ч}}}, \quad (12.1.4)$$

где  $p_{\text{ч}}$ ,  $p_{\text{ж}}$  – давление насыщенного пара, соответственно, над частицей и плоской поверхностью жидкости, Па;  $S$  – перенасыщение пара, соответствующее равновесному давлению насыщенного пара над частицей, доли;  $\sigma$  – поверхностное натяжение жидкости, Па;  $M_{\text{п}}$  – масса 1 кмоль газа, кг/кмоль;  $m_{\text{п}}$  – масса молекулы пара, кг;  $T_{\text{г}}$  – температура газа, К;  $\rho_{\text{ж}}$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $k_{\text{б}}$  – постоянная Больцмана;  $R_{\text{г}}$  – универсальная газовая постоянная.

Также учеными различных стран мира производились исследования для повышения степени эффективности очистки газов от аэрозолей различного характера, в том числе и масляных, для расширения возможностей действия газоочистного аппарата и его характеристик и дальнейшего использования уловленных аэрозолей в какой-либо среде. Краткое описание можно посмотреть далее.

*Влияние точности анализа дисперсного состава на оценку степени очистки от аэрозолей:* дисперсный состав аэрозоли при расчете эффективности его улавливания в газоочистном оборудовании является основным фактором. Поэтому точности его определения нужно уделять особое внимание. Пофракционный учет уловленных частичек, как правило, приближает расчетные значения параметров очистки к значениям, полученным практическим путем. Исследовались зависимости степени очистки от числа рассматриваемых фракций на примере электрофильтров.

*Влияние сил Ван-дер-Ваальса на фильтрацию аэрозолей волокнистыми фильтрами:* рассмотрено осаждение аэрозольных частиц в волокнистом фильтре под действием Ван-дер-Ваальсовых сил с учетом электромагнитного запаздывания и кривизны ПВ волокна. Рассчитан коэффициент захвата безынерционных частиц конечного размера. Показано, что с уменьшением

параметра зацепления и скорости потока учет действия сил Ван-дер-Ваальса резко увеличивает коэффициент захвата.

*Исследования различными способами:* применялись самолеты для исследования физических и химических аэрозолей как выбрасываемых различными заводами и электростанциями, так и образующихся в процессе работы технологического оборудования. При этом использовались наземные приборы и приборы, установленные на самолете.

*Применение смоделированной для высоких температур дистилляции процесса сверхкритической экстракции остаточных масел:* описано применение смоделированной для высоких температур дистилляции при снятии характеристик профилей точки кипения фракции в процессе сверхкритической экстракции остаточных продуктов нефтепереработки (деасфальтирование газовых масел, асфальтенов). Показано, что предложенный метод позволяет достичь высоких степеней извлечения остаточных продуктов и снять характеристики продуктов деасфальтизации с температурой кипения 36–733 °С. Отмечена эффективность предложенного метода [241, 243].

## 12.2. Виды аппаратов газоочистки

Для улавливания частиц из газового потока применяют аппараты различного принципа действия и конструкции. Они подразделяются на:

- устройства, работа которых основана на использовании силы тяжести;
- устройства, основанные на использовании центробежной силы;
- мокрые пылеуловители – скрубберы, пенные аппараты, скоростные (турбулентные) пылеуловители;
- электрофильтры;
- тканевые фильтры.

В аппаратах первого типа пылинки, имеющие массу, под действием силы тяжести движутся по направлению ко дну аппарата или газохода. Однако на мелкие пылинки, кроме силы тяжести, оказывает действие движущийся газ и сопротивление газовой среды движению пылинок. Пылевые камеры целесообразно применять только для удаления (улавливания) крупных пылинок.

В аппаратах второго типа при повороте газового потока или его криволинейном движении (вращении) на пылинки, помимо силы тяжести и газового потока, действует сила инерции, которая обычно во много раз больше силы тяжести и под влиянием которой частицы двигают



прямолинейно, т.е. как бы выбрасываются из газового потока. Это явление использовано в таких аппаратах, как циклоны, батарейные циклоны, жалюзийные пылеуловители и др. Эти аппараты в основном применимы для отделения относительно крупных пылинок (больше 10 мкм) и малоэффективны для более мелких.

В аппаратах третьего типа при соприкосновении пылинок с поверхностью жидкости пылинки тонут, в результате чего происходит ее улавливание. Опыт показывает, что при мокром улавливании газы в основном очищаются от крупных пылинок. Мелкие частицы улавливаются жидкостью плохо, даже в том случае, если по своей природе они хорошо смачиваются данной жидкостью. Существуют также так называемые скоростные или турбулентные мокрые пылеуловители, в которых создаются большие скорости газа и жидкость дробится газовым потоком на мелкие капли. При этом пылинки легче сталкиваются с капельками жидкости, что позволяет достаточно полно улавливать более мелкие частицы.

В электрофильтрах происходит отделение пыли в электростатическом поле. В тканевых фильтрах газ пропускают через ткань, и пыль задерживается на ней.

Однако данные аппараты невозможно применить для очистки газового потока от масляных аэрозолей. Для таких целей наиболее целесообразно применять центробежные каплеуловители (ЦКУ), лежащие в основе модернизации существующей абсорбционной аппаратуры. Применение ЦКУ позволило значительно повысить эффективность каплеулавливания при значительном снижении габаритов самих аппаратов. Визуальные наблюдения за работой ЦКУ в сочетании с измерениями аэродинамических характеристик потока позволили проследить за «верхним» критическим режимом течения пленки в поле центробежных сил, который обусловлен срывом капель с поверхности жидкостной пленки. Нижний критический режим, определяемый превышением сил тяжести над центробежными силами, наблюдается при скоростях газа менее 3 – 5 м/с. Наступление кризисных явлений в исследованных пределах определяется величиной и соотношением осевой и тангенциальной составляющих скорости газа на границе раздела фаз.

Существуют два наиболее важных типа каплеуловителей: ЦКУ с цилиндрическим завихрителем (ЦКУ ЦЗ) и ЦКУ с осевым завихрителем (ЦКУ ОЗ).

ЦКУ ОЗ разработан на основе широко известных конструкций. Профилированная лопасть имеет два плоских участка: верхний наклонный и нижний вертикальный, сопряженные цилиндрической поверхностью.

Особенностью данной лопасти является наклон образующих цилиндрической поверхности от центра к периферии, обеспечивающий сток пленки уловленной жидкости в установленный по периферии завихрителя кольцевой карман. Данная конструкция отличается сложностью в изготовлении и более высокими энергозатратами на очистку газа, однако до нужной степени ее не обеспечивает.

### ***Гравитационные сепараторы***

В гравитационных сепараторах (осадительных камерах) используется гравитационное осаждение частиц из горизонтального или вертикального потока газа. Эффективность очистки зависит от времени пребывания частиц в рабочей зоне сепаратора. Чем больше время, тем выше эффективность. Поэтому такие сепараторы имеют большие габариты и применяются, как правило, в качестве первой ступени очистки.

Для равномерного распределения потока газа по сечению сепаратора используются диффузоры и газораспределительные решетки, а для снижения высоты осаждения частиц – горизонтальные или наклонные перегородки.

### ***Циклоны***

Для очистки газов широко применяют циклоны (рис. 12.1), в которых отделение от газа твердых и жидких частиц происходит под действием центробежной силы (при вращении газового потока). Так как центробежная сила во много раз превосходит силу тяжести, в циклонах осаждается и сравнительно мелкая пыль размером частиц примерно 10–20 мкм [18, 19].

Рабочая среда подается в циклоны через тангенциальные или аксиальные завихрители и совершает внутри аппаратов сложное вращательно-поступательное движение. На частицы, взвешенные в потоке внутри циклона, действует сила инерции, которая стремится сместить их с криволинейных линий тока по касательным, направленным под некоторым углом вниз и к стенке корпуса. Частицы, соприкасающиеся с внутренней поверхностью стенки, под действием сил тяжести, инерции и опускающегося газового потока скользят вниз и попадают в бункер. Частицы, не достигшие стенки, продолжают движение по криволинейным линиям тока и могут быть вынесены из циклона газовым потоком, который может захватить и некоторое количество осевших в бункер частиц.

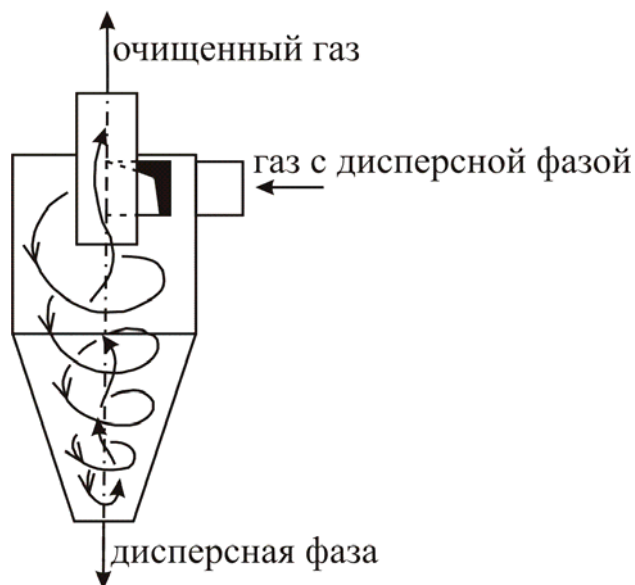


Рис. 12.1. Циклон

Упрощенно считая, что траектории движения взвешенных частиц близки к окружностям, можно величину возникающей силы инерции принять пропорциональной радиусу вращения. По этой причине сепарация частиц в циклонах происходит намного интенсивнее, чем в гравитационных осадителях.

Поскольку инерционная сила пропорциональна массе, то мелкие частицы улавливаются в циклонах плохо. Степень очистки аэрозолей размерами частиц свыше 10 мкм находится в пределах 80–95 %, а более мелких частиц – намного хуже. Увеличение эффекта осаждения частиц за счет уменьшения диаметра циклона и повышения скорости потока возможно до некоторых пределов, ограниченных техническими и экономическими факторами.

По принципу организации движения потока различают возвратно-поточные и прямоточные конструкции. Прямоточные конструкции имеют меньшее сопротивление, но применяются реже ввиду худших характеристик улавливания. Среди возвратно-поточных конструкций широкую известность за рубежом приобрели циклоны типа «Дуклон», «Сирроко», а у нас – аналогичные аппараты серии ЦН (циклоны НИИОГаза): ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У (укороченные), ЦН-24. Отличием циклонов серии ЦН являются удлиненная цилиндрическая часть и наклон входного патрубка под углом  $11^\circ$ ,  $15^\circ$  или  $24^\circ$ . Циклоны ЦН-15У имеют ухудшенные показатели и применяются в стесненных по высоте условиях.

Не допускается применение циклонов типа ЦН в обычном исполнении для очистки взрывоопасных сред. Циклоны во взрывобезопасном

исполнении имеют предохранительные клапаны на входном патрубке и крышке.

Циклоны больших размеров имеют худшие показатели по очистке, поэтому часто для достижения необходимой пропускной способности компонуют группы циклонов меньшего диаметра. Компоновка может выполняться прямоугольной или круговой. Группы циклонов обычно имеют общие подводящие и отводящие коллекторы, объединенный бункер. Бункер групп до 4 циклонов может выполняться круглой и прямоугольной формы, выше 4 – только прямоугольной. Группы рекомендуется компоновать из четного числа циклонов. Общее количество циклонов в группе может быть доведено до 16, однако более 8 циклонов компоновать вместе нежелательно. При большом числе циклонов практически невозможно организовать равномерное распределение газов ко всем аппаратам, что приводит к нерасчетным режимам их работы и существенному снижению степени очистки газа.

При необходимости обеспечения большой пропускной способности используют батарейные циклоны (мультициклоны). Они состоят из циклонных элементов, объединенных в одном корпусе и имеющих общий бункер. Подключение циклонов, параллельное от общего коллектора, отвод очищенного газа также объединены. Циклонные элементы могут быть с возвратным потоком или прямоточные. Прямоточные элементы обладают всеми недостатками аналогичных одиночных циклонов и используют реже возвратно-поточных. В отечественных циклонных элементах подвод загрязненного потока производится коаксиально через завихрители типа «винт» и «розетка» или тангенциально через укороченные улитки (полуулиточный подвод).

Розеточные завихрители по сравнению с винтовыми обеспечивают более высокую очистку газа, но в большей степени подвержены забиванию.

Элементы с полуулиточным подводом имеют лучшие показатели очистки за счет герметичности узла ввода газов. В то же время степень очистки газов в батарейных циклонах любых типов ниже, чем в одиночных циклонах. Недостатки, присущие групповой установке циклонов, в батарейных циклонах усугубляются большим числом объединяемых элементов.

В циклонных аппаратах формируются сложные потоки, аэродинамические параметры которых (скорости, давления, концентрация частиц) непрерывно меняются.

## ***Скрубберы***

Очистку газов от пыли промывкой водой применяют в аппаратах различного типа. Наиболее широкое распространение получили скрубберы, мокрые циклоны, скоростные пылеуловители и пенные пылеуловители. В скоростных (турбулентных) пылеуловителях вода, вводимая в поток запыленного газа, движущегося с высокой скоростью, дробится на мелкие капли. Высокая степень турбулизации газового потока при такой скорости способствует слиянию частиц пыли с каплями воды. Относительно крупные капли воды вместе с частицами пыли легко отделяются затем в простейших уловителях (например, в мокрых циклонах). Аппараты этого типа широко применяются для улавливания очень мелкой пыли (возгонов) и могут обеспечить высокую степень очистки газов.

В скрубберах имеются движущиеся приспособления для извлечения загрязнителя из газового потока. Контакт газового потока с жидкостью обеспечивается многими способами. В качестве орошающей жидкости, как правило, применяется вода. Ее расход для разных типов аппаратов может изменяться от 0,1 до 10 м<sup>3</sup> на 1000 м<sup>3</sup> обрабатываемых газов. Так как основным недостатком мокрых способов обезвреживания является необходимость обработки загрязненных стоков, образовавшихся в процессе очистки газов, то приемлемыми могут быть лишь способы с минимальным водопотреблением. При применении мокрого способа очистки необходимо учитывать свойства газового потока (растворимость, реакционную способность, коррозионную активность, слипаемость, плотность, параметры фазовых переходов).

Используются следующие типы мокрых сепараторов:

- 1) полые газопромыватели;
- 2) насадочные скрубберы;
- 3) пенные газопромыватели;
- 4) газопромыватели с подвижной насадкой;
- 5) скрубберы ударно-инерционного действия;
- 6) аппараты с самораспылением;
- 7) центробежные скрубберы;
- 8) скрубберы Вентури.

### ***Центробежные скрубберы***

Имеют тангенциальный подвод очищаемого газа и пленочное орошение по внутренней стенке аппаратов. В циклонах с водяной пленкой

(ЦВП), рассчитанных на очистку низкотемпературных газов, пленка образуется за счет тангенциального подвода воды через ряд трубок, расположенных в верхней части промывной емкости.

### ***Скрубберы Вентури***

Скрубберы Вентури имеют распыливающие элементы для ускорения газового потока, соединенные с каплеуловителями. Скорость потока начинает расти в конфузоре и достигает в горловине трубы 40–50 м/с, куда поступает также промывочная жидкость. Диспергируясь, жидкость вместе с запыленным потоком поступает в диффузор. В диффузоре трубы происходят рост давления и снижение скорости потока, что способствует коагуляции мелких частиц. Из диффузора газовый поток выносит капли жидкости с осевшими на них частицами пыли в каплеуловитель, где происходит сепарация взвешенных частиц. Высокая степень улавливания достигается в скрубберах Вентури созданием развитой поверхности фаз. В распылительных трубах энергия преимущественно расходуется на обеспечение контакта между газовой и жидкой фазами, и в конечном итоге – на очистку выбросов.

Скрубберы Вентури отличаются устройством каплеуловителей, конструкциями и способами установки труб, способами подвода жидкости. Вода в горловину трубы может подаваться через форсунки, установленные центрально или периферийно, или стекать в виде пленки по стенкам конфузора. Худшие показатели по степени очистки имеют бесфорсуночные трубы Вентури. Потери давления в скруббере Вентури складываются из сопротивления каплеуловителя и распылительной трубы. Сопротивление трубы является основным параметром, характеризующим эффективность очистки. Эффективность степени очистки газовых выбросов в скрубберах определяется на основе эмпирических сведений по конкретным конструкциям аппаратов.

### ***Скрубберы ударно-инерционного действия***

В результате удара газового потока о поверхность жидкости образуются капли размером 400 мкм. Осаждение этой дисперсной фазы в ударно-инерционных скрубберах происходит в две стадии (рис. 12.2).

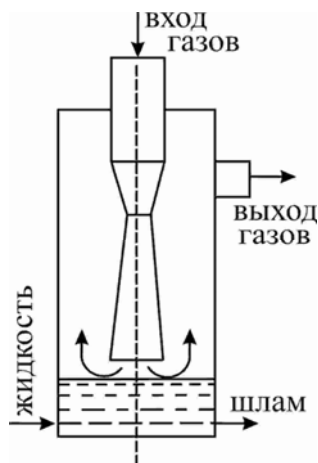


Рис. 12.2. Скруббер ударно-инерционного действия

Крупные фракции из-за инерции не могут повернуть после удара вместе с потоком газа. Мелкие фракции, увлекаемые газом, улавливаются каплями жидкости и вследствие образования газожидкостной смеси отделяются от потока после прохождения имнеллерной щели или на сепараторе уноса. Такие аппараты ударного действия способны улавливать частицы субмикронных размеров, но требуют значительной энергии для создания достаточного перепада давлений в потоке очищаемых газов.

### ***Насадочные скрубберы***

Насадочные скрубберы представляют собой емкости (колонны), содержащие насадочные элементы разной формы: простые кольца – кольца Рашига, кольца с перегородками – кольца Лессинга и Палля, седла Берля и «Инталокс», спиральные розетки Теллера и др. Оптимальная область применения насадочных колонн – совместная очистка газовых выбросов от газообразных загрязнителей и дисперсных жидких или твердых растворимых частиц. Такие колонны малопригодны для обработки газов, содержащих обычные, даже неслипающиеся пыли, и непригодны для слипающихся и схватывающихся вследствие забивания каналов в насадке. Более подробно насадочные аппараты рассмотрены в следующей главе.

### ***Полые газопромыватели***

Орошающая жидкость в них подается встречно или поперек газового потока (рис. 12.3).

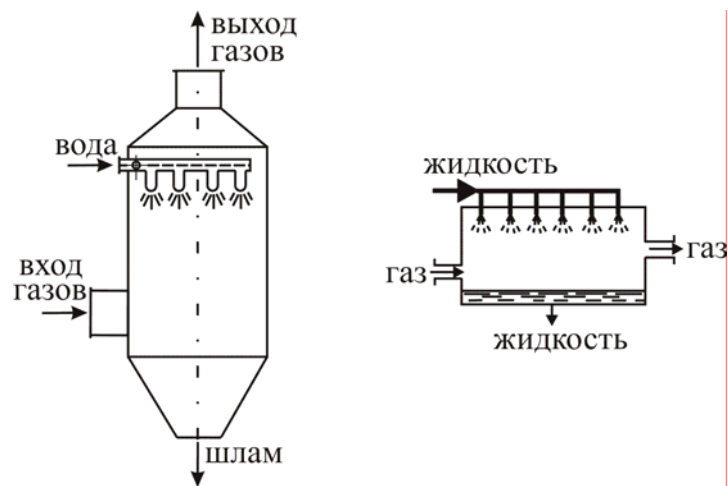


Рис. 12.3. Полые газопромыватели

Чтобы унос жидкости из зоны контакта был незначительным, размер капель должен быть не менее 500 мкм, а скорость газового потока не должна превосходить 1–1,2 м/с. Для уменьшения габаритов установки скорость потока увеличивают и устанавливают на выходе аппарата каплеуловители. Орошающую жидкость разбрызгивают чаще всего с помощью центробежных форсунок, поддерживая ее давление в пределах 0,3–0,4 МПа. Такие форсунки позволяют работать на оборотной воде, из которой удалена грубая взвесь. Полые газопромыватели применяют для улавливания частиц размером более 10 мкм.

### *Пенные газопромыватели*

В пенных пылеуловителях (рис. 12.4) запыленный газ в виде мелких пузырьков проходит через слой жидкости с определенной скоростью, вследствие чего образуется пена с высокоразвитой поверхностью контакта между жидкостью и газом. В пенном слое происходят смачивание и улавливание частиц пыли. Благодаря высокой степени улавливания пыли с размерами частиц более 2–3 мкм и малому гидравлическому сопротивлению (порядка 80–100 мм вод. ст.) пенные пылеуловители получили большое распространение.

Пенные газопромыватели представляют собой колонны с перфорированными перегородками (тарелками). Для очистки газов чаще всего используют провальные щелевые и дырчатые тарелки. Диаметр отверстий дырчатых тарелок принимают в пределах 3–8 мм, а относительное свободное сечение (отношение площади отверстий к площади тарелки)  $f_{fr} = 0,15–0,25$ .



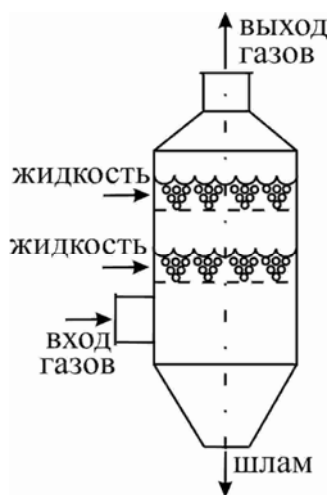


Рис. 12.4. Пенный газопромыватель

Отверстия разбиты по равностороннему треугольнику с определенным шагом между ними. Щелевые тарелки могут выполняться решетчатыми, трубчатыми или колосниковыми. Трубчатые и колосниковые конструкции изготавливают сварными из трубок, прутиков или пластин. Ширину щели в тарелке принимают равной 4–5 мм, свободное сечение 0,2–0,25. Необходимое число щелей в тарелке определяют по сводным таблицам. Оптимальная толщина дырчатых и щелевых тарелок 4–6 мм. Удельное орошение для очистки газов от пыли принимают в пределах 0,4–0,6 л на 1 м<sup>3</sup> газов.

При этом минимальная скорость газов, необходимая для создания устойчивого пенного режима на тарелке, составляет 1–1,5 м/с при атмосферном давлении.

### *Газопромыватели с подвижной насадкой*

Газопромыватели с подвижной насадкой представляют собой емкости, в которых на опорно-распределительной решетке располагается слой насадочных элементов, имеющих возможность перемещаться при работе аппарата. Корпуса таких аппаратов имеют цилиндрическую или цилиндроконическую форму. Цилиндрические аппараты рассчитываются на работу в режиме псевдоожижения, а цилиндроконические – в режиме фонтанирования. Аппараты с фонтанирующей насадкой могут работать в более широком диапазоне скоростей, чем аппараты с псевдоожижением. Для цилиндрических аппаратов удельное орошение принимается в пределах 0,5–0,7 л/м<sup>3</sup>. Опорные тарелки обычно выполняются щелевыми с шириной щелей в пределах 4–6 мм. Относительное свободное сечение тарелки 0,4–0,6 м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>. С целью уменьшения сопротивления слоя используют насадки шаровой или овальной формы. Материал насадок – полиолефины. Диаметр аппарата в десять или более раз должен превышать диаметр элементов насадки. Минимальная высота слоя насадки в неподвижном состоянии должна быть в пределах 5–8 диаметров шаров, а максимальная – не более диаметра аппарата.

Для цилиндроконических аппаратов рекомендуются полиэтиленовые элементы насадки диаметром до 40 мм с насыпной плотностью до 120 кг/м<sup>3</sup>,

а высота засыпки в статическом состоянии – 650 мм. Угол раскрытия конической части аппарата должен быть не более  $60^\circ$ . Удельное орошение для таких аппаратов принимают около  $4\text{--}6 \text{ л/м}^3$ ; при этом унос жидкости меньше, чем в аппаратах с псевдооживленным слоем. Цилиндрикоконические скрубберы могут применяться для очистки газов при расходе до  $40000 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

### *Аппараты с самораспылением*

Отличаются низким потреблением воды. Для поддержания ее постоянного уровня необходимо лишь компенсировать потери со шламами, унос капель через сепаратор – каплеуловитель, испарение с поверхности и испарение диспергированной жидкости. Во избежание возрастания потерь от испарения жидкости нежелательна обработка в аппаратах с саморегенерацией капель высокотемпературных газовых выбросов.

### *Пористые фильтры*

Фильтрация диспергационных и конденсационных аэрозолей в пористой среде обеспечивает высокую степень осаждения взвешенных частиц с любыми размерами, вплоть до близких к молекулярным. Дисперсная смесь улавливается при огибании потоком аэрозоля препятствий, образованных на его пути структурными элементами пористого слоя.

Существенными для фильтрации считаются следующие механизмы осаждения частиц на препятствиях: касание (зацепление), отсеивание (ситовой эффект), инерционный захват, гравитационное и инерционное осаждение, электростатическое взаимодействие. Перечисленные факторы указывают причину приближения частиц к препятствию на расстояние, при котором становится возможным их осаждение, т.е. отделение от газовой фазы. Само же отделение происходит в случае удержания частиц на структурном элементе пористой среды силами межмолекулярных (Ван-дер-Ваальсовых, квантовых электрических) или химических связей. Общим способом взаимодействия частиц с препятствием для всех разновидностей пористых сред является касание. В процессе фильтрации практически всегда происходит отсеивание и инерционный захват частиц. Ситовой эффект определяет степень осаждения частиц, которые по размерам не проходят сквозь поры. Он приобретает одно из определяющих значений после осаждения на структурных элементах фильтра первичного слоя улавливаемых частиц, который уменьшает размеры пор и выполняет в дальнейшем функции фильтрующей среды.

Массивные частицы вследствие инерции не могут огибать препятствие вместе с газовым потоком. Сойдя с линии тока, частицы могут столкнуться с препятствием или зацепить его. При фильтрации за счет инерционного захвата осаждаются частицы размером более 1 мкм.

По типу структурных элементов пористого слоя различают волокнистые, тканевые и зернистые фильтры. В волокнистых фильтрах осаждение взвешенных частиц происходит на слоях волокон, удерживаемых конструкциями в виде прямоугольных рам, колец и др. Тонковолокнистые фильтры имеют диаметры волокон менее 5 мкм и используются для улавливания тонкодисперсных аэрозолей. Они обеспечивают степень очистки по субмикронным частицам не менее 99 %.

Сопротивление чистых фильтров – в пределах 200–300 Па, отработавших 700–1500 Па. Фильтры предназначены для длительной работы при невысоком содержании дисперсной примеси с последующей заменой, поскольку регенерация отработанных фильтров невозможна.

Волокнистые фильтры широко используются в качестве туманоуловителей. В качестве фильтрующей среды при этом применяют синтетические и металлические сетки или волокна, а также стекловолокна. Туманоуловители являются самоочищающимися фильтрами. Уловленные жидкие частицы укрупняются и самотеком удаляются из фильтра, вследствие чего перепад давления на фильтре во время эксплуатации практически не меняется. Регенерация становится необходимой при наличии в туманах твердых частиц или образовании осадка в результате химических реакций.

Волокнистые фильтры состоят из глубокого лобового слоя грубых волокон и замыкающего неглубокого слоя тонких волокон. Диаметр грубых волокон составляет 8–19 мкм. Они отличаются низким начальным сопротивлением (до 100 Па) и высокой пылеемкостью.

В тканевых фильтрах применяются тканевые или валяные материалы, выполняющие роль подложки для фильтрующей среды, которой является первичный слой уловленной пыли. Ткани для фильтров изготавливают из натуральных или синтетических волокон диаметром 10–30 мкм, скручиваемых в нити диаметром около 0,5 мм. Размеры пор между нитями обычно составляют 100–200 мкм.

Зернистые фильтры используют при высоких температурах среды и имеют меньшее распространение. В основном их используют для одновременного улавливания дисперсных и газообразных примесей газовых выбросов. Зернистые и тканевые фильтры нуждаются в регенерации.

## *Комбинированные сепараторы*

По принципу действия почти все применяемые в промышленности сепараторы являются комбинированными, так как в каждом из них при осаждении капель жидкости из газового потока используется несколько эффектов: инерционный + гравитационный, инерционный + центробежный и т.д. Поэтому комбинированными считаются сепараторы, в которых используется последовательно две или три различные по принципу действия степени очистки.

### **12.3. Эффективность аппаратов газоочистки**

Принцип действия любого аппарата основан на использовании одного или нескольких механизмов осаждения взвешенных в газе аэрозольных частиц. Как отмечено выше, влияние каждого из механизмов на общую эффективность сепарации зависит от размеров частиц и условий проведения процесса. При одновременном действии нескольких механизмов общая эффективность записывается по правилу аддитивности эффективностей

$$\eta_{\Sigma} = 1 - \prod_i (1 - \eta_i), \quad (12.3.1)$$

где  $\eta_i$  – эффективность сепарации за счет  $i$ -го механизма.

Сепарация частиц на пленку жидкости на поверхности контактного устройства в общем случае может происходить в результате диффузионного, инерционного и турбулентного осаждения, термо- и диффузиофореза [156, 253]. Влияние двух последних механизмов следует учитывать только при наличии в потоке значительных поперечных градиентов паров и температуры.

### ***Эффективность по энергетическому методу***

Различными исследователями установлено, что эффективность аппаратов газоочистки (а также теплообменных) значительно определяется энергетическими затратами. В середине прошлого столетия зарубежные исследователи Лаппа и Камак установили, что эффективность мокрого пылеулавливания в аппарате значительно зависит от потери давления. Причем в общий расход энергии должен включаться и распыл

жидкости форсунками. Зависимость между степенью очистки газов и затратами энергии установлена в виде [83, 234, 241]

$$\eta = 1 - \exp(-BA^k), \quad (12.3.2)$$

где  $A$  – удельные энергозатраты на осаждение частиц загрязнителя, Дж/м<sup>3</sup>;  $B$  и  $k$  – эмпирические константы, определяемые дисперсным составом пыли.

Современные технологические процессы являются источниками образования аэрозолей, состоящих из мелких взвешенных частиц размером 0,1 – 10 мкм, и связаны со значительным расходом энергии. На рис. 12.5 представлена зависимость минимального размера улавливаемых частиц от энергетических затрат по данным Dawson и Filtr.

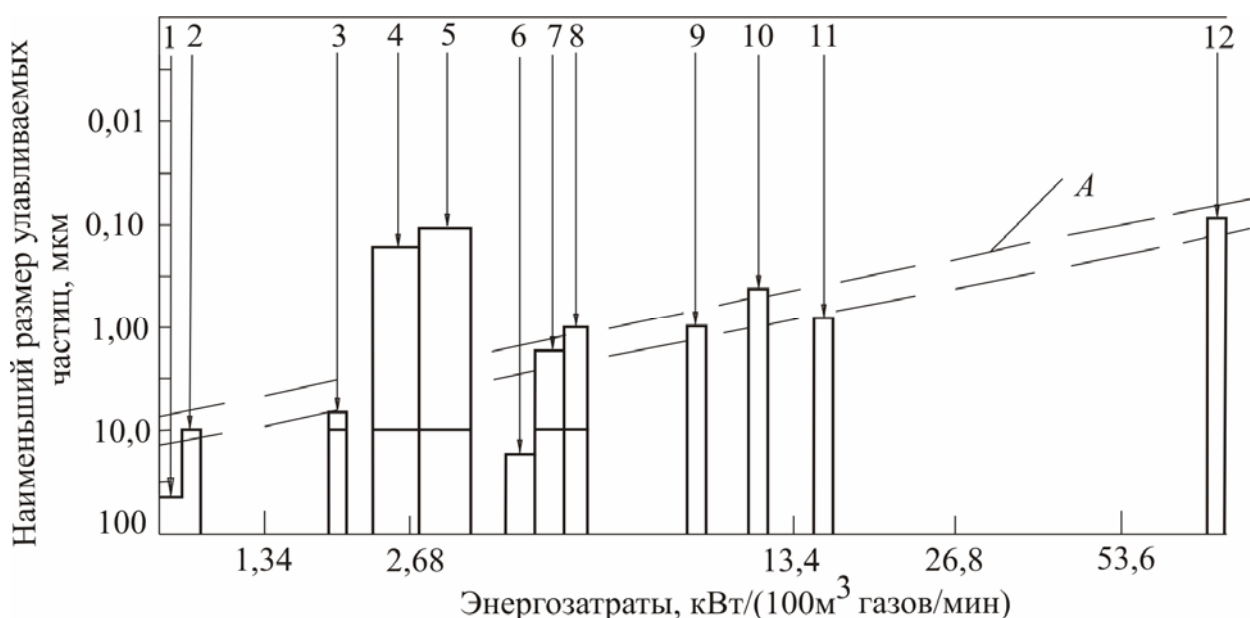


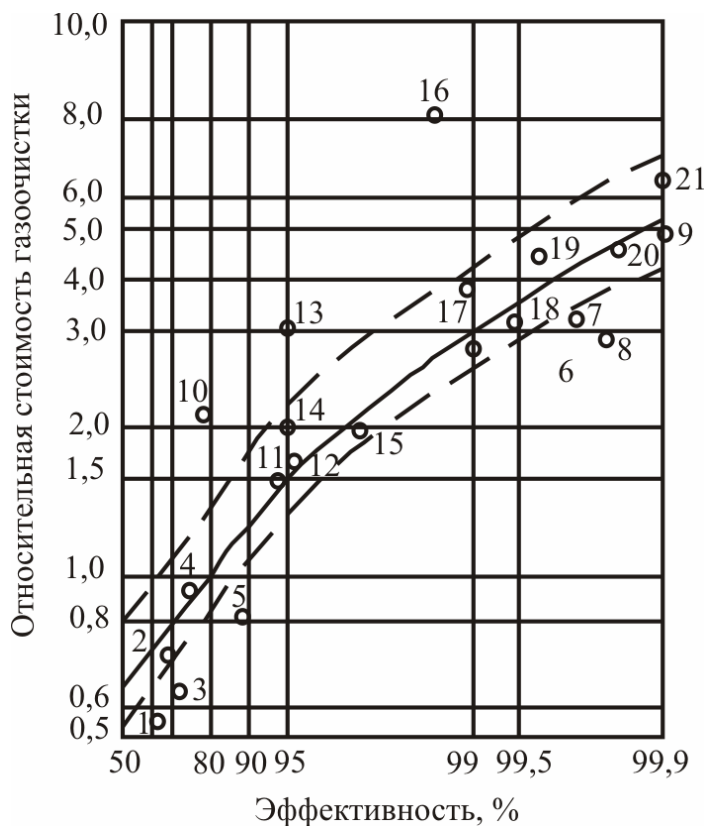
Рис. 12.5. Зависимость минимального размера улавливаемых частиц от энергетических затрат:

- 1 – осадительная камера; 2 – инерционные пылеуловители; 3 – оросительная камера; 4 – электрофильтр; 5 – рукавный фильтр; 6 – циклон; 7 – мокрый циклон; 8 – полый форсуночный скруббер; 9 – газопромыватель ударно-инерционного действия; 10 – дисковый скруббер; 11 – низконапорный скруббер Вентури; 12 – высоконапорный скруббер Вентури;
- A – энергозатраты при инерционном механизме осаждения частиц

Стоимость очистки газов в пылеуловителях различных типов зависит от целого ряда факторов: характеристики очищаемых газов, размеров установки, материала конструкций, уровня обслуживания и др. На рис. 12.6

приведены данные Stairmand в виде графической зависимости стоимости очистки от эффективности улавливания частиц менее 10 мкм.

Рис. 12.6. Зависимость относительной стоимости очистки газов от эффективности работы аппаратов: 1 – инерционные пылеуловители; 2 – циклоны средней эффективности; 3 – прямоточные циклоны; 4 – циклоны высокой эффективности; 5 – батарейные циклоны; 6 – электрофильтры; 7 – рукавные фильтры со встряхиванием и обратной продувкой; 8 – низкоскоростные рукавные фильтры, регенерируемые горизонтальными колебаниями; 9 – фильтры с обратной струйной продувкой; 10 – эжекторные скрубберы; 11 – мокрые циклоны; 12 – ротоклоны; 13 – полые скрубберы; 14 – скрубберы с подвижной шаровой насадкой; 15 – скрубберы с ударно-отражательными тарелками; 16 – дезинтеграторы; 17 – мокрые электрофильтры; 18 – низконапорные скрубберы Вентури; 19 – средненапорные щелевые скрубберы Вентури; 20 – средненапорные скрубберы Вентури с круглым сечением горловины; 21 – высоконапорные скрубберы Вентури



Сплошная линия соответствует средней величине стоимости очистки. Точки, лежащие ниже этой кривой, соответствуют наиболее экономичным аппаратам, точки, лежащие выше ее – менее экономичным.

Приведенные соотношения стоимостей очистки в различных аппаратах подтверждаются расчетами других исследователей.

По аналогии с процессами тепло- и массообмена степень очистки в энергетическом методе связывают с числом единиц переноса  $N$ :

$$\eta = 1 - \exp(-N). \quad (12.3.3)$$

Отсюда число единиц переноса связано с эффективностью очистки

$$N = \ln(1 - \eta)^{-1}. \quad (12.3.4)$$

Для удобства расчетов связь между  $N$  и  $\eta$  представляют в виде табл. 12.2.

Т а б л и ц а 12.2

**Соотношения между числами единиц переноса и эффективностью сепарации**

Число единиц переноса, $N$	0,5	1,0	2,0	2,303	3,101	3,507	3,912	4,605	5,116	6,908
Эффективность очистки газов, $\eta$	0,3935	0,6321	0,8647	0,900	0,955	0,970	0,98	0,990	0,994	0,999

В литературе [83, 244] представлены значения эмпирических коэффициентов  $B$  и  $k$  в зависимости

$$N = BA^k, \quad (12.3.5)$$

например, аэрозоль известковых печей –  $B = 5,53 \cdot 10^{-5}$ ,  $k = 1,2295$ , аэрозоль фосфорной кислоты  $B = 1,34 \cdot 10^{-2}$ ,  $k = 0,6312$ , аэрозоль сульфата меди –  $B = 2,14 \cdot 10^{-4}$ ,  $k = 1,0679$  и т.д.

При использовании энергетического метода в расчетах эффективности газоочистки необходимо достоверно определить долю энергии, затрачиваемой непосредственно на улавливание дисперсной фазы. Потери энергии на местные сопротивления должны исключаться при расчете. Так, например, при расчете газопромывателей с трубами Вентури без значительной погрешности можно принять, что вся энергия затрачивается на газоочистку. Аналогично для аппаратов с барбатажным слоем, если учитывать только гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя, исключив сопротивление сухой тарелки.

Так, например, для расчета эффективности сепарации мелкодисперсного жидкого аэрозоля в аппарате с регулярной насадкой получено выражение [132]

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\xi L \psi_w a_v}{12(\varepsilon_{св} - \varepsilon_{ж})}\right), \quad (12.3.6)$$

где  $\psi_w$  – коэффициент смачиваемости;  $\varepsilon_{ж}$  – удельная задержка жидкости;  $L$  – высота слоя насадки, м;  $\xi$  – коэффициент сопротивления.

Выражение (12.3.6) получено на основе использования аналогии переноса импульса и массы. Число единиц переноса записывается в виде  $N = \rho_r \gamma F / G$ , где  $\gamma$  – коэффициент переноса импульса, м/с;  $F$  – площадь межфазной поверхности, м<sup>2</sup>;  $G$  – массовый расход газа, кг/с.

Следует отметить, что при исследовании коэффициента сопротивления регулярной насадки необходимо исследовать только сопротивление слоя насадки, а местные сопротивления должны быть исключены.

Представленной выражение позволяет качественно оценить влияние характеристики насадки и гидродинамики потока на эффективность сепарации частиц аэрозоля.

### *Математические модели очистки газов от аэрозольных частиц в дисперсно-кольцевых потоках*

При развитом турбулентном движении газа коэффициент турбулентной диффузии частиц значительно превышает коэффициент броуновской диффузии, и поэтому турбулентное осаждение является основным механизмом.

Известны различные теоретические модели турбулентного осаждения частиц на стенку (или пленку жидкости) каналов [156, 234, 240–244].

В работе [156] в зависимости от принятого основного механизма эти модели подразделяются на пять групп:

1) свободно-инерционные, в основу которых положена концепция свободного инерционного выброса частиц из пристенных турбулентных вихрей;

2) конвективно-инерционные, которые связывают процесс осаждения с инерционными эффектами при вторжении крупномасштабных вихрей в пограничный слой;

3) подъемно-миграционные, связывающие осаждение с их подъемной миграцией и инертностью;



4) эффективно-диффузионные, исходящие из предположения, что в пристенной области коэффициент турбулентной диффузии частиц выше, чем газа за счет инертности;

5) турбулентно-миграционные, в которых учитывается турбулентная миграция частиц к стенке канала как следствие градиента амплитуды пульсационной поперечной составляющей скорости газа.

Известны подходы, когда для математического описания аэрозольного движения частиц в газе используют закон диффузии (закон Фика) и уравнение стационарной конвективной диффузии с заменой коэффициента турбулентной диффузии газа  $D_T$  на коэффициент турбулентной диффузии частиц  $D_{Tч}$ . Это уравнение имеет вид

$$u_x \frac{\partial c}{\partial x} + u_y \frac{\partial c}{\partial y} + u_z \frac{\partial c}{\partial z} = D_{Tч} \left( \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right), \quad (12.3.7)$$

где  $x, y, z$  – координаты;  $c$  – концентрация частиц;  $u_x, u_y, u_z$  – составляющие вектора скорости.

Для расчета значений  $D_{Tч}$  используются различные подходы, в том числе и известная зависимость вида

$$D_{Tч} = 0,7 u_* y, \quad (12.3.8)$$

где  $u_*$  – динамическая скорость, м/с;  $y$  – поперечная координата.

Для расчета  $D_{Tч}$  также используются зависимости:

а) при  $Re > 10^4$  в прямоугольном канале коэффициент турбулентной диффузии частиц является постоянной величиной:

$$D_{Tч} = 0,044 \nu_T Re_T^{0,75}, \quad (12.3.9)$$

где  $\nu_T$  – коэффициент кинематической вязкости газов,  $m^2/s$ ;

б) при диаметре дисперсных частиц в газовом потоке менее 20 мкм они за счет турбулентных пульсаций равномерно распределяются по всему сечению канала. Формула, аналогичная формуле (12.3.9), предложена Groenhoff:

$$D_{Tч} = 0,007 \nu_T Re_T^{7/8}, \quad (12.3.10)$$

а также рядом других отечественных и зарубежных исследователей.

При турбулентном режиме движения газового потока с аэрозолями частицам необходимо преодолеть пограничный слой на стенке канала. Теоретически скорость осаждения будет определяться принятой моделью турбулентного пограничного слоя. Так, например, с использованием уравнений модели Ландау–Левича в работах [252, 253] получено выражение для удельного потока частиц,  $1/(м^2 \cdot с)$ :

$$j = \frac{D^{3/4} \text{Re}^{7/8} v_{\Gamma}^{1/4}}{45 D} n, \quad (12.3.11)$$

где  $D$  – диаметр канала, м;  $n$  – численная концентрация частиц,  $м^{-3}$ .

Как отмечается [156], формула (12.3.11) не подтверждается данными экспериментальных исследований, так как скорость диффузионного осаждения частиц не имеет существенного значения.

В практике очистки газов от мелкой дисперсной фазы наиболее существенное значение имеет турбулентно-инерционный механизм. Предполагается, что в этом случае на стенку осаждаются все частицы на расстоянии длины инерционного пробега

$$l_{\text{ч}} = \frac{u_{\text{ч}} d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{18 \mu}, \quad (12.3.12)$$

и их начальная скорость соответствует средней квадратичной скорости турбулентных пульсаций  $u_{\text{ч}} = 0,9 u_*$ , где  $u_{\text{ч}}$  – скорость частицы, м/с;  $d_{\text{ч}}$  – диаметр частицы, м;  $\rho_{\text{ч}}$  – плотность частицы,  $кг/м^3$ ;  $\mu$  – динамическая вязкость газа, Па·с.

Согласно данному механизму получено выражение [156]:

$$j = \frac{n (u_*)^2}{u \left\{ 1 + u_* \left[ 21,75 \left( \frac{l_{\text{ч}} u_*}{v} \right)^3 - 50,6 \right] \right\}}, \quad (12.3.13)$$

$u$  – скорость газа, м/с;  $u_*$  – динамическая скорость, м/с.

Следует отметить, что перемещение частиц в поперечном направлении в ядре потока происходит за счет турбулентных пульсаций (турбулентно-миграционный механизм), а в непосредственной близости от стенки – инерционным механизмом под действием затухающих турбулентных пульсаций в пограничном слое.

Интенсивность турбулентного осаждения характеризуется скоростью осаждения (турбулентной миграцией частиц, м/с)

$$u_t = \frac{j}{n} \quad (12.3.14)$$

– количеством частиц, осаждающихся на единице поверхности в единицу времени.

Отмечается [188, 229, 241], что при турбулентном режиме в коротких трубах средняя скорость осаждения существенно ниже, чем в длинных. Это может объясняться влиянием входного нестабилизированного участка. Эффективность турбулентного осаждения частиц существенно зависит от состояния поверхности осаждения (шероховатости, наличия пленки жидкости и т.д.). На сухой поверхности удерживаются частицы не более 5 мкм, а на хорошо смоченной – до 20–50 мкм.

В работах [156, 234] дана таблица с 20 формулами различных авторов для расчета приведенной скорости турбулентного осаждения частиц:

$$u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}. \quad (12.3.15)$$

Для приближенной оценки интенсивности сепарации частиц на стенку (пленку) канала принимается, что в результате турбулентного перемешивания концентрация дисперсной фазы вдали от стенок (за пределами пограничного слоя) определяется только турбулентной миграцией и диффузией (см. раздел 13.5).

### **Циклоны**

Минимальный диаметр частиц,  $d_{ч. \min}$  (в м), полностью улавливаемых за счет центробежного эффекта, может быть оценен по выражению

$$d_{ч. \min} = \sqrt{\frac{\mu_{\Gamma} h}{2\pi W_{\Gamma} \rho_{\text{ч}} n}}, \quad (12.3.16)$$

где  $W_{\Gamma}$  – скорость газа в подводящем патрубке, м/с;  $h$  – ширина патрубка, м;  $n$  – число оборотов внешней спирали (в цилиндрической части циклона);  $\mu_{\Gamma}$  – вязкость газа, Па·с;  $\rho_{\text{ч}}$  – плотность частицы, кг/м<sup>3</sup>.

При условии равномерного распределения частиц в подводящем патрубке эффективность центробежного пылеулавливания можно вычислить по уравнению Фукса

$$\eta_{\omega} = 1 - \exp\left(-\frac{\pi W_{\Gamma} \tau_p n}{2h}\right), \quad (12.3.17)$$

где  $\tau_p = \frac{1}{18} \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{\mu_{\Gamma}}$  – время релаксации, с.

### **Центробежные скрубберы**

В табл. 12.3 приведены данные о фракционной степени очистки газов (в %) в скруббере ВТИ диаметром 1 м в зависимости от скорости газов и скорости витания частиц [244].

Т а б л и ц а 12.3

#### **Данные ВТИ о фракционной степени очистки газов**

Скорость газов во входном патрубке, м/с	Скорость витания частиц, см/сек						
	0–0,5	0,5–2	2–5	5–10	10–15	15–20	>20
15	65,5	80,0	88,0	91,0	92,7	94,0	98,0
17	75,7	85,2	90,0	92,0	93,7	95,0	98,5
19	81,4	88,2	91,5	93,2	94,5	95,8	99,0
21	85,0	90,3	92,8	94,3	95,5	96,7	99,5
23	87,4	91,6	93,7	95,3	96,4	97,6	100,0
23,5	87,7	91,8	94,0	95,5	96,6	97,8	100,0

Влияние диаметра аппарата  $D_a$  на эффективность улавливания в нем пыли (в %) имеет вид

$$\eta_D = 100 - (100 - \eta_1) \sqrt{D_a}, \quad (12.3.18)$$

где  $\eta_1$  – эффективность скруббера диаметром 1 м.

Представленные данные получены на центробежном скруббере ВТИ, который относится к мокрым центробежным пылеуловителям с тангенциальным подводом газов, а внутренняя поверхность стенок орошается водой, образуя тонкую стекающую пленку.

Степень очистки газов равна

$$\eta = \frac{\sum \eta_{\phi n} \Phi_n}{100}, \quad (12.3.19)$$

где фракционная степень очистки  $\eta_{\phi n}$  дана в табл. 12.3;  $\Phi_n$  – содержание фракций, вес. %.

### *Пенные аппараты*

На рис. 12.7 показана общая эффективность пылеулавливания для ситчатой тарелки по данным А.И.Родионова.

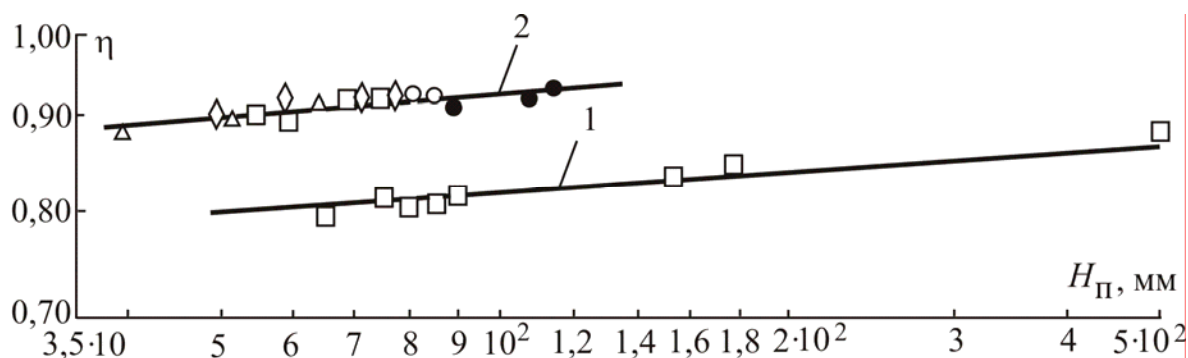


Рис. 12.7. Влияние высоты слоя пены на эффективность улавливания пыли в пенном слое: 1 –  $W_{\Gamma} = 1,72$  м/сек; 2 –  $W_{\Gamma} = 2,0$  м/сек. Параметры решеток: □ – дырчатая,  $d_0 = 5$  мм,  $s_0 = 0,1496$  м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>; ○ – дырчатая,  $d_0 = 3,2$  мм,  $s_0 = 0,1865$  м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>; Δ – дырчатая,  $d_0 = 5,15$  мм,  $s_0 = 0,23$  м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>; ◇ – дырчатая,

$$d_0 = 6,1 \text{ мм}, s_0 = 0,1967 \text{ м}^2/\text{м}^2; \quad \bullet \quad - \quad \text{щелевая,}$$

$$b = 4,2 \text{ мм}, s_0 = 0,276 \text{ м}^2/\text{м}^2$$

Пенные аппараты имеют достаточно высокую эффективность пылеулавливания для частиц размером более 2 – 3 мкм.

На рис. 12.8 дана зависимость эффективности провальной тарелки от расхода жидкости с диаметром отверстий  $d_0 = 5$  мм и свободным сечением  $F_{св} = 15$  % при скорости газа  $W_{г} = 1,72$  м/с по данным А.Ю.Вальдберга, Э.Я.Тарата и др.

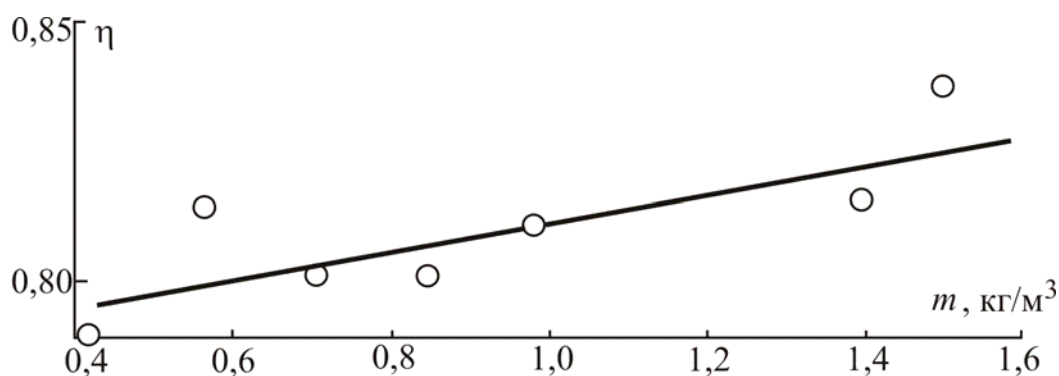


Рис. 12.8. Влияние удельного орошения на эффективность улавливания пыли в аппарате с провальной решеткой

Для многих практических случаев достаточно установить в аппарате 2 – 3 тарелки и получить высокую эффективность пылеулавливания.

В турбулентном барботажном слое эффективность пылеулавливания для субмикронных частиц (при  $Sc \approx 1$ ) можно вычислить, используя энергетическую теорию по формуле (12.3.3). Число единиц переноса в этом случае примет вид  $N = (\gamma A)_{г} / V_{г}$ , где,  $\gamma$  коэффициент переноса импульса в барботажном слое, м<sup>3</sup>/с;  $V_{г}$  – объемный расход газа в колонне, м<sup>3</sup>/с. Для расчета  $(\gamma A)_{г}$  в [76, 130] получено теоретическое выражение, позволяющее выполнять вычисления для тарелок различных конструкций и масштабов.

## НАСАДОЧНЫЕ ГАЗОСЕПАРАТОРЫ И ДЕМИСТЕРЫ

### 13.1. Классификация насадочных сепараторов

Сепараторы этого класса относительно просты по конструкции и поэтому находят широкое применение в процессах газоочистки, когда в обрабатываемых газах нет твердой фазы [16, 83, 132, 136, 163, 261].

В процессе работы насадочных сепараторов капли жидкости из газового потока под действием различных механизмов (в основном инерционный и турбулентный) оседают в криволинейных каналах на поверхности насадки. Образовавшаяся пленка жидкости стекает в нижнюю часть насадки и затем выводится из сепаратора. При высоких скоростях газа пленка жидкости может увлекаться газовым потоком и образуется срыв и унос капель жидкости. Схемы расположения пакетов насадок в сепараторах даны на рис. 13.1–13.3.

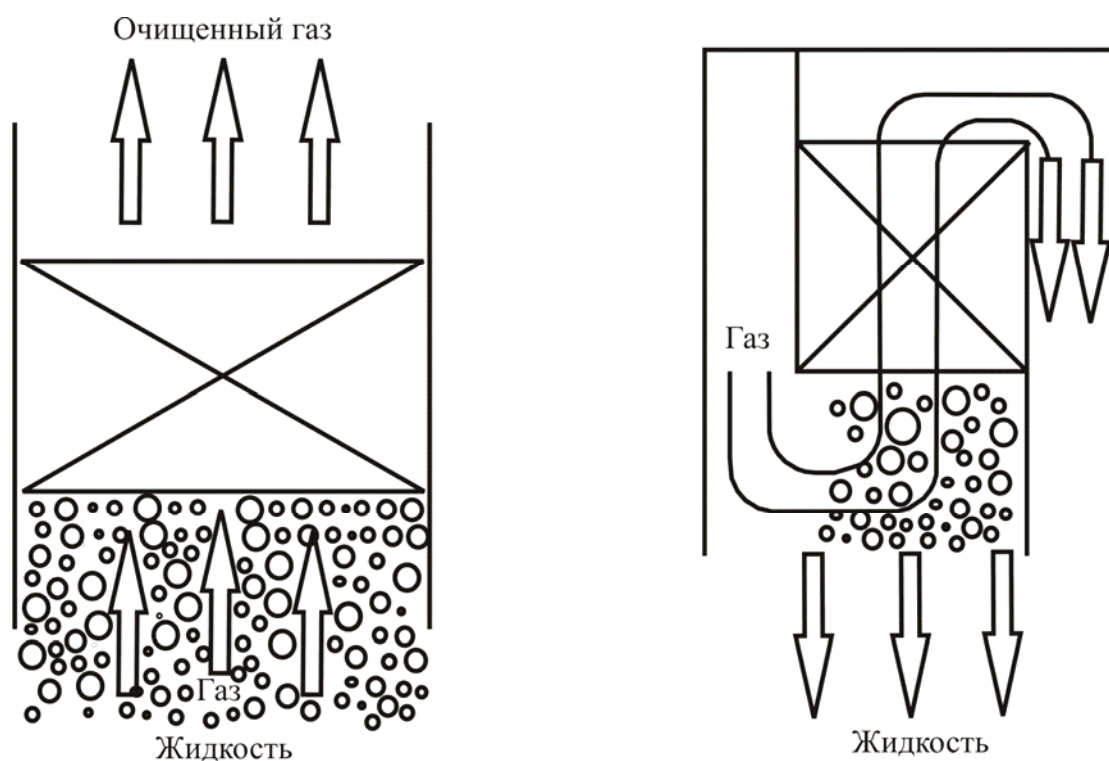


Рис. 13.1. Горизонтальное расположение насадки

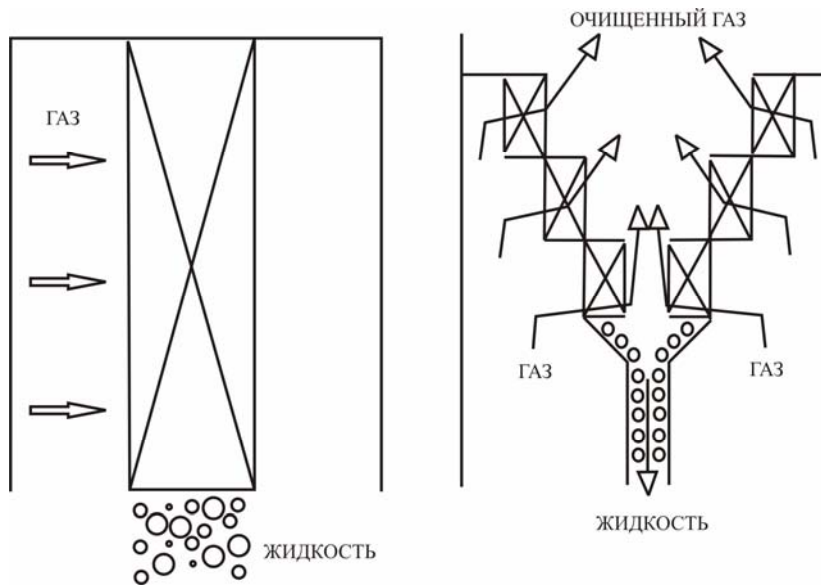


Рис. 13.2. Вертикальное расположение насадки

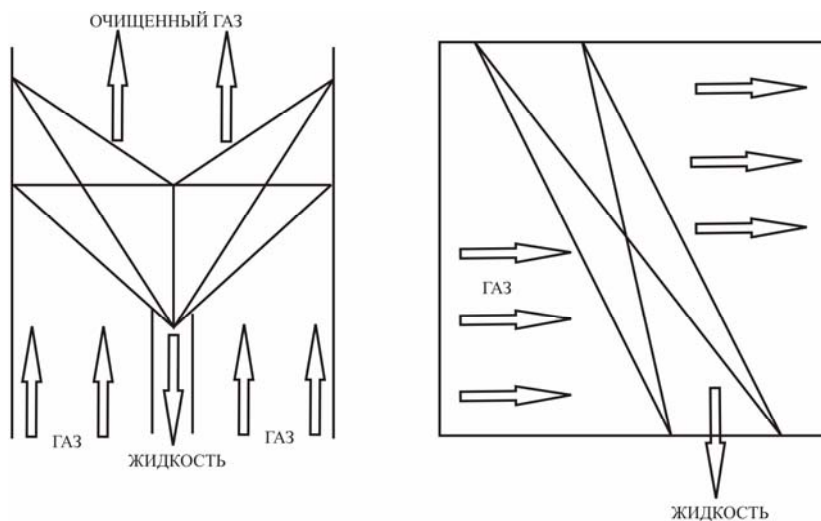


Рис. 13.3. Наклонное расположение насадки

Разнообразие конструкций насадочных сепараторов определяется, прежде всего, видом применяемых для улавливания капель насадок.

В соответствии с общепринятыми принципами насадочные сепараторы можно классифицировать следующим образом:

- по виду насадки – на жалюзийные, сетчатые (демистеры), с насадкой из колец Рашига, уложенных регулярно или в навал, из седел Берля, Унифлюке, с шаровой насадкой и т.д.;

- по способу расположения пакета насадки в пространстве – на горизонтальные, вертикальные и наклонные, причем каждый из сепараторов этих типов может быть установлен в вертикальном или горизонтальном канале;



– по способу отвода жидкости – на противоточные, прямоточные и перекрестно-точные;

– по расположению сепаратора относительно основного технологического аппарата – на встроенные и выносные.

Независимо от вида применяемой насадки принцип действия насадочных сепараторов идентичен.

Капли жидкости, уносимые газовым потоком, под действием инерционных сил оседают в криволинейных каналах на поверхности насадки.

При горизонтальном расположении пакетов образовавшаяся пленка жидкости стекает на нижнюю часть насадки и в виде капель отводится навстречу потоку газа. При этом повышение эффективности работы горизонтальных сепараторов происходит лишь до определенного предела, соответствующего критическому режиму их работы. «Захлебывание» сепараторов сопровождается резким увеличением вторичного уноса и гидравлического сопротивления.

При вертикальном расположении пакета насадки пленка жидкости отводится практически перпендикулярно направлению потока газа. При определенных условиях (скорости газового потока и нагрузке по жидкости) пленка жидкости увлекается газовым потоком в горизонтальном направлении, а с выходных кромок пакета начинают срываться и уноситься за сепаратор капли жидкости. Этот режим работы сепаратора соответствует критическому. «Захлебывание» сепаратора начинается в нижней части пакета и при дальнейшем увеличении скорости газа распространяется на всю высоту насадки. Эффективность вертикального сепаратора при этом становится равной нулю.

В наклонном сепараторе (рис. 13.4, в, д) пакеты насадки располагаются под некоторым углом  $\beta$  к горизонту.

Увеличение угла наклона пакета  $\beta$  приводит к значительному расширению диапазона устойчивой работы сепаратора (более чем в два раза), однако в случае применения жалюзийных пакетов повышение эффективности происходит лишь до известного предела, определяемого соотношением инерционных сил и значением угла атаки пластин потоком газа (при  $\beta=90^\circ$  угол атаки пластин равен нулю и сепаратор превращается в плоскопараллельную насадку).

Характерной особенностью наклонных и вертикальных сепараторов является влияние на их критические режимы длины пакетов. Увеличение длины пакетов приводит к соответствующему увеличению количества

улавливаемой ими влаги, повышению нагрузки по жидкости в нижней части пакета и как следствие – снижению критической скорости газа.

В энергетике применяются жалюзийные сепараторы волнообразного или зигзагообразного профилей.

### *Жалюзийные сепараторы*

Жалюзийные сепараторы относятся к числу наиболее распространенных конструкций каплеулавливающих устройств, нашедших широкое применение для улавливания капель в абсорбционных аппаратах колонного типа (пенных аппаратах, полых и насадочных скрубберах), выпарных аппаратах, системах кондиционирования воздуха, горизонтальных камерах очистки воздуха от сероводорода, газосепараторах, сепараторах очистки вторичного пара, аппаратах мокрой очистки газа и т.д.

В зависимости от требований, предъявляемых к очистке газов, числа и дисперсного состава, уносимых из аппарата капель в качестве рабочих элементов каплеуловителей применяются пакеты жалюзи с различным шагом.

Профиль пластин сепараторов может быть различным в зависимости от предъявляемых требований (рис. 13.4) [261].

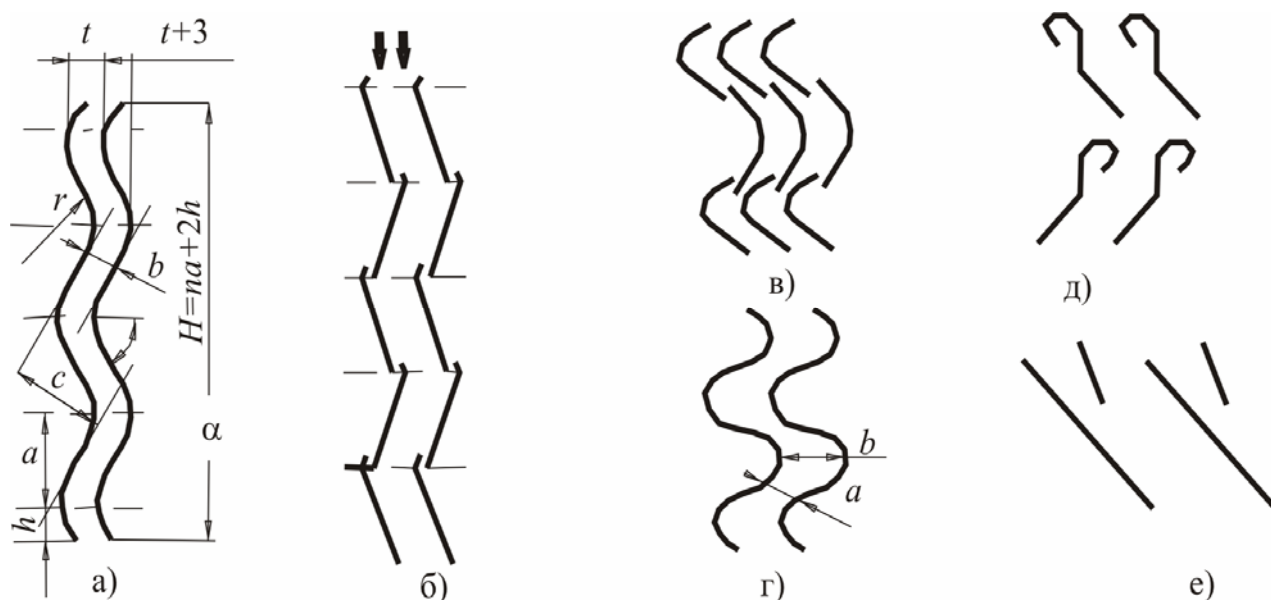


Рис. 13.4. Профили жалюзийных сепараторов: а, г – волнообразные; б – уголкового с выступами; в – волнообразные с разрывами; д – с ловушкой по ходу газа; е – пластинчатый с отбойными пластинками

Основными параметрами жалюзийного канала являются:

- шаг пластин в пакете  $t$  ;
- ширина канала  $t - \delta$ , где  $\delta$  – толщина материала пластин;
- угол раскрытия профиля  $2\alpha$  ;
- число ступеней сепарации  $n$ ;
- радиус закругления кромок изгиба  $r$ ;
- перекрытие канала  $\Delta$  ;
- высота профиля  $H$ .

В зависимости от расположения пакетов в пространстве различают горизонтальные, вертикальные и наклонные жалюзийные сепараторы, а в зависимости от расположения сепараторов относительно аппарата – встроенные и выносные.

Среди встроенных сепараторов в технике каплеулавливания наибольшее распространение получили горизонтальные, вертикальные и наклонные жалюзийные сепараторы, среди выносных – вертикальные.

### ***Конструктивное оформление жалюзийных сепараторов***

В состав каждой из рассматриваемых конструкций сепараторов входят следующие основные узлы: жалюзийные пакеты, собираемые из пластин, корпус с несущими конструкциями и площадками обслуживания, коллектор гидросмыва пакетов и система дренажных коммуникаций (кроме горизонтального жалюзийного сепаратора).

Наиболее рациональные формы пластин – волнообразная с параметрами  $r/b = 0,6$ ,  $2\alpha = 90^\circ$  и уголкового с параметрами  $r/b = 0,1$ ,  $2\alpha = 120^\circ$ . Применение таких профилей смягчает условия отрыва потока, снижает гидравлическое сопротивление и позволяет достигнуть максимально возможных скоростей газа в сечении сепараторов при сохранении высокой эффективности улавливания.

Применение различных выступов и отгибов приводит, с одной стороны, к улучшению условий отвода жидкости с поверхности пластин, а с другой – к местному увеличению скорости газа в канале и преждевременному срыву пленки.

Шаг жалюзи в пакетах и число ступеней сепарации выбираются, исходя из необходимости обеспечения максимально возможной скорости газа, приемлемой эффективности и надежности работы сепаратора в системе газоочистки.

Сечение корпуса жалюзийных сепараторов может быть круглым и прямоугольным. Круглая форма обеспечивает большую прочность корпуса при работе под давлением или вакуумом, а прямоугольная – простоту

изготовления, монтажа и эксплуатации. Круглую форму корпуса рекомендуется применять в основном для вертикальных сепараторов, устанавливаемых в колонных аппаратах.

Выбор типа и размеров жалюзийного сепаратора определяется конструкцией и режимом работы аппаратов очистки, заданным расходом газа, физико-химическими свойствами пыли и орошающего раствора, требуемым коэффициентом очистки, габаритами установки, эксплуатационной надежностью и стоимостью очистки.

Из рассматриваемых конструкций сепараторов наиболее высокие технико-экономические показатели имеют наклонные жалюзийные сепараторы, обеспечивающие высокую эффективность каплеулавливания при минимальных габаритах и небольшом гидравлическом сопротивлении. Поэтому их следует устанавливать в высокопроизводительных аппаратах мокрой очистки газов (скоростных полых скрубберах и скрубберах со взвешенным слоем шаровой насадки) при скоростях газа в сечении аппаратов до 10 м/с и с плотностью орошения до 50 м/ч.

Горизонтальные жалюзийные сепараторы просты и удобны в эксплуатации. Небольшая высота и отсутствие дренажных устройств позволяют рекомендовать их как в низкоскоростных (пенных аппаратах, насадочных скрубберах), так и в высокоскоростных (полых скрубберах, скрубберах со взвешенным слоем шаровой насадки) аппаратах мокрой очистки при скоростях газового потока в сечении аппаратов до 7 м/с.

Вертикальные жалюзийные сепараторы следует применять при расходах газа более 100 тыс. м<sup>3</sup>/ч. При высоких требованиях к габаритам и высоте сепараторов применять их нецелесообразно.

При выборе конструкции жалюзийного сепаратора следует обращать внимание на надежность его работы, особенно в тех случаях, когда ремонт или ревизия системы газоочистки невозможны без остановки технологического оборудования.

Широкий диапазон типоразмеров пакетов и конструктивных материалов, используемых для изготовления жалюзи, позволяет удовлетворить многим требованиям надежности. Наиболее характерным нарушением нормальной работы сепараторов является зарастание межжалюзийных каналов отложениями пыли и шлама.

Время бесперебойной работы горизонтальных и наклонных сепараторов практически не ограничено, тогда как регламент гидросмыва вертикальных сепараторов определяется в основном надежной работой дренажных устройств, так как осыпание наростов в дренажные короба приводит к забиванию тракта уловленной жидкости.

В то же время следует иметь ввиду, что наименьшее зарастание сепаратора происходит при скоростях газа, приближающихся к критическим, когда пластины интенсивно омываются раствором. Потому более выгоден тот режим, который характеризуется большей нагрузкой по жидкости ( $a=30\div 40 \text{ г/м}^3$ , где  $a$  – значение каплеуноса из аппарата очистки).

Механизм «захлебывания» каплеуловителя определяется геометрическими характеристиками элементов, расположением пакетов насадки в пространстве, направлением набегающего потока газа, физико-химическими свойствами сред и значением каплеуноса из аппарата очистки.

Максимально возможную скорость могут обеспечить лишь жалюзи и сетки, имеющие большие площади живого сечения для прохода газа. Уменьшение площади живого сечения приводит к «подвисанию» жидкости в каналах насадки, механизм которого в большинстве случаев определяется прекращением пленочного отвода жидкости при противотоке фаз.

### ***Каплеуловители (демистеры)***

Сеточные сепараторы представляют собой пакеты из набора слоев гофрированных сеток трикотажного плетения толщиной от 50 до 150 мм и пористостью 97–99 %. Эффективность улавливания капель размерами более 5 мкм составляет около 90 %. Сетка обычно изготавливается из нержавеющей проволоки, фторопласта или других полимерных материалов. Принцип действия таких сепараторов основан на захвате капель волокнами с непрерывным выводом из слоя сетки уловленной жидкости.

Преимуществами демистеров являются низкие энергетические затраты, простота конструкции, монтажа и обслуживания. Недостатками – возможность зарастания при наличии в очищаемом газе твердых частиц.

Применяются демистеры с вертикальным и горизонтальным расположением пакетов сеток. Пакеты укладываются на опорные решетки, а сверху помещается ограничительная (прижимная) решетка.

Для повышения эффективности улавливания аэрозольных частиц (тумана) применяют двухступенчатые демистеры с различной плотностью упаковки.

*Каплеуловитель сетчатый «Инжехим»* (рис. 13.5) предназначен для сепарации капельной жидкости из потока пара (газа) в газосепараторах, туманоуловителях, ректификационных, абсорбционных, отпарных и других аппаратах.

Сепарирующие элементы изготавливаются в виде кольцевых сегментных блоков, при сборке плотно заполняющие все сечение аппарата. В

качестве сепарирующих элементов используются блоки из рукавной сетки, помещенные в контейнеры из тонкой листовой стали. Стенки контейнеров имеют выступы и пазы, обеспечивающие плотный и герметичный контакт при сборке (рис. 13.5). Технические характеристики приводятся в табл. 13.1.



Рис. 13.5. Каплеуловитель сетчатый «Инжехим»

Т а б л и ц а 13.1

### Технические характеристики

Наименование параметра	Значение
Диаметр колонного аппарата, мм	400–9000
Материал исполнения проволоки	12X18Н10Т или др.
Материал исполнения каркаса	12X18Н10Т, 10X17Н13М2Т, 08X13 или др.
Толщина проволоки, мм	0,3
Удельная поверхность проволоки в объеме каплеуловителя, $\text{м}^2/\text{м}^3$	120÷400
Свободное сечение, %	97–98

Принцип действия каплеуловителя основан на инерционном захвате каплей проволокой сетки сепарирующего элемента и непрерывным выводом из слоя сетки уловленной жидкости. Последнее происходит за счет слияния уловленных каплей и образование на поверхности сетки пленки жидкости, удаляющейся по мере накопления из слоя в виде струй или крупных капель.

*Каплеуловитель шевронный* предназначен для сепарации капельной жидкости из потока пара (газа) в газосепараторах и туманоуловителях, ректификационных, абсорбционных, отпарных и других аппаратах.

Принцип действия каплеуловителя основан на высаживании капель на поверхности шевронных элементов за счет инерционных сил, действующих на дисперсную фазу при ее движении по сложной траектории между шевронными элементами с непрерывным выводом из шевронных блоков уловленной жидкости. Отличительной особенностью шевронного каплеуловителя является способность работать с загрязненными средами (рис. 13.6). Технические характеристики в табл. 13.2.



Рис. 13.6. Каплеуловитель шевронный «Инжехим»

Т а б л и ц а 13.2

### Технические характеристики шевронных сепараторов

Наименование параметра	Значение
Диаметр аппарата, мм	600–4500
Материал исполнения шевронов	12X18Н10Т, 10X17Н13М2Т или другая марка стали
Удельная поверхность шевронных элементов в объеме каплеуловителя, $\frac{m^2}{m^3}$	120
Свободное сечение аппарата, %	97÷98
Эффективность улова капель, %	98÷99

### 13.2. Конструкции сепарирующих насадочных элементов

Насадочные сепараторы представляют собой аппараты, заполненные насадочными элементами различной формы (рис. 13.7) [16, 83, 132, 136].

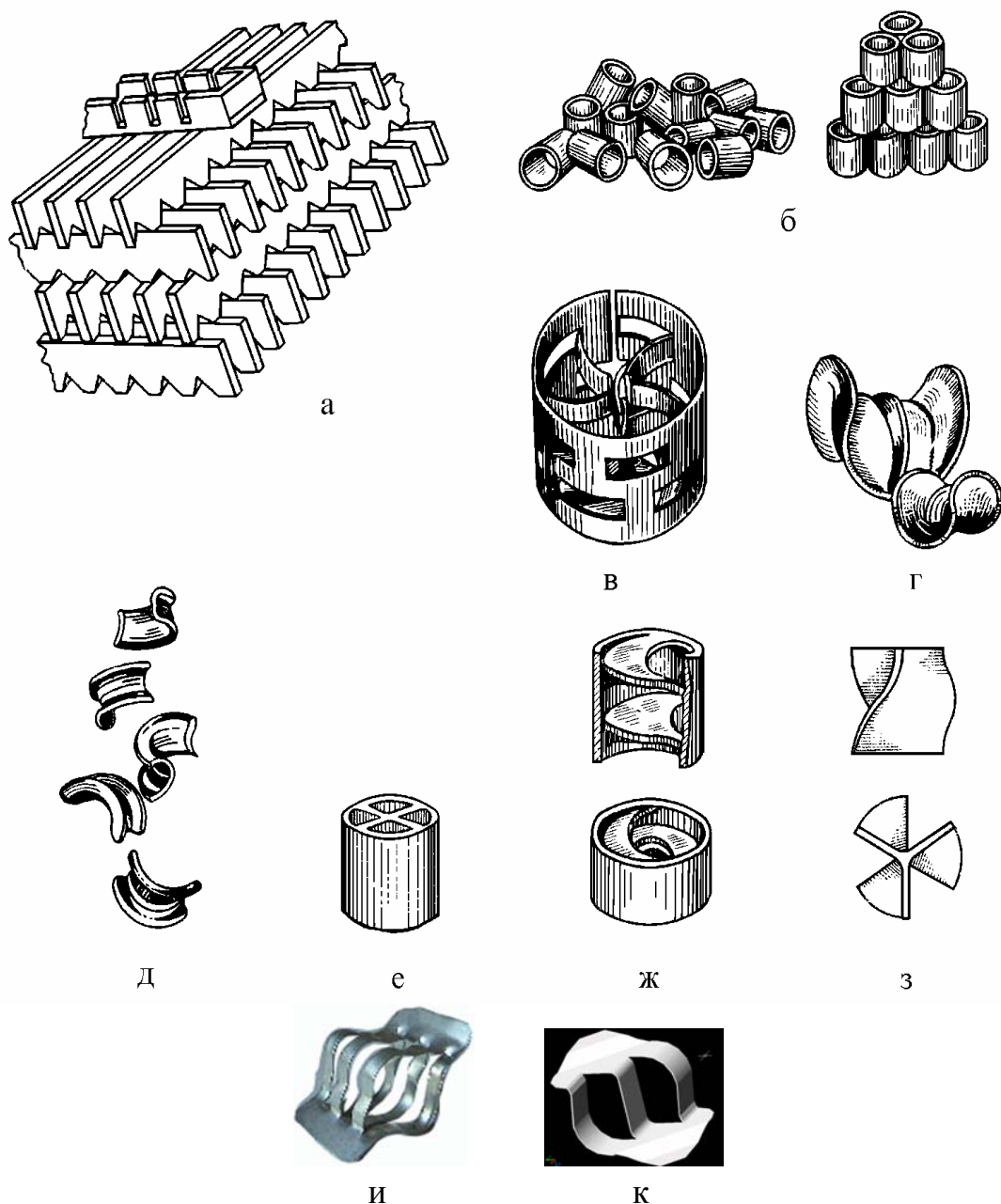


Рис. 13.7. Виды насадок: а – деревянная хордовая; б – кольца Рашига в навал и с упорядоченной укладкой; в – кольцо с вырезанными и внутренними выступами (кольцо Палля); г – керамические седла Берля; д – седла «Инталлокс»; е – кольцо с крестообразными перегородками; ж – кольцо с внутренними спиралями; з – пропеллерная насадка; и – «Инжехим-2000»; к – «Инжехим-2002»

Насадочный сепаратор состоит из корпуса, в котором размещена поддерживающая (опорная) решетка. На этой решетке размещается слой насадки. Жидкость для гидросмыва подается на насадку с помощью



разбрызгивающих (оросительных) устройств. Удаление уловленной жидкости на насадочном сепараторе, как правило, осуществляется противотоком с очищенным газом, а при высоких скоростях газа – прямотоком. Насадка должна удовлетворять следующим основным требованиям: обладать максимальными удельной поверхностью  $a_v$  и долей свободного объема  $\epsilon_{св}$ , высокой прочностью и химической стойкостью, низкими стоимостью и гидравлическим сопротивлением, способностью хорошо смачиваться жидкостью и равномерно распределять ее по сечению аппарата. В таблице 13.3 приведены характеристики некоторых типов неупорядоченной насадки.

Т а б л и ц а 13.3

### Характеристики насадок

Насадки, мм	$a_v$ , $\frac{м^2}{м^3}$	$\epsilon_{св}$ , $\frac{м^3}{м^3}$	$d_э$ , м	Число штук в $1 м^3$	Масса $1 м^3$ , кг
1	2	3	4	5	6
<b>Керамические кольца Рашига</b>					
10×10×1,5	440	0,7	0,006	700000	700
15×15×2	330	0,7	0,009	220000	690
25×25×3	200	0,74	0,015	50000	530
35×35×4	140	0,78	0,022	18000	530
50×50×5	90	0,785	0,035	6000	530
<b>Стальные кольца Рашига</b>					
10×10×0,5	500	0,88	0,007	770000	960
15×15×0,5	350	0,92	0,012	240000	660
25×25×0,8	220	0,92	0,017	55000	640
50×50×1	110	0,95	0,035	7000	430
<b>Керамические кольца Паля</b>					
25×25×3	220	0,74	0,014	46000	610
35×35×4	165	0,76	0,018	18500	540
50×50×5	120	0,78	0,026	5800	520
60×60×6	96	0,79	0,033	3350	520
<b>Керамические седла Берля</b>					
12,5	460	0,68	0,006	570000	720
25	260	0,69	0,011	78000	670
38	165	0,7	0,017	30500	670

Продолжение т а б л и ц ы 13.3

1	2	3	4	5	6
Керамические седла Инталокс					
12,5	625	0,78	0,005	730000	545
19	335	0,77	0,009	229000	560
25	255	0,775	0,012	84000	545
38	195	0,81	0,017	25000	480
50	118	0,79	0,027	9350	530
Стальные кольца Палля					
15×15×0,4	380	0,9	0,01	230000	525
25×25×0,6	235	0,9	0,015	52000	490
35×35×0,8	170	0,9	0,021	18200	455
50×50×1	108	0,9	0,033	6400	415

Универсальной насадки, удовлетворяющей всем этим требованиям, не существует. Ряд требований являются взаимоисключающими. Так, увеличение удельной поверхности насадки приводит, как правило, к уменьшению доли ее свободного объема и увеличению гидравлического сопротивления. Этим объясняется множество конструкций элементов насадок, которые могут изготавливаться из различных материалов (металла, пластмассы, керамики и т.д.), иметь различные размеры. Наиболее широкое распространение в промышленности долгое время имели кольца Рашига (тонкостенные полые цилиндры с диаметром, равным высоте), при этом кольца малых размеров (до 50 мм) засыпают в колонну навалом, а большие кольца укладываются, как правило, регулярно правильными рядами, смещенными друг относительно друга. Преимуществом регулярной насадки является меньшее гидравлическое сопротивление, однако она более чувствительна к равномерности орошения. Основным достоинством колец Рашига являются простота изготовления и дешевизна, а недостатком – малая удельная поверхность. Для устранения данного недостатка начали разрабатывать и применять насадки других типов: перфорированные кольца (Палля), кольца с внутренними перегородками, а также седла различной конструкции (Берля, «Инталокс»). Увеличение размеров элементов насадки приводит к увеличению свободного объема, снижению гидравлического сопротивления, но и уменьшает удельную поверхность насадки. Регулярная насадка может изготавливаться из пакетов плоских вертикальных параллельных пластин. Пакеты, расположенные друг над другом, повернуты под определенным углом. Для увеличения удельной поверхности пластины могут производиться рифлеными и гофрированными.

Улавливание капель жидкости из газового потока осуществляется в слое насадки главным образом за счет сил инерции, а очень мелких (менее 1 мкм) аэрозольных частиц – за счет турбулентных пульсаций.

### *Современные насадки «Инжсхим»*

*Сегментная регулярная насадка* изготавливается в виде набора кольцевых сегментных блоков, которые при сборке плотно заполняют весь рабочий объем колонны (рис. 13.8). Каждый сегментный блок выполнен в виде пакета из гофрированных листов с перекрестным расположением гофров в смежных листах [132].



Рис. 13.8. Сегментная регулярная насадка

Такая конструкция, в отличие от традиционной формы регулярной насадки в виде прямоугольных блоков с обрезанными по радиусу колонны краями, выгодно отличается плотной укладкой с исключением зазоров между насадкой и корпусом колонны, которые приводят к нарушению равномерного распределения жидкой фазы по сечению колонны. Благодаря своей геометрии сегментная насадка сохраняет исходное равномерное распределение фаз в поперечном сечении колонны при большой высоте слоя насадки (12 м и более). Технические характеристики представлены в табл. 13.4.

**Технические характеристики сегментной регулярной насадки**

Наименование параметра	Значение
Марка стали	по ГОСТ 4986-79 или другая, более коррозионностойкая
Толщина ленты, мм	0,2÷1,0
Варианты обработки поверхности	пуклевка, просечка и гладкая
Угол наклона гофр, град	30÷45
Высота гофр, мм	5÷20
Удельная масса изделия, кг/м <sup>3</sup>	200÷600
Удельная поверхность насадки, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	120÷500

Регулярная сегментная насадка предназначена для заполнения рабочего объема колонных аппаратов для процессов ректификации, абсорбции, десорбции и экстракции при температурах от  $-250^{\circ}\text{C}$  до  $+250^{\circ}\text{C}$  при избыточном, атмосферном давлении и под вакуумом для создания развитой поверхности контакта рабочих фаз.

Насадка успешно применяется в качестве контактных устройств в массообменных аппаратах химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и прочих отраслей промышленности.

Достоинства сегментной насадки:

- высокая разделяющая способность (ВЭТТ от 0,15 м);
- широкий диапазон устойчивой работы;
- низкий удельный перепад давления (10÷300 Па/м).

*Блочная регулярная насадка* изготавливается в виде блоков из скрепленных между собой вертикальных гофрированных пластин (рис. 13.9).

Гофрированные листы уложены под углом по отношению друг к другу и образуют каналы для потока паровой фазы. Поверхность насадки может иметь специальную обработку в виде регулярных выступов и просечных элементов. Поставляется в виде модификаций с различной удельной поверхностью (от 150 до 500 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>) из тонкой ленты нержавеющей стали толщиной от 0,15 мм до 1 мм. Насадка предназначена для ректификационных и абсорбционных колонн диаметром от 1 до 8 м. Характеризуется высокой разделяющей способностью при низком гидравлическом сопротивлении. Высота, эквивалентная теоретической тарелке, – от 0,2 м.

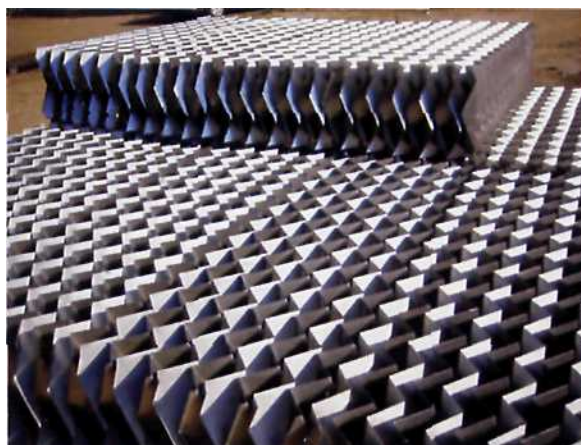


Рис. 13.9. Блочная регулярная насадка

*Нерегулярная насадка «Инжехим – 2000»* (рис. 13.10, 13.11) применяется в качестве контактных устройств в тепло-, массообменных аппаратах химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и прочих отраслей промышленности в процессах ректификации, абсорбции, десорбции и экстракции при температурах от  $-250^{\circ}\text{C}$  до  $+250^{\circ}\text{C}$  при избыточном и атмосферном давлениях и под вакуумом. Насадка «Инжехим» позволяет повысить эффективность массообменных процессов и имеет расширенный диапазон эффективной работы как по газовой, так и жидкой фазам [132, 134, 273].

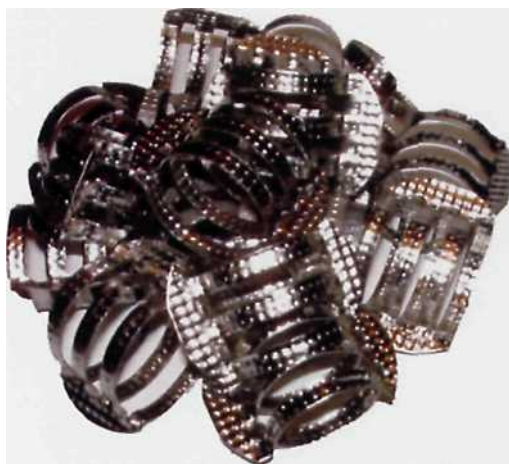


Рис. 13.10. Нерегулярная насадка «Инжехим – 2000»

Насадка является современной альтернативой морально устаревшим кольцам Паля, Рашига и аналогичным насадкам. При равной толщине слоя она обеспечивает большую (на 100÷150%)

производительность и меньшее (в 2÷3 раза) удельное гидравлическое сопротивление. При этом высота, эквивалентная теоретической тарелке, на 25÷30 % ниже, чем у традиционных насадок соответствующего типоразмера. Насадка изготавливается из листа или ленты из нержавеющей или углеродистой стали толщиной от 0,3 до 2 мм. Насадка способна работать с загрязненными средами. Поверхность листа подвергнута специальной металлообработке, улучшающей растекание жидкости по насадке.



Рис. 13.11. Вид насадочного слоя

Основные технические характеристики насадки «Инжехим–2000» приведены в табл. 13.5:

Т а б л и ц а 13.5

**Технические характеристики насадки «Инжехим–2000»**

Номинальный размер, мм	Удельный свободный объем, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>			Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	Высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ), м
	толщина металла, мм				
	0,3	0,5	1,0		
60	–	0,973	0,945	110	1,0–1,5
35	–	0,965	0,93	140	0,5–1,0
24	–	0,945	0,89	220	0,35–0,6
16	0,949	0,915	–	340	0,15–0,4

Широкая номенклатура типоразмеров выпускаемых нерегулярных насадок позволяет перекрыть весь диапазон требуемых потребительских характеристик от насадок для лабораторных установок четкой ректификации до насадок для промывных колонн, в которых на первое место выходят такие требования, как стойкость к загрязнению и высокие нагрузки по обоим фазам.

Насадка «Инжехим» может быть использована в газосепараторах, насадочных теплообменниках и массообменных колоннах.

### 13.3. Гидравлические характеристики работы насадок

Для вычисления гидравлического сопротивления орошаемой насадки в сепараторе определим качество отсепарируемой жидкой фазы, т.е. ту часть жидкости, которая стекает в виде пленки по насадочному слою. Расход этой жидкости имеет значение (кг/с)

$$L_{\text{ж}} = G(c_{\text{н}} - c_{\text{к}}), \quad (13.3.1)$$

где  $c_{\text{н}}$ ,  $c_{\text{к}}$  – начальное и конечное значения концентрации аэрозольных частиц на входе и выходе насадки, кг/кг.

Конечное значение  $c_{\text{к}}$  связано с эффективностью сепарации  $\eta$ :

$$c_{\text{к}} = c_{\text{н}}(1 - \eta). \quad (13.3.2)$$

Плотность орошения насадочного слоя имеет значение ( $\text{м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с}$ )

$$q = L_{\text{ж}} / (S \rho_{\text{ж}}), \quad (13.3.3)$$

где  $S$  – площадь поперечного сечения сепаратора с насадкой,  $\text{м}^2$ .

В качестве первого приближения в выражении (13.3.2) можно принять  $\eta \approx 0,9$ , а затем уточнить по уравнениям математической модели.

#### *Задержка жидкости*

Для расчета эффективности насадочных сепараторов необходимо иметь выражения для расчета коэффициента смачиваемости  $\psi_w$  и коэффициент задержки жидкости  $\varepsilon_{\text{ж}}$ .

Количество удерживаемой жидкости  $\varepsilon_{\text{ж}}$  складывается из статической  $\varepsilon_{\text{ж.ст}}$  и динамической  $\varepsilon_{\text{ж.д}}$ , составляющих

$$\varepsilon_{\text{ж}} = \varepsilon_{\text{ж.ст}} + \varepsilon_{\text{ж.д}} \quad (13.3.4)$$

Статическая составляющая представляет собой количество жидкости, удерживаемой на насадке капиллярными силами, эта величина не зависит от гидродинамических условий и определяется формой и материалом насадки, а также свойствами орошаемой жидкости. Динамическая составляющая – количество жидкости, движущейся по насадке, определяется гидродинамическими условиями и формой насадочных элементов.

Динамическая составляющая вычисляется из выражения вида [203]:

$$\varepsilon_{\text{ж.д}} = A \text{Re}_{\text{ж}}^m \text{Ga}^{-k}, \quad (13.3.5)$$

где значения коэффициентов  $A$ ,  $m$ ,  $k$  определяются экспериментальным путем для каждого типа насадки.

При  $\text{Re}_{\text{ж}} = 4Q / a_v v_{\text{ж}}$  и  $\text{Ga} = g / v_{\text{ж}}^2 a_v^3$  для колец Рашига, засыпанных в навал, коэффициенты равны:  $A=0,38$ ,  $m=0,56$ ,  $k=0,33$  или  $A=0,747$ ,  $m=0,64$ ,  $k=0,42$ .

При  $\text{Re}_{\text{ж}} = Q d_{\text{н}} / v_{\text{ж}}$ ,  $\text{Ga} = g d_{\text{н}}^3 / v_{\text{ж}}^2$ , где  $d_{\text{н}}$  – наружный диаметр насадки, коэффициенты в выражении (13.3.5) имеют значения:  $A=41,8$ ,  $m=0,5$ ,  $k=0,5$ .

Для колец Рашига 10–25 мм в колонне диаметром 0,175 м Гильпериным получено

$$\varepsilon_{\text{ж}} = 3,86 \cdot 10^{-3} V_{\text{ж}}^{0,4} V_{\text{г}}^{0,19} d_{\text{э}}^{-0,68}, \quad (13.3.6)$$

где  $V_{\text{ж}}$ ,  $V_{\text{г}}$  – расход жидкости и газа, соответственно ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ).

В работах [82, 114] рекомендуются критериальные выражения вида

$$\varepsilon_{\text{ж}} = f(\text{Ga}, \text{We}, \text{Pr}, \text{Re}), \quad (13.3.7)$$

которые дают возможность вычислить удерживающую способность жидкой фазы в насадках различной конструкции с максимальным размером до 6×6 м. Для мелкой насадки также применяется уравнение



$$\varepsilon_{\text{ж}} = k \operatorname{Re}_{\text{ж}}^{1/3} \left( a_{\text{в}} v_{\text{ж}} \right)^{2/3}, \quad (13.3.8)$$

где число Рейнольдса  $\operatorname{Re}_{\text{ж}} = 4Q / a_{\text{в}} v_{\text{ж}}$ .

Коэффициент  $k$  для насадки из колец металлической сетки (КМС) равен  $k=10$ , а для спирально-призматической насадки из нержавеющей стали и капрона –  $k=3$ .

Уравнения для расчета статической составляющей задержки жидкости в насадке даны в работах [82, 203]:

Результаты расчета динамической составляющей задержки жидкости по выражениям (13.3.4) и (13.3.6) в колоннах с кольцами Рашига различного диаметра показывают, что для колец размером до 15 мм удовлетворительное согласование  $\varepsilon_{\text{ж.д}}$  с данными других авторов дает уравнение (13.3.5) с коэффициентами  $A=41,8$ ,  $m=0,5$ ,  $k=0,5$ , а при  $d_{\text{н}} > 15$  мм уравнение (13.3.5) с коэффициентами  $A=0,747$ ;  $m=0,64$ ;  $k=0,42$ .

### ***Коэффициент смачиваемости поверхности***

При пленочном режиме работы колонны ниже точки подвеса в большинстве случаев не вся поверхность насадки смочена жидкостью. Зависимость доли смоченной поверхности насадочных элементов от конструктивных параметров определяется экспериментально. Доля смоченной поверхности характеризуется коэффициентом смачиваемости  $\psi_w = a_w / a_v$  – отношением поверхности смоченной жидкости, к геометрической поверхности. Экспериментальные данные коррелируются выражением [203].

$$\psi_w = 1 - A \exp(-m), \quad (13.3.9)$$

где коэффициенты по данным различны:

$$m = b \operatorname{Re}_{\text{ж}}^p, \quad A = 1,0. \quad (13.3.10)$$

Кольца – 15–35 мм,  $b = 0,16$ ;  $p = 0,4$ .

Седла – 12,5 мм,  $b = 0,089$ ;  $p = 0,7$ .

$$m = 1,26 \left( \frac{\sigma_{\text{кр}}}{\sigma} \right)^{0,75} \operatorname{Re}_{\text{ж}}^{0,1} \operatorname{Fr}^{0,15} \operatorname{We}^{-0,2}, \quad A = 1,0, \quad (13.3.11)$$

где  $Fr = Q^2 a_v / g$ ;  $We = \sigma a_v^2 / g \rho_{ж}$  – критерии Фруда и Вебера;  $\sigma_{кр}$  – критическое поверхностное натяжение, учитывающие влияние краевого угла смачивания (для воды и керамических насадок  $\sigma_{кр} / \sigma = 0,85$ ).

Проведенные расчеты по эмпирическим выражениям различных авторов, а также анализ данных, представленных в работе [203], позволяют сделать вывод о том, что удовлетворительное согласование с результатами различных исследований дает уравнение (13.3.9) с коэффициентами (13.3.10).

Для расчета насадочных аппаратов может использоваться эквивалентный диаметр насадки, записанный с учетом  $\varepsilon_{ж}$  и  $\psi_w$ :

$$d_{э} = \frac{4(\varepsilon_{св} - \varepsilon_{ж})}{a_v \psi_w}. \quad (13.3.12)$$

#### 13.4. Методы расчета эффективности сепараторов

Существуют несколько способов определения эффективности работы сепараторов. Однако не все они дают удовлетворительные результаты или могут считаться приемлемыми. Поскольку иногда является невозможным определение параметров, входящих в формулу, например, диаметр дисперсных частиц, концентрация на входе и выходе из аппарата, скорость потока, перепад давления и т.д.

Как известно, существуют гравитационные, инерционные, центробежные и другие механизмы осаждения. Работа большинства промышленных аппаратов основана на совмещении различных принципов осаждения. Соответственно, эффективность осаждения зависит от различных параметров.

Коэффициент осаждения частиц под действием гравитационных сил представлена в виде зависимости:

$$\eta = f\left(\text{Re}; \frac{\text{Stk}}{\text{Fr}}\right). \quad (13.4.1)$$

Эффективность центробежного улавливания выражена зависимостью

$$\eta = f(\text{Re}; \text{Stk}; \text{Fr}). \quad (13.4.2)$$

Эффективность осаждения при зацеплении определена в виде

$$\eta = f\left(\text{Stk}; \frac{\text{Stk}}{\text{Re}}\right). \quad (13.4.3)$$

В формулах (13.4.1)–(13.4.3)  $\text{Stk}$  – число Стокса,  $\text{Fr}$  – число Фруда.

В турбулентном потоке на характер движения частиц оказывают влияние турбулентные пульсации. Расчеты [252, 253] показывают, что практически полное увлечение частиц пульсациями происходит при  $\tau_p \leq 0,01$  (здесь  $\tau_p$  – время релаксации частиц, с), т.е. при размере частиц менее 60 мкм с плотностью 1000 кг/м<sup>3</sup>. Частицы же размером более 1 мкм практически не участвуют в пульсациях среды.

Для расчета эффективности осаждения частиц при турбулентном движении газового потока предложено [156] использовать формулу, аналогичную формуле Дейча:

$$\eta = 1 - \exp\left(-4 \frac{v_{\text{ч.турб.}} \cdot L}{v_{\Gamma} d_{\text{э}}}\right), \quad (13.4.4)$$

где  $v_{\text{ч.турб.}}$  – скорость турбулентного осаждения взвешенных частиц, м<sup>2</sup>/с;  $L$  – длина трубы или канала, м;  $d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр канала, м.

Эффективность очистки может быть определена также по содержанию дисперсных частиц до поступления в газоочистной аппарат и на выходе из него:

$$\eta = \frac{G_{\text{ч}}^{\text{ВХ}} - G_{\text{ч}}^{\text{ВЫХ}}}{G_{\text{ч}}^{\text{ВХ}}} = \frac{V_{\Gamma}^{\text{ВХ}} c^{\text{ВХ}} - V_{\Gamma}^{\text{ВЫХ}} c^{\text{ВЫХ}}}{V_{\Gamma}^{\text{ВХ}} c^{\text{ВХ}}} = 1 - \frac{V_{\Gamma}^{\text{ВЫХ}} c^{\text{ВЫХ}}}{V_{\Gamma}^{\text{ВХ}} c^{\text{ВХ}}}, \quad (13.4.5)$$

где  $G_{\text{ч}}^{\text{ВХ}}$ ,  $G_{\text{ч}}^{\text{ВЫХ}}$  – массовый расход частиц (капель тумана), соответственно, на входе и выходе из аппарата, кг/с;  $V_{\Gamma}^{\text{ВХ}}$ ,  $V_{\Gamma}^{\text{ВЫХ}}$  – объемный расход газов, соответственно, на входе и выходе из аппарата, м<sup>3</sup>/с;  $c^{\text{ВХ}}$ ,  $c^{\text{ВЫХ}}$  – концентрация частиц в газах, соответственно, на входе и выходе из аппарата, кг/м<sup>3</sup>.

Эффективность очистки может быть определена по концентрации дисперсных частиц до поступления в аппарат и количеству уловленных дисперсных частиц:

$$\eta = \frac{G_{\text{ч}}}{V_{\Gamma}^{\text{ВХ}} c^{\text{ВХ}}}, \quad (13.4.6)$$

где  $G_{\text{ч}}$  – количество уловленных дисперсных частиц, кг/с.

Эффективность по количеству уловленных аппаратом дисперсных частиц и их концентрации в газе, на выходе из аппарата:

$$\eta = \frac{G_{\text{ч}}}{G_{\text{ч}} + V^{\text{ВЫХ}} c^{\text{ВЫХ}}}. \quad (13.4.7)$$

Коэффициент очистки газов определяют по фракционной эффективности

$$\eta_{\phi} = \frac{\Phi^{\text{ВХ}} - \Phi^{\text{ВЫХ}}(1 - \eta)}{\Phi^{\text{ВХ}}}, \quad (13.4.8)$$

где  $\Phi^{\text{ВХ}}$ ,  $\Phi^{\text{ВЫХ}}$  – содержание фракции, соответственно, на входе и выходе из аппарата, %.

Эффективность улавливания может быть выражена в виде коэффициента проскока частиц, представляющего собой отношение концентрации частиц за аппаратом к их концентрации перед ним. Коэффициент проскока частиц

$$\xi_{\Pi} = 1 - \eta. \quad (13.4.9)$$

Суммарную степень очистки, достигаемую в нескольких последовательно установленных аппаратах или зонах очистки, а также вычисленную для каждого механизма или способа осаждения, можно представить в виде

$$\eta_{\Sigma} = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2) \dots (1 - \eta_n), \quad (13.4.10)$$

где  $\eta_1$ ,  $\eta_2$ ,  $\eta_n$  – степень очистки газов, соответственно, в первом(ой), втором(ой) или  $n$ -м аппарате (зоне).

### Эффективность сепарации капель

Улавливание частиц жидкости, уносимых газовым потоком, осуществляется в слое насадки главным образом за счет сил инерции. При движении через слой насадки капли сталкиваются с элементами насадки и оседают на них.

При турбулентном течении газового потока эффективность улавливания содержащихся в нем капель по известному выражению имеет вид

$$\eta = 1 - \exp(-2\pi n \text{Stk}), \quad (13.4.11)$$

где  $n$  – число полных (на  $360^\circ$ ) поворотов вокруг препятствий на всей толщине насадки;  $\text{Stk} = \frac{u_{\text{ср}} \rho_i d_i^2}{18 \mu_{\text{Г}} b}$  – число Стокса или инерционный параметр,

характеризующий отношение инерционной силы, действующей на частицу, к силе гидравлического сопротивления среды (здесь  $b$  – условная ширина в насадке, которая зависит от диаметра элемента и принимается равной  $0,1 d_{\text{Н}}$ ;  $u_{\text{ср}}$  – скорость газа в свободном сечении аппарата, м/с;  $\mu_{\text{Г}}$  – коэффициент динамической вязкости газа, Н·с/м<sup>2</sup>;  $d_i$  – диаметр дисперсной частицы, м;  $\rho_i$  – плотность дисперсной частицы, кг/м<sup>3</sup>).

Для вертикального слоя

$$n = L / 2d_{\text{Н}}, \quad (13.4.12)$$

где  $L$  – высота слоя насадки, м;  $d_{\text{Н}}$  – диаметр насадки, м.

Для жалюзийных сепараторов волнистого профиля ( $2\alpha = 90^\circ$ ;  $t=30\div 90$  мм;  $r/b = 0,6$ ) значение фракционного коэффициента очистки достаточно точно можно определить по формуле [197]

$$\eta_i = 1 - \exp\left(-\frac{2\pi}{360} c_1 \sum \theta \text{Stk} \xi^{2/3}\right), \quad (13.4.13)$$

где  $c_1$  – коэффициент, учитывающий увеличение эффективности очистки за счет неравномерности полей скоростей в каналах сепаратора и осаждения частиц в зонах отрыва потока;  $\xi$  – коэффициент сопротивления;  $\sum \theta$  – сумма

углов поворота потока в межжалюзийном канале, град.;  $Stk = \frac{u_k \rho_i d_i^2}{18 \mu_\Gamma b}$  (здесь  $u_k$  – скорость газа в межжалюзийном канале, м/с;  $b$  – ширина канала, м).

Сумма углов поворота  $\Sigma\theta$ , ширина канала  $b$  и скорость газового потока  $u_k$  определяются соотношениями

$$\Sigma\theta = (180 - 2\varepsilon)n, \quad (13.4.14)$$

где

$$\varepsilon = \arctg \frac{\operatorname{tg} \alpha}{\operatorname{tg} \beta}; \quad (13.4.15)$$

$$b = (t - \delta)\sin \varepsilon; \quad (13.4.16)$$

$$u_k = u_{ж.с.} / \sin \varepsilon, \quad (13.4.17)$$

где  $u_{ж.с.}$  – скорость газа в живом сечении сепаратора, м/с.

Коэффициент сопротивления  $\xi$  учитывает потерю давления как от трения газа о поверхности насадочных тел, так и от изменения скорости и направления газового потока при протекании его по каналам между элементами насадки. Коэффициент сопротивления  $\xi$  зависит от режима движения газа и является функцией числа Рейнольдса. Известны различные зависимости для расчета коэффициентов сопротивления:

$$\xi = f(Re). \quad (13.4.18)$$

Гидравлическое сопротивление насадочных сепараторов можно представить как сумму двух составляющих: гидравлического сопротивления собственно насадки и гидравлического сопротивления несущих конструкций, дренажных устройств, площадок и других приспособлений, которые обычно представляют собой плохообтекаемые тела в потоке газа.

Гидравлическое сопротивление сухой насадки ( $\text{Н/м}^2$ ) определяется по уравнению, применяемому для расчета зернистых слоев [16]

$$\Delta p = \xi L \frac{u_{ср}^2 \rho_\Gamma}{2\varepsilon_{св}^2 d_\varepsilon}, \quad (13.4.19)$$

где  $L$  – высота слоя насадки, м;  $u_{\text{ср}}$  – скорость газа в свободном сечении аппарата, м/с;  $\varepsilon_{\text{св}}$  – свободный объем сухой насадки.

Подставляя вместо  $d_{\text{э}}$  его значение  $d_{\text{э}} = 4\varepsilon_{\text{св}}/a_{\text{в}}$ , получаем сопротивление 1 м насадки:

$$\frac{\Delta p}{L} = \xi \frac{\rho_{\text{Г}}^2 u_{\text{ср}}^2 a_{\text{в}}}{8\varepsilon_{\text{св}}^3}. \quad (13.4.20)$$

Механизм захлебывания каплеуловителя определяется геометрическими характеристиками элементов, расположением пакетов насадки в пространстве, направлением набегающего потока газа, физико-химическими свойствами сред и значением каплеуноса из аппарата очистки.

Критическая скорость для вертикальных жалюзийных сепараторов определяется из выражения [261]:

$$\frac{u_{\text{ж.с.}}^* \sqrt{\rho_{\text{Г}}}}{\sqrt[4]{g\sigma(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{Г}})}} = \frac{0,26}{k_{\omega_2} k_{\omega_3} \sqrt{0,0085 + 1,8 \frac{\text{Re}_{\text{ж}}^{2/3}}{B} L \text{We}^{1/2} \frac{v_{\text{ж}}}{v_{\text{Г}}}}}, \quad (13.4.21)$$

где  $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения, Н/м;  $\text{We}$  – число Вебера.

Значение коэффициента неравномерности поля скоростей перед каплеуловителем  $k_{\omega_2}$  определяется конструкцией газоочистного аппарата и может быть рассчитано по зависимостям, предложенным И.Е.Идельчиком. В большинстве встречающихся на практике случаев  $k_{\omega_2} \leq 1,2 \div 1,4$ .

Коэффициент  $k_{\omega_3}$  учитывает дополнительную неравномерность поля скоростей, вызванную поворотом потока при входе его в вертикальные пакеты, установленные в колонном аппарате.

Значение каплеуноса после сепаратора, т.е. концентрация капель на выходе из сепаратора:

$$\eta_{\text{к.у.}} = \eta_0(1 - \eta_{\Sigma}), \quad (13.4.22)$$

где  $\eta_0$  – начальная концентрация капель;  $\eta_{\Sigma}$  – суммарная степень очистки.

По результатам данного выражения можно судить о том, удовлетворяет ли поставленным условиям полученное значение концентрации капель на выходе из сепаратора, т. е. насколько эффективен процесс сепарации.

### 13.5. Вероятностно-стохастическая модель расчета эффективности насадочных сепараторов

Рассмотрим вывод уравнения для расчета эффективности сепарации аэрозольных частиц для насадочных сепараторов.

При обтекании газа с дисперсными частицами элементов насадки на поверхности сепарируется дисперсная фаза за счет различных механизмов. При сепарации жидкого аэрозоля на поверхности насадки будет образовываться пленка.

На безынерционные дисперсные частицы в турбулентном потоке будет действовать эффект турбулентной миграции. Инерционные дисперсные частички не подвержены влиянию линий тока жидкости, они не увлекаются турбулентными пульсациями среды, поэтому их движение можно считать прямолинейным. Эффективность осаждения инерционной дисперсной частички на насадку определяется в основном их геометрическими размерами. Слабо инерционные дисперсные частички можно разделить на две части. Первые – это частицы, которые успевают за время релаксации достичь поверхности насадки и осесть на ней. Вторые – частицы, подверженные влиянию течения газового потока, они не успевают за время сближения с насадкой осесть на ее поверхности. Эффективность осаждения частиц этой группы на поверхность насадки можно оценить по следующей методике [15, 132, 156, 234].

Траектория движения частицы в газовом потоке может рассматриваться как суммарный случайный путь: в процессе движения на нее оказывают влияние несколько факторов, некоторые из которых носят случайный характер.

Пусть за время  $dt$  газовый поток с дисперсными частицами проходит путь  $dz = u_{cp} dt$  и при этом концентрация частиц изменяется на величину  $dn$ .

Тогда количество частиц, осевших на насадку:

$$dN = -V_{\Gamma} dn dt = -u_{cp} S dn dt ,$$

где  $V_{\Gamma}$  – объемный расход газа,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $u_{cp}$  – средняя скорость газа (м/с) в канале с площадью поперечного сечения  $S$ ,  $\text{м}^2$ .

За время  $dt$  поверхности насадки могут достичь только те частички, которые находились от нее на расстоянии не более  $dr = u_t dt$ , т.е. на участке  $dz$  на стенку осядут все частицы, находящиеся в объеме  $dV$  конуса, высотой  $2dz$ :



$$dN = ndV = n2\pi Rdrdz u_{cp} u_t dt^2 .$$

Приравняв правые части данных уравнений, а также учитывая, что  $V_{\Gamma} = u_{cp} \pi R^2$ , можно получить

$$\frac{dn}{n} = -\frac{2u_t}{R} dt = -\frac{4u_t}{d} dt, \quad (13.5.1)$$

где  $d = 2R$  – диаметр канала, м.

После интегрирования уравнения (13.5.1) с начальным условием  $n = n_0$  при  $t = 0$  в интервале от  $t = 0$  до  $t = L/u_{cp}$  получим выражение для определения численной концентрации частиц в газовом потоке на расстоянии  $L$  в виде

$$n = n_0 \exp\left(-\frac{4}{du_{cp}} \int_0^L u_t dz\right),$$

или при  $u_t = \text{const}$

$$n = n_0 \exp\left(-\frac{4Lu_t}{du_{cp}}\right) \approx n_0 \exp\left(-\frac{4u_t}{d} t_{cp}\right), \quad (13.5.2)$$

где  $t_{cp} \approx L/u_{cp}$  – среднее время пребывания.

Долю осевших частиц или эффективность сепарации слабо инерционных частиц можно выразить величиной эффективности турбулентного осаждения

$$\eta_t = \frac{n_0 - n}{n_0} = 1 - \exp\left(-\frac{4Lu_t}{du_{cp}}\right), \quad (13.5.3)$$

где  $n_0$  – начальная концентрация частиц,  $1/\text{м}^3$ ; в качестве диаметра канала будем использовать эквивалентный диаметр  $d_3$ ;  $L$  – длина канала, м.

Как отмечается [234], экспоненциальные зависимости эффективности сепарации от длины канала, аналогичные по форме (13.5.3), получены и используются для расчета эффективности электрофильтров, центробежных

сепараторов, пластинчатых пылеуловителей, скрубберов Вентури и других аппаратов с высокой интенсивностью перемешивания. Полученные выражения хорошо согласуются с энергетической теорией мокрого пылеулавливания [212] и результатами экспериментальных исследований [234].

Можно отметить ряд эмпирических и полуэмпирических зависимостей для расчета приведенной скорости турбулентного осаждения частиц  $u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}$ , связанных со временем релаксации скорости частиц:

$$\tau_p = \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{18\mu_{\Gamma}} = \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{18\rho_{\Gamma}v_{\Gamma}}, \quad (13.5.4)$$

где  $\tau_p$  – время релаксации (не путать с касательным напряжением из-за одинакового обозначения в литературе), с.

Безразмерное время релаксации записывается в виде

$$\tau^+ = \frac{\tau_p u_*^2}{v_{\Gamma}}. \quad (13.5.5)$$

В работах [132, 156, 234] приведены следующие формулы различных авторов:

1. Liu и Agarwal при  $\tau^+ < 10$ :

$$u_t^+ = 6 \cdot 10^{-4} (\tau^+)^2. \quad (13.5.6)$$

2. Mc Coy и Hanratty:

$$u_t^+ = 3,25 \cdot 10^{-4} (\tau^+)^2 \quad \text{при } \tau^+ \leq 22,9, \quad (13.5.7)$$

$$u_t^+ = 0,17 \quad \text{при } \tau^+ > 22,9. \quad (13.5.8)$$

3. Ужова и Медникова:

$$u_t^+ = 7,25 \cdot 10^{-4} \cdot k \quad \text{при } k \leq 16,6, \quad (13.5.9)$$

$$u_t^+ = 0,2 \quad \text{при } k > 16,6, \quad (13.5.10)$$

где

$$k = \left[ \frac{\tau_p u_*^2}{\nu_\Gamma} \cdot \left( 1 + \frac{\tau_p u_*}{0,05 d_\partial} \right)^{-1} \right]^2. \quad (13.5.11)$$

Для мелких и крупных каплей общее решение эффективности сепарации получено, исходя из принципа аддитивности [234]:

$$\eta_t = \left[ 1 - \exp \left( -4 \frac{u_t}{u_{\text{ср}}} \frac{L}{d_\partial} \right) \right] \left[ 1 - \exp \left( -0,16 \text{Re}^{-1/8} \frac{L}{d_\partial} \right) \right]. \quad (13.5.12)$$

В первом множителе значение  $u_t$  находится по одному из выражений (13.5.6), (13.5.7) или (13.5.9), а во втором – по (13.5.8) или (13.5.10), где динамическая скорость принята как для канала с однофазным потоком и гладкой стенки  $u_* = 0,2 u_{\text{ср}} / \text{Re}^{1/8}$ .

Из обобщенной зависимости следует, что для мелких частиц при невысоких скоростях газа интенсивность сепарации практически полностью лимитируется диффузионными процессами (первый сомножитель в формуле (13.5.12)). Для крупных частиц и при высоких скоростях газа интенсивность сепарации определяется в значительной мере инерционными механизмами и эффективность сепарации лимитируется вторым сомножителем. Как отмечается [234], величина максимальной эффективности сепарации для частиц различного диаметра определяется в основном инерционными механизмами и для частиц размером менее 50 мкм при обычных значениях основных параметров не превышает 70÷85 %.

Как следует из зависимостей (13.5.6) – (13.5.11), скорость сепарации  $u_t$  в значительной мере зависит от значения динамической скорости  $u_*$  или касательного напряжения  $\tau_w \left( u_* = \sqrt{\tau_w / \rho} \right)$ .

Для расчета динамической скорости в насадочном слое на основе использования подхода, рассмотренного в разделе 5.10, получено выражение [132]:

$$u_* = 1,8 \left( \frac{\Delta p u_{\text{cp}} v_{\Gamma}}{L \rho_{\Gamma}} \right)^{0,25} \quad (13.5.13)$$

Безразмерное время релаксации аэрозольных частиц в насадочном слое [132] (при  $\tau^+ < 10$ ):

$$\tau^+ = 0,18 \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{(\rho_{\Gamma} v_{\Gamma})^{1,5}} \sqrt{\frac{\Delta p u_{\text{cp}}}{L}} \quad (13.5.14)$$

Скорость турбулентного осаждения частиц для сепараторов с насадками выразится как

$$u_t = 0,36 \cdot 10^{-4} \frac{d_{\text{ч}}^4 \rho_{\text{ч}}^2}{v_{\Gamma}^{2,75} \rho_{\Gamma}^{3,25}} \left( \frac{\Delta p u_{\text{cp}}}{L} \right)^{5/4}, \quad (13.5.15)$$

где  $u_t$  записано с использованием выражения (13.5.6).

Эффективность сепарации мелких частиц в аппаратах с насадками [132]

$$\eta_t = 1 - \exp \left[ -1,40 \cdot 10^{-4} \frac{d_{\text{ч}}^4 \rho_{\text{ч}}^2 \Delta p^{1,25}}{v_{\Gamma}^{2,75} \rho_{\Gamma}^{3,25} d_3} \left( \frac{u_{\text{cp}}}{L} \right)^{0,25} \right] \quad (13.5.16)$$

Эффективность сепарации крупных капель

$$\eta_t = 1 - \exp \left[ -1,44 \frac{1}{d_3} \left( \frac{L}{u_{\text{cp}}} \right)^{0,75} \left( \frac{\Delta p v_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,25} \right] \quad (13.5.17)$$

В выражениях (13.5.16) и (13.5.17) эквивалентный диаметр насадки  $d_3$  вычисляется по выражению (13.3.12).

Данные выражения позволяют в явном виде быстро оценить влияние режимных, конструктивных характеристик и физических свойств газового потока с аэрозольными частицами на эффективность сепарации в аппарате с различными насадками.

### 13.6. Конструкция насадочного сепаратора (маслоуловителя)

В данном разделе в качестве примера использования насадочных сепараторов в промышленности рассмотрена конструкция маслоуловителя из газов в производстве этилена.

В производстве этилена на установках газоразделения используются холодильные циклы для создания необходимых температур и давлений теплоносителей. Работа компрессорного оборудования часто вызывает попадание масляной фазы в газовую среду. Образуется масляный аэрозоль (туман). Последующая коагуляция масла на поверхностях теплообменных аппаратов повышает термическое сопротивление стенок, и процесс протекает менее эффективно. Кроме того, для очистки теплообменных поверхностей от масляной пленки выполняются внеплановые остановки установки газоразделения, что ведет к сокращению выпуска этилена.

Сепарация масляного тумана специальным аппаратом позволит исключить остановки оборудования и потери продукта, повысить эффективность теплообмена.

Высокая концентрация масляной фазы и наличие в очищающем этилене масляных частиц малого размера определяют принцип работы, конструкцию аппарата, а также выбор числа зон и контактных устройств в зонах.

В сепараторе предусмотрено использовать оригинальные контактные устройства – нерегулярные насадки «Инжехим-2000», регулярную сегментную насадку, представленные на рис. 13.8, 13.10.

Маслоуловитель (рис. 13.12) представляет собой цилиндрическую обечайку 1 внутренним диаметром 1000 мм с эллиптическим днищем 2 и крышкой 3 и содержит три ступени очистки [132, 136].

Высота аппарата составляет 4235 мм. Давление внутри аппарата – 2,5 МПа.

Очищаемый этилен подается через верхний штуцер аппарата А и поступает в первую зону очистки. Первая зона расположена в верхней части внутренней обечайки внутренним диаметром 200 мм и включает в себя слой мелкой неупорядоченной насадки 4 («Инжехим-2000»), выполненной из листа нержавеющей стали толщиной от 0,3 до 1 мм.

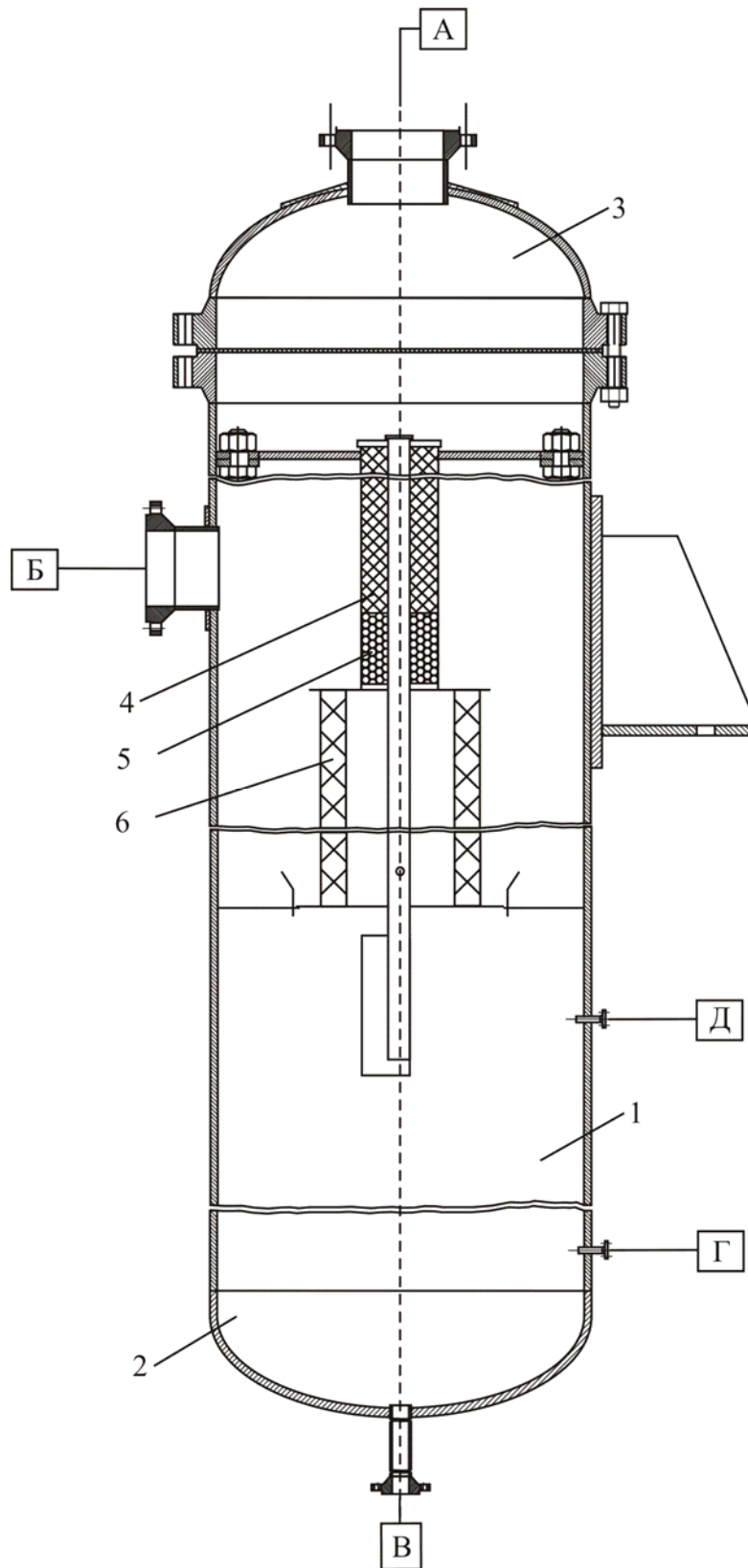


Рис. 13.12. Схема сепаратора-маслоуловителя:  
 А – вход газа на очистку; Б – выход газа; В – слив  
 масла; Г, Д – штуцера для контроля

Поверхность листа подвергнута специальной металлообработке, улучшающей растекание жидкости по насадке. Высота слоя составляет 350 мм. Гидравлическое сопротивление составляет 2,5 МПа. Значение удельной поверхности ( $\text{м}^2/\text{м}^3$ ) и свободного объема насадки ( $\text{м}^3/\text{м}^3$ ) представлены в табл. 13.5. Как показывают расчеты, эффективность сепарации при этом составляет 85,6 %.

Основное назначение первой зоны – выделение относительно крупных капель масла (~1 мкм) из потока этилена с последующей подачей образующейся масляной фазы на вторую зону очистки. На первой зоне очистки выделяются капли микронного размера, составляющие, в объемном отношении до 20 % масляной фазы.

Вторая зона очистки выполнена в виде кольцевых сегментов из вертикальных гофрированных пластин 5 («IRR») из тонкой ленты нержавеющей стали, подвергнутой специальной механической обработке, уложенных во внутреннюю обечайку ниже первой зоны. При смотке ленты в рулон образуется пакет регулярной насадки. Форма сегментов способствует плотному прилеганию стенке колонны, кольцевая ориентация пластин ограничивает поперечное перемешивание фаз. Все это обеспечивает высокие эксплуатационные характеристики насадки, удобства монтажа и обслуживания.

Гидравлическое сопротивление такого блока регулярной насадки высотой 150 мм составляет около 120 Па. Свободный объем насадки составляет  $0,904 \text{ м}^3/\text{м}^3$  при удельной поверхности около  $320 \text{ м}^2/\text{м}^3$ . На верхнюю поверхность слоя рулонной насадки стекает масляная фаза, выделенная первой ступенью очистки. Нисходящий поток этилена проходит между витками рулонной насадки и контактирует со стекающей по ней масляной пленкой в режиме прямотока. Благодаря малому зазору между витками насадки (менее 1 мм) и высокой скорости газовой фазы мельчайшие капли масла за счет турбулентных пульсаций выносятся на поверхность масляной пленки и улавливаются ею.

Расчеты показывают, что эффективность сепарации второй зоны очистки равна 95 %.

Пройдя через насадочные зоны внутренней обечайки, газовый поток поступает на третью зону очистки – инерционную. После выхода из внутренней обечайки газовый поток изменяет свое направление на 90 градусов. При этом из газового потока за счет инерционных сил выделяются образованные за счет вторичного дробления уловленной масляной фазы крупные капли.

В газовом потоке, поступающем на четвертую (фильтрационную) зону очистки, масляная фаза образована наименьшими из вторичных капель, которые не были отделены на второй (инерционной) ступени очистки. Фильтрационная зона расположена на боковой поверхности промежуточной обечайки и представляет собой многослойный фильтр из чередующихся слоев металлической сетки и ткани различной порозности.

Подобная конструкция облегчает дренаж уловленного масла из фильтровального слоя. Внутренний диаметр фильтра составляет 300 мм, длина образующей – 1000 мм.

Масляная фаза с нижнего среза рулонной насадки попадает на гидравлический затвор, и по мере накопления стекает в нижнюю накопительную часть аппарата. Туда же стекает уловленное масло из фильтрующей зоны. По мере накопления определенного объема масла внизу аппарата оно выводится через нижний штуцер аппарата В. Очищенная газовая фаза покидает аппарат через боковой штуцер Б.

Конструктивные и режимные характеристики всех элементов аппаратов выбраны на основе проведенных гидродинамических расчетов и расчета эффективности сепарации (разд. 13.5).

Согласно условию аддитивности (13.4.10) суммарная степень очистки газовой фазы от масляной составляет выше 99 %.

Установка маслоуловителя значительно снижает содержание масляных аэрозольных частиц в этилене-хладоагенте. Повышается эффективность теплообменного процесса, что дает снижение температуры МВФ (метано-водородной фракции). Кроме энергосбережения обеспечивается снижение потерь этилена вверху ректификационной колонны установки газоразделения с метано-водородной фракцией. Увеличивает время бесперебойной работы оборудования, снижаются газовые выбросы на факел за счёт более стабильной работы установки [132, 136].



## ГЛАВА 14

### РАСПРЕДЕЛИТЕЛИ ФАЗ

Практика показывает, что распределение потоков в аппарате является очень важным фактором, определяющим эффективность работы аппаратов разделения [19, 48, 76, 85, 106, 134, 140, 207]. Конструктивные решения существующих аппаратов большей частью разрабатывались десятилетия назад, когда не имелось эффективных инструментов для реального мониторинга гидроаэродинамической обстановки. Анализ гидродинамической обстановки с помощью компьютерного моделирования является мощным средством для повышения производительности и разделяющей способности аппаратов.

#### 14.1. Схемы потоков при различном подводе в аппарат

Очень важно обеспечить равномерное распределение газового (жидкостного) потока при подводе его в аппарат. Для этого чаще всего используются различные распределительные устройства, создающие рассредоточенное по сечению гидравлическое сопротивление. Такими устройствами являются различные решетки, сетки, слои сыпучего или кускового материала, тканевые, бумажные и другие фильтры. На рис. 14.1, 14.2 показано влияние на профили скорости выравнивающих решеток [85].

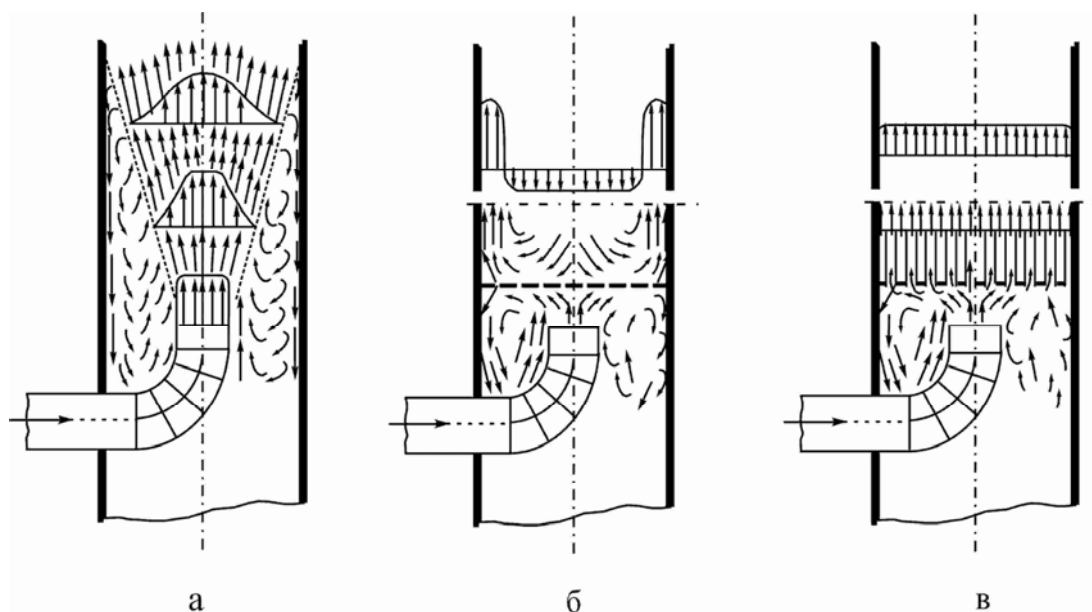


Рис. 14.1. Продолжение на стр. 513

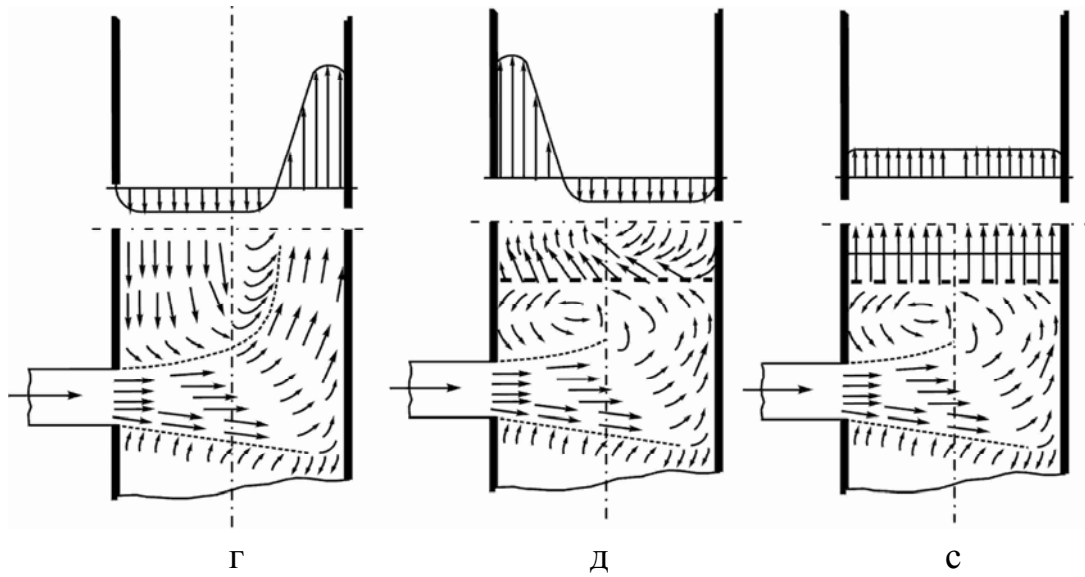


Рис. 14.1. Схемы растекания узкой струи в рабочей камере аппарата с центральным (а-в) и боковым (г-е) вводом потока: а, г – без сопротивления; д – с плоской решеткой при большом  $\xi_p$ ; в, е – с той же решеткой, но при наличии за ней спрямляющего устройства

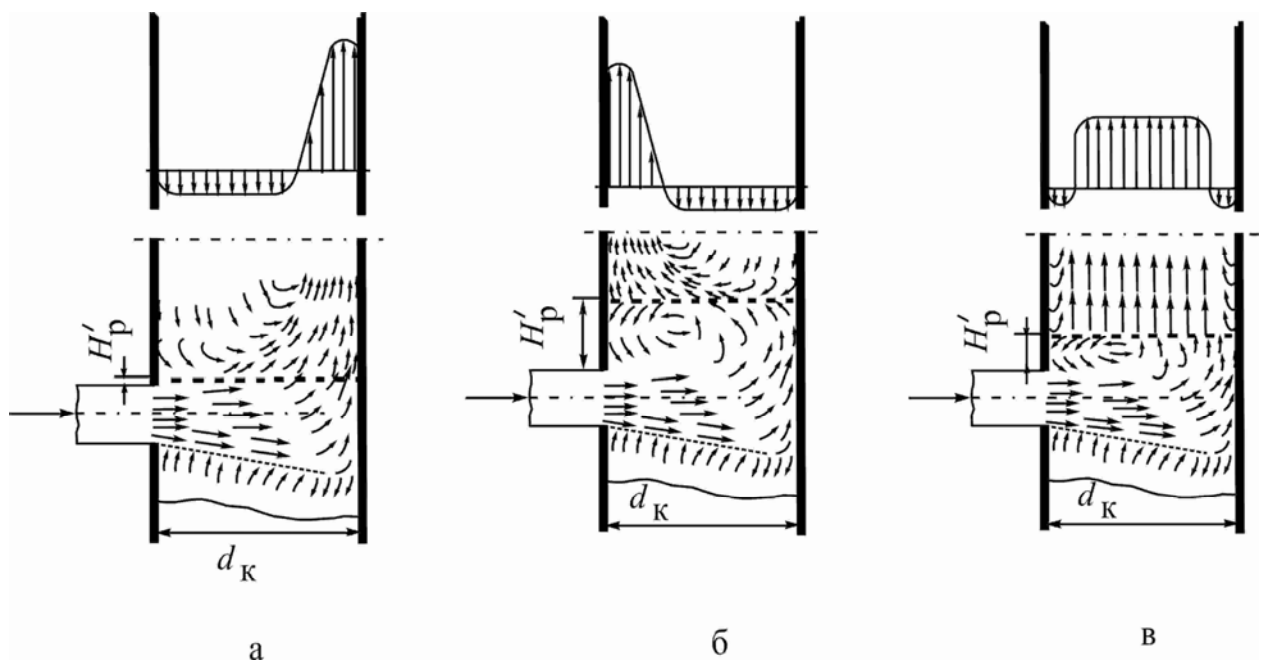


Рис. 14.2. Схемы потока за плоской решеткой в аппарате: а-в – боковой вход при различных расстояниях  $H'_p/d_k$  (а – менее 0,10; б – более 0,15; в – 0,10-0,15)

## 14.2. Насадочные колонны и реакторы

В химической технологии существуют массообменные процессы, в которых взаимодействие между газовой и жидкой фазами происходит в присутствии твердой фазы. Твердая фаза может быть инертной и предназначаться для создания межфазной поверхности, т.е. в качестве контактного устройства, например, нерегулярной и регулярной насадки, в ректификационных, абсорбционных, хемосорбционных и других аппаратах.

В качестве активной твердой фазы могут служить катализаторы на твердых носителях или трегерах в виде таблеток или гранул в химических реакторах.

Эффективность работы такого оборудования в значительной степени определяется равномерностью распределения жидкости по поперечному сечению колонны или реактора, которая обеспечивается специальными распределительными устройствами или оросителями, принцип работы, конструкции и методики расчета которых аналогичны как для реакторов, так и для колонн.

Для распределения жидкости по сечению аппарата применяются распределители (оросители) различных конструкций.

Существующие конструкции оросителей можно объединить в две группы: это струйные и распылительные оросители [47, 52, 178, 222, 261].

В струйных оросителях жидкая фаза попадает на поверхность насадки или катализатора в виде струй, в распылительных – в виде капель.

При струйном орошении аппараты диаметром до 150 мм могут орошаться из одиночного центрального источника. Для аппаратов с большим диаметром необходимы орошающие устройства с большим количеством источников.

При определении числа источников оросителя принимают их количество, приходящееся на  $1 \text{ м}^2$  сечения колонны для колонн с неупорядоченными насадками в пределах  $15 \div 30$ . Для химических реакторов основные геометрические и гидравлические характеристики могут быть приняты такими же, как для неупорядоченных насадок с мелкими насадочными элементами. Для колонн с упорядоченными насадками диаметром более 1,2 м это число принимают равным  $35 \div 50$ , для колонн меньшего диаметра это число увеличивается в несколько раз.

Конструктивно струйные оросители могут быть выполнены в виде распределительных тарелок, системы желобов, трубчатых коллекторов, брызгалок и оросителей в виде сегнера колеса.

Находят широкое применение, в том числе для химических реакторов, оросители в виде распределительных тарелок, на которых выполнены затопленные отверстия для прохождения жидкости и патрубки для прохождения газовой фазы.

Распределительные тарелки для колонн с невысокими нагрузками по газовой фазе не имеют отдельных отверстий для жидкости. Жидкость стекает по внутренней поверхности паровых патрубков, т.е. одни и те же патрубки используются одновременно для прохождения обеих фаз.

Патрубки могут иметь круглое сечение, а также сечение в виде сегментов. Кроме того, их края могут иметь прорези для более равномерного распределения жидкости по поверхности патрубков.

В трубчатых оросителях жидкость подается через отверстия в трубах, располагаемых непосредственно на поверхности насадки или подвешенных над ней.

При этом площадь одного отверстия  $f_{\text{отв}}$  может быть найдена из уравнения расхода жидкости при истечении из отверстия

$$L_v = \mu n f_{\text{отв}} \sqrt{2gh_1}, \quad (14.2.1)$$

где  $n$  – число отверстий.

Коэффициент расхода  $\mu$  для соотношения толщины трубы к ее диаметру 1,3÷5 можно принять равным 0,8. Напор жидкости  $h_1$  составляет 2÷6 м вод. ст. Диаметр отверстия выбирается в пределах 3÷6 мм. Отверстия меньшего диаметра склонны к засорению твердыми отложениями, при слишком большом диаметре трудно добиться равномерного истечения жидкости по длине трубы.

Высота расположения распределителя над насадкой принимается равной 0,5÷1 м.

Равномерное распределение жидкости по всей высоте насадки по сечению колонны обычно не достигается, что объясняется пристеночным эффектом.

Особенно чувствительны к начальному распределению жидкости (числу точек орошения) колонны с регулярными насадками. Поэтому рекомендуется в верхней части регулярной насадки засыпать небольшой слой нерегулярной насадки.

Вследствие этого жидкость имеет тенденцию растекаться от центральной части колонны к ее стенкам (рис. 14.3). Жидкость практически полностью оттесняется от места ввода пара к периферии колонны на расстоянии, равном четырем – пяти ее диаметрам. Поэтому часто насадку в

колонну загружают секциями высотой в четыре – пять диаметров (но не более 3–4 метров каждой секции), а между секциями (слоями насадки) устанавливают перераспределители жидкости 5 (рис. 14.4), назначение которых состоит в направлении жидкости от периферии колонны к ее оси.

Жидкость в насадочной колонне течет по элементу насадки в виде тонкой пленки, поэтому поверхностью контакта фаз является в основном смоченная поверхность насадки. Однако при перетекании жидкости с одного элемента насадки на другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая. При этом часть жидкости проходит на расположенные ниже слои насадки в виде струек, капель и брызг. Часть поверхности насадки, в основном в местах соприкосновения насадочных элементов друг с другом, бывает смоченной неподвижной (застойной) жидкостью. В этом состоит основная особенность течения жидкости в насадочных колоннах в отличие от пленочных, в которых пленочное течение жидкости происходит по всей высоте аппарата.

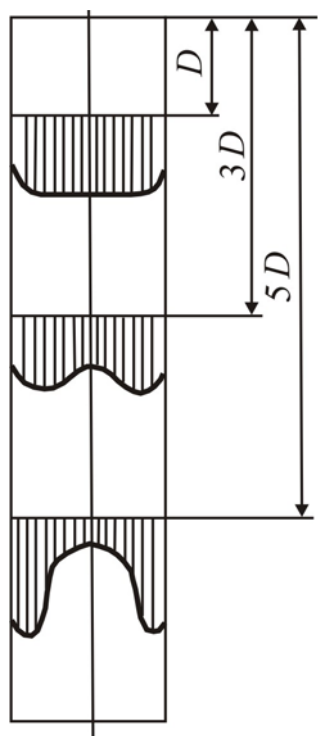


Рис. 14.3. Распределение орошающей жидкости по высоте насадочной колонны

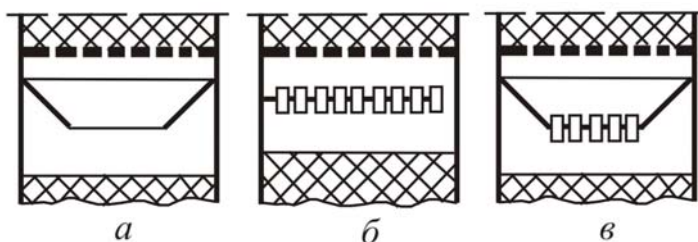


Рис. 14.4. Перераспределители жидкости между слоями насадки: *а* – конический; *б* – патрубковый; *в* – конический с патрубками

### **Оросители**

Очень важной проблемой для нормальной работы насадочных аппаратов является равномерное орошение насадки. Для этой цели

применяют специальные устройства – оросители (рис. 14.5), которые подразделяют на струйчатые и разбрызгивающие.

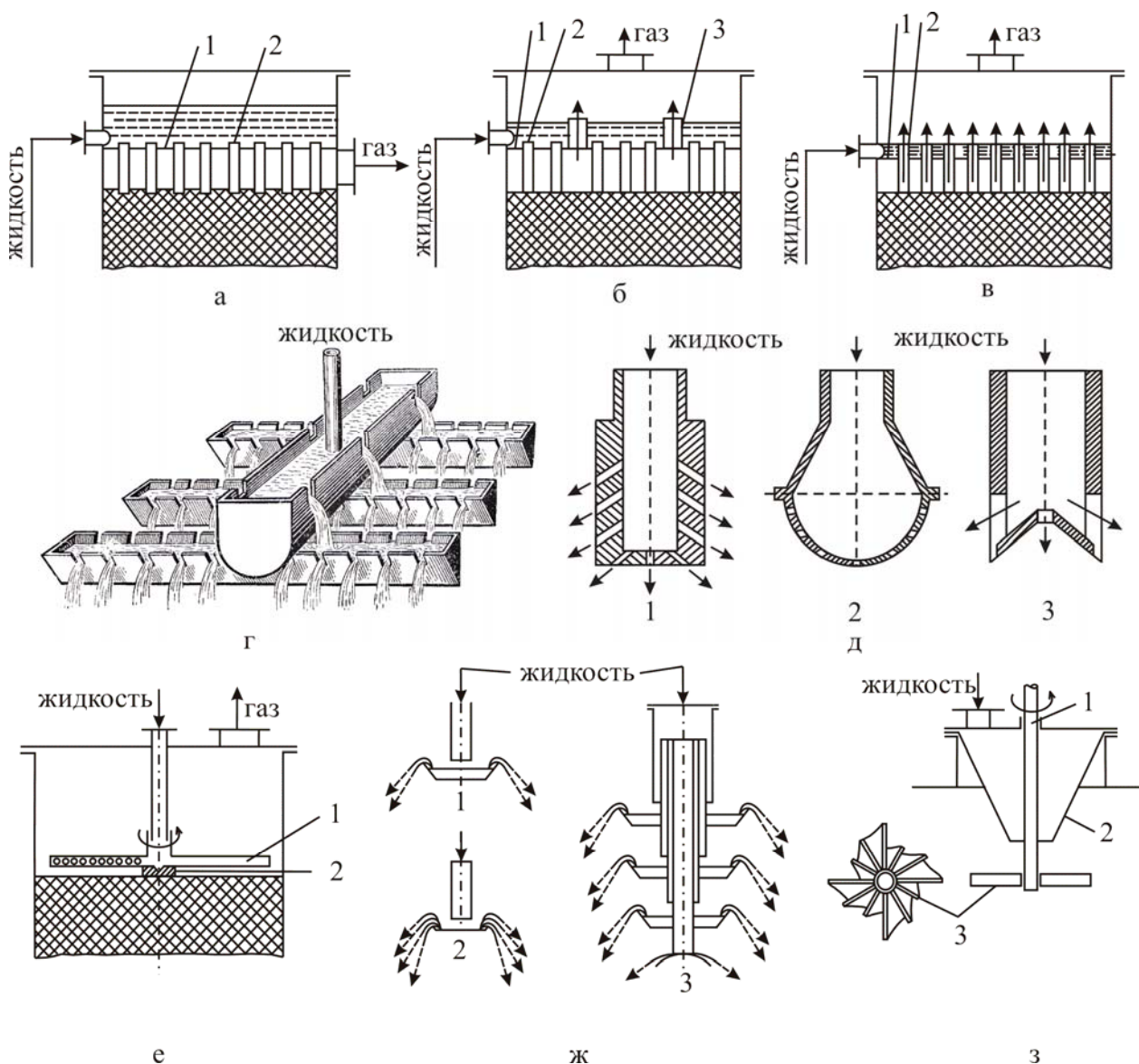


Рис. 14.5. Оросители: а – в – распределительные плиты: а – с затопленными отверстиями; б – с затопленными отверстиями и газовыми патрубками; в – со свободным сливом (1 – решетка; 2 – патрубки для жидкости; 3 – патрубки для газа); г – распределительные желоба; д – брызгалки (1 – цилиндрическая; 2 – полушаровая; 3 – щелевая); е – ороситель типа сегнера колеса (1 – вращающаяся дырчатая труба; 2 - подпятник); ж, з – разбрызгивающие оросители: ж – тарельчатые разбрызгиватели (1 – с тарелкой с бортами; 2 – с тарелкой без бортов; 3 – многотарельчатый); з – центробежный (1 – привод; 2 – распределительный конус; 3 – разбрызгиватель)

Необходимое число точек орошения можно определить по графику рис. 14.7.

К струйчатым оросителям относятся распределительные плиты, желоба, брызгалки, оросители типа сегнерова колеса и другие (рис. 14.5, а-е), а к разбрызгивающим – тарельчатые, вращающиеся центробежные и другие оросители (рис. 14.5, ж, з). Следует, однако, помнить, что первоначальное распределение жидкости не сохраняется при дальнейшем ее течении по насадке (рис. 14.3).

От способа подачи орошения существенно зависят такие явления в насадочных колоннах, как брызгоунос и величина смоченной поверхности насадки. Унос жидкости с газом возникает в основном в результате воздействия газа на струи жидкости, вытекающей из оросителя. Особенно большой унос наблюдается при орошении разбрызгивающими оросителями, а также в случаях, когда жидкость вытекает из струйчатых оросителей на достаточно большом расстоянии над насадкой.

Для снижения уноса над оросителем укладывают слой брызгоулавливающей насадки, устанавливают ловушки брызг на выходе газа из колонны и т.п.

При работе насадочной колонны в пленочном режиме обычно не вся поверхность насадки смочена жидкостью. При этом случае поверхность массопередачи будет меньше поверхности насадки. Отношение удельной смоченной поверхности  $a_{см}$  ко всей удельной поверхности насадки называется коэффициентом смачивания насадки и обозначается через  $\psi$ , т.е.  $\psi = a_{см}/a$ . Значение  $\psi$  в большей степени зависит от величины плотности орошения  $U$  и способа подачи орошения на насадку или от числа точек орошения  $n_{ор}$ . С увеличением  $U$  и  $n_{ор}$  до определенных значений величина  $\psi$  возрастает, после чего остается практически постоянной. Она также растет с увеличением насадочных тел. Изменение скорости газа на значение коэффициента  $\psi$  заметного влияния не оказывает.

Следует также отметить, что не вся смоченная поверхность активна для массопередачи. Это объясняется тем, что активной является лишь поверхность, покрытая текущей пленкой жидкости. Части поверхности, покрытые неподвижной пленкой жидкости, не являются активными. Отношение удельной активной поверхности насадки  $a_a$  ко всей удельной поверхности  $a$  характеризует долю ее активной поверхности  $\psi_a$ , т.е.  $\psi_a = a_a/a$ . Значение  $\psi_a$  при  $U < 0,003 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$  для регулярной насадки (кольца, трубки и т.д.) может быть определено по приближенному выражению

$$\psi_a = U / (0,0005 + 0,8U). \quad (14.2.2)$$

При  $U > 0,003 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$  для регулярной насадки вся поверхность практически оказывается смоченной и при этом  $\psi_a \approx 1$ . Если насадка засыпана внавал, то ее активную поверхность можно приближенно определить по следующему уравнению:

$$a_a = 85U / (0,00125 + U). \quad (14.2.3)$$

Выражения для расчета статической и динамической задержки жидкости в насадке, а также коэффициенты смоченной и активной поверхности даны в главе по расчету насадочных абсорберов.

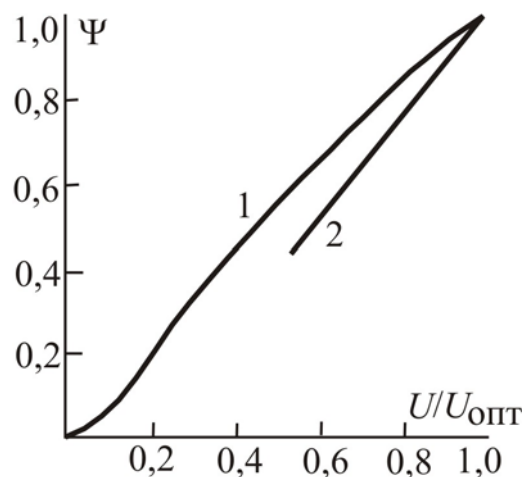
**Определение плотности орошения.** Для обычных насадочных колонн после определения диаметра абсорбера необходимо рассчитать действительную плотность орошения  $U$ , которая должна быть не меньше  $U_{\text{опт}}$ :

$$U = L / (0,785 D_k^2 \rho_{\text{ж}}) \geq U_{\text{опт}} = bf, \quad (14.2.4)$$

где  $b$  – коэффициент (при абсорбции аммиака водой  $b = 4,38 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ; при абсорбции паров органических жидкостей  $b = 2,58 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ; при ректификации  $b = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ).

Если плотность орошения  $U$  меньше  $U_{\text{опт}}$ , то насадка будет недостаточно смочена; в связи с этим в процессе массопередачи будет участвовать не вся возможная поверхность. Это учитывается коэффициентом смачиваемости  $\Psi$ , который определяется при  $U / U_{\text{опт}} < 1$  по рис. 14.6.

Рис. 14.6. Коэффициент смачиваемости  $\Psi$  при различном отношении  $U / U_{\text{опт}}$ : 1 – насадке из колец навалом; 2 – на деревянной хордовой насадке





Для увеличения плотности орошения  $U$  следует применять насадку с меньшей удельной поверхностью, чтобы снизить  $U_{\text{опт}}$ .

Максимальное смачивание насадки ( $\Psi=1$ ) достигается при  $U/U_{\text{опт}} > 1$ . Кроме того, для равномерного смачивания насадки необходимо обеспечить следующее соотношение диаметра колонн  $D_{\text{к}}$  и диаметр насадки  $d_{\text{н}}$ :

$$D_{\text{к}}/d_{\text{н}} \geq 8.$$

Существенным моментом расчета абсорбера является выбор числа точек орошения  $n$ , приходящихся на  $1 \text{ м}^2$  сечения колонны. Число точек орошения следует определять, исходя из данных растекания струи жидкости в насадке и по допустимой высоте слоя насадки, в котором растекающиеся струи будут сближаться. Этот слой будет как бы частью распределителя орошения и может быть назван слоем разравнивания. Для этого необходимо первоначально определить коэффициент растекания жидкости  $\tilde{D}$  см по формуле [207]:

$$\tilde{D} = a_1 + b_1 \lg d_{\text{нас}}, \quad (14.2.5)$$

где  $d_{\text{нас}}$  – диаметр насадки, см.

Коэффициенты  $a_1$  и  $b_1$  имеют значения, приведенные в табл. 14.1.

Т а б л и ц а 14.1

**Значение коэффициентов  $a$  и  $b$  в зависимости от типа насадки**

Тип насадки	$a_1$	$b_1$
Кольца Рашига	0,135	0,572
Седла Берля	0,06	0,598
Седла Инталлокс	0,040	0,601

Рассчитав  $\tilde{D}$  по выражению (14.2.5) и задавшись высотой слоя разравнивания  $h$ , число точек орошения определяем по графической зависимости, показанной на рис. 14.7 [207].

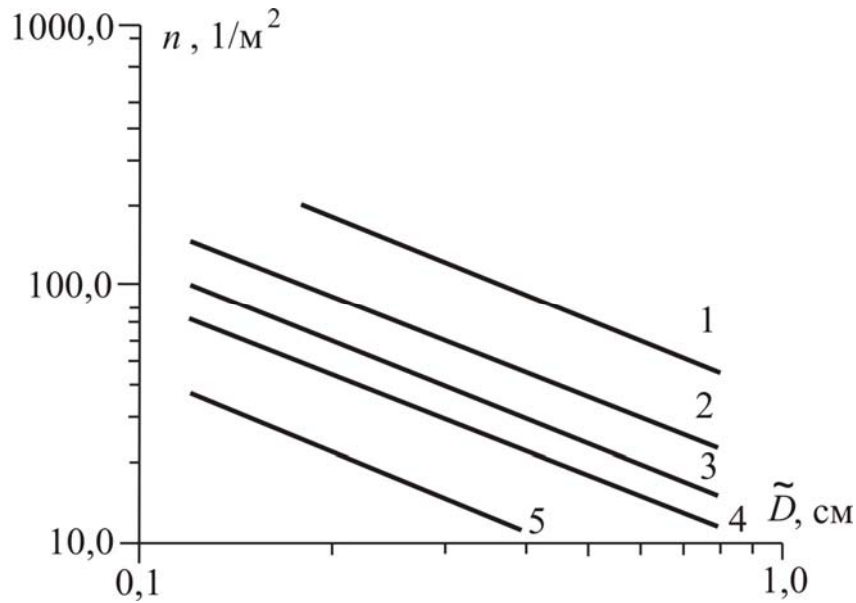


Рис. 14.7. Зависимость необходимого числа точек орошения (на  $1 \text{ м}^2$  сечения колонны) от коэффициента растекания  $\tilde{D}$  при разной высоте разравнивающего слоя насадки  $h$ : 1 – 0,25 м; 2 – 0,5 м; 3 – 0,75 м; 4 – 1,00 м; 5 – 1,5 м

После определения  $n$  выбирается соответствующий стандартный ороситель жидкости.

В желобчатых оросителях роль распределительных труб играют открытые сверху желоба, а роль отверстий – прорези в стенках желобов. В желобах с затопленными отверстиями жидкость вытекает через вмонтированные в дно желобов трубы.

Такие оросители хорошо работают с загрязненными средами, однако требуют при установке строгой горизонтальности. При строгом соблюдении последнего условия желобчатые распределители могут быть успешно применены в колоннах, диаметром до 5 м и более.

Распределительные желоба принимаются следующих размеров: ширина – не менее 120 мм, высота – не более 350 мм, при этом скорость движения жидкости в желобе не должна превышать 0,3 м/с. Высота прямоугольной прорези принимается больше высоты подпора жидкости, определяемой из уравнения расхода жидкости через водослив:

$$L_v = \frac{2}{3} \mu b h_1 n \sqrt{2 g h_1}, \quad (14.2.6)$$

где  $b$  – ширина прорези;  $n$  – число прорезей.

Известны конструкции желобчатых распределителей с отверстиями вместо прорезей.

В качестве примера современной модификации желобчатых распределителей можно отнести высокоэффективный распределитель фирмы Norton Intalox ® модель 136 Т желобчатого типа.

Характерной особенностью конструкции этого оросителя является то, что распределительные отверстия расположены на боковых стенках на высоте примерно 50 мм от основания желоба. Благодаря такому расположению отверстий зона сбора загрязнений находится ниже их уровня, что снижает риск забивания отверстий и ухудшения показателей работы распределителя. Жидкость свободно вытекает через отверстие распределителя через переточную трубу, расположенную снаружи желоба, на нижележащую насадку. Для уменьшения вероятности уноса жидкости из распределителя переточные трубы опущены ниже уровня основания желоба и тем самым выведены из зоны высоких скоростей паров в зауженном сечении колонны между желобами.

В оросителях типа брызгалок жидкость истекает из отверстий в цилиндрических или полусферических стаканах, располагаемых на высоте до 1 м и более над насадкой.

Жидкость вытекает через круглые отверстия диаметром 3 – 15 мм или щели прямоугольной формы. Соответствующим распределением отверстий по поверхности брызгалки достигается равномерное распределение орошения по сечению колонны. При установке соответствующего количества брызгалок ими можно с успехом оборудовать колонны большого диаметра (до 9 м) [203].

К струйным оросителям относятся также и оросители типа сегнерова колеса. В таких оросителях истечение жидкости происходит из вращающейся трубы с отверстиями, причем вращение происходит за счет реактивной силы вытекающих струй.

Помимо оросителей со струйным истечением жидкости применяются распылительные оросители, в которых жидкость диспергируется в виде капель. Распыление осуществляют с помощью различных форсунок, центробежных и вибрационных распылителей, а также дробления струй жидкости при ударе о поверхность горизонтальной тарелки или конуса.

Для пленочных насадочных колонн с успехом используются оросители в виде форсунки УКРНИИхиммаша с червячным элементом (рис. 14.8). Проведенные испытания показали, что при скорости газовой фазы до 2,5 м/с, расходах жидкости до  $10 \text{ м}^3/\text{ч}$  и напоре жидкости в форсунке до 100 кПа она, будучи расположена на расстоянии 600 мм над насадкой, орошает площадь

диаметром около 1 м. В центральной части плотность орошения на 15-20 % выше, чем на периферии, а доля мелких капель, уносимых газовым потоком, составляет 3 – 5% [175]. При больших нагрузках по жидкой фазе равномерность орошения значительно снижается. Форсуночные распределители благодаря напору жидкости менее склонны к забиванию твердыми отложениями.

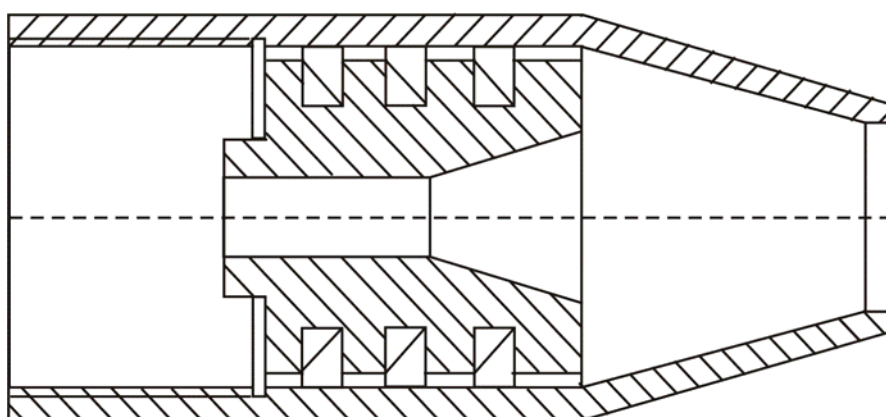


Рис. 14.8. Струйно-вихревая форсунка для распределения жидкости

При выборе конструкции оросителей необходимо учитывать процесс образования мелких капель, которые могут быть подхвачены потоком газовой фазы. Это приводит к брызгоуносу и увеличивает обратное перемешивание жидкой фазы в колонне, что снижает эффективность ее работы.

Поэтому при высоких скоростях газовой фазы струйные оросители, как правило, предпочтительнее распылительных.

### 14.3. Распределители градирен

Одним из условий эффективной и надежной работы градирни является *равномерное распределение воды над оросителем* [95, 138, 192]. Это обеспечивает правильное расположение системы лотков и труб, а также применение эффективных разбрызгивающих сопел. Фрагмент системы водораспределения в градирне с естественной тягой изображен на рис. 14.9.

Эффективность технологических процессов, реализуемых при распыливании жидкой фазы, в значительной мере зависит от правильного выбора распыливающего устройства. При выборе распыливающего устройства к нему предъявляют требования, которые можно разделить на две группы: требования к конструкции устройства и к характеристикам распыла.



Рис. 14.9. Система водораспределения в градирне с распылением вниз

Первая группа требований касается, прежде всего, способа распыливания и надежности работы распылителя в конкретной среде. Требования надежности работы определяют выбор материала или ограничивают размер проходных отверстий, что очень важно при распыливании жидкостей или сред, содержащих механические включения.

*Водораспределительные устройства* градирен можно разделить на три основные группы: разбрызгивающие, без разбрызгивания и подвижные. Разбрызгивающие водораспределительные устройства градирен можно разделить на три основные группы: разбрызгивающие, без разбрызгивания и подвижные. Разбрызгивающие водораспределительные устройства, в свою очередь, подразделяются на безнапорные, представляющие собой системы открытых желобов и лотков, и напорные, выполняемые из закрытых желобов или труб с соплами или разбрызгивателями, к которым вода подводится с большим или меньшим напором. Современные водоразбрызгивающие сопла выполняются из пластмасс: полиэтилена, полистирола. Основные виды сопел, применяемых в градирнях, представлены на рис. 14.10.

Большие исследовательские работы по водораспределительным системам градирен выполнены НИИ ВОДГЕО более чем за 30 лет. Эти работы обеспечили широкое внедрение пластмассовых сопел в типовых и индивидуальных проектах градирен с последующим их крупномасштабным строительством в СССР, СНГ и многих других странах.

Следует обратить внимание *на защиту градирен от обмерзания*. В вентиляторных градирнях этот вопрос решается легко, путем снижения

частоты вращения вентиляторов, их остановки или отключения секций. Но в градирнях с естественной тягой требуется другой подход. Частичное закрытие воздухо-входных окон щитами – это давно известное решение, однако на крупных градирнях, особенно в тяжелых зимних условиях, часто возникают трудности с его осуществлением.



Рис.14.10. Сопла, применяемые в градирнях по данным ЗАТ «СП Бротеп-ЕКО»

Установлено, что эксплуатация вентиляторной градирни в зимний период с высокой плотностью орошения является наиболее эффективным методом борьбы с обледенением входных окон и насадок. НИИ ВОДГЕО экспериментально установлено и подтверждено практикой, что при высокой плотности орошения  $\Gamma_{\text{ж}} > 15 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  и соответственно малой величине

относительного расхода воздуха  $\lambda=0,3-0,5$  обмерзания входных окон и контактных устройств не происходит даже при температуре охлажденной воды  $T_K=9$  °С. При  $\Gamma_{ж}=8$  м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>ч) и менее, что характерно для подавляющего большинства действующих градирен на промышленных предприятиях и ТЭЦ, интенсивное обледенение конструкций наблюдается уже при  $T_K=12 - 14$  °С.

#### 14.4. Распределители «Инжехим»

##### *Распределители газожидкостного потока*

Применяются для равномерного распределения газожидкостного потока по сечению аппарата на входе питания и циркулята кубов массообменных колонных аппаратов. В основу работы заложен принцип отдельного распределения газовой (паровой) и жидкой фаз с предварительным их отделением друг от друга. Газовая (паровая) смесь подается в распределитель через входной патрубок. Далее в сепарирующих насадочных блоках газовый (паровой) поток рассекается гранями элементов сепарирующих блоков на отдельные струи и выходит из распределителя равномерно распределенный по сечению аппарата. Жидкость, отделенная в сепарирующих блоках, сливается через отверстия в днище распределителя на распределительные желоба (рис. 14.11).

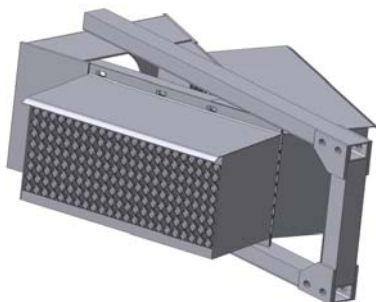


Рис. 14.11

Применение распределителей позволяет создать наиболее «комфортные условия» для работы насадочных и тарельчатых колонн за счет равномерного распределения фаз по поперечному сечению колон, способствуя повышению их производительности и разделяющей способности.

При установке в газосепараторы и туманоуловители распределители позволяют резко снизить содержание жидкой фазы в газовом потоке на входе в сепарирующую зону, а также устранить неравномерность профиля газовой фазы в аппарате, вызванной боковым вводом разделяемого потока. Все это дает возможность существенно (до 100 %) повысить производительность существующих газосепараторов и туманоуловителей.

Распределители устанавливаются на штуцера для входа газожидкостного потока диаметром от 200 до 1500 мм в аппараты диаметром от 0,5 до 10 м.

### *Распределители жидкости*

Предназначены для равномерного перераспределения жидкости по сечению в насадочных массообменных колонных аппаратах (ректификации, абсорбции и десорбции) при температуре от  $-250^{\circ}$  до  $+250^{\circ}$ С при избыточном давлении, без давления и под вакуумом. Распределитель предназначен для равномерного распределения жидкости, которая орошает насадку в колонных аппаратах (рис. 14.12).

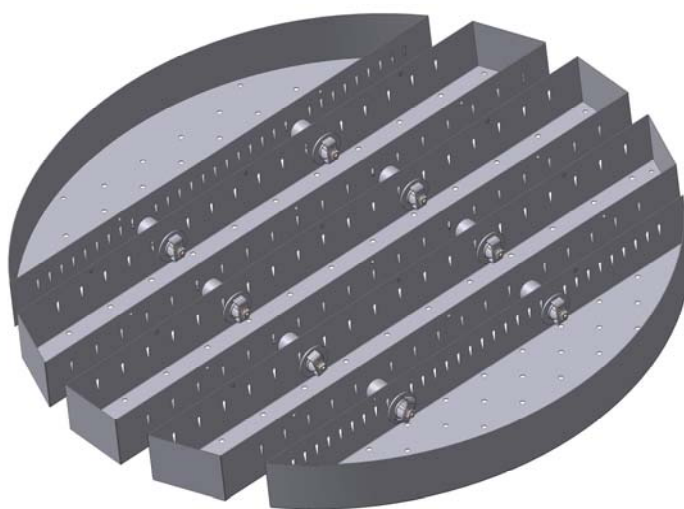


Рис. 14.12

Распределитель состоит из лотков, устанавливаемых на опорное кольцо и соединяемых между собой переливными патрубками.

Стекающая сверху колонного аппарата жидкость попадает в лотки и, накапливаясь до определенного уровня, стекает через отверстия в виде отдельных струй, равномерно распределенных по сечению колонного аппарата. Уровень жидкости во всех лотках поддерживается равным



благодаря наличию переливных патрубков между лотками распределителя, что обеспечивает равную скорость истечения жидкости из всех отверстий. Между лотками в случае необходимости устанавливают козырьки, которые предотвращают провал жидкости мимо лотков.

В последнем случае устройство служит эффективным перераспределителем жидкости и устанавливается в разрывах между слоями насадки в колоннах.

Обеспечиваемое количество точек орошения от 50 до 120 штук на квадратный метр.

Распределители обеспечивают равномерное орошение в диапазоне плотностей орошения от 0,05 до 300 м/час.

Выпускаются для аппаратов диаметром от 0,5 до 10 м.

#### **14.5. Численное исследование распределения фаз**

Исследования структуры потоков, проведенные с помощью собственных программ с идентификацией использованных математических моделей на экспериментальных стендах промышленного масштаба, позволили определить ряд путей для «облагораживания» гидроаэродинамической обстановки в аппаратах разделения.

Так выяснилось, что применяемые в настоящее время способы подвода газовых (паровых) и газожидкостных потоков в колонных аппаратах без использования эффективных распределителей приводят к заметному снижению разделяющей способности не только насадочных, но и тарельчатых колонн. Вследствие неравномерности профиля скорости в поперечном сечении колонн возникают зоны со значительными локальными максимумами скорости газовых (паровых) фаз, в которых значение уноса превышает допустимое. Это приводит не только к снижению эффективности разделения за счет снижения движущей силы. В случае тарельчатой колонны это может привести к нарушению нормальной работы 2 – 3 тарелок, а для насадочной колонны, не только к потере разделяющей способности целой насадочной секции, но и к преждевременному захлебыванию колонны.

Аналогичная ситуация и со штуцерами для отвода газовой (паровой) фазы.

Изложенный выше подход к анализу гидродинамической обстановки в отстойниках позволил разработать ряд конструктивных решений, позволяющих выравнивать профиль скорости движения сплошной фазы, исключить формирование застойных зон и вихревых образований различных масштабов с минимальной потерей напора в гидравлическом контуре

отстойника. Оснащение отстойников эффективными распределителями, коалесцирующими фильтрами и тонкослойными блоками оригинальной конструкции «Инжехим» позволяет повысить эффективность их работы на порядок, что было многократно подтверждено нашей практикой реконструкции промышленных отстойников ряда промышленных предприятий.

Не менее важно управление структурой потока газовой фазы в газосепараторах и туманоуловителях различного вида: шевронных, насадочных и сетчатых. Все они, а в особенности шевронные и сетчатые, весьма чувствительны к равномерности распределения газового потока по сечению аппарата. При боковом вводе газа в аппарат у противоположной стенки возникает зона «уплотнения» газового потока, что приводит к соответствующему росту локального значения скорости в сепарационной зоне. В этом случае максимальная производительность туманоуловителя будет ограничиваться именно этим значением скорости. Специалистами ИВЦ «Инжехим» разработаны оригинальные распределители газового потока, являющиеся одновременно и первичными сепараторами капельной жидкости. Их применение позволяет существенно (до 100 %) повысить производительность существующих туманоуловителей за счет выравнивания профиля скорости газа на входе в сепарационную часть демистера и снижения содержания капельной жидкой фазы в потоке газа.

Химические реакторы различных видов весьма чувствительны к качеству распределения фаз. Так, в реакторах с неподвижным слоем неравномерная подача жидкой фазы приводит к нарушению температурного профиля по поперечному сечению аппарата, к байпасу части непрореагировавших продуктов через участки с недостаточным орошением.

Не меньшее значение имеет равномерность заполнения реактора сыпучим катализатором. При традиционной загрузке в люки из мешков или контейнеров в зоне загрузки возникает исходно уплотненная область, потенциально являющаяся застойной зоной. ИВЦ «Инжехим» предлагает регулярное заполнение реакторов с сыпучим катализатором с помощью загрузочного устройства собственной конструкции. Опыт загрузки реакторов диаметром от 0,7 до 6 м показал, что в рабочий объем реактора входит на 10 % больше катализатора, чем при традиционной загрузке.

## ***Расчет рационального значения коэффициента сопротивления поперечной перегородки***

Известно, что установка проницаемых (например, перфорированных, сетчатых и пр.) перегородок позволяет существенно снизить степень неоднородности поля скорости за этими перегородками. Результаты математического и физического моделирования, а также промышленных испытаний подтвердили это положение. Напомним, что однородность поля скорости в гравитационных отстойниках необходима для того, чтобы степень разделения была максимальной, что обеспечивается одинаковым временем пребывания различных элементарных объемов среды в аппарате, которое достигается при условии однородности поля скорости во всей зоне разделения. Общеизвестно, что поперечная неоднородность поля скорости, продольное перемешивание, наличие циркуляционных зон снижают эффективность аппаратов разделения, поэтому необходимо стремиться создавать в аппарате как можно более однородное поле скорости, ликвидировать циркуляционные зоны или по мере возможности минимизировать их объем, уменьшить продольное перемешивание. Установка поперечных проницаемых перегородок, создающих определенное гидравлическое сопротивление, позволяет в ряде случаев успешно решить эту задачу. Вместе с тем, следует иметь в виду, что они, создавая дополнительное гидравлическое сопротивление, увеличивают затраты энергии на перекачку сред, поэтому необходимо определиться с рациональным значением гидравлического сопротивления перегородки. Если определенное значение гидравлического сопротивления перегородки обеспечивает однородность поля скорости, то нет необходимости создавать более высокое гидравлическое сопротивление. Данный пункт диссертации посвящен анализу зависимости степени однородности поля скорости от гидравлического сопротивления перегородки.

Методом исследования выбран расчет поля скорости с использованием программного комплекса PHOENICS, так как методы опытного исследования в данном случае мало пригодны: стенки промышленного аппарата являются непрозрачными для методов лазерной Доплеровской анемометрии, изготовление и монтаж различных перегородок с разным гидравлическим сопротивлением являются трудоемкой и длительной процедурой, тем более заранее нам неизвестно приблизительное значение требуемого гидравлического сопротивления, поэтому заказ на изготовление следующей перегородки стал бы возможен только после проведения опытов с предыдущей перегородкой. Поэтому логично провести подобные

исследования методом проведения численных экспериментов с привлечением компьютерного моделирования. Возможности программного продукта PHOENICS авторами хорошо изучен и апробирован на различных задачах. Поэтому далее даны результаты исследования с использованием программного комплекса PHOENICS. Геометрия двумерной расчетной области изображена на рис. 14.13.

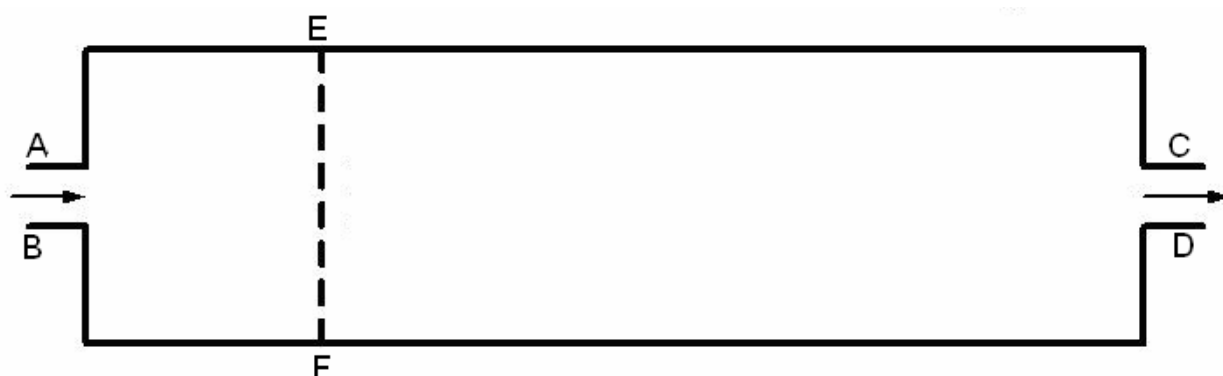


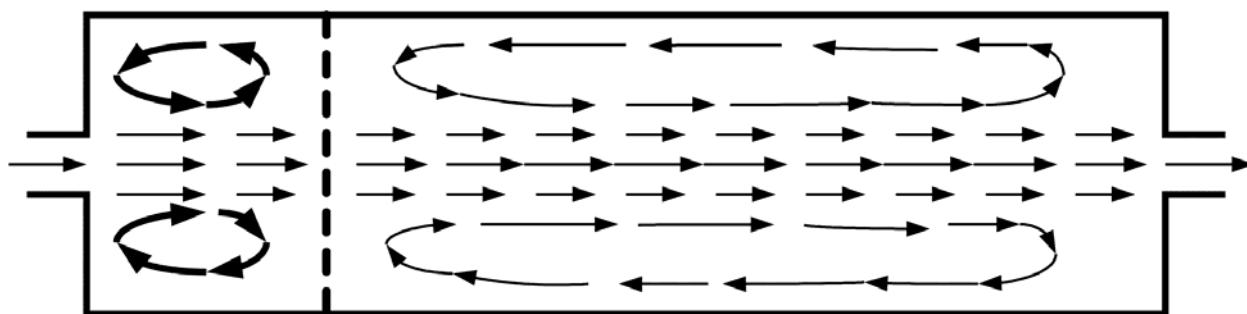
Рис. 14.13. Течение в аппарате с проницаемой поперечной перегородкой: АВ – вход потока; CD – выход потока; EF – поперечная перегородка

На расстоянии 1 м от входа установлена поперечная перегородка с определенным коэффициентом сопротивления (остальные размеры вычерчены в пропорции). Использована  $K$ - $\epsilon$  модель турбулентности в модификации Чена и Кима, которая хорошо работает для течений с зонами циркуляции, обратными токами и закрученными потоками.

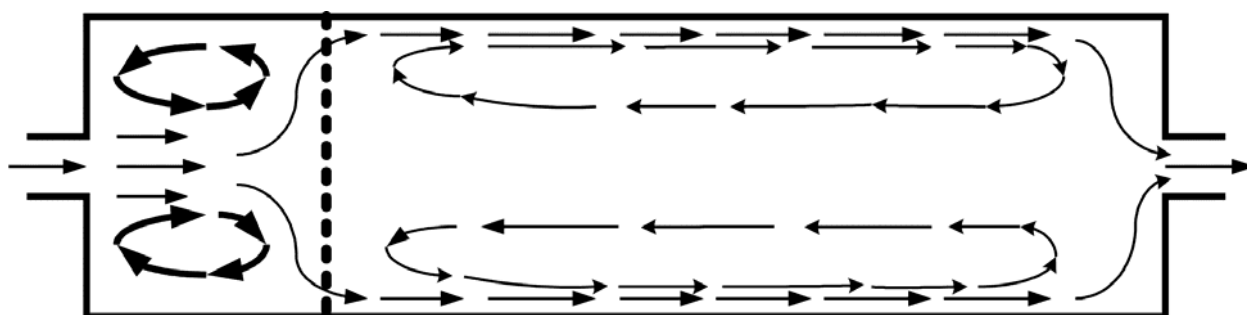
Постановка граничных условий следующая.

На входе задавали скорость и начальные значения удельной кинетической энергии турбулентности  $K$  и скорости ее диссипации  $\epsilon$ . На выходе задавали давление и мягкие условия на параметры турбулентности  $K$  и  $\epsilon$ . На всех твердых поверхностях граничные условия ставились стандартно путем задания логарифмических пристеночных функций (эта опция является встроенной в PHOENICS). Расчетная область покрывалась неравномерной регулярной расчетной сеткой  $35 \times 75$  со сгущением к границам и твердым поверхностям. В результате численного решения уравнений движения по всей расчетной области получали поля следующих искомых функций: скорости, давления, кинетической энергии турбулентности  $K$  и скорости ее диссипации  $\epsilon$ . В общей сложности было просчитано 25 различных вариантов с различными значениями коэффициента сопротивления  $\xi$ . При значениях  $\xi < 4,9$  наблюдается зона циркуляции за перегородкой, при этом направление

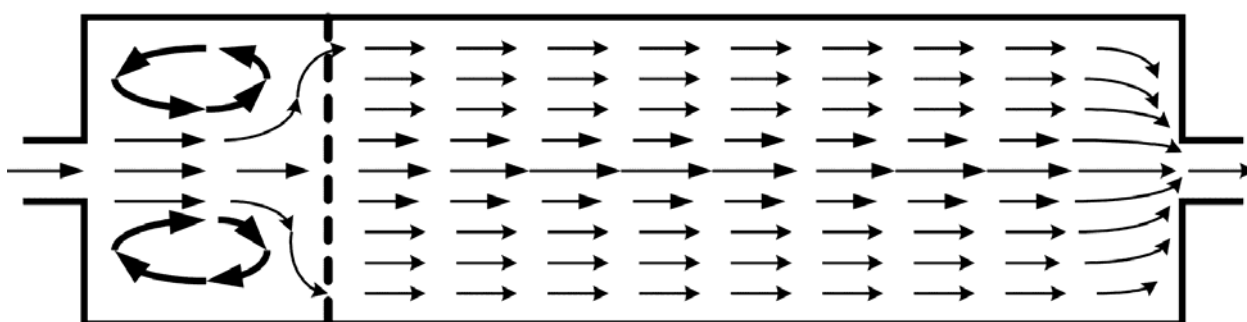
циркуляции такое, что скорость ближе к оси симметрии направлена в прямом продольном направлении основного потока, а у стенки – в обратном направлении (рис. 14.14, а). При  $\xi > 4,9$  зона циркуляции за перегородкой не наблюдается, а зона циркуляции перед перегородкой есть. Такая картина сохраняется практически неизменной в интервале  $4,9 < \xi < 5,9$  (рис. 14.14, в).



а



б



в

Рис. 14.14. Структура потока в аппарате, снабженном проницаемой поперечной перегородкой с коэффициентом сопротивления: а –  $\xi < 4,9$ ; б –  $\xi > 5,9$ ; в – при  $4,9 < \xi < 5,9$

При  $\xi > 6$  картина течения усложняется, и возможны течения с возникновением зоны циркуляции за перегородкой в обратном направлении, то есть скорость ближе к стенке направлена в прямом продольном направлении, а ближе к оси симметрии – в противоположном направлении (рис. 14.14, б). Это связано с тем, что высокое гидравлическое сопротивление перегородки отбрасывает жидкость к стенке, в результате формируется обращенная зона циркуляции за перегородкой. В любом случае высокое сопротивление перегородки является негативным фактором, так как увеличивает затраты на перемещение сред и создание избыточного давления. По этой причине нецелесообразно поднимать гидравлическое сопротивление выше той, при которой наблюдается течение без зоны циркуляции за перегородкой. Поэтому рациональным значением гидравлического сопротивления является 4,9, но так как на практике невозможно достичь ровно такого значения ввиду наличия различных погрешностей изготовления, измерения и расчета, то на практике реальное значение коэффициента сопротивления должно лежать в интервале от 4,9 до 5,9.

### ***Возможности использования пакета *Fluent* в решении газодинамических задач***

Газогидродинамический пакет *Fluent* позволяет рассчитывать поля скоростей, давлений, температур плотностей и многих других характеристик в исследуемой области при различных начальных и граничных условиях. Для расчета необходимо задать геометрию исследуемой области и разбить ее на элементарные объемы.

Для примера на рис. 1 в приложении дается исследуемая область для расчета газодинамики в колонне с установленным в ней газожидкостным распределителем. Для упрощения расчета в нашем случае рассматривается только распределение газа, т.е. среда является однофазной. Газ подается через распределитель во внутрь колонны и поднимается вверх. Задачей распределителя является равномерное распределение газового потока по сечению колонны над распределителем. Соответственно целью расчета является определение полей скорости в расчетной области.

В качестве расчетной газовой среды использовался воздух при нормальных условиях. На входе в реактор задавался массовый расход воздуха. Среда считалась несжимаемой. Расчет велся при постоянной температуре.

Далее представлены некоторые результаты расчета.

На рис. 2 в приложении – траектории движения частиц газа внутри исследуемой области.

На рис. 3 в приложении показано векторное поле скорости на выходе из распределителя. В зависимости от скорости движения частиц векторы окрашиваются в различные цвета: синий – самая маленькая скорость ( $0 \div 2,5$  м/с); красный – самая большая скорость ( $47,5 \div 50$  м/с). Как видно из рисунка, профиль векторов скорости на выходе из распределителя вполне равномерный.

На рис. 4 приложения представлено векторное поле скорости на выходе из расчетной области. Как видно из рисунка, поле скорости является равномерным, соответственно распределитель справляется со своей задачей.

На рис. 5 и 6 приложения представлены расчетная область и результаты расчета гидродинамики в трубчатом реакторе, который снабжен трубчатым распределительным устройством для подачи реагентов и конусным распределителем для распределения циркулирующего в реакторе потока. Задачей конусного распределителя является равномерная подача потока в трубы реактора с постоянной по сечению аппарата скоростью.

На рис. 6 приложения представлен результат расчета в виде векторного поля скоростей на выходе из труб реактора.

Гидродинамический пакет Fluent позволяет рассчитывать траектории движения дисперсных частиц в потоке сплошной среды. При этом можно задавать плотность частиц, их количество, размер, начальную скорость. Можно задавать массовый расход дисперсных частиц и размер, тогда их количество будет определяться автоматически.

На следующих рисунках представлены результаты расчета шевронного каплеуловителя. Газ с содержащимися в нем дисперсными частицами жидкости подается в шевронный каплеуловитель снизу. Под действием инерционных сил происходит осаждение частиц жидкости на стенках каплеуловителя.

Расчеты проводились для систем воздух – вода и метан – пентан.

На стенках каплеуловителя задавались следующие граничные условия:

- скорость сплошной фазы на стенках равна нулю;
- при попадании дисперсной частицы на стенку она пропадает и далее в расчете не используется.

Второе граничное условие не совсем корректное, однако в действительности севшие частицы образуют тонкую пленку, которая мало влияет на гидродинамику и предотвращает возврат дисперсных частиц обратно в газовый поток.

Результаты расчетов представлены на рис. 7 приложения. На них изображены траектории движения дисперсных частиц. Цветом обозначено время пребывания частиц в газовом потоке: синий цвет – малое пребывание, красный цвет – длительное пребывание. Границы цветовых областей представлены на рисунках слева в виде цветовой диаграммы. Время отображается в секундах.



## ГЛАВА 15

### ЧИСЛЕННОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ В ОТСТОЙНИКАХ

При расчете гравитационных отстойников традиционными методами (глава 7 и 8) не учитывается неравномерность потоков, вызванная входными устройствами, перегородками, люками и т.д. В данной главе рассмотрена математическая модель и даны результаты численного исследования отстойников с учетом различных конструктивных особенностей.

#### 15.1. Моделирование процесса сепарации эмульсий и суспензий под действием гравитационных сил

##### *Теоретические основы расчета гравитационных отстойников*

С целью использования известных методов механики сплошной среды при описании движения многокомпонентных и многофазных сред применяют понятие многоскоростного континуума (см. раздел 5.2). Согласно этому понятию дисперсная среда типа многокомпонентной эмульсии в несущей жидкости представляется как совокупность непрерывных сред, заполняющих одновременно один и тот же объем и имеющих в каждой точке пространства свою собственную скорость. Для каждой из фаз  $i$  вводятся приведенная массовая плотность  $\rho_i$ , объемная доля  $\alpha_i$  и скорость фазы  $V_i$ , которые могут меняться от точки к точке, что позволяет описывать изменение числа капель и их скорость движения. Если обычную массовую плотность фазы  $i$  обозначить  $\rho_i^0$ , то получим для  $N$  фазной смеси

$$\rho_i = \rho_i^0 \alpha_i \quad i=1 \dots N, \quad \sum_{i=1}^N \alpha_i = 1, \quad i=1 \dots N, \quad (15.1.1)$$

(в дальнейшем будем считать, что индекс  $i=1$  относится к несущей, а  $i=2 \dots N$  – к дисперсным фазам).

Согласно методам механики сплошной среды уравнения модели движения получаются на основе использования физических законов сохранения массы, импульса, момента импульса и энергии. Так как нас интересует ламинарное, бездиссепативное движение, то можно ограничиться первыми двумя законами сохранения, остальные дадут незначительные

поправки. Представим балансовые соотношения для массы и импульса по каждой фазе в некотором фиксированном объеме  $v$ , ограниченном поверхностью  $s$ , учитывая обмен с внешней средой и между фазами [132, 170].

Закон сохранения массы примет вид

$$\int_V \frac{\partial \rho_i}{\partial t} dV = - \int_s \rho_i V_i^n dS + \int_V \sum_{j=1, j \neq i}^N J_{ji} dV, \quad J_{ji} = -J_{ij}, \quad J_{ii} = 0, \quad i=1 \dots N, \quad (15.1.2)$$

где  $J_{ji}$  – источник массы, величина которого численно равна массе передаваемого вещества из  $j$  в  $i$  фазу в единице объема за единицу времени.

Закон сохранения импульса можно представить в виде

$$\int_V \frac{\partial(\rho_i V_i)}{\partial t} dV = - \int_s \rho_i V_i V_i^n ds + \int_s \sigma_i^n ds + \int_V \rho_i g_i dV + \int_V \sum_{j=1}^N P_{ji} dV, \quad i=1 \dots N, \quad (15.1.3)$$

$$P_{ji} = -P_{ij}, \quad P_{ii} = 0,$$

где тензор  $\sigma_i^n$  характеризует внешние силы, действующие на поверхность, рассматриваемого объема; вектор  $g_i$  характеризует внешние объемные силы, в нашем случае это силы гравитации; вектор  $P_{ji}$  – источник импульса, который характеризует интенсивность обмена импульсом между фазами, он численно равен импульсу, передаваемому из  $j$  в  $i$  компонент в единице объема за единицу времени.

Следуя методам механики сплошной среды, воспользуемся теоремой Остроградского-Гаусса для получения дифференциальных уравнений модели

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \nabla_k (\rho_i V_i^k) = \sum_{j=1}^N J_{ji}, \quad i=1 \dots N, \quad (15.1.4)$$

$$\frac{\partial(\rho_i V_i)}{\partial t} + \nabla_k (\rho_i V_i^k V_i) = \nabla_k \sigma_i^k + \rho_i g_i + \sum_{j=1}^N P_{ji}, \quad i=1 \dots N, \quad (15.1.5)$$

где  $g$  – ускорение свободного падения (индекс  $k$  означает суммирование по координатам).

Для решения полученных уравнений удобно использовать понятие вектора потока объемной доли фазы  $X_i$ , который определяется, как  $X_i = V_i \alpha_i$ , тогда, учитывая (15.1.1), можно получить

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k X_i^k = \frac{1}{\rho_i} \sum_{j=1}^N J_{ji}, \quad i=1 \dots N, \quad (15.1.6)$$

$$\frac{\partial X_i}{\partial t} + \nabla_k (X_i^k V_i) = \nabla_k \sigma_i^k + \alpha_i g + \frac{1}{\rho_i} \sum_{j=1}^N P_{ji}, \quad i=1 \dots N. \quad (15.1.7)$$

### **Конкретизация уравнений для эмульсий (бесстолкновительная модель) и ее применение**

Полученные уравнения (15.1.1), (15.1.6), (15.1.7) могут описывать достаточно широкий спектр дисперсных смесей. Вид получаемых уравнений существенно зависит от типа дисперсных составляющих (суспензия, эмульсия, газовые взвеси, пузырьковые среды и т.п.), поскольку они содержат значительные различия в описании поверхностных сил, в характере межфазного взаимодействия и в особенностях движения. Для успешного применения уравнений необходимо конкретизировать вид тензора  $\sigma_i^k$ , характеризующего внешние поверхностные силы, а также параметры  $J_{ji}$ ,  $P_{ji}$ .

В данном разделе мы не будем учитывать межфазный обмен массой и импульсом, что справедливо для малых значений объемных долей капель, такую модель называют бесстолкновительной [170, 171]. Тогда для капель эмульсий можно считать, что:

- а) граничные силы на поверхности граничных стенок аппарата мало влияют на характер их движения;
- б) внешние массовые силы – это силы гравитационного притяжения;
- в) фазы взаимно нерастворимы, т.е. межфазный массоперенос отсутствует;
- г) дисперсная фаза состоит из недеформируемых сферических капель радиуса  $r_i$  с небольшими объемными долями  $\alpha_i \ll 1$ ;
- д) эффектами вращения и деформации капель можно пренебречь;
- е) эффекты столкновения, слипания, дробления также не учитываются;

ж) давление для всех фаз одинаково (баротропность системы).

В работах [170, 171] показано, что при данных допущениях законы сохранения могут быть представлены в следующем виде:

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k X_i^k = 0, \quad i=1 \dots N, \quad (15.1.8)$$

$$\frac{\partial X_i}{\partial t} + \nabla_k (X_i^k V_i) = -\frac{\alpha_i \nabla p}{\rho_i^0} + \frac{F_{1i}^\mu}{\rho_i^0} + \alpha_i g, \quad i=2 \dots N, \quad (15.1.9)$$

$$\frac{\partial X_1}{\partial t} + \nabla_k (X_1^k V_1) = -\frac{\alpha_1 \nabla p}{\rho_1^0} - \frac{1}{\rho_1^0} \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \alpha_1 g, \quad (15.1.10)$$

где  $F_{1i}^\mu$  – сила трения для малых значений числа Рейнольдса между дисперсной фазой  $i$  и несущей жидкостью, рассчитываемая по Стоксу:

$$F_{1i}^\mu = \alpha_1 \alpha_i K_{1i}^\mu (V_i - V_1), \quad K_{1i}^\mu = \frac{9\mu_1}{2r_i^2} \psi(\alpha_d) \Phi_i, \quad (15.1.11)$$

где  $r$  – характерный размер капли, м.

Здесь функция  $\Phi_i$  учитывает циркуляцию жидкости в капле по Адамару-Рыбчинскому

$$\Phi_i = \frac{3\mu_i + 2\mu_1}{3\mu_i + 3\mu_1}, \quad (15.1.12)$$

а функция  $\psi(\alpha_d)$  учитывает стесненность движения капель в дисперсной среде. Для этой функции при малых стесненностях  $\alpha_d$  рекомендуется выражение [170]

$$\psi(\alpha_d) = (1 - \alpha_d)^{-n}, \quad n \approx 5, \quad \alpha_d = \sum_{i=2}^N \alpha_i. \quad (15.1.13)$$

В данной модели учитывается взаимодействие только капель с несущей жидкостью, но частицы этой жидкости взаимодействуют и между собой. Это взаимодействие, связанное с вязкостью жидкости, можно учесть обычным образом [199], тогда уравнение (15.1.10) изменится:

$$\frac{\partial X_1}{\partial t} + \nabla_k (X_1^k V_1) = -\frac{\alpha_1 \nabla p}{\rho_1^0} - \frac{1}{\rho_1^0} \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \alpha_1 g + \frac{\mu_1 \alpha_1 \nabla^2 V_1}{\rho_1^0}, \quad (15.1.14)$$

здесь  $\nabla^2$  – оператор Лапласа.

Полученные уравнения математической модели динамики движения многокомпонентных эмульсий (15.1.8), (15.1.9), (15.1.14) являются аналогами уравнения неразрывности и уравнения Навье-Стокса для сплошных сред.

Применим приведенные уравнения для расчета движения капель жидкости одинакового радиуса  $r$  в горизонтальном ламинарном потоке несущей жидкости вдоль координаты  $x$ . Задача заключается в нахождении объемных долей капель и скоростей в рабочей области аппарата после установления стационарного режима течения. Даже при учете стационарности уравнения (15.1.8) – (15.1.10) остаются достаточно сложными для аналитического решения, и приходится использовать добавочные упрощения. Если расписать производные и использовать (15.1.8), то можно представить уравнения в следующем виде:

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k (\alpha_i V_i^k) = 0, \quad i=1 \dots N, \quad (15.1.15)$$

$$\rho_1^0 \alpha_1 \frac{dV_1}{dt} = -\alpha_1 \nabla p - \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \rho_1^0 \alpha_1 g, \quad (15.1.16)$$

$$\rho_i^0 \alpha_i \frac{dV_i}{dt} = -\alpha_i \nabla p + F_{1i}^\mu + \rho_i^0 \alpha_i g \quad i=2 \dots N, \quad (15.1.17)$$

где  $\frac{dV_i}{dt}$  является субстанциональной производной от скорости фазы  $V_i$ :

$$\frac{dV_i}{dt} = \frac{\partial V_i}{\partial t} + V_i^k \nabla_k V_i. \quad (15.1.18)$$

Первое упрощение рассматривается в работе [170], где автор обосновывает предположение, что для устоявшегося режима движения частиц при малых скоростях и близких плотностях можно принять субстанциональные производные от скоростей равными нулю (безинерционная модель).

Второе упрощение заключается в предположении, что горизонтальные составляющие скоростей каплей и несущей жидкости одинаковы. Это предположение связано с тем, что в горизонтальном направлении на обе фазы действуют силы трения, которые достаточно быстро выравнивают скорости фаз. Время релаксации оценивается соотношением  $t = \frac{2r^2 \rho_0}{9\mu} \approx 10^{-2} \text{ с.}$

Третье приближение связано с малым влиянием каплей на скорость несущей фазы в вертикальном направлении. Поэтому будем считать, что вертикальная составляющая несущей фазы равна нулю.

Сделанные предположения позволяют упростить уравнения (15.1.16) – (15.1.17). Обозначим через  $U(x, z)$  горизонтальную составляющую скорости капли, а через  $V(x, z)$  – вертикальную. Тогда уравнения примут вид

$$\frac{\partial(U(1-\alpha_2))}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial(U\alpha_2)}{\partial x} + \frac{\partial(V\alpha_2)}{\partial z} = 0, \quad (15.1.19)$$

$$F_{12}^\mu + \alpha_1 \alpha_2 g (\rho_2^0 - \rho_1^0) = 0. \quad (15.1.20)$$

В такой модели изменение скорости капли происходит только из-за изменения стесненности, которая влияет на силу трения.

Введем граничные условия на входе в отстойную зону в виде

$$U(x, z)|_{x=0} = U^0(z), \quad \alpha_2(x, z)|_{x=0} = \alpha_2^0(z). \quad (15.1.21)$$

Из соотношений (15.1.11), (15.1.20) получается выражение для вертикальной составляющей поля скоростей капли

$$V_2 = \frac{2r^2 g (\rho_1^0 - \rho_2^0)}{9\mu_1 \Phi \Psi(\alpha_2)}. \quad (15.1.22)$$

Используем граничные условия (15.1.11) в уравнениях (15.1.19) и получим выражения для горизонтальной составляющей скорости:

$$U(x, z) = \frac{U^0(z)(1 - \alpha_2^0(z))}{1 - \alpha_2(x, z)}, \quad (15.1.23)$$

и для объемной доли капель

$$U^0(z)(1 - \alpha_2^0(z)) \frac{\partial \left( \frac{\alpha_2}{1 - \alpha_2} \right)}{\partial x} + A \frac{\partial (\alpha_2(1 - \alpha_2)^5)}{\partial z} = 0, \quad (15.1.24)$$

где  $A = \frac{2r^2 g (\rho_1^0 - \rho_2^0)}{9\mu_1}$ .

Согласно [170, 171], уравнение (15.1.24) является однородным квазилинейным первого порядка в частных производных, оно имеет неявное аналитическое решение, получаемое путем исключения параметра  $p$  из уравнений

$$\alpha_2(x, z) = \alpha_2^0(p),$$

$$x(1 - \alpha_2(x, z))^6 (1 - 6\alpha_2(x, z)) A = \int_p^z U^0(\lambda) (1 - \alpha_2^0(\lambda)) d\lambda. \quad (15.1.25)$$

Решение этих уравнений позволяет получить траектории движения капель на полках отстойника. Однако полученные уравнения (15.1.25) необходимо решать численно, и в качестве граничных условий на входе в отстойник необходимо задать профили горизонтальной скорости и объемной доли капель [132, 247].

### ***Учет стесненности при движении в эмульсиях***

Учет суммарной объемной доли дисперсии (15.1.13) или стесненности может быть крайне важен при проектировании ряда химико-технологических процессов, в которых необходимо уметь достаточно точно описывать всплытие или осаждение капель в сплошной жидкой фазе. Известно, что уже при небольших концентрациях капель скорость всплытия  $V$  может существенно отличаться от скорости всплытия капли  $V_0$  в сплошной среде (см. главу 5). Это объясняется особенностями гидродинамики обтекания

множества близко расположенных капель и вследствие сложности уравнений Навье-Стокса, не имеет строгого математического описания. Поэтому любые экспериментальные данные, а также приближенные модели этого процесса представляют большой интерес для разработчиков химико-технологических процессов.

Введем следующие обозначения. В связи с тем, что записываемые уравнения справедливы для всех дисперсных включений, то свойства сплошной фазы будем обозначать индексом «ж», а свойства дисперсной фазы – «к» (от слова капля).

Силу трения  $F^{\mu}$ , действующую на каплю, согласно законам гидродинамики обычно описывают с помощью коэффициента сопротивления (5.3.9):

$$F^{\mu} = \xi \frac{\pi r^2 V^2}{2}. \quad (15.1.26)$$

При всплытии (осаждении) капля реализуется случай движения с малым числом Рейнольдса  $Re$ , поэтому коэффициент сопротивления  $\xi$  для одиночной капли можно описать как

$$\xi = 24 \frac{\Phi(\mu_{ж}, \mu_{к})}{Re}, \quad Re = \frac{2\rho_{ж} r V}{\mu_{ж}}. \quad (15.1.27)$$

Здесь  $\Phi(\mu_{ж}, \mu_{к})$  – поправка на циркуляцию жидкости в капле, рассчитываемая по уравнению (15.1.12).

Силу трения  $F^{\mu}$ , действующую на каплю при наличии множества других капель, можно описать также с помощью формулы (15.1.26), где используется коэффициент сопротивления  $\xi^*$ , учитывающий стесненность

$$\xi^* = 24 \frac{\Phi(\mu_{ж}, \mu_{к}) \Psi(\varphi)}{Re} = 24 \frac{\Phi(\mu_{ж}, \mu_{к})}{Re^*}, \quad (15.1.28)$$

$$Re^* = \frac{2\rho_{ж} r V}{\mu_{эф}}, \quad \mu_{эф} = \mu_{ж} \Psi(\varphi).$$



Здесь функция  $\psi(\varphi)$  учитывает стесненность среды, при этом  $\varphi \approx \alpha_d$  – суммарная объемная доля дисперсной фазы.

Силу трения  $F^\mu$  с учетом (15.1.26), (15.1.27), (15.1.28) можно записать с помощью эффективной вязкости  $\mu_{\text{эф}}$  в виде

$$F^\mu = 6\pi\mu_{\text{эф}}rV\Phi(\mu_{\text{ж}}, \mu_{\text{к}}), \quad (15.1.29)$$

при этом иногда в выражении для  $\Phi(\mu_{\text{ж}}, \mu_{\text{к}})$  вместо  $\mu_{\text{ж}}$  используют  $\mu_{\text{эф}}$  [8, 9]:

$$F^\mu = 6\pi\mu_{\text{эф}}rV\Phi(\mu_{\text{эф}}, \mu_{\text{к}}). \quad (15.1.30)$$

При движении капли, кроме силы трения, на нее действуют силы тяжести и Архимеда, которые очень быстро уравниваются, и устанавливается постоянная скорость движения  $V$ . Если учесть, что скорость сплошной фазы намного меньше скорости всплытия контрольной капли (в экспериментах это достигается за счет разницы радиуса или плотности контрольной капли по сравнению с каплями дисперсной среды), то баланс сил приводит к соотношению для скоростей:

$$V = \frac{2r^2g|\rho_{\text{к}} - \rho_{\text{ж}}|}{9\mu_{\text{эф}}\Phi}, \quad V_0 = \frac{2r^2g|\rho_{\text{к}} - \rho_{\text{ж}}|}{9\mu_{\text{ж}}\Phi}. \quad (15.1.31)$$

Из соотношений (15.1.31) следует, что эффективная вязкость выражается в виде

$$\mu_{\text{эф}} = \mu_{\text{ж}}\psi(\varphi) = \mu_{\text{ж}}\frac{V_0}{V}, \quad (15.1.32)$$

и может быть определена (совместно с  $\psi(\varphi)$ ) экспериментально по зависимости скорости  $V$  от стесненности. При этом скорость стесненного движения капли описывается соотношением

$$V = V_0\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{эф}}}. \quad (15.1.33)$$

Таким образом, учет стесненности во многих теориях производится путем выбора определенного выражения для зависимости  $\mu_{эф}$  от параметров дисперсной среды. Существующие теории для определения  $\mu_{эф}$  базируются на решении уравнений гидродинамики Навье-Стокса и вследствие их сложности используют различные приближения или аналогии с решением подобной задачи для твердых сфер, которая также не имеет точного решения для больших объемных долей. Для жидких частиц дополнительно оказывается важным учет их деформации при движении и циркуляции жидкости внутри капли.

### *Эффективный коэффициент трения*

Имеющиеся выражения для  $\mu_{эф}$  вследствие сложности решения уравнений Навье-Стокса для совокупности гидродинамически взаимодействующих тел имеют во многом эмпирический характер (см. раздел 2.1). В литературе [33, 34] немного экспериментальных данных по изучению движения капель в дисперсной жидкой среде, они получены в экспериментах с «инженерным уровнем постановки» и имеют большой разброс (до 20 %). Это связано в основном со сложностью получения неподвижной дисперсной среды из капель (в результате их всплытия объемный состав среды может измениться за время движения контрольной капли) и поддержания постоянного состава вследствие их объединения (коалесценции). В известных работах приведены данные для больших  $Re$  ( $7 < Re < 2450$ ) в диапазоне  $0,01 < \varphi < 0,95$  по 602 экспериментальным точкам, в работах [8, 11] имеются данные для малых  $Re$  в диапазоне  $0,01 < \varphi < 0,95$ , в [33] есть данные для колонных аппаратов.

Для работы отстойников наиболее важен случай малых  $Re < 1$ , для них рядом зарубежных исследователей предлагается обобщенная корреляция экспериментальных данных, которая построена по данным о всплытии в жидкости твердых частиц, пузырей и капель. Эта аппроксимация имеет следующий вид (кривая 5 на рис. 15.1):

$$V = \frac{V_0(1-\varphi)^{0,5} \Phi_1(1+\psi)}{1 + \psi \Phi_1^{\frac{6}{7}}}, \quad \Phi_1 = (1-\varphi)^{0,5} \frac{\mu_{ж}}{\mu_{эф}},$$

$$\psi = 0,55 \left[ (1 + 0,01 A_r)^{4/7} - 1 \right]^{0,75}, \quad A_r = 8gr^3 \left( 1 - \frac{\rho_k}{\rho_{жк}} \right) \frac{\rho_{жк}^2}{\mu_{жк}^2}, \quad (15.1.34)$$

$$\mu_{эф} = \mu_{жк} \left( 1 - \frac{\varphi}{\varphi_M} \right)^{-n}, \quad n = 2,5 \varphi_M \frac{0,4\mu_{жк} + \mu_k}{\mu_{жк} + \mu_k}, \quad \varphi = 1 \div 0,95.$$

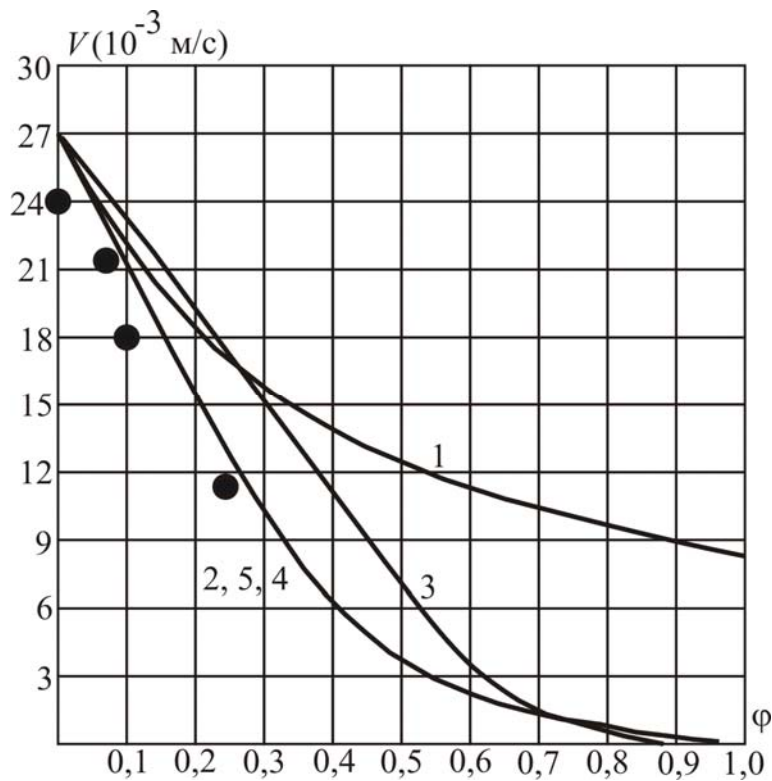


Рис. 15.1. Теоретические (1, 2, 3) и экспериментальные (4, 5) зависимости скорости движения капель от объемной доли дисперсной фазы; ● – экспериментальные данные по смеси соляровое масло – вода

В работе [170, 171] говорится о хорошем качестве аппроксимации данных для суспензий с помощью простой функции:

$$\mu_{эф} = \mu_{жк} (1 - \varphi)^{-n}, \quad n = 4,8 \div 5,6 \text{ для } \varphi < 0,2. \quad (15.1.35)$$

Нам удалось получить хорошую аппроксимацию экспериментальных данных для эмульсии соляровое масло – вода этой функцией при  $n = 2,67$  для  $0 < \varphi < 1$  (кривая 4), показатель  $n = 2,7$  упоминается в работе [171].

Все эти аппроксимации основаны на теоретических уравнениях движения капель в стесненных условиях, которые получаются из уравнений Навье-Стокса при различных упрощающих предположениях. Наиболее известными являются выражения для  $\mu_{\text{эф}}$ .

Формула Тейлора получена по аналогии с формулой Эйнштейна для твердых сфер после учета циркуляции жидкости в капле (кривая 1 рис. 15.1):

$$\mu_{\text{эф}} = \mu_{\text{ж}} \left( 1 + 2,5\varphi \frac{0,4\mu_{\text{ж}} + \mu_{\text{к}}}{\mu_{\text{ж}} + \mu_{\text{к}}} \right). \quad (15.1.36)$$

Для многофазной дисперсной среды эту формулу рекомендуется использовать в следующем виде:

$$\mu_{\text{эф}} = \mu_{\text{ж}} \left( 1 + 2,5 \sum \varphi_i \frac{0,4\mu_{\text{ж}} + \mu_{\text{к}i}}{\mu_{\text{ж}} + \mu_{\text{к}i}} \right). \quad (15.1.37)$$

Формула Левитона и Лейтона [97, 258] теоретически учитывает стесненность в более высоком приближении, чем формула Тейлора (кривая 2 рис. 15.1):

$$\mu_{\text{эф}} = \mu_{\text{ж}} \exp \left( 2,5\varphi \frac{0,4\mu_{\text{ж}} + \mu_{\text{к}}}{\mu_{\text{ж}} + \mu_{\text{к}}} \right) \left( \varphi + \varphi^{\frac{5}{3}} + \varphi^{\frac{11}{5}} \right). \quad (15.1.38)$$

Формула Барнеа-Мизрахи учитывает стесненность с помощью поправок в формуле Адамара-Рыбчинского (кривая 3 рис. 15.1):

$$\mu_{\text{эф}} = \mu'_{\text{ж}} \frac{\Phi(\mu'_{\text{ж}}, \mu_{\text{к}})}{\Phi(\mu_{\text{ж}}, \mu_{\text{к}})}, \quad (15.1.39)$$

$$\mu'_{\text{ж}} = \mu_{\text{ж}} \exp \left[ \frac{2\mu_{\text{ж}} + 5\mu_{\text{к}}}{3\mu_{\text{ж}} + 3\mu_{\text{к}}} \frac{\varphi}{1 - \varphi} \right].$$

### **Экспериментальный подбор выражения для эффективного коэффициента трения в системе соляровое масло – вода**

Все представленные методики для расчета скоростей капель при их движении в стесненных условиях, полученные как по экспериментальным данным, так и по теоретическим, дают достаточно большой разброс. Это связано, во-первых, со сложностью эксперимента в дисперсной среде, состав которой постоянно меняется, а во-вторых, с приближенностью используемых предпосылок при теоретическом рассмотрении проблемы. Поэтому для выбора наилучшей методики для конкретных условий необходимо провести хотя бы небольшое количество экспериментов с используемой в аппарате дисперсной системой.

При конструировании сепаратора-отстойника по очистке воды от нефтепродуктов основной задачей является определение динамики движения капель нефти внутри аппарата. Это можно сделать по методикам, разработанным авторами данной монографии, но для расчетов динамики необходимо найти зависимость скорости капель используемой среды от объемной доли дисперсной фазы, от вязкости и плотности капель и непрерывной среды, от радиуса капель нефти.

Для получения экспериментальных данных была исследована дисперсная система вода – соляровое масло.

*Параметры смеси:* давление атмосферное; температура – 20 °С; плотность воды – 1000 кг/м<sup>3</sup>; плотность солярового масла – 860 кг/м<sup>3</sup>; вязкость (динамическая) воды – 1,0·10<sup>-3</sup> Па с; вязкость (динамическая) солярового масла – 3,87·10<sup>-3</sup> Па с.

В табл. 15.1 представлены результаты эксперимента.

Т а б л и ц а 15.1

#### **Результаты эксперимента**

φ (%)	Время всплытия (с)	Скорость (м/с)
0	10,3	2,427·10 <sup>-2</sup>
7	11,7	2,136·10 <sup>-2</sup>
10	13,8	1,811·10 <sup>-2</sup>
25	21,7	1,152·10 <sup>-2</sup>

Погрешность определения объемной доли 10 %, скорости 1 %.

Как видно на рис. 15.1, кривые 2, 5, 4 совпадают между собой, что позволяет рекомендовать простые зависимости 2 и 4 для использования их на практике. Полученные в эксперименте с соляровым маслом данные хорошо совпали с данными других авторов и позволили выбрать из ряда имеющихся формул наиболее точную и простую (15.1.35) при  $n = 2,67$ . Очевидно для других систем коэффициент  $n$  должен подбираться самостоятельно. Проведенный анализ позволяет также рекомендовать формулу (15.1.38), применяемую ранее для суспензий, также для аппроксимации экспериментальных данных по эмульсиям.

### ***Учет коагуляции при движении капель в эмульсиях***

Анализ результатов решений для предложенной модели при разделении смеси капель с водой в отстойниках прямоугольной формы с перегородками и препятствиями разных форм показал, что в рабочей области аппаратов возникают зоны, где концентрация капель становится достаточной большой и столкновения капель, ведущие к коагуляции, могут иметь определенное влияние на процесс разделения.

Для учета коагуляции и обратного процесса деления капель в [170, 171] вводится понятие интенсивности перехода массы из фазы  $j$  в фазу  $i$ . Для эмульсии из капель разного размера эта интенсивность  $J_{ji}$  численно равна массе капель радиуса  $r_j$ , сливающихся с каплями радиуса  $r_i$  в единице объема и в единицу времени. Из закона сохранения массы следует  $J_{ji} = -J_{ij}$ ,  $J_{ii} = 0$ . Кроме того, так как дисперсные капли и вода взаимно не растворяются и переход массы между ними не возможен, то  $J_{j1} = 0$  для  $j = 2 \dots N$ .

При коагуляции капель происходит также перенос импульса от одной фазы к другой, что описывается вектором  $P_{ji}$ , который представляет интенсивность обмена импульсом и численно равен количеству импульса, передаваемому в единице объема и в единицу времени каплями радиуса  $r_i$  каплям радиуса  $r_j$  при их слиянии. Из закона сохранения импульса имеем  $P_{ji} = -P_{ij}$ ,  $P_{ii} = 0$  и вследствие отсутствия обмена между каплями и водой  $P_{j1} = 0$  для  $j = 2 \dots N$ .

В результате уравнения модели (15.1.8), (15.1.8), (15.1.14) с учетом (15.1.6), (15.1.7) примут следующий вид:

$$\frac{\partial \alpha_1}{\partial t} + \nabla_k X_1^k = 0, \quad (15.1.40)$$

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k X_i^k = \frac{1}{\rho_i^0} \sum_{j=2}^N J_{ji}, \quad i = 2 \dots N, \quad (15.1.41)$$

$$\rho_1^0 \frac{\partial X_1}{\partial t} = -\rho_1^0 \nabla_k (X_1^k V_1) - \alpha_1 \nabla p - \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \rho_1^0 \alpha_1 g + \mu_1 \alpha_1 \nabla^2 V_1, \quad (15.1.42)$$

$$\rho_i^0 \frac{\partial X_i}{\partial t} = -\rho_i^0 \nabla_k (X_i^k V_i) - \alpha_i \nabla p + F_{1i}^\mu + \rho_i^0 \alpha_i g + \sum_{j=2}^N P_{ji}, \quad i = 2 \dots N. \quad (15.1.43)$$

Для конкретизации вида вектора  $P_{ji}$  и нахождения его связи с  $J_{ji}$  в случае дисперсионной эмульсии рассмотрим отдельный акт столкновения и (15.1.39) слияния капель разных фаз как переход капли радиуса  $r_i$  из фазы  $i$ , движущейся со скоростью  $V_i$ , в фазу  $j$  и одновременно капли радиуса  $r_j$  из фазы  $j$ , движущейся со скоростью  $V_j$ , в фазу  $i$ . Очевидно, что при этом суммарный импульс дисперсной фазы  $j$  увеличивается на величину  $\frac{4}{3} \pi r_i^3 \rho_i^0 V_i$  и уменьшится на  $\frac{4}{3} \pi r_j^3 \rho_j^0 V_j$ , в то же время, также по величине (с другим знаком) изменится суммарный импульс дисперсной фазы  $i$ . Это происходит при каждом столкновении и если интенсивность перехода массы из фазы  $j$  в фазу  $i$  задается величиной  $J_{ji}$ , то вектор  $P_{ji}$  можно выразить следующим образом:

$$P_{ji} = |J_{ji}| (V_j - V_i), \quad i, j = 2 \dots N. \quad (15.1.44)$$

Подобное выражение используется в работах [204, 219] при описании зернистых дисперсных систем. Отсюда вместо (15.1.43) окончательно имеем

$$\rho_i^0 \frac{\partial X_i}{\partial t} = -\rho_i^0 \nabla_k (X_i^k V_i) - \alpha_i \nabla p + F_{1i}^\mu +$$

$$i = 2 \dots N, \quad (15.1.45)$$

$$+\rho_i^0 \alpha_i g + \sum_{j=2}^N |J_{ji}| (V_j - V_i).$$

Таким образом, для моделирования динамики капель при наличии коагуляции необходимо уметь рассчитывать интенсивность переноса массы из фазы  $j$  в фазу  $i$ , задаваемый величиной  $J_{ji}$ . Согласно определению этой величины можно записать

$$J_{ji} = \frac{dM_{ji}}{dvdt} = \frac{dN_{ji} m_j}{dvdt} = \frac{dN_{ji} \rho_i^0 \frac{4}{3} \pi r_j^3}{dvdt} = \frac{dn_{ji}}{dt} \rho_i^0 \frac{4}{3} \pi r_j^3, \quad (15.1.46)$$

где  $\frac{dn_{ji}}{dt}$  – скорость изменения числовой плотности капель фазы  $j$  за счет их присоединения к каплям фазы  $i$ , эту величину необходимо рассчитывать, исходя из теории и экспериментов по коагуляции.

### ***Теории и эксперименты по коагуляции капель***

Согласно теории коагуляции, созданной Дерягиным, Ландау, Фервеем, Овербеком, присоединение одних дисперсных частиц к другим происходит, в основном, в результате действия двух видов сил между частицами: сил межмолекулярного притяжения Лондона и Ван-дер-Ваальса; сил электростатического отталкивания, действующих между ионами двойного электрического слоя, возникающего в результате ионизации и сорбции молекул среды вокруг частиц. Вероятность объединения частиц и прочность сцепления существенно зависят от характера изменения этих сил в зависимости от расстояния между частицами. Как показывают теория и практика, потенциальная энергия взаимодействия дисперсных частиц в общем случае может иметь два минимума (ближний глубокий и дальний менее глубокий) с барьером между ними.

Варианты видов коагуляции определяются глубинами ям, высотой барьера и энергией частиц:

а) если энергии частицы недостаточно для преодоления барьера, а глубина дальней ямы мала, то коагуляции не будет;



б) если энергии частицы достаточно для преодоления барьера, глубина дальней ямы мала, глубина ближней ямы велика, то коагуляция произойдет обязательно (она происходит в течение нескольких секунд или минут, ее называют быстрой необратимой коагуляцией);

в) если энергии частицы недостаточно для преодоления барьера, глубина дальней ямы достаточна для удержания частицы, то коагуляция произойдет в дальней яме, но агрегаты будут неустойчивы и могут распасться (это явление иногда называют флокуляцией);

г) если энергия частицы сравнима с высотой барьера и глубинами ближней и дальней ямы, то коагуляция может происходить как в ближней, так и в дальней яме (происходит в течение длительного времени от нескольких минут до суток, ее называют медленной коагуляцией).

Основы кинетики процессов коагуляции создал Смолуховский. Согласно его теории при коагуляции необходимо различать два процесса: сближение-столкновение частиц (флокуляция) и слияние-слипание частиц в одну (коагуляция). Интенсивность флокуляции зависит от числа столкновений отдельной частицы с другими в единицу времени и определяется в общем случае тремя видами движения:

а) теплового или Броуновского – Броуновская флокуляция ;

б) ускоренного движения частиц под действием внешних сил (например, при всплывании или осаждении) при наличии градиентов скорости – градиентная флокуляция;

в) гидродинамического движения частиц с разными скоростями (например при перемешивании среды) – гидродинамическая флокуляция.

Коагуляция частиц существенно зависит от высоты потенциального барьера и глубин потенциальных ям. Теория, определяющая уменьшение интенсивности коагуляции при увеличении высоты барьера, позволяет рассчитывать фактор замедления коагуляции  $W$  через потенциал взаимодействия двух частиц.

Рассматривая быструю Броуновскую коагуляцию как процесс необратимого слияния первичных сферических частиц при бинарных столкновениях с фактором замедления равным единице (т.е. как будто все сближения частиц оканчиваются их слиянием), Смолуховский рассчитал по теории вероятности частоты столкновений агрегатов частиц и связал их с коэффициентами диффузии. Если  $n_i$  – плотность числа агрегатов, состоящих из  $i$  первичных частиц, а  $R_{ij}$  – радиус взаимодействия,  $R_{ij}$  – коэффициенты взаимной диффузии агрегатов, то получаются следующие уравнения для скорости изменения числовой плотности агрегатов из  $k$  первичных капель:

$$\frac{dn_k}{dt} = \frac{1}{2} \sum_{i=1, j=k-1}^{\infty} 4\pi D_{ij} R_{ij} n_i n_j - n_k \sum_{i=1}^{\infty} 4\pi D_{ik} R_{ik} n_i. \quad (15.1.47)$$

Эти уравнения требуют знания коэффициентов  $R_{ij}$  и  $R_{ij}$ , если принять, что приближенно  $R_{ij} D_{ij} = 2DR$ , что согласуется с кинетической теорией, то можно получить следующие уравнения для числовых плотностей агрегатов:

$$\frac{dn_k}{dt} = 4\pi DR \left( \sum_{i=1, j=k-1}^{\infty} n_i n_j - 2n_k n \right), \quad (15.1.48)$$

а для суммарной числовой плотности частиц –

$$\frac{dn}{dt} = -4\pi DR n^2. \quad (15.1.49)$$

Решения этих уравнений имеют вид

$$n_k = n_0 \frac{\left(\frac{t}{T}\right)^{k-1}}{\left(\frac{t}{T}\right)^{k+1}}, \quad (15.1.50)$$

$$n = \frac{n_0}{\left(1 + \frac{t}{T}\right)}. \quad (15.1.51)$$

Время коагуляции  $T$  определяется (используя связь Эйнштейна – Стокса для коэффициентов диффузии и вязкости  $\mu$ ) по соотношениям

$$T = \frac{1}{4\pi DR n_0} = \frac{3\mu}{4kT^0 n_0}. \quad (15.1.52)$$

Медленная Броуновская коагуляция по Смолуховскому отличается от быстрой только тем, что не при всех столкновениях частиц происходит слипание в агрегат. Поэтому для нее уравнения (15.1.48), (15.1.49)

отличаются только на множитель, называемый фактором замедления коагуляции  $W$ , учитывающий вероятность слипания.

Смолуховский рассмотрел добавочное влияние на коагуляцию ускоренного движения частиц под действием внешних сил (градиентная флокуляция). Он выяснил, что скорость изменения плотности агрегатов за счет ускоренного ламинарного движения выражается соотношением

$$\frac{dn}{dt} = -\frac{4}{3} R^3 \nabla V n^2, \quad (15.1.53)$$

а для турбулентного соотношением получено выражение [142]

$$\frac{dn}{dt} = -\frac{\mu}{\rho} R^3 n^2 \frac{\text{Re}^{\frac{3}{2}}}{L^2},$$

где  $L$  – масштаб крупномасштабных движений.

Коагуляция за счет относительного гидродинамического движения частиц с разными радиусами и соответственно с разными скоростями рассмотрена Мюллером. Было получено, что скорость изменения плотности агрегатов из-за относительного гидродинамического движения равна

$$\frac{dn_M}{dt} = -4\pi n_M n_{\bar{0}} D (r_{\bar{0}} + r_M) \frac{\text{Sh}(c)}{c},$$

$$c = \frac{V}{D} \left[ (r_{\bar{0}} + r_M) - r_{\bar{0}} \left( \frac{3}{2} \ln \frac{r_{\bar{0}} + r_M}{r_{\bar{0}}} + \frac{r_{\bar{0}}^2}{4(r_{\bar{0}} + r_M)^2} + \frac{3}{4} \right) \right]. \quad (15.1.54)$$

Эта коагуляция имеет значение при значительной разнице в размерах агрегатов и их скоростей.

Более обобщенные теории коагуляции, учитывающие столкновения любых дисперсных частиц, произвольное распределение по типам частиц, возможность распада агрегатов, одновременный учет двух потенциальных минимумов даются в работах Кройт, Мюллера и др. К сожалению, для их использования необходимо знать функциональный вид энергии взаимодействия агрегатов, первоначальное распределение числа агрегатов по размерам, коэффициенты диффузии и радиусы взаимодействия всех возможных агрегатов.

В работе Мюллера предлагается при рассмотрении коагуляции провести усреднение результатов по двум большим группам агрегатов, отличающимся по размерам. Это позволяет заменить сложную систему всевозможных агрегатов бинарной дисперсной системой из агрегатов только двух размеров (крупные  $r_{\bar{6}} > r_0$  и мелкие  $r_M < r_0$ ). Получены следующие формулы, показывающие, что изменение числа агрегатов разных размеров происходит по-разному. Для больших происходит их уменьшение по Смолуховскому:

$$n_{\bar{6}} = \frac{n_{\bar{6}0}}{1 + \frac{t}{T}}, \quad T = \frac{1}{Wn_{\bar{6}0}}, \quad (15.1.55)$$

а для малых частиц согласно [80] происходит медленное уменьшение по формуле

$$n_M = \frac{n_{M0}V_R}{\left(1 + \frac{t}{T}\right) \left[ (V_R V_N + 1) \left(1 + \frac{t}{T}\right)^{V_R} - 1 \right]}, \quad (15.1.56)$$

где  $V_R = \frac{r_{\bar{6}}}{2r_M}$ ,  $V_N = \frac{n_{\bar{6}0}}{n_{M0}}$ .

Там же обосновывается, используя ряд допущений, простое выражение для фактора замедления коагуляции  $W$ :

$$W = \frac{4kT^0}{3\mu}. \quad (15.1.57)$$

Что касается экспериментальных данных для дисперсной эмульсии, то конкретных данных довольно мало. В работе [97] говорится, что для масляных эмульсий характерна быстрая коагуляция, приводящая к расслоению, но уже при наличии небольших добавок ряда примесей коагуляция становится медленной и даже может произойти полная стабилизация эмульсии. В то же время при наличии интенсивного гидродинамического движения может происходить разрушение капель на более мелкие. Но, очевидно, при малой интенсивности условий для разрушения нет [67]. В работе Swift и Friendlander делается сравнение результатов экспериментов по коагуляции (для Unity Oil  $r = 0,7$  мкм,

$\rho = 1,003 \text{ г/см}^3$ , объемная доля  $\alpha = 5 \cdot 10^{-4}$ ) и с теорией коагуляции (для Polysyrole particle  $r = 0,43 \text{ мкм}$ ,  $\rho = 1,06 \text{ г/см}^3$ , объемная доля  $\alpha = 3,45 \cdot 10^{-5}$ ) делается вывод, что уравнения Смолуховского выполняются в виде

$$\frac{dn}{dt} = -4\pi WDRn^2, \quad n = \frac{n_0}{\left(1 + \frac{t}{T}\right)}, \quad T = \frac{1}{4\pi WDRn_0} = \frac{3\mu}{4WkT^0n_0} \quad (15.1.58)$$

с учетом поправки на фактор замедления коагуляции  $W$ , который равен 0,355, и 0,375. Для системы латекс/вода проводились эксперименты по коагуляции при наличии различных градиентов скорости, при этом получили для отношения градиентной к Броуновской коагуляции следующие соответственные значения (табл. 15.2):

Т а б л и ц а 15.2

### Отношения градиентной скорости к Броуновской коагуляции

$\frac{dV}{dr}$	1	5	20	40	80
Отношение	0,069	0,344	1,38	2,75	5,55

Анализируя полученные данные, делается вывод, что при больших градиентах или больших размерах частиц преимущественное значение может иметь градиентная коагуляция с фактором замедления коагуляции  $W_1 = 0,364$ .

### *Выбор модели коагуляции капель*

Учитывая вышеперечисленные данные, можно предложить для учета процесса коагуляции модель медленной коагуляции (вариант быстрой упрощенной коагуляции с учетом поправки на фактор замедления  $W$ ) с членами, учитывающими градиентную коагуляцию (15.1.53) с фактором  $W_1$ . Вследствие невозможности использования при проведении численных расчетов непрерывный или достаточно большой спектр значений размеров капель, необходимо упростить полидисперсную модель и свести ее к бинарной смеси, для которой имеется замкнутая система уравнений (15.1.55), (15.1.56). При дифференцировании этих уравнений можно получить скорости

изменения числовой плотности частиц двух размеров (индекс 1 относится к мелким каплям, а индекс 2 – к крупным)

$$\frac{dn_2}{dt} = -\frac{n_2^2}{n_{20}T}, \quad T = \frac{1}{Wn_{20}}, \quad (15.1.59)$$

$$\frac{dn_1}{dt} = -\frac{n_1^2}{n_{20}V_R T} \left[ 2(V_R V_N + 1) \left(1 + \frac{t}{T}\right)^{V_R} - 1 \right]. \quad (15.1.60)$$

Для этой модели вследствие возможности перераспределения массы капель только между двумя фазами и при учете градиентной коагуляции получаются уравнения

$$J_{12} = \left( W \frac{dn_1}{dt} - W_1 \frac{4}{3} (r_1 + r_2)^3 \nabla V_1 n_1^2 \right) \rho_1^0 \frac{4}{3} \pi r_1^3, \quad (15.1.61)$$

$$J_{21} = \left( W \frac{dn_2}{dt} - W_1 \frac{4}{3} (r_1 + r_2)^3 \nabla V_2 n_2^2 \right) \rho_2^0 \frac{4}{3} \pi r_2^3, \quad (15.1.62)$$

где числовые плотности капель связаны с объемными долями фаз соотношением

$$n_i = \frac{\alpha_i}{\frac{4}{3} \pi r_i^3}. \quad (15.1.63)$$

В этой модели имеются два эмпирических параметра, характеризующих вероятность коалесценции в двух видах движения, которые определяются из физического эксперимента в отстойнике. Если же влияние коалесценции на процесс работы отстойника окажется незначительным (что возможно при интенсивном отборе капель сверху), то можно принять приближенную модель с  $W=W_1$  и рассчитываемыми согласно (15.1.57). В данной модели равенство  $J_{ij} = -J_{ji}$  не соблюдается. Это связано с тем, что убыль малых частиц происходит за счет их объединения с крупными, а изменение числа больших – за счет их объединения и превращения в непрерывную фазу (происходит расслоение). Но если мы

моделируем отбор масляной фазы сверху, то эти расхождения могут быть несущественными.

Возможен и другой выбор выражений для  $J_{ij}$  и  $J_{ji}$ . Если считать, что вторая дисперсная фаза включает в себя не только крупные частицы, но и непрерывную масляную фазу, то тогда достаточно учитывать переход первой масляной фазы во вторую, т. е. принять

$$-J_{21} = J_{12} = \left( W \frac{dn_1}{dt} - W_1 \frac{4}{3} (r_1 + r_2)^3 \nabla (V_1 - V_2) n_1^2 \right) \rho_1^0 \frac{4}{3} \pi r_1^3. \quad (15.1.64)$$

При выборе модели коагуляции также необходимо учитывать конкретные условия, которые создаются проектировщиками в рабочих областях. В частности, для ускорения процесса отбора малых капель масла (с радиусом порядка 1 микрометра), чья скорость всплытия очень мала, в смесь добавочно вводят небольшую долю капель большого радиуса (порядка 10 микрометров). Согласно работам Мюллера в смеси крупных и малых частиц коагуляция происходит в основном за счет объединения частиц разного размера, и скорость такой коагуляции достаточно велика, что позволяет эффективно собирать малые капли и отбирать их вместе с крупными после быстрого всплытия.

Дополнительно следует учесть, что для капель с радиусами, большими 1 мкм, Броуновская, или перикинетическая коагуляция дает малый вклад [80] вследствие малости коэффициента диффузии. Наибольшую роль начинает играть ортокинетическая коагуляция, вызываемая столкновениями вследствие наличия разных скоростей у капель (коагуляция за счет относительного гидродинамического движения (15.1.54)) и за счет различия скоростей в разных точках пространства (градиентная коагуляция (15.1.53)). Очевидно, что наибольший вклад будет давать ортокинетическая коагуляция, вызываемая каплями разного размера. Для этой модели получаются уравнения

$$J_{21} = -J_{12} = W_1 \left( 4\pi n_1 n_2 D (r_1 + r_2) \frac{Sh(c)}{c} + \frac{4}{3} (r_1 + r_2)^3 \nabla (V_1 - V_2) n_1 n_2 \right) \rho_1^0 \frac{4}{3} \pi r_1^3, \quad (15.1.65)$$

$$c = \frac{V}{D} \left( (r_1 + r_2) - r_2 \left( \frac{3}{2} \ln \frac{r_1 + r_2}{r_2} + \frac{r_2^2}{4(r_1 + r_2)^2} + \frac{3}{4} \right) \right).$$

При использовании данной модели изменение объемной доли капель будет складываться из трех составляющих: *гидродинамической*, связанной с перетоками из одной области в другую,

$$\frac{d\alpha_1}{dt}(\text{гидр}) = \nabla_k X_1^k, \quad \frac{d\alpha_2}{dt}(\text{гидр}) = \nabla_k X_2^k; \quad (15.1.66)$$

*коагуляционной* – за счет относительного гидродинамического движения капель двух разных размеров, включающую в себя и Броуновскую коагуляцию (т.е. при  $V = 0$ )

$$\frac{d\alpha_1}{dt}(c)(\text{коаг, гидр}) = -\frac{4}{3}\pi r_1^3 W_1 \left( 4\pi n_1 n_2 D (r_1 + r_2) \frac{Sh(c)}{c} \right), \quad (15.1.67)$$

$$\frac{d\alpha_2}{dt}(c)(\text{коаг, гидр}) = -\frac{4}{3}\pi r_1^3 W_1 \left( 4\pi n_1 n_2 D (r_1 + r_2) \frac{Sh(c)}{c} \right) \frac{\rho_1^0}{\rho_2^0};$$

и связанной с *градиентной коагуляцией*

$$\frac{d\alpha_1}{dt}(\text{коаг, град}) = -\frac{4}{3}\pi r_1^3 W_1 \left( \frac{4}{3}(r_1 + r_2)^3 \nabla(V_1 - V_2) n_1 n_2 \right), \quad (15.1.68)$$

$$\frac{d\alpha_2}{dt}(\text{коаг, град}) = -\frac{4}{3}\pi r_1^3 W_1 \left( \frac{4}{3}(r_1 + r_2)^3 \nabla(V_1 - V_2) n_1 n_2 \right) \frac{\rho_1^0}{\rho_2^0}.$$

Модельные расчеты, проведенные с учетом коагуляции по формулам (15.1.67), (15.1.68), показали несостоятельность формулы, и соответственно (15.1.67) для учета коагуляции за счет относительного гидродинамического движения. Это связано с тем, что коэффициент диффузии получается очень большим для капель радиуса 1 – 100 мкм, и поправка  $Sh(c)/c$  дает необоснованно большой вклад (происходит мгновенная коагуляция). Очевидно, формула (15.1.65) справедлива только для капель значительно



меньшего размера. Дополнительный анализ литературы показал, что формула (15.1.65) нигде не рассматривается.

Коагуляция за счет относительного гидродинамического движения в литературе рассматривается как самостоятельная и не связывается с Броуновским движением. Впервые она была рассмотрена Финдейзманом как результат столкновений малых частиц с большой без учета явления обтекания (как это происходит в разреженном газе), что дает завышенное значение для скорости коагуляции:

$$\frac{dn_M}{dt} = -\pi n_M n_{\bar{6}} r_{\bar{6}}^2 V_{12} \mathcal{E}, \quad \mathcal{E} = \left( \frac{r_{\bar{6}} + r_M}{r_{\bar{6}}} \right)^2. \quad (15.1.69)$$

Далее Лэнгмюр учел обтекание большой капли вязкой средой и получил формулу, аналогичную (15.1.69), но с другим выражением для  $\mathcal{E}$ :

$$\mathcal{E} = \frac{1}{\left( 1 + \frac{0,75 \ln(4Stk)}{2Stk} - 1,214 \right)^2}, \quad Stk = \frac{V_{12} r_M^2 \rho_{\text{ж}}^0}{9\mu r_{\bar{6}}}. \quad (15.1.70)$$

Согласно Шишкову и Фуксу подход Лэнгмюра некорректно учитывает разницу в размерах капель, и они предлагают использовать  $\mathcal{E}$  по Лэнгмюру, но умноженную на поправочный коэффициент  $E$ :

$$E = D^2 - 1,5D + 0,5 \frac{1}{D}, \quad D = \left( 1 + \frac{r_M}{r_{\bar{6}}} \right)^2. \quad (15.1.71)$$

В этом случае формулы (15.1.68) не меняются, а (15.1.67) будут иметь вид

$$\frac{d\alpha_1}{dt} (\text{коаг, град}) = -\frac{4}{3} \pi r_1^3 W_1 \left( \pi n_1 n_2 r_2^2 V_{12} \mathcal{E} \right), \quad (15.1.72)$$

$$\frac{d\alpha_2}{dt} (\text{коаг, град}) = -\frac{4}{3} \pi r_1^3 W_1 \left( \pi n_1 n_2 r_2^2 V_{12} \mathcal{E} \right) \frac{\rho_1^0}{\rho_2^0}.$$

Выбор определенной модели необходимо сделать по результатам экспериментов для конкретной смеси. Такой эксперимент можно провести по аналогии с экспериментом по определению влияния стесненности, но определять надо закон изменения числа капель разных радиусов со временем. Такие экспериментальные данные вследствие малости времени быстрой коагуляции можно получить с помощью скоростной съемки.

## 15.2. Численное решение уравнений модели

### *Алгоритм численного метода*

Полученные дифференциальные уравнения для моделирования движения дисперсной смеси, состоящей из капель, – это уравнения неразрывности и Навье-Стокса. Существенной особенностью этих уравнений являются их многофазность и наличие источников членов, моделирующих коагуляцию капель. Кроме того, круг моделируемых задач подразумевает наличие в рабочей области перегородок-препятствий, что требует введения граничных условий не только для внешних границ, но и для перегородок.

Как отмечается в работе [27], в задачах, связанных с сильной нелинейностью и с большим числом переменных, для решений «не доказано никаких математических теорем существования и единственности, но даже часто нет уверенности в том, что такие теоремы могут быть получены». Поэтому традиционные разностные методы решения таких систем уравнений часто не способны получить удовлетворительное решение, как по времени, так и по точности. Согласно работам [24, 25] выход необходимо искать в методах, которые в наибольшей степени соответствуют физической сущности моделируемой реальности. Анализ литературы [24 – 27, 73, 180 – 182, 211, 214, 249] показал, что для решения сложных уравнений гидродинамики, с этой точки зрения, наиболее удобными являются локально-одномерные схемы (метод расщепления) и интегро-интерполяционные (метод баланса или метод крупных частиц).

Основная идея метода расщепления заключается в последовательном проведении расчетов в эйлеровой и лагранжевой системах отсчета. При этом на каждом временном шаге проводится двойной итеративный счет: сначала рассматривается релаксация системы в каждой ячейке без обмена с соседними ячейками, а затем моделируются обменные процессы между ячейками, но уже без изменения их внутреннего состояния. Стационарное состояние моделируемой системы получается после счета определенной временной последовательности, что, как оказывается для ряда задач, требует

меньше времени счета. Такое расщепление особенно удобно для задач, где одновременно происходит несколько физических процессов со своими характерными временами (например, гидродинамическое течение капель и их коагуляция). Несмотря на внешнюю простоту, данный метод [73] требует от расчетчика «высокой математической квалификации и хорошего понимания физики исследуемого процесса».

Согласно методу баланса разностные уравнения получают не из аппроксимации операторов дифференциальных уравнений модели, а на основе уравнений, описывающих баланс потоков для каждой ячейки. Эти уравнения получают путем интегрирования используемых дифференциальных уравнений по области ячейки, при этом законы сохранения выполняются даже в пределах конечных областей, что позволяет выдерживать физичность решения и компенсировать накопление ошибок счета.

Полученные дифференциальные уравнения окончательно имеют вид

$$\sum_{i=1}^N \alpha_i = 1, \quad (15.2.1)$$

$$\frac{\partial \alpha_1}{\partial t} + \nabla_k X_1^k = 0, \quad (15.2.2)$$

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k X_i^k = \frac{1}{\rho_i^0} \sum_{j=2}^N J_{ji}, \quad i = 2 \dots N, \quad (15.2.3)$$

$$\rho_1^0 \frac{\partial X_1}{\partial t} = -\rho_1^0 \nabla_k (X_1^k V_1) - \alpha_1 \nabla p - \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \rho_1^0 \alpha_1 g + \mu_1 \alpha_1 \nabla^2 V_1, \quad (15.2.4)$$

$$\rho_i^0 \frac{\partial X_i}{\partial t} = -\rho_i^0 \nabla_k (X_i^k V_i) - \alpha_i \nabla p + F_{1i}^\mu + \rho_i^0 \alpha_i g + \quad (15.2.5)$$

$$+ \sum_{j=2}^N |J_{ji}| (V_j - V_i), \quad i = 2 \dots N.$$

Согласно методу расщепления, используемому для моделирования динамики вязкой, неоднородной по плотности (стратифицированной), однокомпонентной жидкости, на первом этапе проводится расчет

предварительных значений полей потоков  $\tilde{X}_i$  для нового момента времени через интервал  $\Delta t$  без учета давления [24–26]

$$\tilde{X}_1 = X_1(t) + \nabla t \left( -\nabla_k \left( X_1^k V_1 \right) + \frac{\sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu}{\rho_1^0} + g\alpha_1 + \frac{\mu_1 \alpha_1 \nabla^2 V_1}{\rho_1^0} \right), \quad (15.2.6)$$

$$\tilde{X}_i = X_i(t) + \Delta t \left( \begin{array}{l} -\nabla_k \left( X_i^k V_i \right) + \frac{F_{1i}^\mu}{\rho_i^0} + g\alpha_i + \\ + \frac{1}{\rho_1^0} \sum_{j=2}^N |J_{ji}| (V_j - V_i) \end{array} \right), \quad i = 2 \dots N. \quad (15.2.7)$$

Значение  $X_i(t + \Delta t)$  для следующего момента можно найти по параметрам предыдущего момента времени, учитывая поле давления

$$X_i(t + \Delta t) = \tilde{X}_i - \Delta t \frac{\alpha_i}{\rho_i^0} \nabla p. \quad (15.2.8)$$

Просуммируем (15.2.2), (15.2.3) и, используя условие (15.2.1), получим уравнения для расчета поля давления:

$$\sum_{i=1}^N \nabla_k X_i^k - \sum_{i=2}^N \sum_{j=2}^N \frac{J_{ji}}{\rho_i^0} = 0, \quad (15.2.9)$$

и подставив сюда (15.2.9), можно получить

$$\sum_{i=1}^N \nabla_k \tilde{X}_i^k - \sum_{i=2}^N \sum_{j=2}^N \frac{J_{ji}}{\rho_i^0} = \Delta t \sum_{i=1}^N \frac{1}{\rho_i^0} \nabla_k (\alpha_i \nabla_k p). \quad (15.2.10)$$

Данное уравнение является следствием баланса суммы потоков и источников-стоков для объемных долей фаз в каждой локальной области, которое следует из несжимаемости жидкости (сохранения суммарного

объема жидкости в каждой ячейке). Согласно методу баланса данное уравнение записывается для каждой ячейки, что приводит к системе линейных уравнений для давлений в каждой ячейке (число уравнений и неизвестных равно числу ячеек, на которое разбивается область моделирования).

На втором этапе проводятся расчеты с учетом перетоков из ячейки в ячейку для полей потоков согласно уравнению (15.2.8), а для полей объемных долей – по следующим уравнениям:

$$\alpha_1(t + \Delta t) = \alpha_1(t) - \Delta t \nabla_k X_1^k, \quad (15.2.11)$$

$$\alpha_i(t + \Delta t) = \alpha_i(t) - \Delta t \left( \nabla_k X_i^k - \frac{1}{\rho_i} \sum_{j=2}^N J_{ji} \right), \quad i = 2 \dots N. \quad (15.2.12)$$

### ***Разностные уравнения для двумерной задачи течения в горизонтальном отстойнике***

Для записи разностных уравнений на основе вышесказанного рассмотрим двухмерную вертикальную прямоугольную рабочую область с размерами  $X_{\max}$  и  $Y_{\max}$  (рис. 15.3).

Слева в эту область втекает исследуемая дисперсная смесь с заданным постоянным во времени составом  $\alpha_i^0$  и с общей меняющейся по высоте скоростью  $V_x^0(z)$ . Такая схема рабочей области соответствует геометрии горизонтального отстойника или его элемента типа межполочного пространства в тонкослойном отстойнике.

Согласно разностным методам данная область разбивается на ячейки, которые нумеруются  $K = 1 - MKX$  вдоль горизонтальной оси координат и  $L = 1 - MLY$  вдоль вертикальной, размеры ячеек одинаковы и равны  $DX = \frac{X_{\max}}{MKX}$  и  $DY = \frac{Y_{\max}}{MLY}$ .

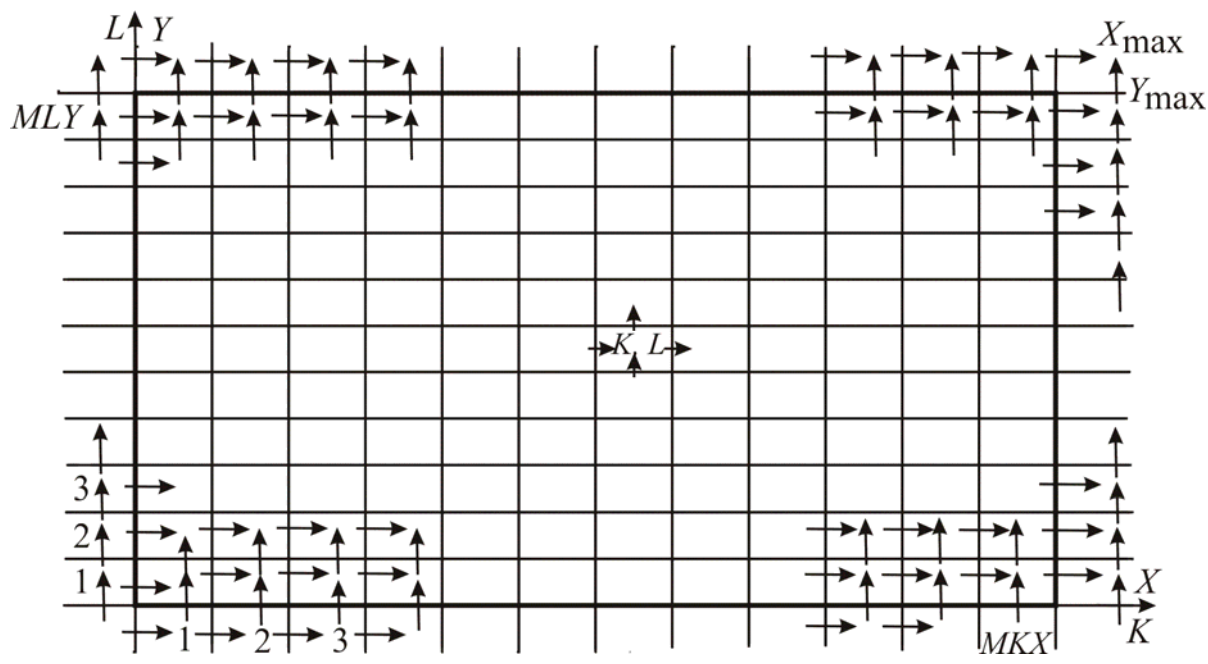


Рис. 15.3. Схема разбиения рабочего поля на ячейки и их нумерация. Стрелки показывают грани ячеек, где определяются или задаются вектора  $X_i, V_i$

Искомые переменные определяются следующим образом: внутри каждой ячейки задаются объемные доли  $\alpha_{i,K,L}$  и давление  $P_{K,L}$ , на границах ячеек задаются скорости и вектора потоков объемных долей фаз, при этом на вертикальных границах задаются только горизонтальные составляющие  $V_x$   $_{i,K\pm\frac{1}{2},L}$ ,  $X_x$   $_{i,K\pm\frac{1}{2},L}$  (слева -  $K - \frac{1}{2}$ , справа -  $K + \frac{1}{2}$ ), а на горизонтальных границах задаются только вертикальные составляющие  $V_y$   $_{i,K,L\pm\frac{1}{2}}$ ,  $X_y$   $_{i,K,L\pm\frac{1}{2}}$

(снизу -  $L - \frac{1}{2}$ , сверху -  $L + \frac{1}{2}$ ). Для расчетов необходимо знать значения  $\alpha_{i,K,L}$  и  $P_{K,L}$  только в пределах рабочей области, поэтому их число равно числу ячеек  $MKX \times MLY$ . В то же время для задания граничных условий необходимо знать  $V_x$   $_{i,K\pm\frac{1}{2},L}$ ,  $X_x$   $_{i,K\pm\frac{1}{2},L}$ ,  $V_y$   $_{i,K,L\pm\frac{1}{2}}$ ,  $X_y$   $_{i,K,L\pm\frac{1}{2}}$  за пределами

рабочей области, поэтому эти величины задаются также в одинарном слое вспомогательных ячеек ( $K = 0, MKX + 1, L = 0, MLY + 1$ ), окружающих рабочую область. Для  $V_x$   $_{i,K\pm\frac{1}{2},L}$ ,  $X_x$   $_{i,K\pm\frac{1}{2},L}$  используется массив размером  $(MKX + 1) \times (MLY + 2)$ , а для  $V_y$   $_{i,K,L\pm\frac{1}{2}}$ ,  $X_y$   $_{i,K,L\pm\frac{1}{2}}$  - размером

$(MKX + 2) \times (MLY + 1)$ . Так как вектора потоков объемных долей фаз  $X_i$  связаны со скоростями фаз  $V_i$  соотношением  $X_i = V_i \alpha_i$ , где объемные доли задаются внутри ячейки, то значения  $V_i$  на границах можно рассчитывать по-разному. В используемом алгоритме используется «аппроксимация скорости по потоку», которая физично учитывает направление потоков на границах и обеспечивает устойчивость и точность счета [24–26] (приводим везде соотношения только для правых и верхних границ, для левых и нижних соотношения аналогичны):

$$\begin{aligned}
 Xx_{i,K \pm \frac{1}{2},L} &= Vx_{i,K \pm \frac{1}{2},L} \alpha_{i,K,L}, \text{ если } Vx_{i,K \pm \frac{1}{2},L} > 0, \\
 Xx_{i,K \pm \frac{1}{2},L} &= Vx_{i,K \pm \frac{1}{2},L} \alpha_{i,K+1,L}, \text{ если } Vx_{i,K \pm \frac{1}{2},L} < 0, \\
 Xy_{i,K,L \pm \frac{1}{2}} &= Vy_{i,K,L \pm \frac{1}{2}} \alpha_{i,K,L}, \text{ если } Vy_{i,K,L \pm \frac{1}{2}} > 0, \\
 Xy_{i,K,L \pm \frac{1}{2}} &= Vy_{i,K,L \pm \frac{1}{2}} \alpha_{i,K,L+1}, \text{ если } Vy_{i,K,L \pm \frac{1}{2}} < 0.
 \end{aligned} \tag{15.2.13}$$

Разностные аналоги уравнений (15.2.6), (15.2.7) для промежуточных перетоков строятся согласно [25] следующим образом:

$$\tilde{X}x_{1,K+\frac{1}{2},L} = Xx_{1,K+\frac{1}{2},L} + \Delta t \left( \begin{aligned} & -\nabla_k \left( X_1^k Vx_1 \right)_{K+\frac{1}{2},L} + \\ & \frac{\sum_{j=2}^N Fx^{\mu}_{1j,K+\frac{1}{2},L}}{\rho_1^0} + \\ & \frac{\mu_1 \alpha_{1,K+\frac{1}{2},L} \nabla^2 Vx_{1,K+\frac{1}{2},L}}{\rho_1^0} \end{aligned} \right), \tag{15.2.14}$$

$$\tilde{X}x_{i,K+\frac{1}{2},L} = Xx_{i,K+\frac{1}{2},L} + \Delta t \left( \begin{array}{l} -\nabla_k \left( X_i^k Vx_i \right)_{K+\frac{1}{2},L} + \frac{Fx^\mu}{\rho_1^0} \frac{1}{2,L} + \\ + \frac{1}{\rho_1^0} \sum_{j=2}^N \left| J_{ji,K+\frac{1}{2},L} \right| \left( Vx_{j,K+\frac{1}{2},L} - Vx_{i,K+\frac{1}{2},L} \right) \end{array} \right),$$

$$\tilde{X}y_{1,K,L+\frac{1}{2}} = Xy_{1,K,L+\frac{1}{2}} + \Delta t \left( \begin{array}{l} -\nabla_k \left( X_1^k Vy_1 \right)_{K,L+\frac{1}{2}} + \\ \frac{\sum_{j=2}^N Fy^\mu}{\rho_1^0} \frac{1}{j,K,L+\frac{1}{2}} + g\alpha_{1,K,L+\frac{1}{2}} + \\ + \frac{\mu_1 \alpha_{1,K,L+\frac{1}{2}} \nabla^2 Vy_{1,K,L+\frac{1}{2}}}{\rho_1^0} \end{array} \right),$$

$$\tilde{X}y_{i,K,L+\frac{1}{2}} =$$

$$= Xy_{i,K,L+\frac{1}{2}} + \Delta t \left( \begin{array}{l} -\nabla_k \left( X_i^k Vy_i \right)_{K,L+\frac{1}{2}} + \\ \frac{Fx^\mu}{\rho_1^0} \frac{1}{i,K,L+\frac{1}{2}} + g\alpha_{1,K,L+\frac{1}{2}} + \\ + \frac{1}{\rho_1^0} \sum_{j=2}^N \left| J_{ji,K,L+\frac{1}{2}} \right| \left( Vy_{j,K,L+\frac{1}{2}} - Vy_{i,K,L+\frac{1}{2}} \right) \end{array} \right). \quad (15.2.15)$$



Здесь используются следующие обозначения для промежуточных величин:

$$\alpha_{1,K+\frac{1}{2},L} = \frac{\alpha_{i,K+1,L} + \alpha_{i,K,L}}{2}, \quad \alpha_{1,K,L+\frac{1}{2}} = \frac{\alpha_{i,K,L+1} + \alpha_{i,K,L}}{2}, \quad (15.2.16)$$

$$F_x^\mu_{1i,K+\frac{1}{2},L} = \alpha_{1,K+\frac{1}{2},L} \alpha_{i,K+\frac{1}{2},L} K^\mu_{1i,K+\frac{1}{2},L} \left( V_x_{i,K+\frac{1}{2},L} - V_x_{1,K+\frac{1}{2},L} \right), \quad (15.2.17)$$

$$F_y^\mu_{1i,K,L+\frac{1}{2}} = \alpha_{1,K,L+\frac{1}{2}} \alpha_{i,K,L+\frac{1}{2}} K^\mu_{1i,K,L+\frac{1}{2}} \left( V_y_{i,K,L+\frac{1}{2}} - V_y_{1,K,L+\frac{1}{2}} \right), \quad (15.2.18)$$

$$\nabla_k \left( X_i^k V x_i \right)_{K+\frac{1}{2},L} = \frac{X_x_{i,K+\frac{3}{2},L} V_x_{i,K+\frac{3}{2},L} - X_x_{i,K-\frac{1}{2},L} V_x_{i,K-\frac{1}{2},L}}{2DX} +$$

$$+ \frac{\left( X_y_{i,K,L+\frac{1}{2}} + X_y_{i,K+1,L+\frac{1}{2}} \right) \left( V_x_{i,K+\frac{1}{2},L} + V_x_{i,K+\frac{1}{2},L+1} \right)}{4DY} - \quad (15.2.19)$$

$$- \frac{\left( X_y_{i,K,L-\frac{1}{2}} + X_y_{i,K+1,L-\frac{1}{2}} \right) \left( V_x_{i,K+\frac{1}{2},L} + V_x_{i,K+\frac{1}{2},L-1} \right)}{4DY}.$$

$$\begin{aligned} \nabla_k \left( X_i^k V_{y_i} \right)_{K,L+\frac{1}{2}} &= \frac{X_{y_{i,K,L+\frac{3}{2}}} - X_{y_{i,K,L-\frac{1}{2}}}}{2DY} + \\ &+ \frac{\left( X_{x_{i,K+\frac{1}{2},L}} + X_{x_{i,K+\frac{1}{2},L+1}} \right) \left( V_{y_{i,K,L+\frac{1}{2}}} + V_{y_{i,K+1,L+\frac{1}{2}}} \right)}{4DY} - \\ &- \frac{\left( X_{x_{i,K-\frac{1}{2},L}} + X_{x_{i,K-\frac{1}{2},L+1}} \right) \left( V_{y_{i,K,L+\frac{1}{2}}} + V_{y_{i,K-1,L+\frac{1}{2}}} \right)}{4DX}, \end{aligned} \quad (15.2.20)$$

$$\begin{aligned} \nabla^2 V_{x_{1,K+\frac{1}{2},L}} &= \frac{\left( V_{x_{i,K+\frac{3}{2},L}} - 2V_{x_{i,K+\frac{1}{2},L}} + V_{x_{i,K-\frac{1}{2},L}} \right)}{DX^2} + \\ &+ \frac{\left( V_{x_{i,K+\frac{1}{2},L+1}} - 2V_{x_{i,K+\frac{1}{2},L}} + V_{x_{i,K+\frac{1}{2},L-1}} \right)}{DY^2}, \end{aligned} \quad (15.2.21)$$

$$\begin{aligned} \nabla^2 V_{y_{1,K,L+\frac{1}{2}}} &= \frac{\left( V_{y_{i,K,L+\frac{3}{2}}} - 2V_{y_{i,K,L+\frac{1}{2}}} + V_{y_{i,K,L-\frac{1}{2}}} \right)}{DX^2} + \\ &+ \frac{\left( V_{y_{i,K+1,L+\frac{1}{2}}} - 2V_{y_{i,K,L+\frac{1}{2}}} + V_{y_{i,K-1,L+\frac{1}{2}}} \right)}{DY^2}, \end{aligned} \quad (15.2.22)$$

а  $\left| J_{ji,K+1/2,L} \right|$  считается согласно полученным формулам для коагуляции (15.1.68), (15.1.72). Все промежуточные значения на границах ячеек рассчитываются по формулам (15.2.14) – (15.2.22) только внутри рабочей

области, на внешней границе и на границах в одинарном слое вспомогательных ячеек эти величины не рассчитываются, так как они не нужны для дальнейших расчетов.

Значение  $X_i(t + \Delta t)$  для следующего момента времени согласно методу расщепления ищется, как указано ранее, согласно формуле (15.2.8). Для  $X_i(t + \Delta t)$  на границах ячеек внутри рабочей области получаются разностные соотношения:

$$X_{i,K+\frac{1}{2},L}(t + \Delta t) = \tilde{X}_{i,K+\frac{1}{2},L} - \Delta t \frac{(\alpha_{i,K,L} + \alpha_{i,K+1,L})(P_{K+1,L} - P_{K,L})}{2\rho_i^0 DX}, \quad (15.2.23)$$

$$X_{i,K,L+\frac{1}{2}}(t + \Delta t) = \tilde{X}_{i,K,L+\frac{1}{2}} - \Delta t \frac{(\alpha_{i,K,L} + \alpha_{i,K,L+1})(P_{K,L+1} - P_{K,L})}{2\rho_i^0 DY}. \quad (15.2.24)$$

На внешней границе и на границах в одинарном слое вспомогательных ячеек эти величины задаются постоянными или аппроксимируются в зависимости от моделируемых граничных условий, то же самое делается и для ячеек, моделирующих различные препятствия в рабочей области.

Для расчета давления в ячейках используется интегро-интерполяционный подход (метод баланса), согласно которому усредненные параметры в каждой ячейке должны определяться только перетоками на ее границах и источниками-стоками внутри. Вследствие этого требования, уравнение (15.2.10) можно записать для каждой ячейки, которая не является граничной с внешней областью или препятствием, в следующем виде:

$$\begin{aligned}
& \sum_{i=1}^N \left( \frac{\left( \tilde{X}x_{i,K+\frac{1}{2},L} - \tilde{X}x_{i,K-\frac{1}{2},L} \right)}{DX} + \frac{\left( \tilde{X}y_{i,K,L+\frac{1}{2}} - \tilde{X}y_{i,K,L-\frac{1}{2}} \right)}{DY} \right) - \\
& - \sum_{i=2}^N \sum_{j=2}^N \frac{J_{ji,K,L}}{\rho_i^0} = \Delta t \sum_{i=1}^N \frac{1}{\rho_i^0} \left( \frac{\left( \alpha_{i,K+1,L} + \alpha_{i,K,L} \right) \left( P_{K+1,L} - P_{K,L} \right)}{2DX^2} - \right. \\
& \left. - \frac{\left( \alpha_{i,K,L} + \alpha_{i,K-1,L} \right) \left( P_{K,L} - P_{K-1,L} \right)}{2DX^2} \right) + \\
& + \Delta t \sum_{i=1}^N \frac{1}{\rho_i^0} \left( \frac{\left( \alpha_{i,K,L+1} + \alpha_{i,K,L} \right) \left( P_{K,L+1} - P_{K,L} \right)}{2DY^2} - \right. \\
& \left. - \frac{\left( \alpha_{i,K,L} + \alpha_{i,K,L-1} \right) \left( P_{K,L} - P_{K,L-1} \right)}{2DY^2} \right). \tag{15.2.25}
\end{aligned}$$

Для граничных ячеек и ячеек около препятствий эти уравнения пишутся с учетом того, что векторы потоков объемных долей фаз  $X_i$  через границы этих ячеек задаются в зависимости от моделируемых граничных условий. Для ячеек, моделирующих эти препятствия, уравнения (15.2.25) вообще не пишутся. С целью замкнутости системы уравнений (15.2.25) для них используются простейшие уравнения, задающие давление в них, равное нулю (эта величина не играет никакого значения, так как это давление нигде не используется). Так как уравнения (15.2.25) включают в себя разности давлений, то, очевидно, для однозначности решения надо задать хотя бы в одной ячейке опорное давление. Это можно сделать путем суммирования с уравнением для какой-либо ячейки дополнительного уравнения, которое задает в этой ячейке опорное давление. Наиболее удобно задавать опорное давление порядка реального  $10^5$  Па для граничной ячейки справа (например, для ячейки в середине вертикали), там, где моделируется свободное вытекание смеси. Уравнения (15.2.25), записанные для всех ячеек, представляют из себя систему  $MKX \times MLY$  линейных уравнений с  $MKX \times MLY$  неизвестными давлениями. Получаемая система линейных

уравнений определяется вещественной, несимметрической, ленточной матрицей, состоящей из пяти диагоналей и сильно разреженной. Система решается численно, используя метод исключения Гаусса.

На заключительном этапе происходит счет объемных долей в каждой ячейке согласно методу расщепления по формулам (15.2.11), (15.2.12):

$$\alpha_{1,K,L}(t + \Delta t) = \alpha_{1,K,L}(t) - \Delta t \left( \frac{Xx_{1,K+\frac{1}{2},L} - Xx_{1,K-\frac{1}{2},L}}{DX} + \frac{Xy_{1,K,L+\frac{1}{2}} - Xy_{1,K,L-\frac{1}{2}}}{DY} \right), \quad (15.2.26)$$

$$\alpha_{i,K,L}(t + \Delta t) = \alpha_{i,K,L}(t) - \Delta t \left( \frac{Xx_{i,K+\frac{1}{2},L} - Xx_{i,K-\frac{1}{2},L}}{DX} + \frac{Xy_{i,K,L+\frac{1}{2}} - Xy_{i,K,L-\frac{1}{2}}}{DY} \right) + \quad (15.2.27)$$

$$+ \frac{\Delta t}{\rho_i} \sum_{j=2}^N J_{ji,K,L}, \quad i = 2 \dots N.$$

После проведения такого трехэтапного расчета получаются значения для векторов потоков объемных долей фазы  $X_{i,K \pm \frac{1}{2}, L \pm \frac{1}{2}}$ , объемных долей

фаз  $\alpha_{i,K,L}$  и скоростей фаз  $V_{i,K \pm \frac{1}{2}, L \pm \frac{1}{2}}$  во всех ячейках рабочей области и,

повторяя такой цикл, можно рассчитывать эти значения для следующего момента времени с шагом  $\Delta t$ .

Чтобы не нарушать единообразия вычислений на границах области и около препятствий, в одинарном слое вспомогательных ячеек искомые величины задаются в зависимости от моделируемых граничных условий. При моделировании движения дисперсных смесей в динамических отстойниках необходимо учитывать четыре вида граничных условий: твердую границу для непроницаемых стенок рабочей области (обычно снизу) или препятствий, открытую границу для втекания смеси (слева), открытую границу для

вытекания смеси (справа), частично открытую границу для отбора из дисперсной смеси требуемых компонентов (обычно сверху).

При моделировании твердой границы нормальные к границе компоненты векторов  $X_i$  и  $V_i$  во вспомогательных ячейках задаются равными нулю, что обеспечивает отсутствие перетекания через такие границы. Касательные компоненты при этом могут быть также равны нулю при моделировании границы без проскальзывания (с прилипанием) или равными по значению в ближайших соседних ячейках при моделировании границы с проскальзыванием.

При моделировании открытой границы при вытекании смеси нормальные к границе компоненты векторов  $X_i$  и  $V_i$  во вспомогательных ячейках задаются равными известным по условиям задачи величинам  $\alpha_i^0 V_x^0(z)$  и  $V_x^0(z)$ , что обеспечивает ввод в рабочую область смеси с исследуемыми параметрами. Касательные компоненты равны нулю, что моделирует горизонтальную направленность потока на входе.

При моделировании открытой границы при вытекании смеси нормальные к границе компоненты векторов  $X_i$  и  $V_i$  во вспомогательных ячейках задаются путем аппроксимации (продолжения) их значений в предыдущих ячейках. Это относится и к касательным компонентам, что моделирует непрерывность движения смеси.

При моделировании частично открытой границы для отбираемых дисперсных компонентов ( $i = 2 \dots N$ ) были использованы граничные условия, применяемые для открытой границы при вытекании, а для несущей жидкости ( $i = 1$ ) использованы условия твердой границы. Такие граничные условия соответствуют уходу из смеси только дисперсных фаз.

Для граничных ячеек уравнения (15.2.25) также будут иметь специфический вид в зависимости от типа граничных условий, что следует из способа получения данного уравнения с помощью подстановки (15.2.8) в уравнение (15.2.9), так как для граничных ячеек величина потока на одной границе задается. Например, при моделировании твердой границы внизу рабочей области вертикальный поток через нижнюю грань граничных ячеек ( $K, 1$ ) равен нулю и тогда для этих ячеек получим выражение

$$\begin{aligned}
& \sum_{i=1}^N \left( \frac{\left( \tilde{X}x_{i,K+\frac{1}{2},1} - \tilde{X}x_{i,K-\frac{1}{2},1} \right)}{DX} + \frac{\tilde{X}y_{i,K,\frac{3}{2}}}{DY} \right) - \sum_{i=2}^N \sum_{j=2}^N \frac{J_{ji,K,1}}{\rho_i^0} = \\
& = \Delta t \sum_{i=1}^N \frac{1}{\rho_i^0} \left( \frac{\left( \alpha_{i,K+1,1} + \alpha_{i,K,1} \right) \left( p_{K+1,1} - p_{K,1} \right)}{2DX^2} - \frac{\left( \alpha_{i,K,1} + \alpha_{i,K-1,1} \right) \left( p_{K,1} - p_{K-1,1} \right)}{2DX^2} \right) + \\
& + \Delta t \sum_{i=1}^N \frac{1}{\rho_i^0} \left( \frac{\left( \alpha_{i,K,2} + \alpha_{i,K,1} \right) \left( p_{K,2} - p_{K,1} \right)}{2DY^2} \right), \tag{15.2.28}
\end{aligned}$$

а при моделировании открытой границы при втекании смеси слева поток через левую грань граничных ячеек  $(1, L)$  равен  $\alpha_i^0 V_x^0(z)$  и  $V_x^0(z)$ , и тогда для этих ячеек будет справедливо выражение

$$\begin{aligned}
& \sum_{i=1}^N \left( \frac{\left( \tilde{X}x_{i, \frac{3}{2}, L} - \alpha_i^0 V_{x, L}^0 \right)}{DX} + \frac{\left( \tilde{X}y_{i, 1, L + \frac{1}{2}} - \tilde{X}y_{i, 1, L - \frac{1}{2}} \right)}{DY} \right) - \\
& - \sum_{i=2}^N \sum_{j=2}^N \frac{J_{ji, 1, L}}{\rho_i^0} = \Delta t \sum_{i=1}^N \frac{1}{\rho_i^0} \left( \frac{(\alpha_{i, 2, L} + \alpha_{i, 1, L})(p_{2, L} - p_{1, L})}{2DX^2} \right) + \\
& + \Delta t \sum_{i=1}^N \frac{1}{\rho_i^0} \left( \frac{(\alpha_{i, 1, L+1} + \alpha_{i, 1, L})(p_{1, L+1} - p_{1, L})}{2DY^2} - \frac{(\alpha_{i, 1, L} + \alpha_{i, 1, L-1})(p_{1, L} - p_{1, L-1})}{2DY^2} \right). \tag{15.2.29}
\end{aligned}$$

Для моделирования открытой границы при вытекании смеси справа можно считать, что горизонтальные компоненты векторов  $X_i$  и  $V_i$  на грани справа в ячейках  $(MKX, L)$  задаются равными на грани слева, тогда получим для этих ячеек:



$$\begin{aligned}
& \sum_{i=1}^N \left( \frac{\left( Xx_{i,MKX-\frac{1}{2},L} - \tilde{X}x_{i,MKX-\frac{1}{2},L} \right)}{DX} + \frac{\left( \tilde{X}y_{i,MKX,L+\frac{1}{2}} - \tilde{X}y_{i,MKX,L-\frac{1}{2}} \right)}{DY} \right) - \sum_{i=2}^N \sum_{j=2}^N \frac{J_{ji,MKX,L}}{\rho_i^0} = \\
& = -\Delta t \sum_{i=1}^N \frac{1}{\rho_i^0} \left( \frac{(\alpha_{i,MKX,L} + \alpha_{i,MKX-1,L})(p_{MKX,L} - p_{MKX-1,L})}{2DX^2} \right) + \\
& + \Delta t \sum_{i=1}^N \frac{1}{\rho_i^0} \left( \frac{(\alpha_{i,MKX,L+1} + \alpha_{i,MKX,L})(p_{MKX,L+1} - p_{MKX,L})}{2DY^2} \right) - \\
& - \Delta t \sum_{i=1}^N \frac{1}{\rho_i^0} \left( \frac{(\alpha_{i,MKX,L} + \alpha_{i,MKX,L-1})(p_{MKX,L} - p_{MKX,L-1})}{2DY^2} \right). \tag{15.2.30}
\end{aligned}$$

Для граничных ячеек сверху ( $K, MLY$ ) при моделировании частично открытой границы для отбираемых дисперсных компонентов ( $i = 2 \dots N$ ) используются выражения, применяемые для открытой границы при вытекании (15.2.30), а для несущей жидкости ( $i = 1$ ) используются условия твердой границы (15.2.28).

Используемая схема формирования уравнений для определения поля давления в граничных ячейках снимает проблему аппроксимации давления и вспомогательного вектора предварительных значений полей потоков  $\tilde{X}_i$  за пределы рабочей области, об этой проблеме в работе [25] говорится как о проблеме полной замкнутости метода расщепления. Таким образом, совместное использование двух подходов – метода расщепления и метода баланса – позволяет полностью замыкать методику решения сложных задач моделирования движения дисперсных смесей. Данный подход, в принципе,

может быть распространен и на трехмерные модели при наличии сложных пространственных границ и служить базой для создания программных комплексов по проектному моделированию систем, связанных с динамикой различных полидисперсных смесей.

### *Примеры численного решения уравнений модели*

По данному алгоритму создано несколько программ для моделирования движения капель разных размеров в двухмерной рабочей области при наличии препятствий и перегородок разной формы. Программы, кроме числовых данных, позволяют получать графическое изображение полей концентраций и скоростей. Примеры таких полей даны на рис. 15.4, 15.5, 15.6.

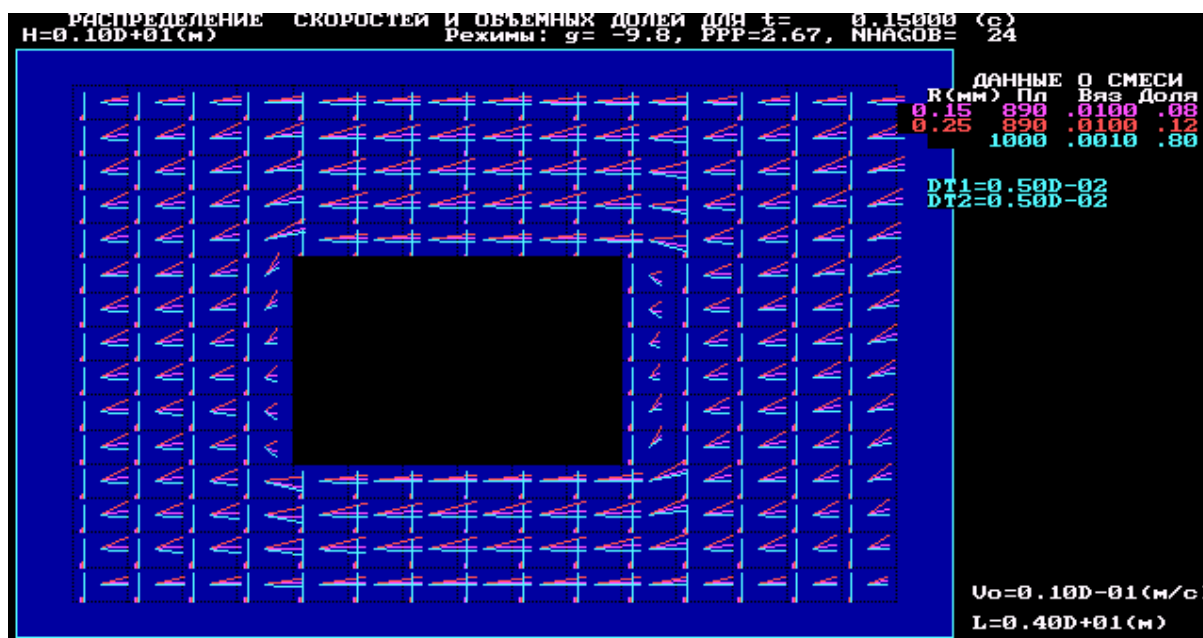


Рис. 15.4. Обтекание каплями двух сортов прямоугольного непроницаемого препятствия

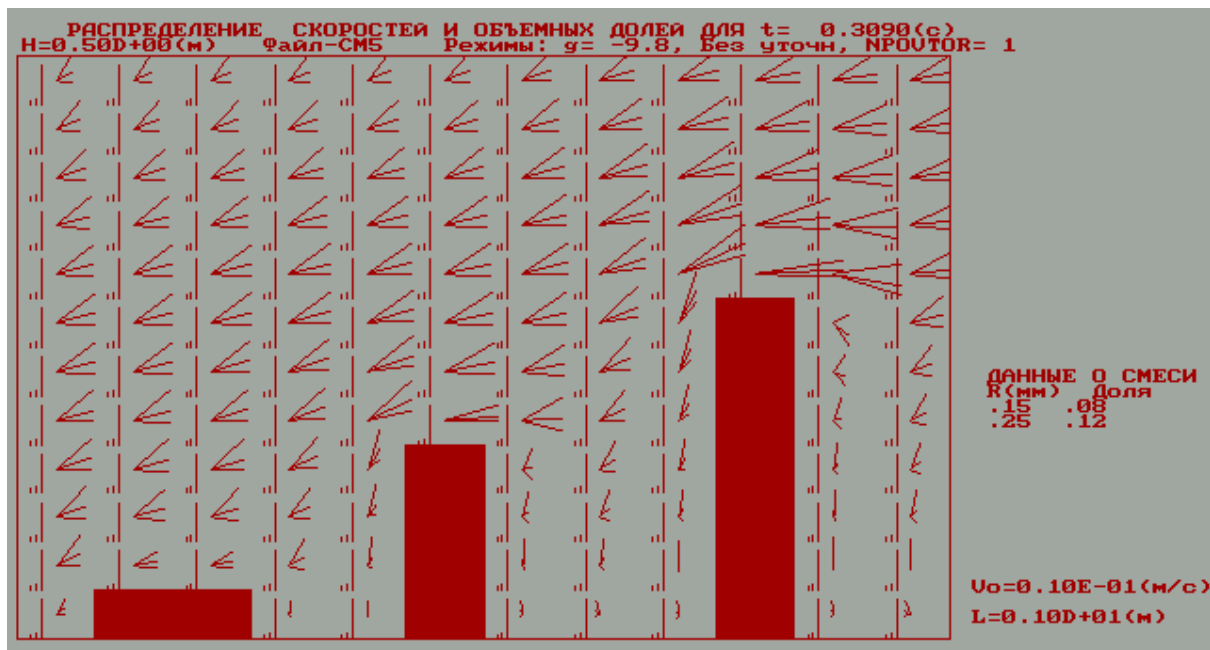


Рис. 15.5. Обтекание каплями трех сортов серии перегородок

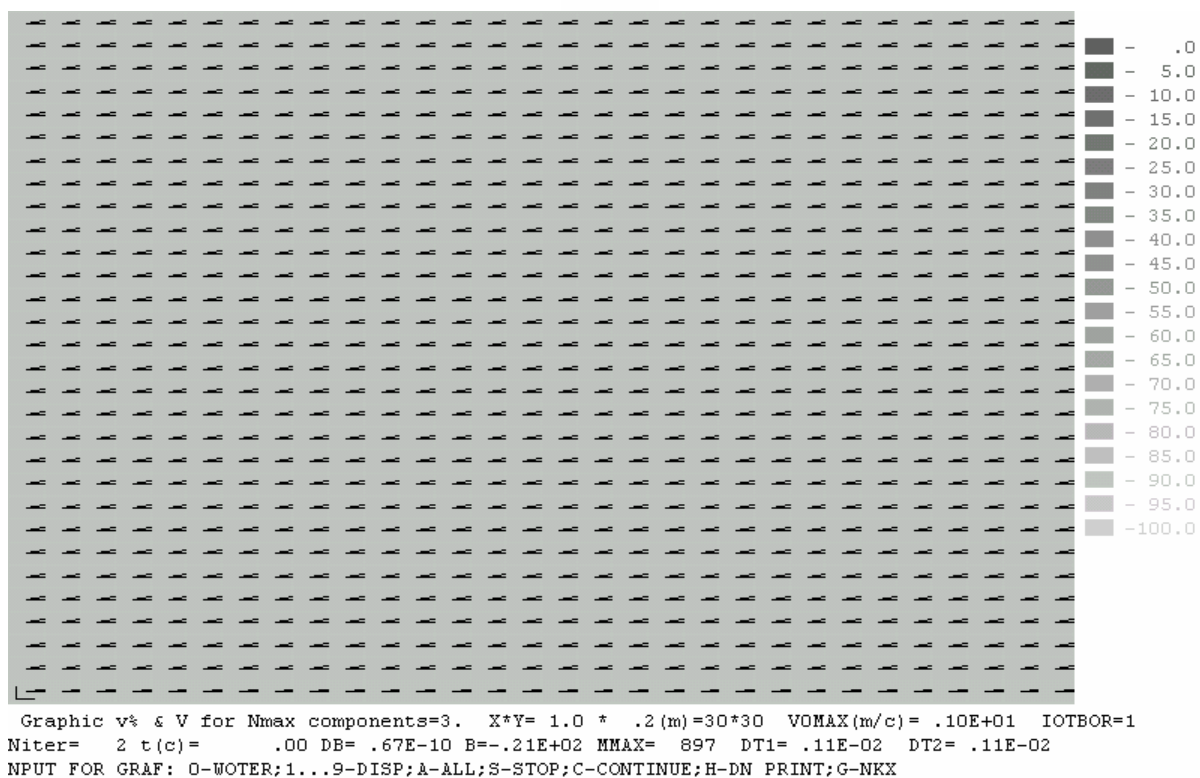


Рис. 15.6. Свободное течение каплей с всплыванием (число ячеек  $35 \times 35$ , плохая разрешимость отображения)

### 15.3. Расчет промышленных отстойников

#### *Исследование структуры потока сплошной фазы в ТО с помощью программного продукта «PHOENICS – 3.3»*

В последнее время получают все большее распространение программные комплексы, специально разработанные для исследования гидродинамики и тепломассообмена в однофазных и многофазных ламинарных и турбулентных потоках на основе численного решения уравнений переноса. Одним из наиболее совершенных программных продуктов данного класса является «PHOENICS – 3.3», который был использован при проведении расчетов структуры потоков сплошной фазы в сырьевом отстойнике Е-30 установки стабилизации конденсата Сургутского ЗСК [132, 247].

**Постановка задачи.** Конструкция промышленного гравитационного отстойника представлена на рис. 15.7.



Рис. 15.7. Конструкция гравитационного отстойника

Ввод исходной водонефтяной эмульсии осуществляется через вертикально расположенную трубу, а отвод – из нижней части. Диаметр цилиндрической части аппарата составляет 3 м, длина – 13,4 м, диаметр входной трубы – 0,35 м, высота заполнения – 2 м. Данная схема ввода исходной эмульсии не обеспечивала требуемой степени разделения, поэтому для выяснения причин неудовлетворительного функционирования данного оборудования было решено провести расчет гидродинамики данного устройства с использованием программного комплекса PHOENICS. Так как концентрация метанольной воды в ШФЛУ слишком незначительна для того, чтобы изменить ее свойства, то расчеты проведены в приближении однофазного течения несжимаемой ньютоновской жидкости.

Решался получаемый на расчетной сетке дискретный аналог дифференциальных уравнений переноса субстанции, которые в стационарном случае имеют обобщенный вид:

$$\operatorname{div}(u\rho F - \mu \operatorname{grad} F) = S, \quad (15.3.1)$$

где  $\rho$  – плотность;  $F$  – любой вид субстанции, например, энтальпия, импульс единицы массы, массовая доля компонентов смеси, удельная кинетическая энергия турбулентности и т.д.;  $u$  – вектор скорости;  $\mu$  – коэффициент переноса субстанции  $F$ ;  $S$  – источник субстанции  $F$ , например, градиент давления  $S = -\operatorname{grad}(p)$  выступает как источник импульса.

В том случае, когда рассматривается перенос осредненных по времени характеристик турбулентного потока, необходимо ввести дополнительные уравнения, связывающие  $\mu$  со скоростью, плотностью,  $F$  и другими свойствами потока. В данной работе использована модифицированная  $K$ - $\varepsilon$  модель турбулентности Чена и Кима (Chen, Kim), которая по сравнению со стандартной  $K$ - $\varepsilon$  моделью турбулентности является более приемлемой для описания отрывных течений с циркуляционными зонами. Уравнения (15.3.1) дополняются уравнением неразрывности

$$\operatorname{div}(u) = 0, \quad (15.3.2)$$

в качестве модельной среды выбран пентан как достаточно близкий по свойствам к ШФЛУ. Постановка граничных условий следующая. Входная скорость вдоль вертикали задана на конце расположенной слева трубы, показанной на рис. 15.7. На твердых поверхностях задавались встроенные в PHOENICS граничные условия для модифицированной  $K$ - $\varepsilon$  модели турбулентности, полагая, что скорость на твердой поверхности равна нулю. На горизонтальной поверхности, расположенной на высоте заполнения аппарата, поставлены граничные условия, соответствующие скольжению без трения. Жидкость выходит из аппарата через небольшую область, расположенную справа на нижней стенке аппарата. На выходе задавали давление.

В результате компьютерных расчетов по всему объему рассматриваемых аппаратов получены поля следующих искомым функций: давления  $p$ , трех компонент вектора скорости  $u$ , удельной кинетической энергии турбулентности  $K$  и ее диссипации  $\varepsilon$ . Визуализация рассчитанного векторного поля скорости представлена на рис. 15.8 и 15.9. Видны сильная неравномерность поля скорости и наличие зон циркуляции в различных областях аппарата. Наличие циркуляционных зон приводит к тому, что картина течения может существенно отличаться в различных сечениях, что видно из сопоставления рис. 15.8 и 15.9. Обратные течения, наблюдаемые на

рис. 15.9, могут существенно снижать эффективность работы гравитационных отстойников.

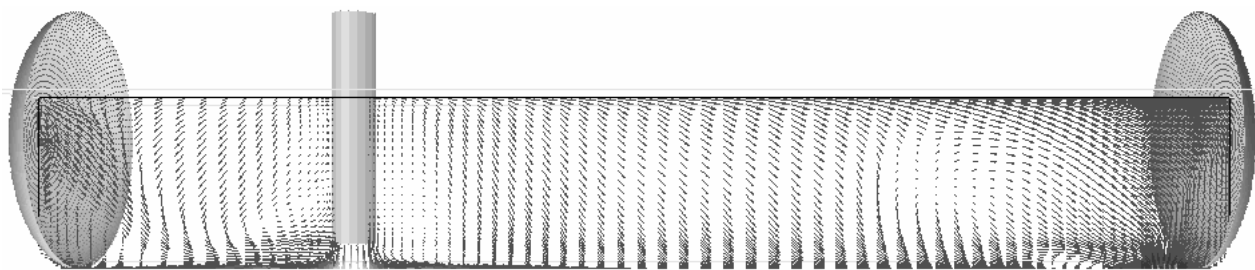


Рис. 15.8. Векторное поле скоростей в центральном вертикальном продольном сечении

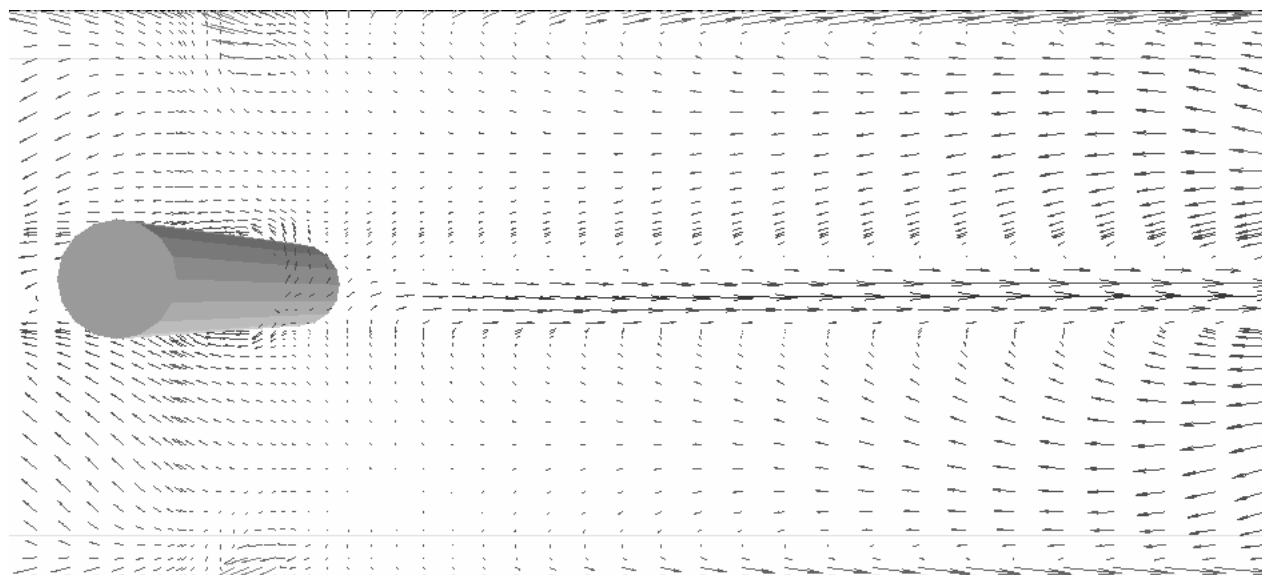


Рис. 15.9. Векторное поле скоростей в центральном горизонтальном продольном сечении (фрагмент)

Проведенный численный анализ структуры потока в аппарате рассматриваемой конструкции выявил необходимость его реконструкции с целью повышения однородности поля скорости.

Для поиска путей модернизации существующего аппарата с целью выравнивания профиля скорости был проведен численный эксперимент, в рамках которого исследовалась структура потоков в аппарате с различными узлами ввода и вывода сплошной фазы. Результаты эксперимента приведены на рис. 15.10 – 15.21.

Получены следующие результаты, которые визуализированы на рисунках с помощью векторов. На этих рисунках направление изображенного вектора совпадает с направлением вектора скорости. Длина

изображенного вектора связана с абсолютной величиной скорости, но для наглядности представления здесь пропорциональность между этими двумя величинами не выдерживалась (в противном случае длины векторов в определенных областях были бы слишком малы для их наглядного визуального представления).

Вначале рассмотрим наиболее типичный ввод исходной среды: через боковой штуцер поперек продольной оси аппарата (рис. 15.10).

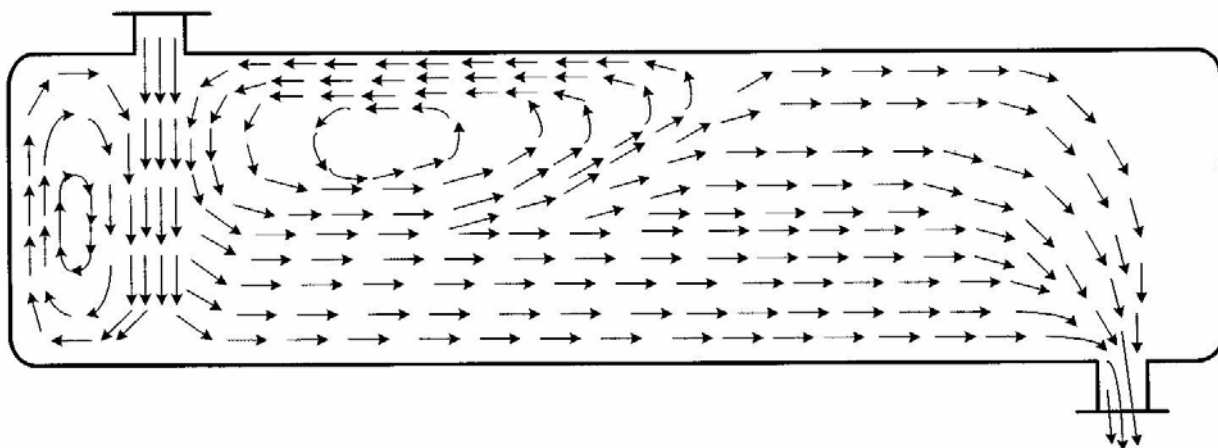


Рис. 15.10. Ввод среды через боковой штуцер поперек продольной оси аппарата

Из рисунка видно, что подобный ввод исходной среды приводит к формированию циркуляционной зоны, расположенной по бокам от входного отверстия. Ввиду того, что эта циркуляция занимает значительный объем аппарата, нами были предприняты попытки уменьшения его конструктивными способами. На рис. 15.11 мы видим предыдущий аппарат, в который добавлена поперечная перегородка.

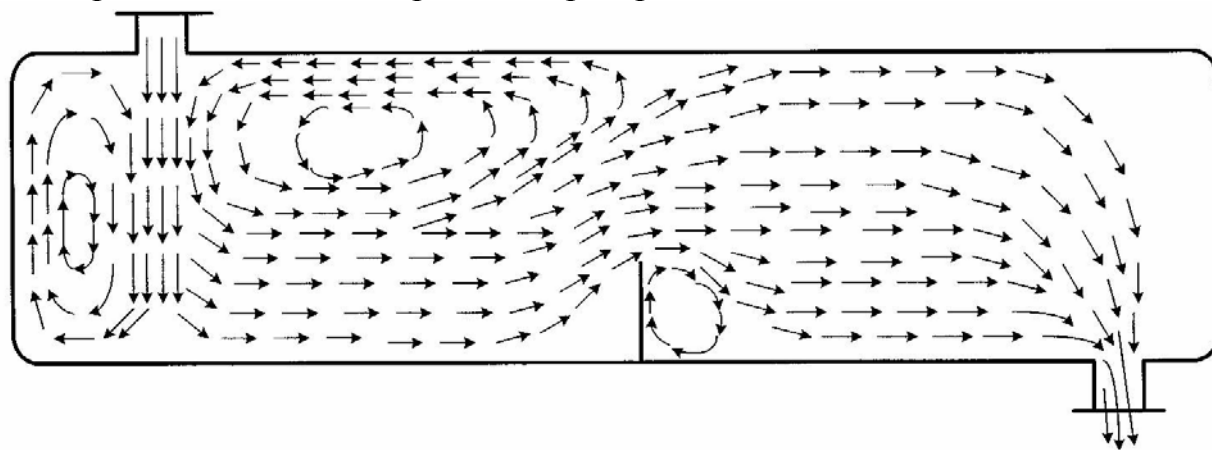


Рис. 15.11. Ввод среды через боковой штуцер поперек продольной оси аппарата с поперечной перегородкой

Визуализация результатов расчета показывает, что этот прием не позволяет кардинальным образом решить проблему. Поэтому следующей конструкцией стал аппарат, точка ввода исходной среды в которой смещена (рис. 15.12, 15.13).

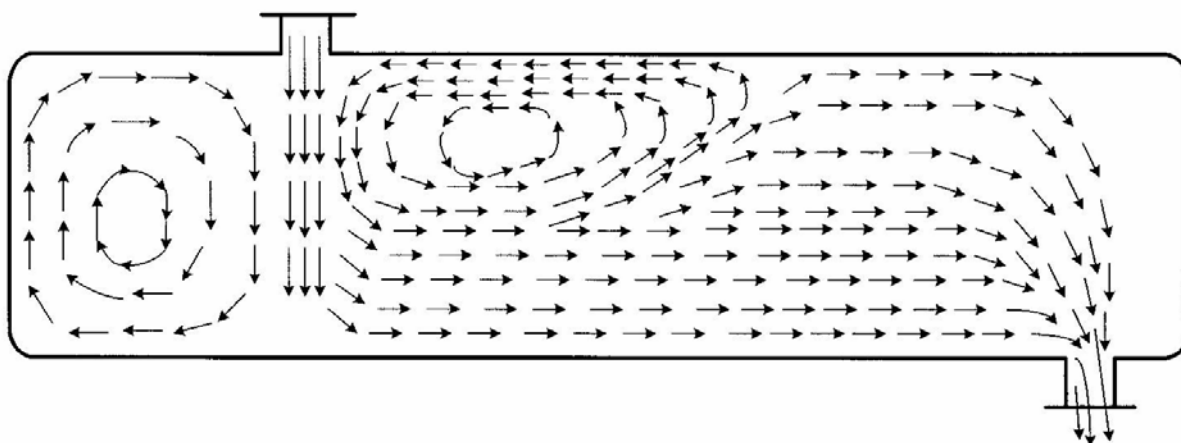


Рис. 15.12. Ввод среды через боковой штуцер поперек продольной оси аппарата со смещением вдоль продольной оси

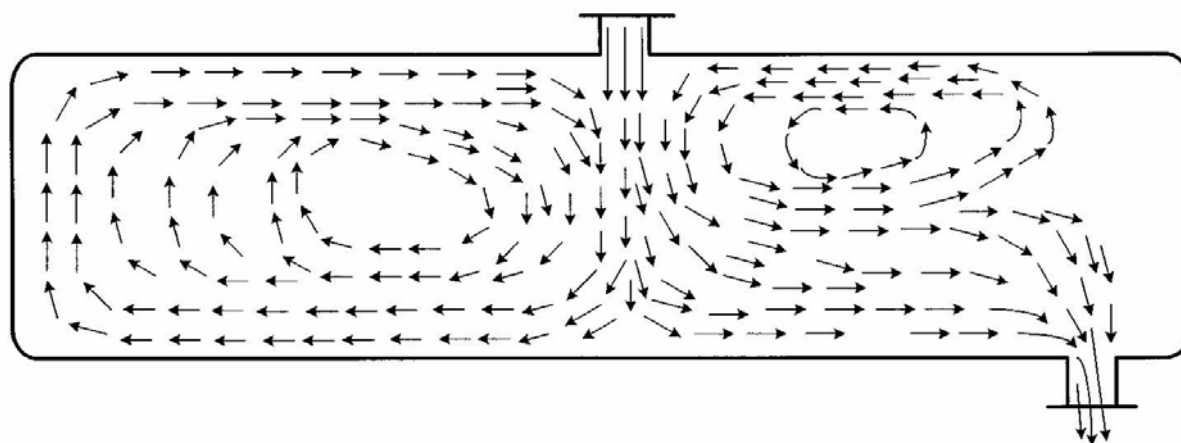


Рис. 15.13. Ввод среды через боковой штуцер поперек продольной оси аппарата с большим смещением вдоль продольной оси

Мы видим, что такое смещение приводит лишь к увеличению зоны циркуляции, расположенной в тыльной части аппарата. Поэтому данный прием не дает желаемого результата.

В качестве другой возможности расположения входа рассматривался вариант ввода среды через длинный патрубок в глубину рабочего объема аппарата (рис. 15.14).



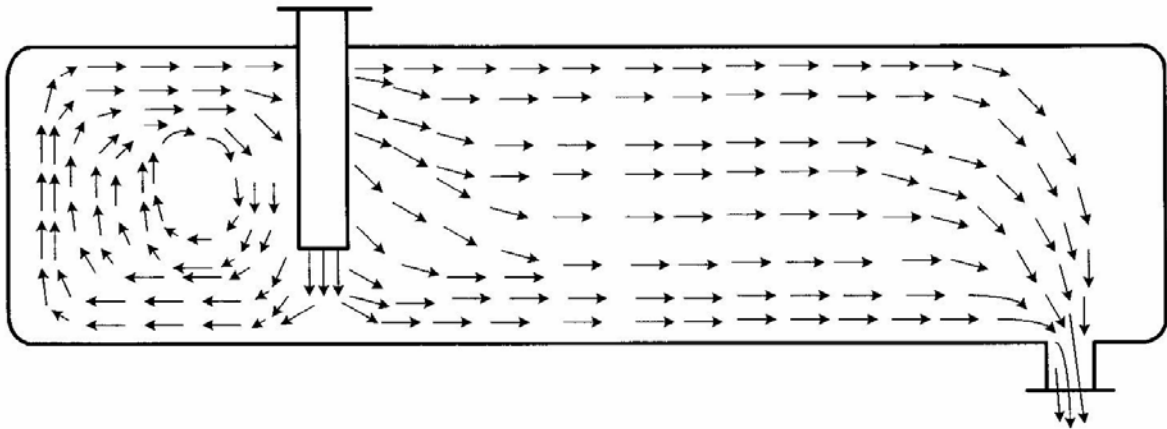


Рис. 15.14. Ввод среды через длинный боковой патрубок поперек продольной оси аппарата

Этот вариант позволяет сосредоточить всю область циркуляции с одной стороны по отношению к плоскости ввода – а именно, в тыльной части аппарата. Смещение плоскости ввода в продольном направлении (рис. 15.15) картину течения существенным образом не изменяет, увеличивая лишь объем области циркуляции.

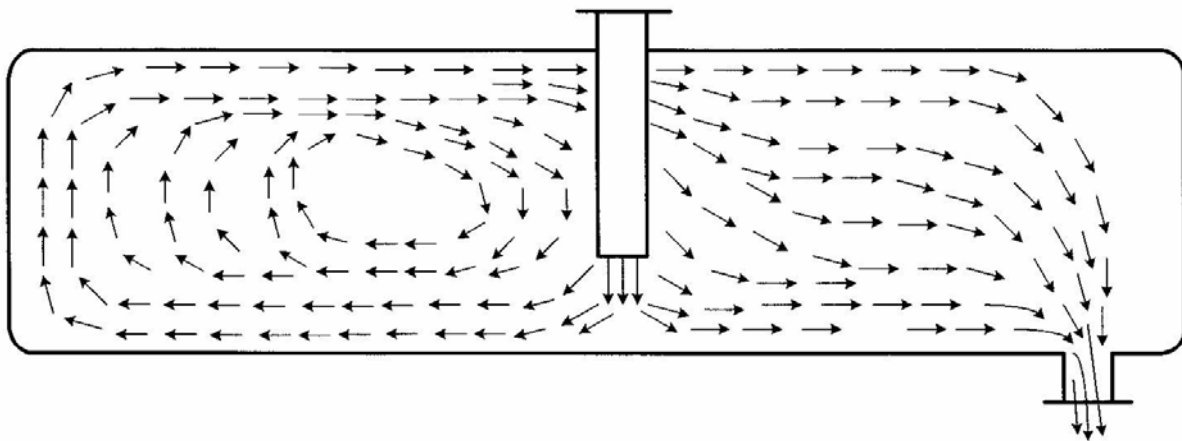


Рис. 15.15. Ввод среды через длинный боковой патрубок поперек продольной оси аппарата со смещением по оси

Другой типичный способ ввода исходной среды состоит во введении ее в продольном направлении через боковой штуцер, расположенный по оси аппарата (рис. 15.16).

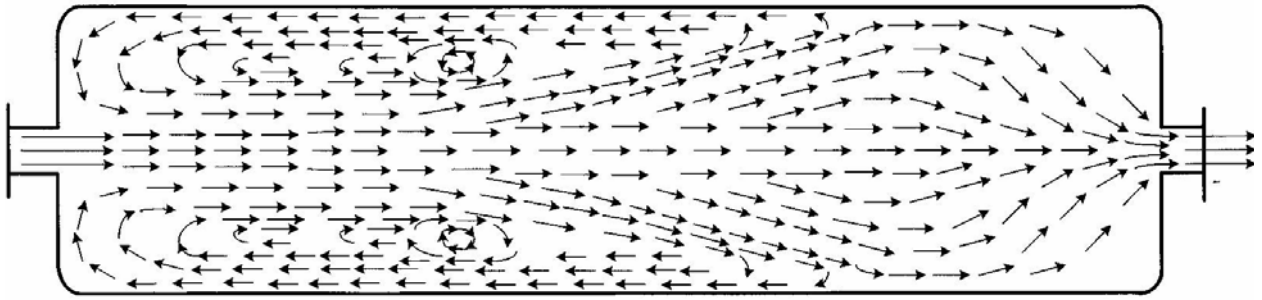


Рис. 15.16. Ввод среды в продольном направлении через боковой штуцер, расположенный по оси аппарата

Этот вариант представляет собой внезапное расширение канала, в результате которого формируется зона циркуляции в периферийной части, поэтому данный вариант не является рациональным.

Модернизация предыдущего способа путем добавления второй точки ввода (рис. 15.17) позволяет сосредоточить зону циркуляции в одной половине периферийной части.

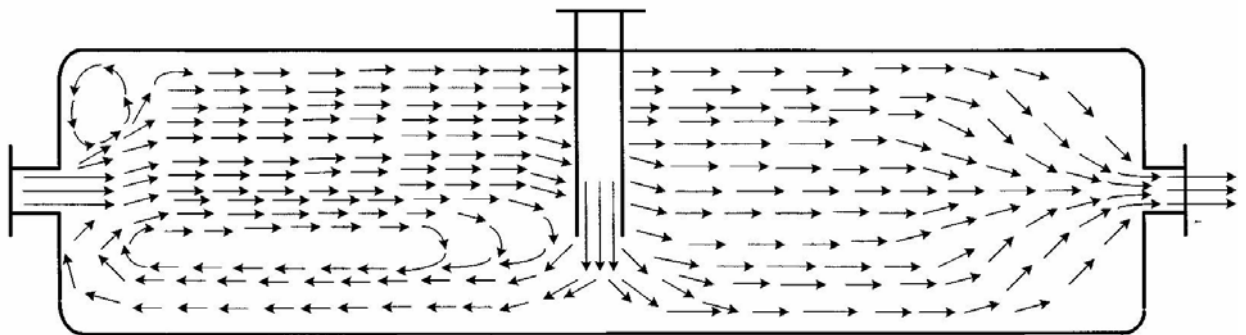


Рис. 15.17. Ввод среды в продольном направлении через боковой штуцер, расположенный по оси аппарата, с добавлением второй точки ввода

Наконец, наиболее рациональный способ ввода среды среди рассмотренных нами представлен на рис. 15.18.

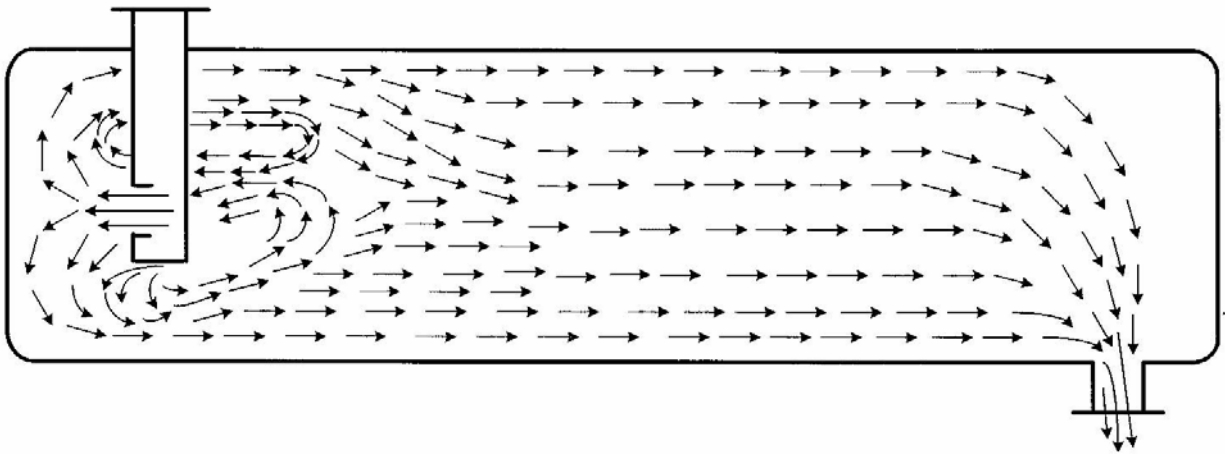


Рис. 15.18. Ввод среды через длинный патрубок в направлении, противоположном основному направлению движения среды в аппарате

Здесь исходная среда вводится через длинный патрубок в направлении, противоположном основному направлению движения среды в аппарате. Поток отражается от стенки аппарата и формируется достаточно однородное поле скорости.

Смещение точки ввода вдоль аппарата (рис. 15.19, 15.20) приводит к возрастанию зоны циркуляции, поэтому смещение точки ввода в продольном направлении не является рациональным.

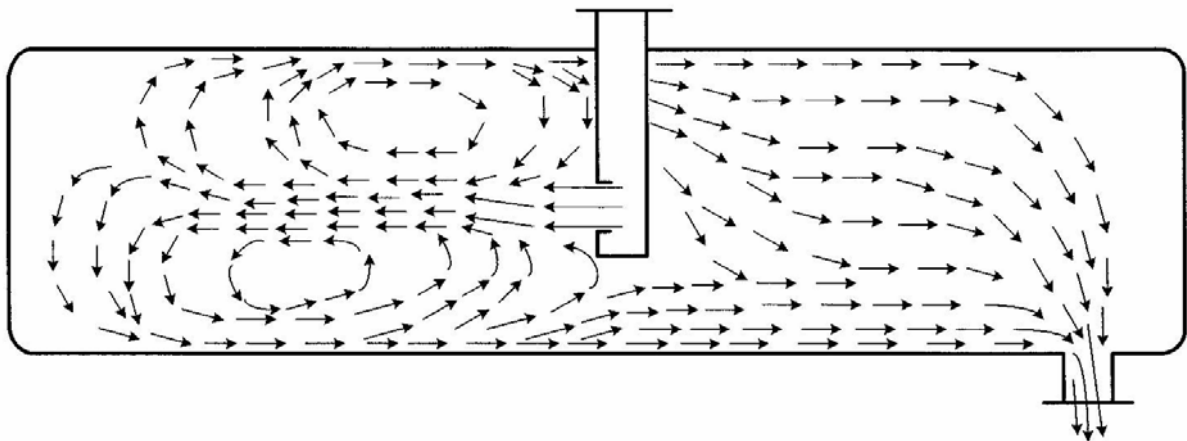


Рис. 15.19. Ввод среды через длинный патрубок в направлении, противоположном основному направлению движения среды в аппарате, со смещением в продольном направлении

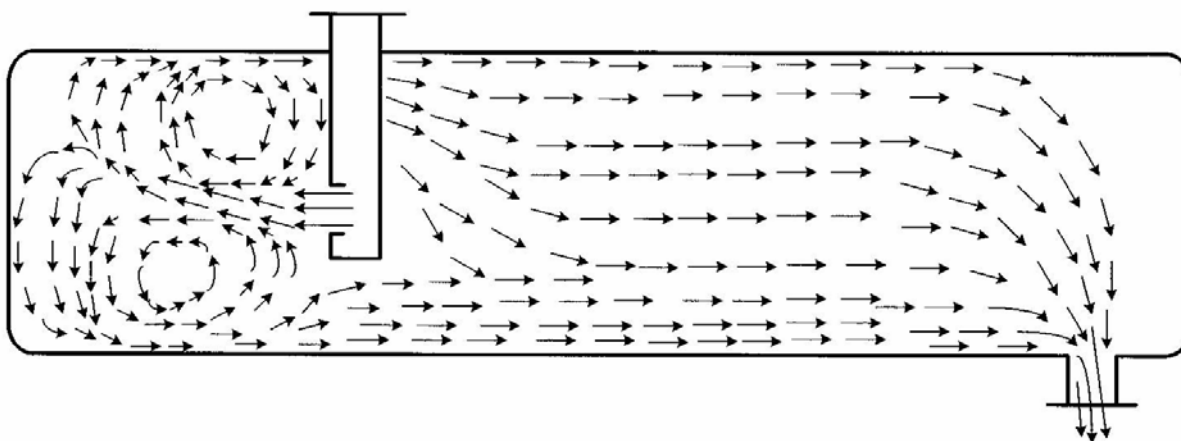


Рис. 15.20. Ввод среды через длинный патрубок в направлении, противоположном основному направлению движения среды в аппарате, с умеренной степенью смещения в продольном направлении

Установка поперечной перегородки картину течения не улучшает (рис. 15.21).

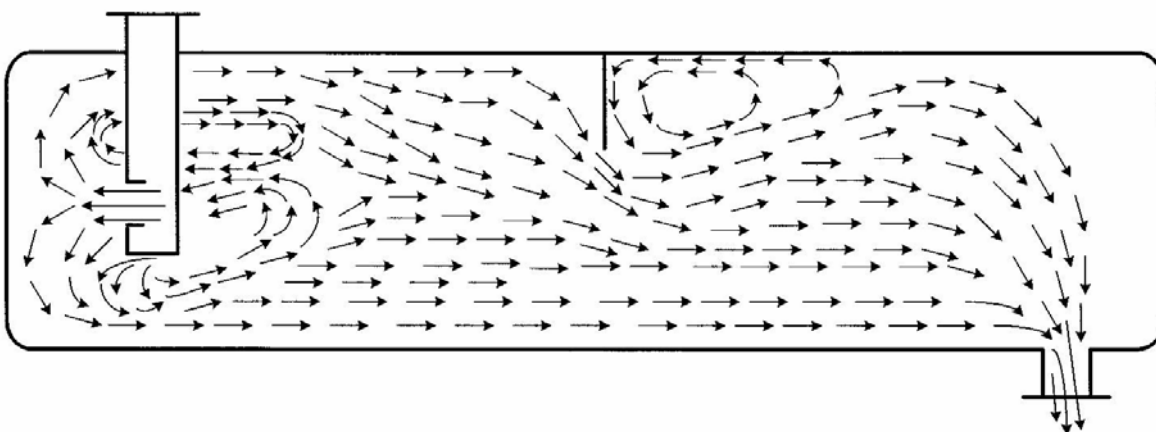


Рис. 15.21. Ввод среды через длинный патрубок в направлении, противоположном основному направлению движения среды в аппарате с поперечной перегородкой

Таким образом, наилучшим способом ввода исходной среды является введение его через длинный патрубок в глубину основного объема аппарата в непосредственной близости к боковой стенке аппарата в направлении, противоположном основному направлению движения среды в аппарате, как это показано на рис. 15.18.

Схема такого модернизированного аппарата представлена на рис. 15.22 [247].



Рис. 15.22. Вариант модернизации промышленного гравитационного отстойника

Визуализация рассчитанного поля скорости в реконструированном аппарате представлена на рис. 15.23, из которого видно, что рекомендованный способ ввода потока позволяет сформировать однородное поле скорости в основном объеме аппарата, расположенном правее за входной трубой. При этом существенная зона циркуляции возникает лишь слева от входной трубы. В других сечениях векторное поле скорости имеет вполне аналогичный вид, демонстрирующий достаточно однородное распределение и относительно малый размер циркуляционных зон.

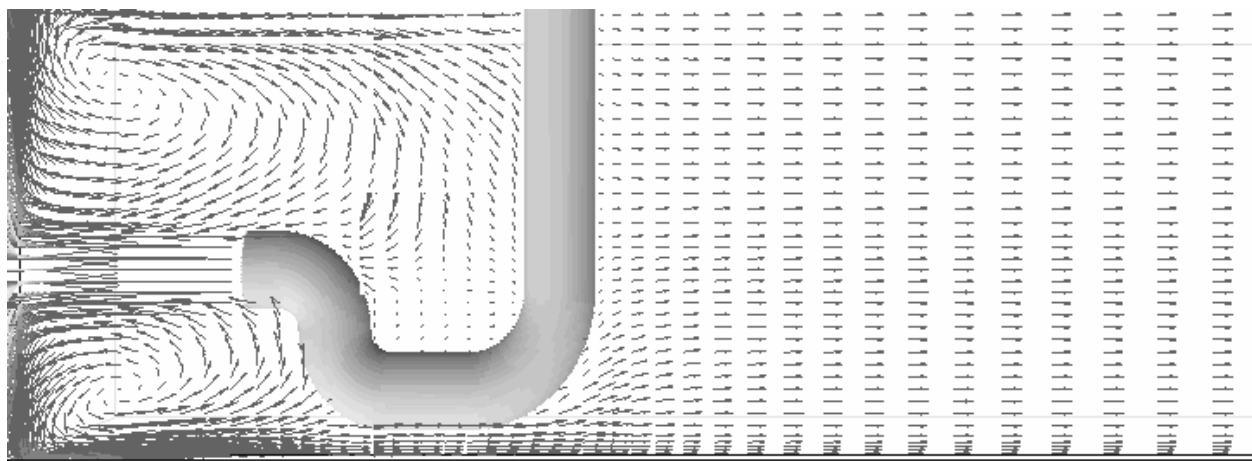


Рис. 15.23. Векторное поле скоростей в центральном вертикальном продольном сечении после реконструкции (фрагмент)

Сравнение графиков изменения продольной компоненты скорости вдоль выбранных координатных линий на рис. 15.24, 15.25 подтверждает преимущество модернизированного аппарата по сравнению с прежней конструкцией [247].

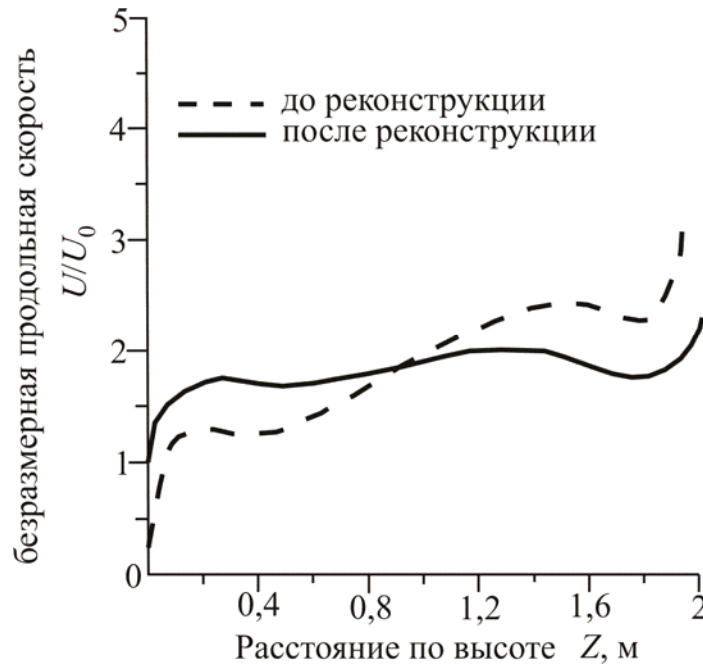


Рис. 15.24. Профили продольной скорости по высоте при  $X=5$  м,  $Y=1,5$  м

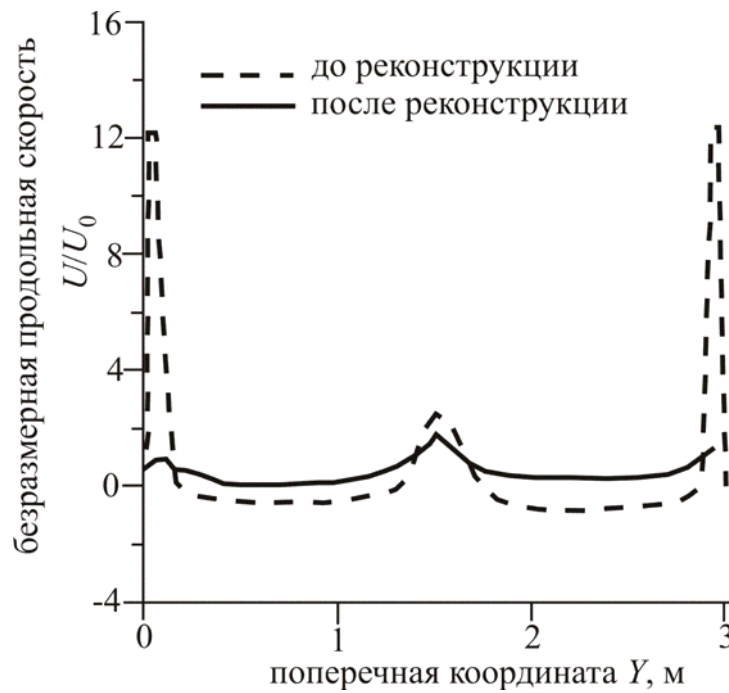


Рис. 15.25. Профили продольной скорости вдоль поперечной горизонтальной координаты при  $X=5$  м,  $Z=1$  м

Другим способом снижения продольного перемешивания является секционирование перегородками. Для процессов гравитационного

отстаивания такие перегородки помимо эффекта выравнивания поля скорости способствуют хорошей коалесценции капель дисперсной фазы на развитой поверхности перегородок, а также увеличивают степень разделения эмульсий при наличии существенной полидисперсности распределения капель по размерам. В этом случае наиболее мелкие капли, которые в полном отстойнике не успели бы отделиться, в секционированном аппарате успевают преодолеть относительно малое расстояние между соседними горизонтальными перегородками и коалесцировать на поверхности перегородки. Кроме того, структурирование потока направляющими поверхностями способствует стабилизации течения, а при достаточно малом расстоянии между соседними перегородками может наблюдаться даже ламинарное течение, которое обеспечивает более высокую степень разделения из-за отсутствия перемешивания турбулентными вихрями.

Для предсказания поведения жидкости в секционированном отстойнике было проведено численное моделирование гидродинамики в реконструированном аппарате, снабженном четырьмя вертикальными перегородками и таким же количеством горизонтальных перегородок (рис. 15.26). Расчеты проведены для однофазной среды. В качестве демонстрации результатов расчета на рис. 15.27 представлен профиль продольной компоненты скорости вдоль выбранной вертикальной координатной линии ( $X=5\text{ м}$ ;  $Y=1,5\text{ м}$ ).

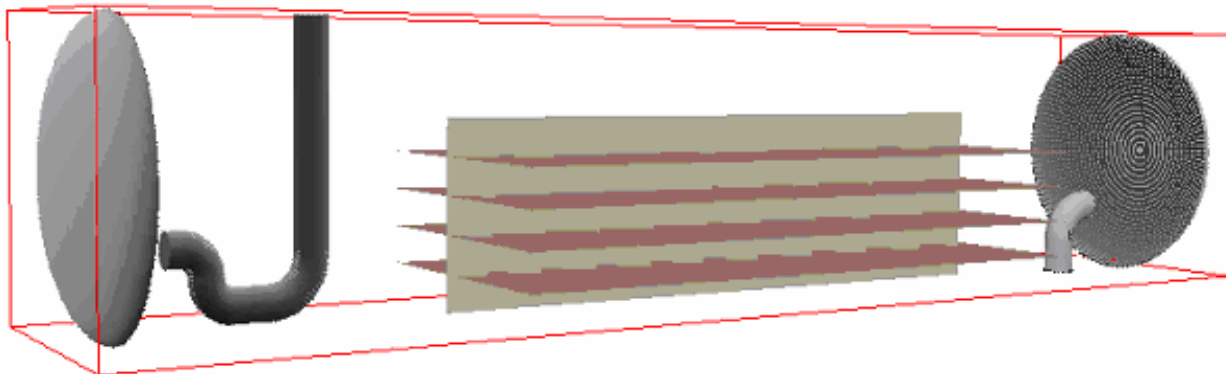


Рис. 15.26. Вариант модернизации промышленного гравитационного отстойника [247]

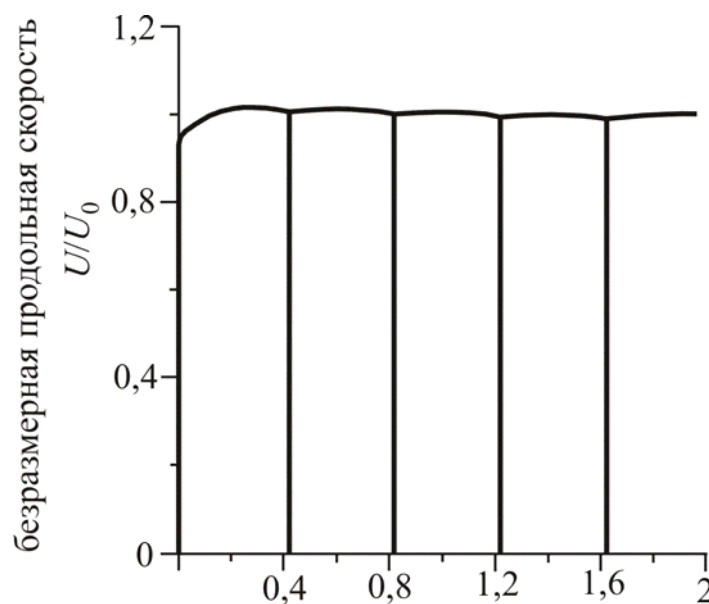


Рис. 15.27. Профили продольной скорости по высоте аппарата с перегородками при  $X=5$  м,  $Y=1,5$  м

Анализ результатов расчета показал, что продольные и поперечные перегородки не вносят кардинальных изменений в структуру течения жидкости. Однако возможность существенного повышения степени разделения полидисперсных эмульсий позволяет рекомендовать снабжение гравитационных отстойников подобными перегородками.

Таким образом, проведенные исследования [132, 247] выявили крайнюю неоднородность поля скорости в аппарате старой конструкции и подтвердили то, что рациональным техническим решением проблемы является реконструкция аппарата путем изменения способа ввода исходного потока. При этом жидкость, вводимая в направлении, противоположном основному направлению движения в аппарате, отражаясь от крышки, формирует достаточно однородные профили скорости в основном объеме.

#### 15.4. Идентификация моделей структуры потоков

От гидродинамической обстановки в промышленных аппаратах существенно зависит эффективность многих протекающих тепло-массообменных и реакционных процессов и тем самым влияет на общую рентабельность производства. Исторически первыми попытками охарактеризовать гидродинамику и структуру потока в промышленном аппарате были модели идеального смешения и идеального вытеснения. В модели идеального смешения предполагается, что все элементы жидкости в



аппарате имеют одно и то же время пребывания, что соответствует поршневому или стержневому движению среды. При этом обеспечивается максимальная движущая сила тепломассообменных процессов и наиболее эффективный режим работы многих химико-технологических, нефтехимических и теплоэнергетических устройств. В дальнейшем отклонение структуры потока от модели идеального смешения стали характеризовать распределением по временам пребывания различных элементарных объемов жидкости. В связи с этим возникла необходимость экспериментального и теоретического определения функции распределения по временам пребывания.

Экспериментально функция распределения по временам пребывания может быть найдена по кривым отклика на ввод трассера. В частности, показано [48], что при импульсном вводе трассера на вход кривая отклика на выходе после соответствующей нормировки и перехода к безразмерному времени как раз и дает функцию распределения по временам пребывания.

Теоретически первыми попытками использования кривых отклика для идентификации математических моделей структуры потоков стали вычисления коэффициентов продольного перемешивания диффузионной модели структуры потоков [94]. По этим же кривым также можно судить и о том, насколько точно диффузионная модель продольного перемешивания отражает реальную структуру потока, так как невозможно подобрать такой коэффициент, при котором теоретическая кривая точно совпадает с экспериментальной.

Таким образом, путем сравнения теоретических и экспериментальных кривых отклика можно делать выводы об адекватности модельных представлений. Конечно, сравнение теоретических и экспериментальных данных по полям скорости могло бы дать более полную информацию, чем сравнение кривых отклика. Современным стандартом определения поля скорости является метод лазерной доплеровской анемометрии. Однако преимущества сравнения кривых отклика для сопоставления теоретических и экспериментальных данных по структуре потока вполне очевидны и состоят в следующем.

1. Снятие кривых отклика является достаточно дешевым способом экспериментального изучения структуры потока. Метод лазерной доплеровской анемометрии обходится на порядки дороже и требует привлечения сложного и дорогостоящего оборудования и специальных методов обработки данных.

2. Метод кривых отклика позволяет работать с аппаратами промышленного масштаба с непрозрачными стенками. Между тем метод

лазерной доплеровской анемометрии работает с прозрачными для лазерного луча сосудами лабораторного масштаба.

3. На практике часто интересуют не локальные параметры, а брутто-характеристики на выходе из аппарата. Например, если протекает химическая реакция и степень конверсии зависит от времени пребывания, то нас будут интересовать среднее время пребывания в аппарате и разброс во времени пребывания относительно этого среднего. То же самое касается многих процессов разделения – распределение по временам пребывания является хорошим интегральным показателем эффективности работы аппарата. Поэтому знание функции распределения по временам пребывания даже более важно, чем знание значений скорости потока во всех точках аппарата, хотя последнее путем привлечения математических методов позволяет вычислить первое.

В силу указанных выше факторов, в данной работе для подтверждения адекватности теоретических расчетов гидродинамики было выбрано сопоставление теоретических и опытных кривых отклика. Аналогичные сопоставления по структуре потока в распылительной колонне при экстракции показаны в работе [131].

Для снятия экспериментальных кривых использован сосуд, выполненный в виде параллелепипеда (размеры  $2 \times 0,2 \times 0,375$  м). Поток входит в аппарат через изогнутую трубу диаметром 0,06 м, направленную на ближайшую стенку. Использованный способ ввода двухфазного потока в аппарат был выбран после анализа влияния различных способов выравнивания профиля скорости сплошной фазы (отклоняющие и сужающие перегородки и др.). Как показали результаты численного моделирования, выбранный способ оказался наиболее эффективным. Жидкость выходит из аппарата через небольшую область OUT, расположенную на нижней стенке аппарата.

На вход импульсно вводился трассер – раствор соли NaCl, который является электролитом. Изменение концентрации во времени регистрировалось в 16 различных точках с использованием потенциометрического метода. Для этого использовалась система проводников, состоящая из 4 горизонтальных и 4 вертикальных линий. Системы горизонтальных и вертикальных линий расположены в двух различных плоскостях, которые находятся на незначительном расстоянии друг от друга. На пересечении горизонтальной и вертикальной линий измеряется концентрация электролита. Здесь следует отметить, что при пересечении горизонтальной и вертикальной линий между проводами

остается определенный зазор, исключаящий прямой контакт этих двух проводов.

Сигнал с линий поступает через аналого-цифровой преобразователь, устройство сопряжения и адаптер в персональный компьютер, который производит последовательный опрос линий. Напряжение одновременно подается только на 1 горизонтальный и 1 вертикальный провод, на пересечении которых проводятся измерения. Подобным образом последовательно снимаются измерения во всех 16 точках пересечения линий.

Теоретически процесс распространения трассера моделировался как перенос скаляра, введенного импульсно во вход аппарата, при этом вычисленные заранее поля скорости фиксировались. Более детально моделирование гидродинамики с использованием программного комплекса PHOENICS описано в предыдущих разделах.

Визуализация рассчитанного векторного поля скорости представлена на рис. 15.28 ( $X$ - $Z$  плоскость,  $Y=0,1$  м).

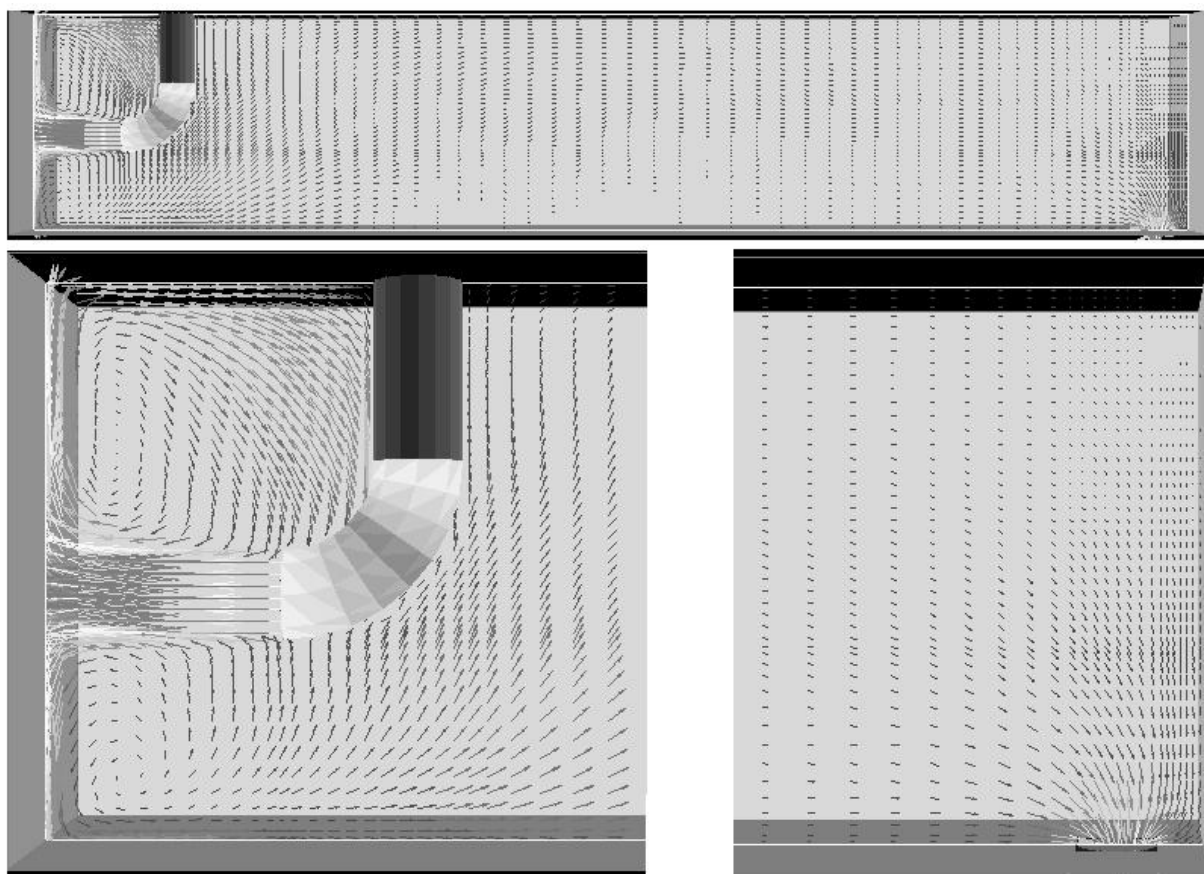


Рис. 15.28. Векторное поле скорости сплошной фазы,  $Y=0,1$  м

Поток вводится в аппарат через трубу в направлении, перпендикулярном основному направлению движения среды в аппарате,

затем отражается от стенок и в результате формируется сложная картина течения. Как было сказано, именно такой способ ввода потока формирует более однородное поле скорости в большей части отстойника, уменьшает размеры зон циркуляции и тем самым способствует повышению эффективности гравитационного разделения.

Геометрия расчетной области является зеркально-симметричной, поэтому вид сверху на рис. 15.28 дает вполне реалистичное поле скорости с незначительными отклонениями от зеркальной симметрии.

После того, как было получено поле скорости, решалась задача переноса скаляра при фиксированном поле скорости.

На рис. 15.29 приведен характерный график сравнения экспериментальных и теоретических кривых отклика, снятых в различных точках. Приведенные кривые получены для скорости жидкости в полном поперечном сечении, равной 0,005 м/с.

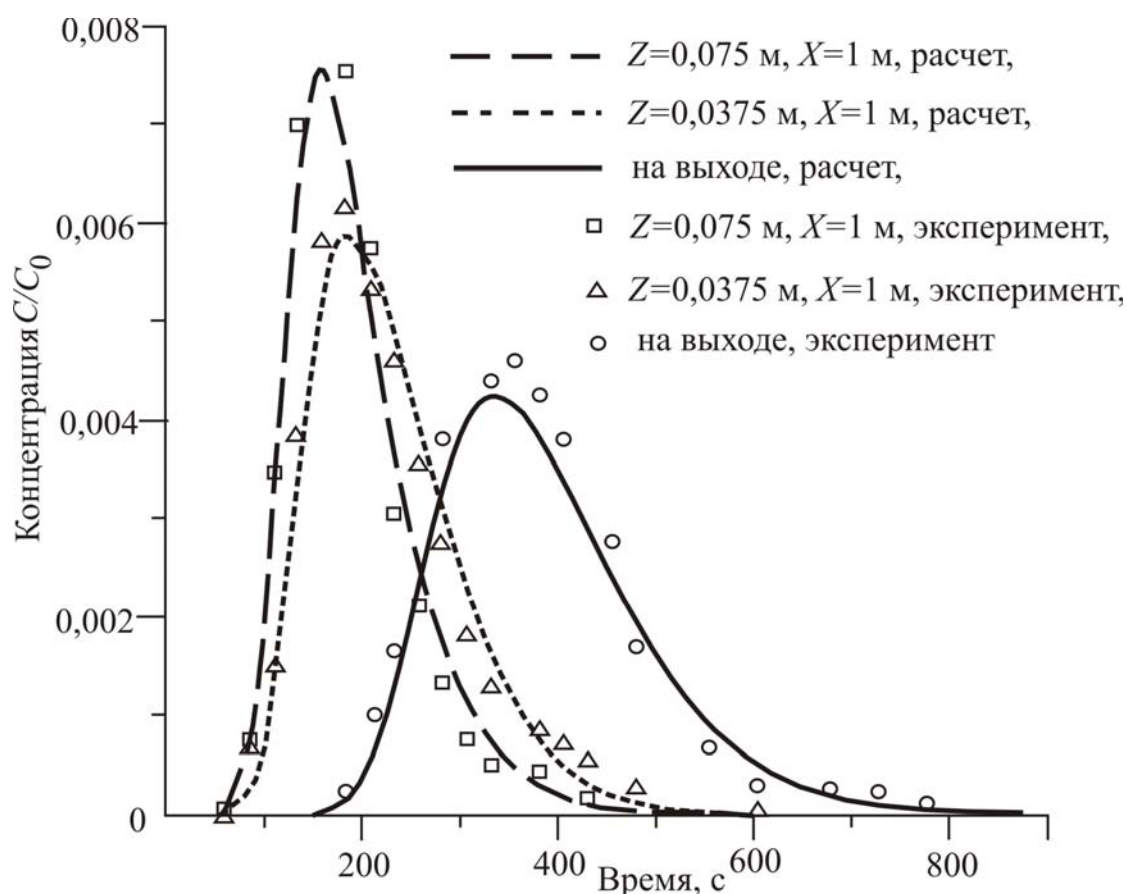


Рис. 15.29. Расчетные и экспериментальные кривые отклика на импульсный ввод трассера [247]

Подобным образом были получены обширные данные, которые охватывали изменение скорости в диапазоне от 0,001 м/с до 0,01 м/с и

расположение поперечной плоскости с 16 равноудаленными точками измерения от 0,5м до 1,8м. В общей сложности были сняты и рассчитаны 400 различных кривых изменения концентрации во времени. Среднее значение коэффициента корреляции между экспериментальными и теоретическими данными составило 0,96, а расхождение вторых моментов не превысило 7 %. Использование второго момента связано с тем, что для такого рода распределений могут наблюдаться значительные расхождения в «хвосте» кривых, где концентрация трассера чрезвычайно мала, но данная область не оказывает существенного влияния на общую картину. Поэтому сравнивать собственно средние расхождения значений функций по всем точкам некорректно, и вместо этого проводят сопоставление моментов распределения.

Таким образом, сопоставление теоретических и экспериментальных данных позволяет сделать вывод об адекватности результатов расчетов с использованием программного комплекса PHOENICS и возможности его применения для численного моделирования гидродинамики в аппаратах подобной конструкции и выборе модернизации отстойников [132, 247].

## ГЛАВА 16

### ЧИСЛЕННОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ БРЫЗГОУНОСА НАД ПОВЕРХНОСТЬЮ БАРБОТАЖА

#### 16.1. Математическое моделирование гидродинамики слоя дисперсной фазы над поверхностью барботажа

Ввиду того, что движение капель в потоке газа над поверхностью барботажного слоя характеризуется закономерностями движения отдельных капель, необходимо проанализировать возможные случаи взаимодействия движущейся одиночной капли с газовым потоком.

##### *Динамика полета одиночной капли*

Уравнение движения сферической капли для ее вертикальной составляющей в восходящем потоке газа (пара) без учета архимедовой силы и присоединенной массы газа имеет вид

$$m \frac{dv}{dt} = -mg \pm F_S, \quad (16.1.1)$$

где  $F_S = \xi \frac{\pi d_K^2}{4} \frac{\rho_{\Gamma} u^2}{2}$ ;  $m = \rho_{\text{ж}} \frac{\pi d_K^3}{6}$ ;  $d_K$  – диаметр капли, м.

$$u = v - W, \text{ если } v \geq W \text{ и } u = W - v, \text{ если } W > v.$$

Знак при  $F_S$  определяется соотношением скоростей капли и газа. Знак минус используется при движении капли вверх со скоростью, большей скорости газа, и знак плюс во всех остальных случаях (при движении капли вверх со скоростью, меньшей скорости газа, и при движении капли вниз).

При интегрировании уравнения (16.1.1) необходимо учитывать изменение вида выражения для нахождения силы аэродинамического сопротивления  $F_S$ .

При ламинарном режиме движения ( $Re < 1$ ,  $\xi = 24/Re$ ,  $Re = u d_K / \nu_{\Gamma}$ ) (см. раздел 5.3)

$$F_S = \Gamma u. \quad (16.1.2)$$

Здесь  $\Gamma = 3\pi^2 \rho_{\Gamma} v_{\Gamma} d_{\kappa}$ .

В переходном режиме ( $1 < \text{Re} < 500$ ),  $\xi$  по (5.3.14)).

$$F_S = Bu^2 + \Gamma u.. \quad (16.1.3)$$

$$\text{Здесь } B = \frac{0,44\pi\rho_{\Gamma}d_{\kappa}^2}{8}.$$

В автомодельном режиме ( $500 < \text{Re} < 2 \cdot 10^5$ ,  $\xi = 0,44$ )

$$F_S = Bu^2. \quad (16.1.4)$$

Уравнение движения капли для расчета траектории ее движения удобно использовать в виде

$$\frac{dv}{dt} = -g \pm A(v - W)^2 - B(v - W), \quad (16.1.5)$$

где  $A = \frac{B}{m}$ ;  $B = \frac{\Gamma}{m}$ .

Знак при  $A$  соответствует знаку при  $F_S$ . Уравнения (16.1.15) и (16.1.5) в дальнейшем использовались для расчета траектории одиночной капли.

Интегрирование уравнения (16.1.5) показывает, что в зависимости от значения начальной скорости капли  $v_0$  имеются два существенно различных решения.

Если  $v_0 \leq W$ , то получим для  $0 < t < \infty$

$$v(t) = W + \frac{B}{2A} + \frac{\sqrt{K}(1 + C \exp(\sqrt{K}t))}{2A(1 - C \exp(\sqrt{K}t))}, \quad (16.1.6)$$

$$h(t) = \left( W + \frac{\sqrt{K} + B}{2A} \right) t - \frac{1}{A} \ln \left( \frac{1 - C \exp(\sqrt{K}t)}{1 - C} \right), \quad (16.1.7)$$

где

$$K = B^2 + 4Ag; \quad C = \frac{2A(v_0 - W) - B - \sqrt{K}}{2A(v_0 - W) - B + \sqrt{K}}. \quad (16.1.8)$$

Если  $v_0 > W$ , то в этом случае решения для моментов времени  $0 < t \leq t_W$  (когда  $v(t) \geq W$ ) и  $t_W < t < \infty$  (когда  $v(t) < W$ ) имеют различный характер.

Кроме того, для  $0 < t \leq t_W$  ( $t_W$  – это момент времени когда  $v(t) = W$ ) имеются два варианта решения в зависимости от значения величины  $K_1 = 4Ag - B^2$ .

Конкретный вид выражения для случая  $v_0 > W$ :

а) для  $0 < t < t_W$  при  $K_1 \leq 0$

$$v(t) = W - \frac{B}{2A} + \frac{\sqrt{-K_1}}{2A} \left( \frac{1 + C_1 \exp(-\sqrt{-K_1}t)}{1 - C_1 \exp(-\sqrt{-K_1}t)} \right); \quad (16.1.9)$$

$$h(t) = \left( W + \frac{\sqrt{-K_1} - B}{2A} \right) t + \frac{1}{A} \ln \left( \frac{1 - C_1 \exp(-\sqrt{-K_1}t)}{1 - C_1} \right); \quad (16.1.10)$$

$$t_W = \frac{1}{\sqrt{-K_1}} \ln \left[ \left( \frac{(B + \sqrt{-K_1})C_1}{B - \sqrt{-K_1}} \right) \right], \quad (16.1.11)$$

где

$$C_1 = \frac{2A(v_0 - W) + B - \sqrt{-K_1}}{2A(v_0 - W) + B + \sqrt{-K_1}}. \quad (16.1.12)$$

б) для  $0 < t < t_W$  при  $K_1 > 0$

$$v(t) = W - \frac{B}{2A} + \frac{\sqrt{K_1}}{2A} \left( \frac{C_2 - \operatorname{tg} \left( \sqrt{K_1} \frac{t}{2} \right)}{1 + C_2 \operatorname{tg} \left( \sqrt{K_1} \frac{t}{2} \right)} \right); \quad (16.1.13)$$

$$h(t) = \left( W - \frac{B}{2A} \right) t + \frac{1}{A} \ln \left( \cos \left( \sqrt{K_1} \frac{t}{2} \right) + C_2 \sin \left( \sqrt{K_1} \frac{t}{2} \right) \right); \quad (16.1.14)$$

$$t_W = \frac{2}{\sqrt{K_1}} \operatorname{arctg} \left[ \left( \frac{(v_0 - W)\sqrt{K_1}}{B(v_0 - W) + 2g} \right) \right], \quad (16.1.15)$$



где  $C_2 = \frac{[2A(v_0 - W) + B]}{\sqrt{K_1}}$ .

Для следующих моментов времени  $t_W < t < \infty$  получается решение

$$v(t) = W + \frac{B}{2A} + \frac{\sqrt{K}}{2A} \left[ \frac{1 + C_3 \exp(\sqrt{K}(t - t_W))}{1 - C_3 \exp(\sqrt{K}(t - t_W))} \right]; \quad (16.1.16)$$

$$h(t) = h_W + \left( \frac{2AW + B + \sqrt{K}}{2A} \right) (t - t_W) - \frac{1}{A} \ln \left[ \frac{1 - C_3 \exp(\sqrt{K}(t - t_W))}{1 - C_3} \right], \quad (16.1.17)$$

где  $C_3 = \frac{B + \sqrt{K}}{B - \sqrt{K}}$ ,  $h_W = h(t_W)$  (рассчитывается по формулам (16.1.10), (16.1.11) или (16.1.14), (16.1.15) в зависимости от величины  $K_1$ ).

Анализ всех полученных вариантов решения показывает, что всегда можно выделить три качественно разных типа движения капли (рис. 16.1, 16.2) в зависимости от направления скорости в пределе

$$v_0 = W + \frac{B - \sqrt{K}}{2A}. \quad (16.1.18)$$

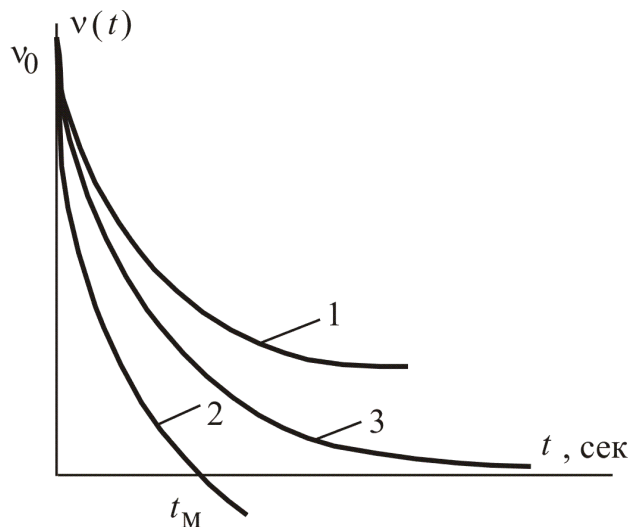


Рис. 16.1. Зависимость скорости капли от времени полета. Виды траектории каплей: 1 – унос; 2 – подброс; 3 – витание

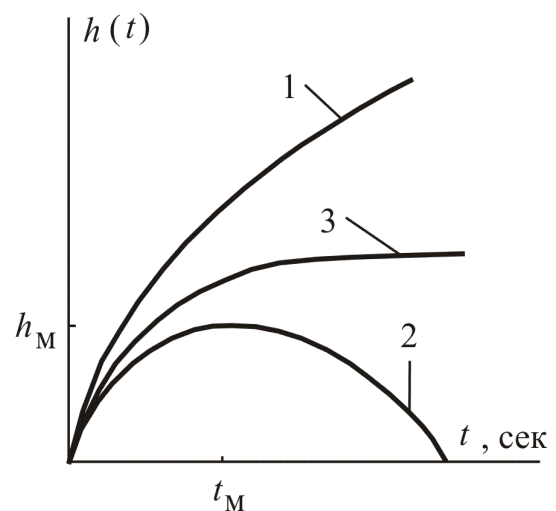


Рис. 16.2. Зависимость высоты полета капли от времени. Виды траектории каплей: 1 – унос; 2 – подброс; 3 – витание

Если для капли  $v_\infty > 0$ , то эта капля может подняться на любую высоту и дает вклад в транспортируемый унос.

Если предельная скорость капли  $v_\infty < 0$ , то эта капля взлетает на максимальную высоту  $h_M$  в момент времени  $t_M$  и падает обратно. Такая капля дает вклад в нетранспортируемый унос (подброс).

Значения для времени максимального подброса  $t_M$  рассчитываются по формулам:

для  $v_0 \leq W$

$$t_M = \frac{1}{\sqrt{K}} + \ln \left[ \left( \frac{2AW + B + \sqrt{K}}{2AW + B - \sqrt{K}} \right) \frac{1}{C} \right], \quad (16.1.19)$$

для  $v_0 > W$

$$t_M = t_W + \frac{1}{\sqrt{K}} \ln \left[ \left( \frac{2AW + B + \sqrt{K}}{2AW + B - \sqrt{K}} \right) \frac{1}{C_3} \right], \quad (16.1.20)$$

где  $t_W$  рассчитывается по формулам (16.1.11), (16.1.15) в зависимости от значения  $K_1$ .

Величину  $h_M$  необходимо определять по формулам (16.1.7), (16.1.17) для  $t_M$ , рассчитанного по формулам (16.1.19), (16.1.20).

Если предельная скорость  $v_\infty = 0$  (т.е. капля зависает), то данная капля будет витающей.

Из условия

$$v_\infty = W + \frac{B - \sqrt{K}}{2A} = 0, \quad (16.1.21)$$

можно получить выражения для диаметра витающей капли ( $d_{\text{ВИТ}}$ )

$$d_{\text{ВИТ}} = \frac{A_1 W^2}{2g} + \sqrt{\left( \frac{A_1 W^2}{2g} \right)^2 + \frac{B_1 W}{g}}, \quad (16.1.22)$$

где

$$A_1 = \frac{3}{4} \pi 0,14 \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}}; \quad B_1 = \frac{3}{4} \pi 7,64 \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} v_{\Gamma}. \quad (16.1.23)$$

Максимальная высота подъема витающих капель рассчитывается по формулам (16.1.7), (16.1.17) при  $t_{\text{м}} \rightarrow 0$  с учетом (16.1.21), (16.1.22).

Таким образом, несмотря на наличие ряда особенностей движения отдельной капли при действии силы аэродинамического сопротивления, зависимости скорости и высоты полета от времени вполне можно рассчитать аналитическим путем.

Наличие точных аналитических решений для динамики движения капель позволяет отказаться от различных феноменологических предположений об изменении динамических параметров потока капель с высотой и предположить новую математическую модель характеристик квазистационарного слоя капель различных размеров над поверхностью барботажа.

### *Математическая модель гидродинамики дисперсного слоя капель*

При барботаже газа через слой жидкости над ее поверхностью (зеркалом) возникает множество капель разного диаметра  $d$  и с различной начальной вертикальной скоростью  $v_0$ . Подхваченные потоком газа, они летят вверх и в соответствии с законами динамики и создают транспортируемый и нетранспортируемый унос, образующие суммарный капельный унос.

Идея предлагаемой математической модели капельного уноса заключается в точном расчете распределений частиц на любых высотах, исходя из заданного распределения на поверхности жидкости, по полученным ранее соотношениям на основе законов динамики.

При установившемся процессе барботажа на разных высотах создается квазистационарное состояние, которое характеризуется неизменяемостью со временем ряда параметров потока, таких как: средняя числовая  $n(h)$ , массовая  $\rho(h)$ , объемная плотность частиц; средняя числовая, массовый  $I(h)$  и объемный поток  $I_v(h)$ .

Для начала рассмотрим, как можно рассчитать, например, изменение средней числовой плотности частиц с высотой  $h$  над поверхностью барботажа. Для этого разобьем всю совокупность генерируемых капель у поверхности жидкости на множество «струй» из частиц с одинаковыми вертикальными начальными скоростями  $v_0$ . Пусть эти капли имеют

одинаковый диаметр  $d_k$  и вылетают с поверхности друг за другом с интервалом  $T_0$ .

При движении такой цепочки капля вверх расстояние между ближайшими каплями будет меняться с высотой. Это изменение расстояний между каплями ведет, соответственно, к изменению числовой плотности и, так как числовую плотность каплей одной струи  $dn(h)$  можно определить соотношением

$$dn(h) = \frac{dN(h)}{dh(h)dS}, \quad (16.1.24)$$

где  $dN(h)$  – число каплей в интервале высот  $dh(h)$ , то для конкретной «струи» числовая плотность каплей будет обратно пропорциональна величине отрезка  $dh(h)$ , который приходится на одну частицу. При этом, очевидно, необходимо учитывать как частицы, летящие вверх, так и частицы, летящие уже вниз на данной высоте. Если обозначить  $dh_B(h)$  и  $dh_H(h)$  – интервалы, приходящиеся на одну частицу, летящую вверх и вниз соответственно на высоте  $h$ , то, очевидно,

$$dn(h) = \left( \frac{1}{dh_B(h)} + \frac{1}{dh_H(h)} \right) \alpha_0, \quad \alpha_0 = \text{const}. \quad (16.1.25)$$

Для более точного расчета  $dn(h)$  по формуле (16.1.25), особенно на максимальной высоте «струи»  $h_M$ , рассмотрим три последовательно вылетевших друг за другом с периодом генерации  $T_0$  одинаковых частиц с начальной скоростью  $v_0$ .

Расстояние между крайними каплями можно связать с положением средней капли, на высоте которой будем определять плотность.

Если средняя капля находится на высотах, далеких от максимальной высоты подлета, то есть для моментов времени  $t_M - T_0 \geq t \geq t_M + T_0$  можно записать

$$dh_B(h) = h(t + T_0) - h(t - T_0), \quad (16.1.26)$$

для движения вверх и

$$dh_H(h) = h(t - T_0) - h(t + T_0) \quad (16.1.27)$$

для движения вниз.

Если средняя капля находится на высоте, близкой к максимальной, то первая капля будет двигаться вниз, а последняя еще – вверх; в этом случае для моментов времени  $t_M - T_0 < t < t_M + T_0$  можно записать

$$dh_B(h) = dh_H(h) = [h_M - h(t - T_0)] + [h_M - h(t + T_0)]. \quad (16.1.28)$$

Согласно соотношению (16.1.25) введем функцию  $F(h, v_0)$ , характеризующую изменение плотности с высотой для частиц с начальной скоростью  $v_0$ :

$$F(h, v_0) = \frac{dn(h, v_0)}{dn(0, v_0)} = \frac{1/dh_B(h) + 1/dh_H(h)}{1/dh_B(0) + 1/dh_H(0)}. \quad (16.1.29)$$

Данная функция может быть рассчитана точно для любой высоты, если воспользоваться определениями (16.1.26) – (16.1.28) и точными соотношениями динамики частиц в потоке с учетом сил аэродинамического сопротивления.

Для этого для заданной высоты  $h$  путем итеративного решения уравнений (16.1.7), (16.1.10), (16.1.14), (16.1.17) находится время  $t$ , через которое средняя капля будет находиться на этой высоте. Далее, зная это время, можно рассчитать по этим же формулам  $dh_B(h)$  и  $dh_H(h)$  согласно уравнениям (16.1.26), (16.1.27), (16.1.28) и  $dn(h)$  согласно (16.1.25).

Вследствие наличия множества особенностей движения капли, которые были описаны ранее, а также возможности использования ЭВМ для всех расчетов нет необходимости иметь аналитическое решение для функции  $F(h, v_0)$ . При описании программы ЭВМ дается подробный алгоритм расчета  $F(h, v_0)$  согласно полученным соотношениям.

Из формулы (16.1.29) следует, что вклад в плотность на высоте  $h$  от частиц с начальной скоростью  $v_0$  можно определить соотношением

$$dn(h, v_0) = F(h, v_0)dn(0, v_0). \quad (16.1.30)$$

В данном соотношении  $dn(0, v_0)$  (вклад в плотность на высоте  $h=0$ ) можно связать с распределением генерируемых при барботаже капель по их начальным скоростям  $f(v_0)$ :

$$dn(0, v_0) = n(0)f(v_0)dv_0, \quad (16.1.31)$$

и тогда мы имеем

$$dn(h, v_0) = n(0)F(h, v_0)f(v_0)dv_0, \quad (16.1.32)$$

где  $n(0)$  – средняя числовая плотность всех частиц капли при  $h = 0$ ,  $\text{м}^3$ .

Для нахождения средней плотности всех частиц на высоте необходимо проинтегрировать соотношение (16.1.32) по всем возможным начальным скоростям:

$$n(h) = \int dn(h, v_0) = n(0) \int_0^{\infty} F(h, v_0)f(v_0)dv_0. \quad (16.1.33)$$

Данное выражение при знании  $f(v_0)$ ,  $T(v_0)$ ,  $n(0)$  позволяет решить задачу об изменении плотности частиц с высотой в заданной среде.

Аналогичные выражения можно получить и для других средних характеристик потока. Для этого необходимо интегрировать соотношение (16.1.32) совместно с соответствующим физическим параметром, зависящим от начальной скорости.

В частности, получаем:

1) для массовой плотности  $\rho(h)$ :

$$\rho(h) = n(0) \int_0^{\infty} F(h, v_0)f(v_0)m(v_0)dv_0, \quad (16.1.34)$$

где  $m(v_0)$  – зависимость массы вылетающей частицы от ее начальной скорости:

2) для поверхностной плотности или средней площади поверхности частиц  $S(h)$ :

$$S(h) = n(0) \int_0^{\infty} F(h, v_0)f(v_0)\pi d_K^2(v_0)dv_0, \quad (16.1.35)$$

где  $d_K(v_0)$  – зависимость диаметра вылетающей частицы от ее начальной скорости;

3) для средней скорости капель или числового потока  $V_{cp}(h)$ :

$$V_{cp}(h) = n(0) \int_0^{\infty} F(h, v_0) f(v_0) V(h, v_0) dv_0, \quad (16.1.36)$$

где  $V(h, v_0)$  – скорость частицы при движении вверх на высоте  $h$ , если ее начальная скорость была  $v_0$  (данную функцию мы получили ранее);

4) для среднего массового потока частиц  $I(h)$ :

$$I(h) = n(0) \int_0^{\infty} F(h, v_0) f(v_0) m(v_0) V(h, v_0) dv_0; \quad (16.1.37)$$

5) для среднего объемного потока частиц  $I_V(h)$ :

$$I_V(h) = n(0) \int_0^{\infty} F(h, v_0) f(v_0) \frac{\pi}{6} d_K^3(v_0) V(h, v_0) dv_0; \quad (16.1.38)$$

6) для среднего потока поверхности частиц  $I_S(h)$ :

$$I_S(h) = n(0) \int_0^{\infty} F(h, v_0) f(v_0) \pi d_K^2(v_0) V(h, v_0) dv_0. \quad (16.1.39)$$

Во всех уравнениях (16.1.33) – (16.1.39) нижний предел интегрирования – нулевую скорость можно заменить некоторой предельной скоростью  $v_0(h)$ . Это связано с тем, что до заданной высоты  $h$  долетают не все частицы, а только частицы с начальными скоростями большими, чем эта предельная скорость  $v_0(h)$ .

Для расчетов по формулам (16.1.34) – (16.1.39) необходимо дополнительно знать связь диаметра частиц с их начальной скоростью. Эта зависимость, очевидно, может быть найдена при рассмотрении процессов каплеобразования. Экспериментальные данные по каплеобразованию [124, 207], кроме связи  $d_K(v_0)$ , также дают материал по распределению частиц по диаметрам  $f(d_K)$ . Очевидно, если мы имеем зависимости  $d_K(v_0)$ ,  $f(d_K)$ , то можно из следующего соотношения

$$dN = Nf(d_k)dd_k = Nf(v_0)dv_0. \quad (16.1.40)$$

найти и требуемую функцию распределения частиц по начальным скоростям:

$$f(v_0) = f(d_k) \frac{dd_k}{dv_0}. \quad (16.1.41)$$

### *Анализ принятых при моделировании допущений*

Допущения, используемые в данной модели, касаются как динамики частиц, так и процесса генерирования капель.

При описании динамики в модели используются допущения о строгой вертикальности движения капель и об отсутствии их столкновений в пространстве над поверхностью барботажа.

Анализ данных Розена и др. показывает, что при достаточно больших поверхностях зеркала жидкости боковой унос, связанный с невертикальностью полета частиц, относительно мал, а вероятность столкновения капель незначительна [124]. Поэтому можно считать, что на рабочих высотах принятые допущения незначительно искажают реальную картину.

Можно также считать доказанным, что почти все капли возникают только в процессе барботажа на тарелке, а слияния и дробления капель в полете не происходит.

При интегрировании уравнения движения для одиночной капли в виде (16.1.5), строго говоря, необходимо учитывать изменение вида выражений для силы аэродинамического сопротивления при переходе от одного гидродинамического режима к другому.

Произведенные с помощью этой программы расчеты максимальной высоты подброса одиночной капли для различных ее начальных скоростей и диаметров, а также различных скоростей газа показали незначительное расхождение с соответствующими значениями  $h_M$  по выражениям (16.1.7), (16.1.17), (16.1.19) и (16.1.20).

Это дает основание применить для расчета траектории капли уравнение (16.1.5) с использованием  $\xi$  в виде (5.3.14).

Для оценки влияния деформации капли в потоке газа были рассчитаны максимальные высоты полета капли с различными диаметрами с помощью выражений (16.1.7), (16.1.17), (16.1.19) и (16.1.20).



При этом вместо коэффициента аэродинамического сопротивления сферических капель использовался соответствующий коэффициент для деформированных капель, определяемый из известного соотношения

$$\xi_g = \xi K_*^2 We^{0,4}, \quad (16.1.42)$$

где  $K_* = 1,1$  при автомодельном режиме;  $K_* = 5,5 Re^{-0,25}$  – при переходном режиме.

Результаты расчета максимальной высоты полета деформированных и сферических капель для различных их диаметров и относительных скоростей приведены на рис. 16.3.

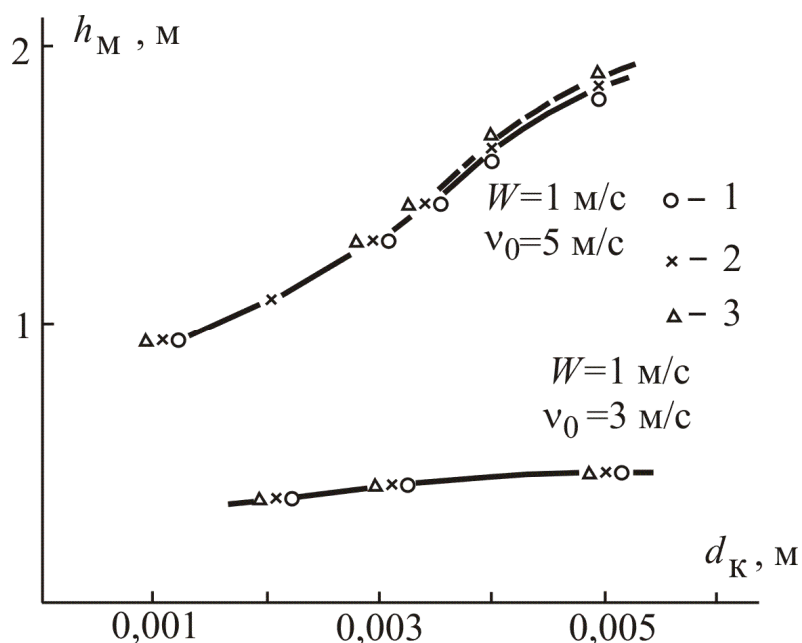


Рис. 16.3. Зависимость максимальной высоты полета капель от диаметра при различных относительных скоростях: 1 – расчет для сферических капель; 2 – расчет для деформированной капли с использованием выражения (16.1.42); 3 – расчет для деформированной капли с использованием выражения (16.1.43)

В работах Weller, Agrawal, а также Волинского предполагается, что в результате деформации в газовом потоке капля принимает форму эллипсоида вращения.

При этом соотношение между горизонтальным и вертикальным размерами капли выражается уравнением

$$d_{\text{кГ}} / d_{\text{кВ}} = 1 + 0,091 \text{We}^{0,95}. \quad (16.1.43)$$

Выражая  $d_{\text{кГ}}$  через диаметр равнообъемной сферической капли  $d_{\text{к}}$ , преобразуем уравнение (16.1.43) в виде

$$d_{\text{кГ}} = d_{\text{к}} \sqrt[3]{1 + 0,091 \text{We}^{0,95}}. \quad (16.1.44)$$

Учет влияния деформации капли на траекторию ее полета осуществляется в этом случае заменой в выражениях (16.1.7), (16.1.17), (16.1.19) и (16.1.20)  $d_{\text{к}}$  на  $d_{\text{кГ}}$ .

Рассчитанные таким образом величины  $h_{\text{М}}$  для различных диаметров и относительных скоростей капель также приведены на рис. 16.3.

Как видно из графиков, в реальных для барботажных аппаратов диапазоне относительных скоростей и диаметров капель их деформация не влияет существенным образом на траекторию полета.

При описании процесса генерирования частиц нами использовалось допущение о независимости периода генерации частиц от их начальной скорости, т.е.  $T_0 = \text{const}$ .

В предлагаемой модели этот параметр входит в рассчитываемое соотношение (16.1.29) через (16.1.26) – (16.1.28) таким образом, что можно ожидать его малого влияния на конечный результат. Численные эксперименты подтвердили это предположение, что позволило принять его, хотя сама идея предполагаемого способа моделирования позволяет учитывать зависимость  $T_0(v_0)$ .

Выбор функции распределения частиц по диаметрам проводился как по литературным данным Кунина, Братута и др., так и по результатам самостоятельных экспериментов, результаты которого приведены на рис. 16.4. Анализ показал, что функция распределения вида

$$f(d_{\text{к}}) = d_{\text{к}}^{\alpha_1} \exp(-\beta_1 d_{\text{к}}), \quad \alpha_1, \beta_1 > 0, \quad (16.1.45)$$

наиболее адекватна экспериментальным данным, и удобна при расчетах. Эта функция имеет вид, изображенный на рис. 16.5.

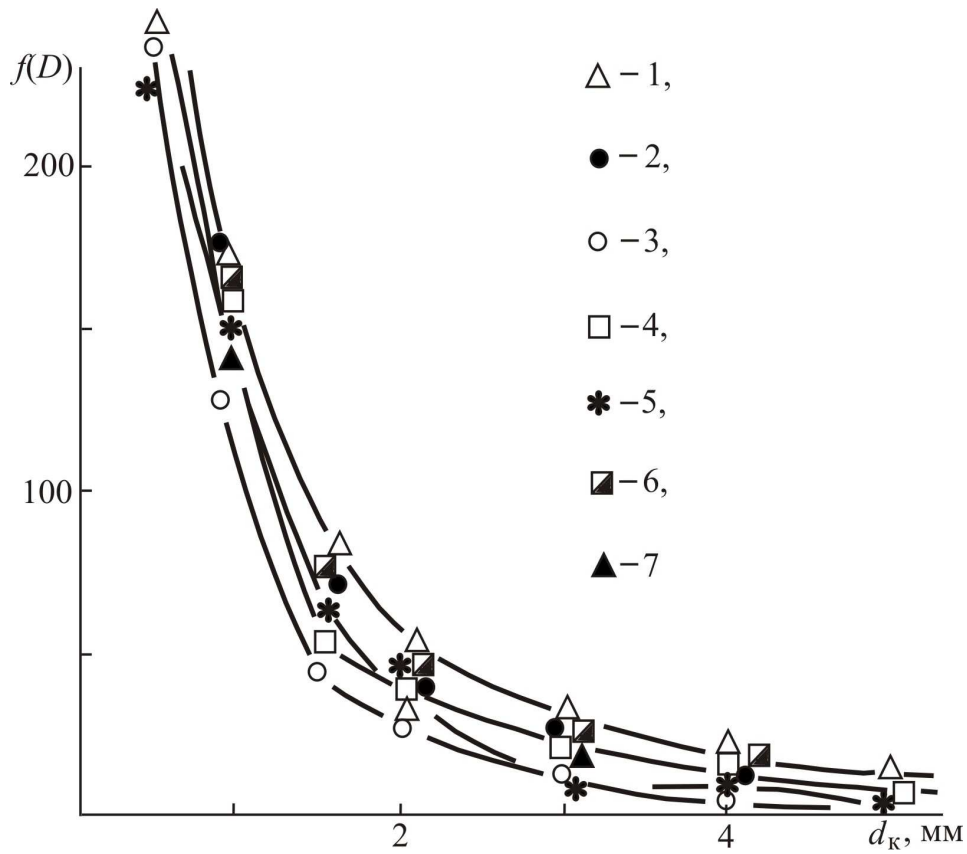


Рис. 16.4. Зависимость плотности вероятности распределения числа капель по диаметру для растворов 1,2 – 10 и 20 % КС1; 3,4 – 0,116 и 2,32 г/л капроновой кислоты; 5 – вода; 6,7 – 10 и 20 % глицерина

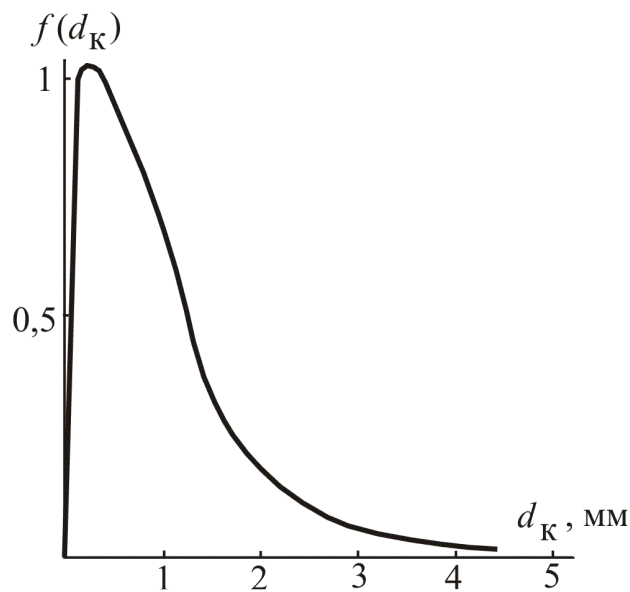


Рис. 16.5. Вид функции распределения капель по диаметрам над поверхностью барботажа

Эта функция достаточно хорошо описывает экспериментальные данные и в то же время позволяет определять ее по двум параметрам  $d_{\text{KM}}$  и  $d_{\text{КС}}$  в соответствии с формулами

$$\alpha_1 = \frac{d_{\text{KM}}}{d_{\text{КС}} - d_{\text{KM}}}, \quad \beta_1 = \frac{1}{d_{\text{КС}} - d_{\text{KM}}}, \quad (16.1.46)$$

где  $d_{\text{KM}}$  – диаметр частиц, которых генерируется наибольшее количество, он находится:

$$\frac{df(d_{\text{К}})}{dd_{\text{К}}} = 0,$$

$d_{\text{КС}}$  – средний диаметр частиц, он находится из условия:

$$d_{\text{КС}} = \frac{\int_0^{\infty} d_{\text{К}} f(d_{\text{К}}) dd_{\text{К}}}{\int_0^{\infty} f(d_{\text{К}}) dd_{\text{К}}}. \quad (16.1.47)$$

Последнее допущение, необходимое для предлагаемой модели, касается выбора связи диаметров частиц с их начальной скоростью.

Согласно литературным данным и результатам собственных измерений, корреляция между диаметром и ее начальной скоростью действительно существует. Вид связи  $d_{\text{К}}$  и  $v$ , предлагаемый различными авторами существенно отличается. Так, в работе Братута и Пересылкова, предлагаются следующие выражения:

$$d_{\text{К}}^3 v^2 = \text{const}; \quad d_{\text{К}}^3 v = \text{const},$$

полученные соответственно в предположении равенств кинетических энергии или количеств движения капель.

В работе А.М.Розена предложено соотношение

$$d_{\text{К}}^3 v^6 = \text{const}. \quad (16.1.48)$$

Левая часть уравнения (16.1.48) совпадает с левой частью полученного нами в результате обобщения экспериментальных данных уравнения:

$$D^3 v^6 = A + B W^6. \quad (16.1.49)$$

Численные значения констант  $A$  и  $B$  для системы воздух – вода и растворов веществ, приведенных в табл. 16.1, составляют соответственно:  $A = 2,89 \cdot 10^{-9} \text{ м}^9/\text{с}^6$ ;  $B = 9,53 \cdot 10^{-11} \text{ м}^8/\text{с}^5$ . Уравнение (16.1.49) с максимальной относительной погрешностью 15 % описывает экспериментальные данные. Однако постоянная в правой части уравнения (16.1.49) зависит от скорости газа.

Т а б л и ц а 16.1

### Физические свойства водных растворов

Вещество	Концентрация	$\rho'$ (кг/м <sup>3</sup> )	$\mu'$ (Па с)	$\sigma \cdot 10^3$ (Н/м)
Хлористый калий	10 % масс.	1063,3	0,99	74,75
	20 % масс.	1132,3	1,02	77,25
Глицерин	10 % масс.	1022,1	1,31	–
	20 % масс.	1047,0	1,77	–
Капроновая кислота	0,116 г/л	1000	–	71,20
	2,32 г/л	1001	–	49,59

Теоретически такую зависимость можно объяснить, если использовать предположение о том, что при умеренных скоростях газа образование капель происходит вследствие разрыва оболочек газовых пузырей и дробления перемычек между пузырями, двигающимися в жидкости со скоростью, пропорциональной скорости газа.

Таким образом, предполагаемая математическая модель является достаточно обоснованной в отношении описания основных особенностей уноса и в то же время достаточно детализированной для возможности разделения и учета вклада в унос отдельных стадий этого сложного процесса.

## 16.2. Численное исследование брызгоуноса на барботажных тарелках

Теоретические исследования на основе динамики полета одиночной капли в потоке газа, дифференциальной функции распределения капель по

размерам и соотношения, связывающего начальную скорость капли с ее размером и скоростью газа, позволили разработать математическую модель, описывающую состояние квазистационарного слоя капель над поверхностью барботажа. Адекватность полученной модели реальному процессу подтверждается как собственными экспериментальными данными, так и данными, полученными из литературных источников.

Проведен численный эксперимент, результаты которого позволили получить, в частности, профили относительного потока капель, не превышающих заданный диаметр, для различных значений высоты и скорости газа. Такая информация имеет большое практическое значение для выбора соответствующих сепарационных устройств, определения расстояния между контактными устройствами в массообменных аппаратах и т.д.

На рис. 16.6 – 16.11 приведены результаты численного эксперимента по расчету характеристик распределения дисперсной фазы над поверхностью барботажа. Расчеты произведены для характерных для барботажных аппаратов высот сепарационного пространства и расширенного диапазона скоростей газа, а также для различных значений физических характеристик сред.

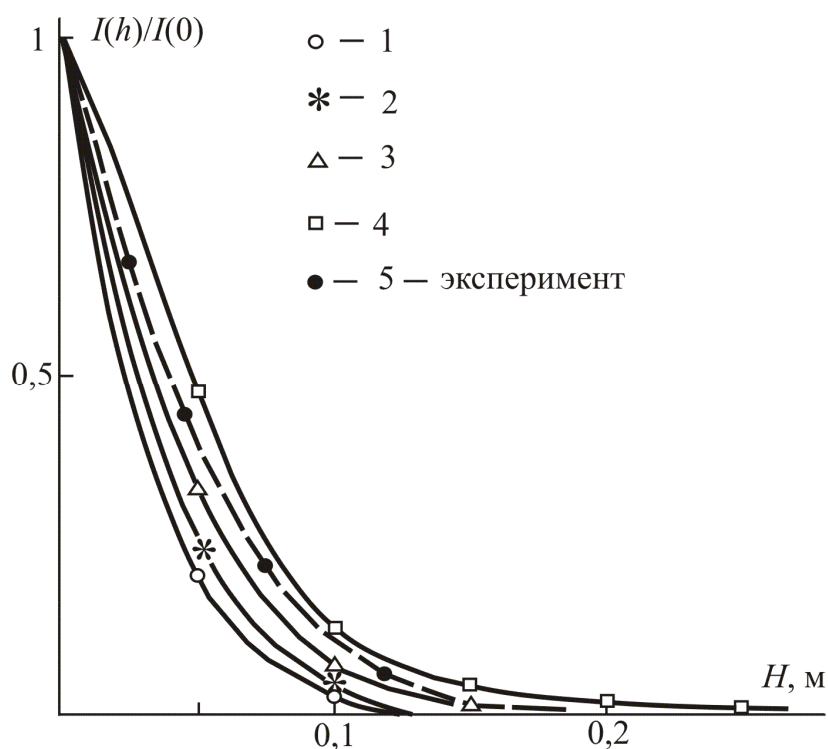


Рис. 16.6. Экспериментальные и расчетные зависимости относительного массового потока от высоты: 1 —  $W = 0,5$  м/с; 2 —  $W = 1$  м/с; 3 —  $W = 1,5$  м/с; 4 —  $W = 2$  м/с; 5 —  $W = 1,5$  м/с

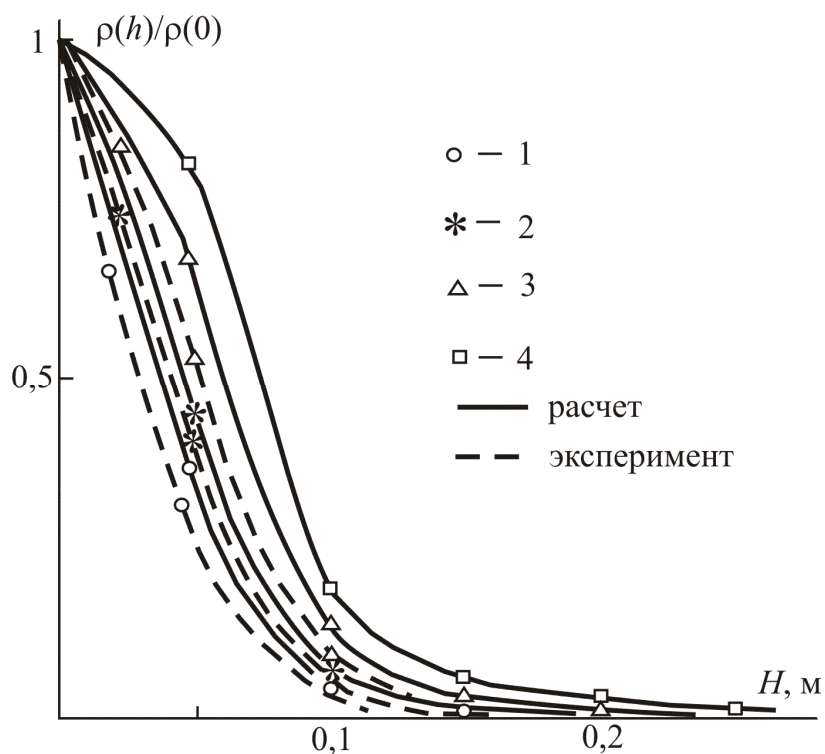


Рис. 16.7. Экспериментальные и расчетные зависимости относительной объемной плотности от высоты: 1 –  $W = 0,5$  м/с; 2 –  $W = 1$  м/с; 3 –  $W = 1,5$  м/с; 4 –  $W = 2$  м/с

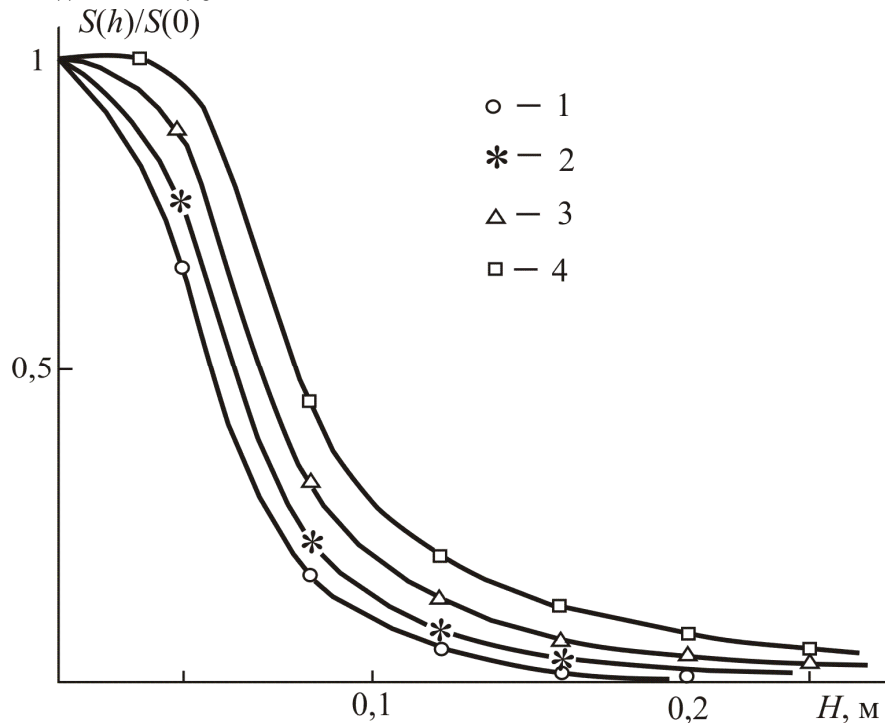


Рис. 16.8. Зависимость относительной удельной поверхности от высоты: 1 –  $W = 0,5$  м/с; 2 –  $W = 1$  м/с; 3 –  $W = 1,5$  м/с; 4 –  $W = 2$  м/с

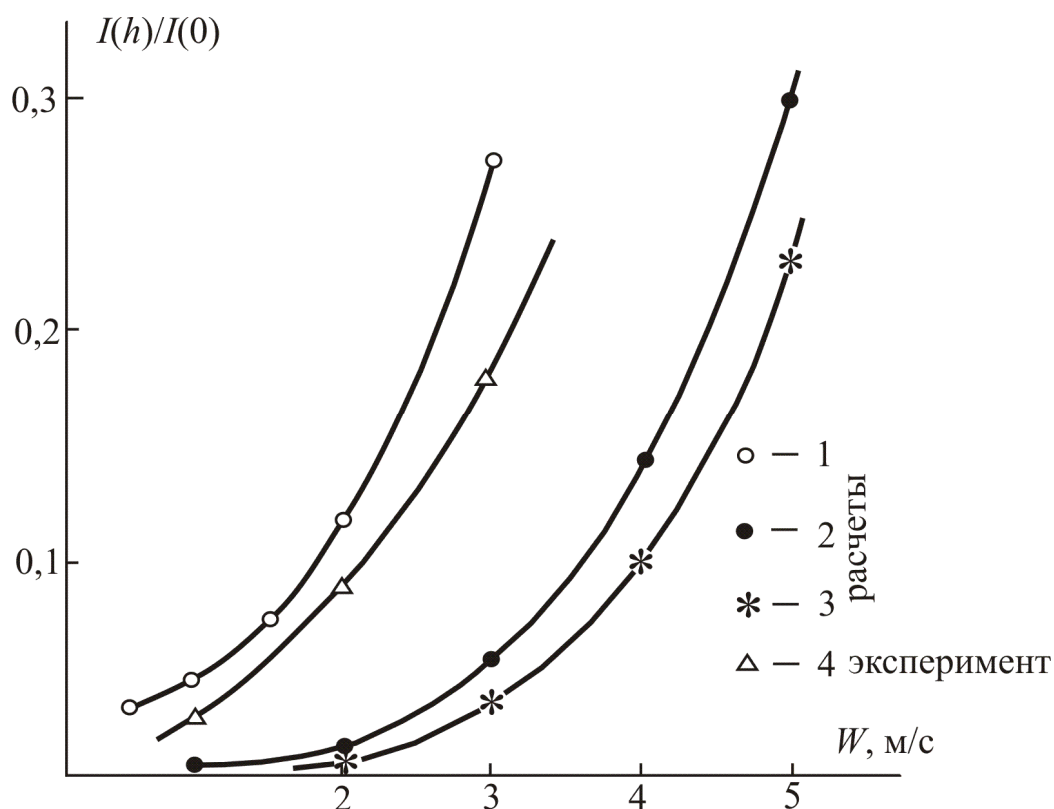


Рис. 16.9. Экспериментальные и расчетные зависимости относительного массового потока от скорости газа (пара): 1 –  $H = 0,08$  м; 2 –  $H = 0,2$  м; 3 –  $H = 0,28$  м; 4 –  $H = 0,125$  м

На рис. 16.10 приведены профили относительного потока капель, не превышающих заданный диаметр, для различных значений высоты и скорости газа. Такая информация представляет значительный интерес при подборе сепарирующего устройства, так как минимальный диаметр капель, улавливаемый данным типом и конструкцией сепаратора, является одной из его важнейших характеристик.



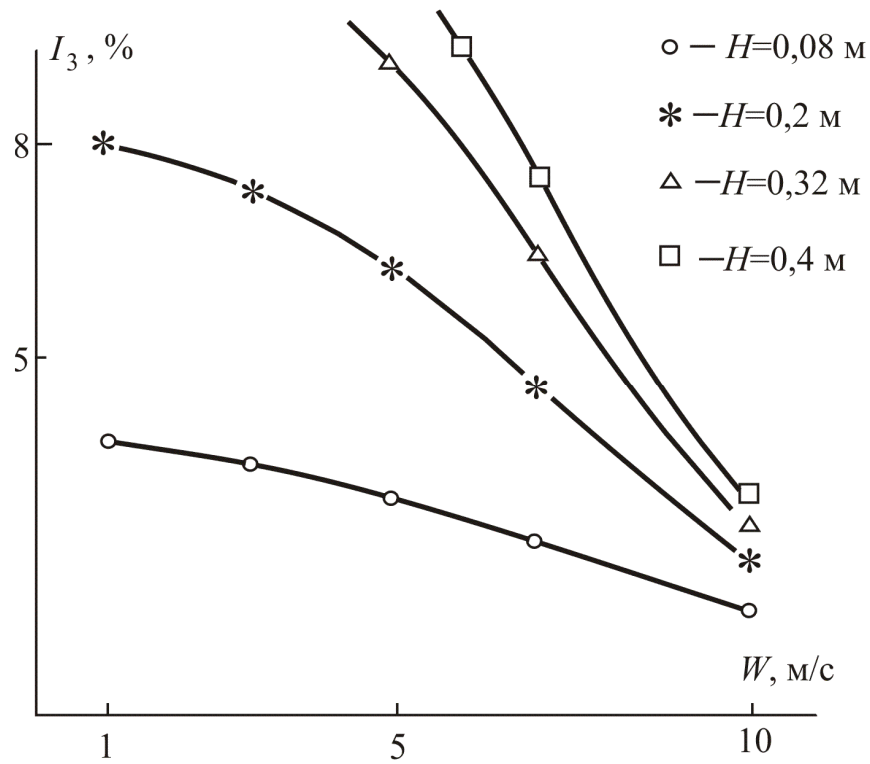


Рис. 16.10. Зависимость относительного массового потока от скорости газа, не превышающей заданный диаметр  $D = 0,001 \text{ м}$

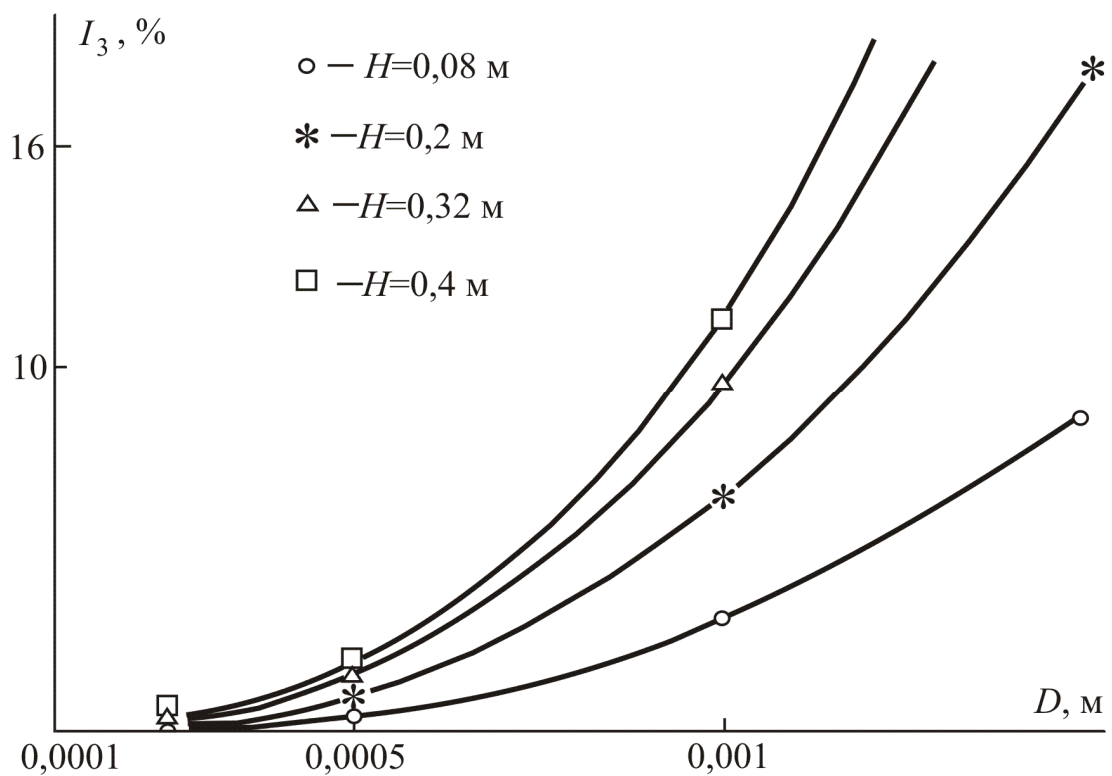


Рис. 16.11. Зависимость относительного массового потока от заданного диаметра  $D$

## *Идентификация разработанных моделей*

Как видно из приведенных графиков, профили относительного массового потока, относительной объемной плотности и относительной удельной поверхности для систем, близких по свойствам к системе воздух – вода для скорости газовой фазы до 2 м/с имеют резкое падение на расстоянии порядка 0,1 м от поверхности барботажа. Дальнейшее уменьшение величин относительных характеристик с увеличением  $h$  происходит постепенно.

На рис. 16.6 отложены величины относительного массового потока, измеренные на расстоянии 80, 120 и 200 мм от поверхности барботажа. Экспериментальный профиль уноса также имеет резкий спад на расстоянии около 0,1 м от поверхности барботажа.

На рис. 16.7 приведено сравнение профилей относительной объемной доли дисперсной жидкой фазы (объемной плотности) слоя капель, измеренных методом поглощения  $\beta$  – излучения, с расчетными. Достаточно близкое совпадение экспериментальных и расчетных профилей относительного массового потока и объемной плотности свидетельствует об адекватности разработанных моделей реальному процессу.

Кроме того, для идентификации разработанных моделей использовались данные Азбея, Соломахи, Hunt, Кафарова, Молоканова и др., а также собственные экспериментальные данные по уносу и объемной плотности.

Ввиду того, что на интегральное значение уноса  $e$  со ступени на ступень оказывают влияние такие факторы, как величина провала жидкости, геометрические характеристики, масштаб контактного устройства, идентификация производилась по параметрам, не зависящим от указанных факторов.

К таким параметрам относятся показатели степени при скорости газа и высоте сепарационного пространства в выражениях (5.8.22) – (5.8.24), которые, по мнению авторов, зависят лишь от самой скорости газовой фазы (см. раздел 5.8).

Для того чтобы сопоставить значения уноса  $e$ , определяемых из соотношений (5.8.22) – (5.8.24), с расчетными значениями относительного массового потока  $I(h)/I(0)$  найдем явный вид связывающего их соотношения.

По определению унос  $e$  равен отношению количества диспергированной жидкой фазы к количеству генерирующей ее газовой фазы, в кг жидкости/кг газа, или

$$e = \frac{I(h)}{j}, \quad (16.2.1)$$

где  $j$  – массовый поток газа.

Проводим следующие преобразования выражения (16.2.1):

$$e = \frac{I(h)}{I(0)} \frac{I(0)}{j}. \quad (16.2.2)$$

Отношение  $\frac{I(0)}{j}$  представляет собой унос на нулевом уровне  $e_0$ .

Как было показано в работах Розена, Фарахова и др., величина  $e_0$  не зависит от скорости газа, т.е.  $e$  пропорционально  $\frac{I(h)}{I(0)}$ .

Это означает, что показатели степени при скорости газа и высоте сепарационного пространства для  $e$  и  $\frac{I(h)}{I(0)}$  должны совпадать.

Показатель степени при скорости газа в выражении для  $e$  вида  $e = f(W^n, h^m)$  зависит от самой скорости газа и от высоты сепарационного пространства. Ориентировочные значения показателей степеней при скорости газа для характерных высот сепарационного пространства в этих работах оцениваются:

- для диапазона изменения скорости газа  $W$  от 0 до 0,3÷0,5 м/с (пузырьковый режим) –  $n \approx 0 \div 2$ ;
- для диапазона изменения скорости газа  $W$  от 0,5 до 2 м/с (пенный режим) –  $n \approx 2 \div 4$ ;
- для диапазона изменения скорости газа  $W$  от 2 и более (струйный режим) –  $n \approx 4 \div 8$  и более.

На рис. 16.12 приведено сравнение экспериментальных и расчетных значений  $n$  для различных скоростей газа. Расчетные значения получены с помощью выражения (16.1.38). Кроме того, на рис. 16.11 отложены экспериментальные значения  $n$ , рассчитанные на основе обработки экспериментальных данных.

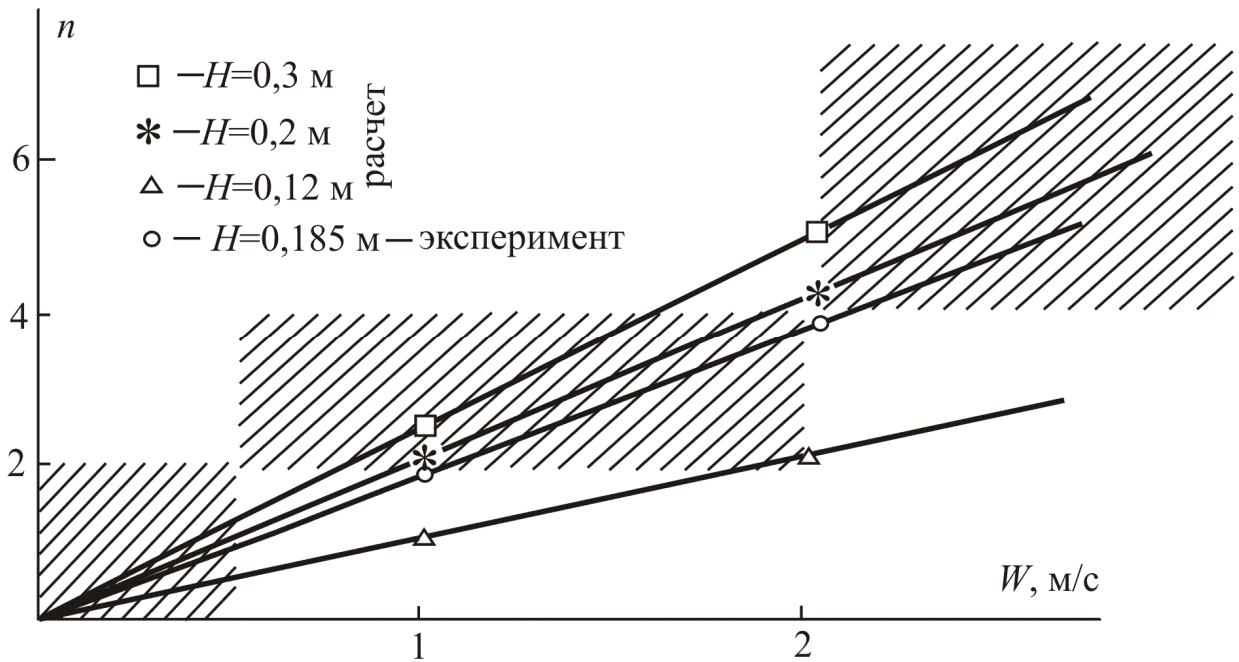


Рис. 16.12. Зависимость  $n$  от скорости газа (пара)  $W$

Как видно из рис. 16.12, расчетные величины  $n$  попадают в диапазон экспериментальных значений показателя степени при  $W$  в пределах характерных значений  $h$  ( $W = 0,5 \div 2$  м/с;  $h = 0,2 \div 0,5$  м).

Это также свидетельствует о корректности разработанной математической модели.

Как видно из рис. 16.13, для характерных барботажных контактных устройств диапазонов скорости газа  $W$  и высоты сепарационного пространства  $H_0$  ( $W = 0,5 \div 2$  м/с;  $h = 0,2 \div 0,5$  м) значение показателя степени  $m$  составляет  $2,5 \div 4$ , что также свидетельствует об адекватности разработанных моделей реальному процессу.

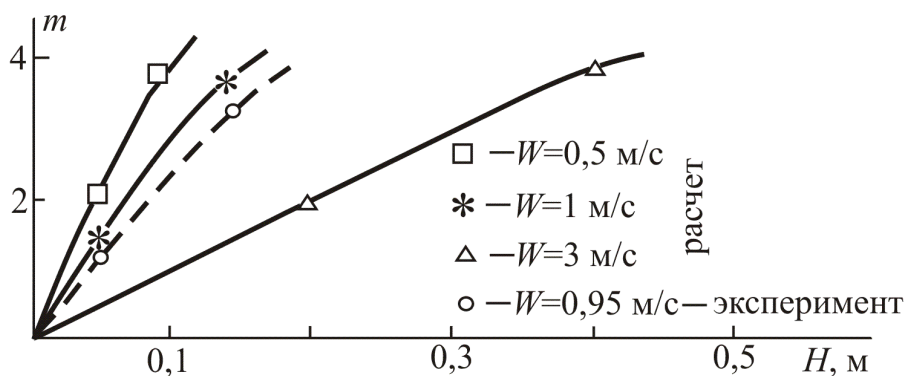


Рис. 16.13. Зависимость  $m$  от высоты  $H$

Сложный характер полученных зависимостей уноса одновременно от скорости газа и высоты сепарационного пространства объясняет тот разброс численных значений  $n$  и  $m$  в расчетных выражениях (5.8.22)–(5.8.24).

### ***Анализ влияния различных факторов на характеристики КСК***

Анализ результатов вычисленного эксперимента и экспериментальных данных позволяет сделать некоторые выводы относительно влияния расходных характеристик фаз, их физических свойств, геометрии контактных устройств на процесс образования КСК (квазистационарный слой капель).

Что касается скорости газовой фазы, то ее влияние может проявиться через следующие факторы:

1. Начальные скорости капель;
2. Общее количество образующихся капель;
3. Распределение капель по размерам;
4. Траектории полета капель.

Процесс диспергирования жидкой фазы имеет в зависимости от скорости газа различные механизмы. При скорости газовой фазы, соответствующей режиму всплытия одиночных пузырей капли образуются за счет разрушения их оболочек и схлопывания полостей в одиночных пузырях, приводящего к всплескам жидкости.

При скоростях газовой фазы, характерных для массового стесненного всплытия пузырей, капли образуются дополнительно за счет разрушения перемычек, разделяющих пузыри.

В режиме интенсивного барботажа (динамической пены) капли образуются в основном за счет дробления жидкой фазы турбулентными пульсациями. В результате этих процессов происходит образование слоя дисперсной жидкой фазы над поверхностью барботажа.

Поскольку режим всплытия одиночных пузырей не характерен для барботажных аппаратов, остановимся подробнее на анализе двух других режимов.

1. В режиме массового стесненного всплытия пузырей диаметр их незначительно зависит от скорости газа в отверстиях барботера. Следовательно, количество образующихся пузырей пропорционально скорости газа. Если при разрушении каждого пузыря образуется определенное количество дисперсной жидкой фазы, то суммарная масса образующихся капель пропорциональна скорости газа, что эквивалентно утверждению о независимости нулевого потока капель  $I(0)$  от скорости газа.

Основным источником кинетической энергии дисперсной жидкой фазы в режиме массового всплытия пузырей является кинетическая энергия газового потока. Если предположить пропорциональность этих величин  $\rho'' W^2 \propto \rho' v^2$ , то получим следующие выражения:

$$v_0 \propto \sqrt{\frac{\rho''}{\rho'}} W_6, \quad (16.2.3)$$

где  $W_6$  – скорость газовой фазы в барботажном слое, м/с.

В режиме динамической пены поток газовой фазы оказывает на жидкость сильное турбулизирующее воздействие. Сделаем логическое предположение о том, что капля в момент отрыва имеет скорость, близкую к локальному значению пульсационной скорости жидкой фазы. Из условия равенства касательных напряжений на границе раздела фаз (5.1.1) можно записать

$$\rho' \bar{v}_*^2 = \rho'' \bar{W}_*^2, \quad (16.2.4)$$

где  $\bar{v}_*$ ,  $\bar{W}_*$  – средние значения динамической скорости жидкой и газовой фаз, соответственно.

Поскольку среднее значение динамической скорости газовой фазы пропорционально скорости газа в отверстии контактного устройства, с учетом выражения (16.2.4) для среднего значения скорости капли в момент ее отрыва можно записать

$$v_0 \propto \bar{v}_* \propto \sqrt{\frac{\rho''}{\rho'}} W. \quad (16.2.5)$$

Выражение (16.2.5) совпадает с уравнением (16.2.3) и хорошо согласуется с уравнением (16.1.49), в котором скорость капли и скорость газа в отверстии контактного устройства имеют равный показатель степени.

Кроме того, это объясняет природу зависимости уноса от комплекса  $\sqrt{\frac{\rho''}{\rho'}}$ , часто встречающегося в различных эмпирических уравнениях для расчета уноса.

Что касается влияния скорости газовой фазы на распределение капель по размерам, то имеющиеся литературные сведения противоречивы. Если в

работе Аксельрова говорится о росте среднего размера капель с увеличением скорости, то приведенные в работе Розена зависимости отражают обратную связь этих двух параметров. Проведенные в данной работе исследования показали, что распределение капель по размерам для конкретной системы газ – жидкость, начиная со скорости газа порядка 0,5 м/с с ее ростом меняется незначительно.

Что касается влияния скорости газа на траекторию полета капель в стадии их полета, то, как показывает анализ результатов экспериментов, при плотности газовой фазы, близкой к плотности воздуха, оно становится существенным только при скорости газа более 2 м/с.

Таким образом, наибольшее влияние на характеристики КСК скорость газа в интервале от 0,5 до 2 м/с оказывает путем увеличения кинетической энергии капель. Но при скоростях газовой фазы более 3 м/с влияние ее на траектории капель в стадии полета становится существенным и сопоставимо от воздействия скорости газа на начальную скорость капель.

Для выявления характера влияния физических свойств сред на характеристики КСК с помощью разработанной математической модели был проведен вычислительный эксперимент с фиксированными значениями параметров (16.1.49) для различных значений  $\mu''$ ,  $\rho'$ ,  $\rho''$ , результаты которого приведены на рис. 16.14, 16.15.

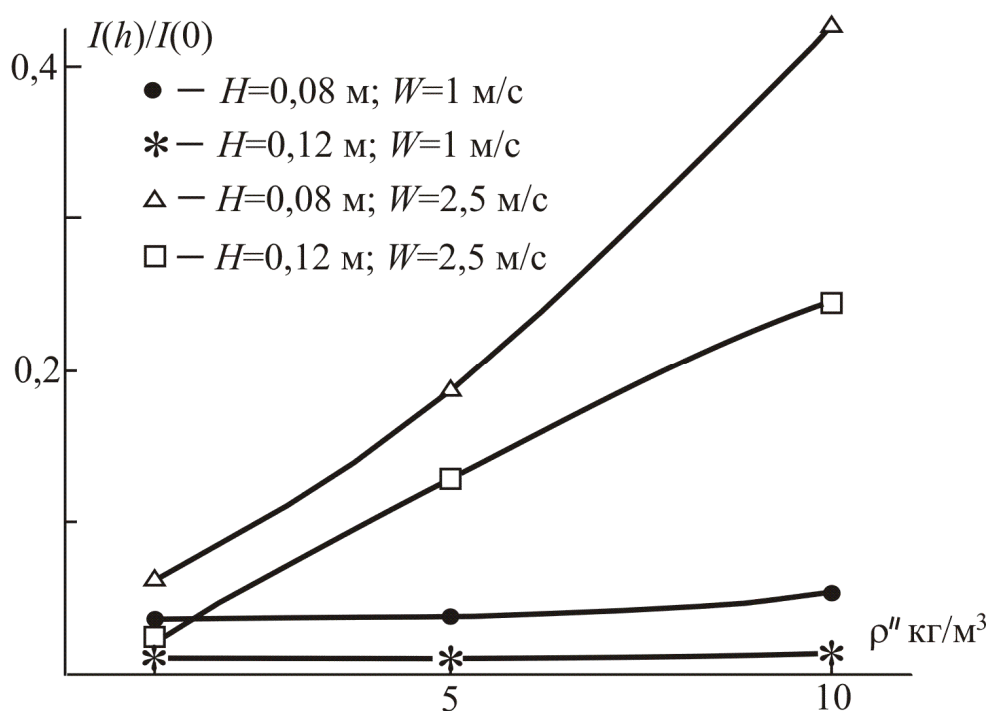


Рис. 16.14. Зависимость относительного массового потока от плотности газа (пара) для различных высот и скорости газа

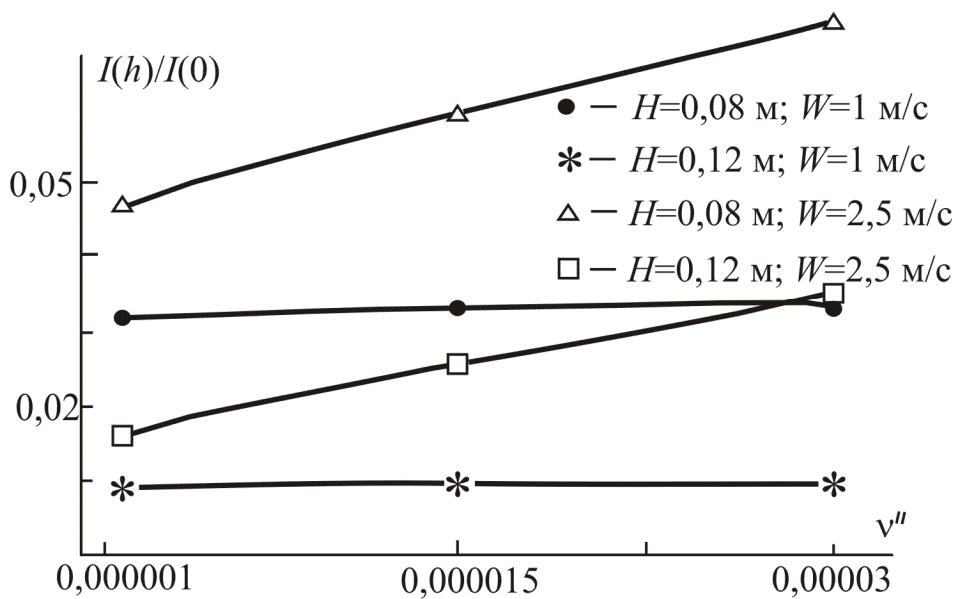


Рис. 16.15. Зависимость относительного массового потока от кинематической вязкости для различных высот и скорости газа

Фиксация параметров  $A$  и  $B$  позволяет оценить влияние  $\mu''$ ,  $\rho'$  и  $\rho''$  на характеристики КСК только во время стадии полета капель. Как видно из приведенных графиков для широкого диапазона вязкости газа и плотности фаз влияние этих свойств в стадии полета капель на относительный массовый поток капель незначительно.

Из рис. 16.14 видно, что плотность газовой фазы заметно влияет на профили относительных характеристик. Однако, если экспериментальные данные по уносу аппроксимируются показателем при плотности газа около 1,15, то результаты численного эксперимента для характерных высот дают показатель степени  $0,5 \div 0,8$ . Но необходимо учитывать дополнительное влияние плотности газа через начальную скорость капель (см. выражение 16.2.5).

Как показывают результаты численного эксперимента, влияние плотности жидкой фазы на унос проявляется только через начальную скорость капель. В рамках разработанной математической модели расчетные соотношения не содержат коэффициента динамической вязкости жидкой фазы. Не содержит его и подавляющее большинство предложенных различными авторами расчетных соотношений для уноса. В соотношениях, предложенных в работах Соломахи, Андреева и др., хотя и содержится коэффициент динамической вязкости, но влияние его проявляется слабо ( $n = -0,1$  или  $n = -0,32$ ).



Что касается значительного влияния на унос коэффициента кинематической вязкости, отмеченное рядом авторов ( $n = 2,8$ ;  $n = 2,2$ ), то оно, на наш взгляд, объясняется вкладом измерения плотности жидкой фазы, которая влияет на начальную скорость капель (16.2.5).

Объяснение слабого влияния непосредственно вязкости жидкой фазы, на наш взгляд, заключается в следующем. Вязкость барботажного слоя значительно выше вязкости сплошной жидкости и определяется в основном структурой барботажного слоя, зависящей, главным образом, от скорости газа.

Что касается вязкости газовой фазы, то, как видно из рис. 16.15, влияние коэффициента динамической вязкости заметно, что хорошо согласуется с экспериментальными данными, если учесть вклад в численное значение  $v''$ , входящее в эмпирические соотношения (16.1.49) плотности газовой фазы.

Это означает, что влияние изменения указанных физических характеристик сред проявляется в основном в стадии образования капель. Что касается плотности газовой фазы, ее влияния на унос в стадии полета капель, существенно и может быть отражено степенной зависимостью с показателем, равным  $1 \div 1,5$  в зависимости от высоты.

Вернемся к выражению (16.1.49). Если в этом выражении принять скорость газа близкой к нулю, что соответствует ситуации барботажа одиночными пузырями, то оно примет вид

$$d_K^3 v^2 = A_2 / v^4, \quad (16.2.6)$$

т.е. параметр  $A_2$  характеризует кинетическую энергию капель в момент их отрыва при отсутствии восходящего потока газа. Эта величина в основном определяется поверхностной энергией пузырей и условиями образования капель. Можно предположить, что она будет функцией критерия  $We$ . Что касается константы  $B$  при скорости в уравнении (16.1.49), то, как показывает соотношение (16.2.5), она должна зависеть от комплекса  $\sqrt{\frac{\rho''}{\rho'}}$ .

Полученная математическая модель позволяет оценить влияние условий проведения процесса, физических свойств фаз на профили характеристик КСК.

При распространении полученных результатов на реальные объекты необходимо учитывать дополнительные факторы. Так, при расчете межтарельчатого уноса с ситчатой тарелки необходимо привлекать

дополнительную информацию о зависимости высоты барботажного слоя от расходных характеристик. В этом случае необходимо в качестве начала координат выбрать верхнюю границу барботажного слоя.

В случае значительного отклонения профиля барботажного слоя от плоского, вызванного неоднородностью распределения газового потока, необходимо разбивать тарелку на характерные зоны, строить профили характеристик барботажного слоя по результатам расчета для каждой зоны для соответствующего локального значения скорости газа.

Хотя в качестве определяемых параметров служат относительные характеристики КСК, переход к абсолютным значениям можно осуществить, привлекая дополнительные сведения о численном значении массового потока, объемной плотности, межфазной поверхности вблизи границы раздела фаз. Так, для систем воздух – вода численное значение уноса на нулевом уровне составляет 4 кг/кг газа. Соотношения (16.1.34) – (16.1.36) позволяют с помощью имеющегося распределения капель по размерам и уравнения (16.1.49) связать поток на нулевом уровне с плотностью, межфазной поверхностью и средней скоростью капель.

Что касается геометрии барботажных устройств, то на стадии диспергирования капель ее влияние проявляется, главным образом, через равномерность профиля скорости воздуха в барботажном слое.

Влиянием этого фактора объясняются полученные в работе Азбея результаты экспериментального исследования уноса на ситчатых тарелках с различным свободным сечением, свидетельствующие о выработке уноса при уменьшении свободного сечения тарелки. Как было сказано выше, на численное значение уноса влияет также входная геометрия контактного устройства, определяющая, какая часть капель, достигших уровня выше расположенной тарелки, попадет на нее. Кроме того, на процесс заброса капель на вышележащую ступень накладывается провал жидкой фазы сквозь перфорацию тарелки. Это явление служило предметом специальных исследований других авторов.

Влияния плотности орошения и высоты сливной перегородки имеют, на наш взгляд, одну природу. Их воздействие на унос проявляется через задержку жидкой фазы на тарелку. Увеличение высоты слоя жидкости на тарелке, с одной стороны, уменьшает высоту сепарационного пространства, с другой стороны, приводит к «экранированию» наиболее интенсивной зоны взаимодействия фаз непосредственно у полотна тарелки и уменьшению начальной скорости вылета капель. Этот фактор можно учесть введением в константу  $B$  уравнения (16.1.49) параметра, зависящего от плотности орошения  $L$ .

Для установления явного вида выражения (16.1.49) необходимо проведение дополнительных исследований. Для систем воздух – вода и близких к ним по физическим свойствам систем:

$$A = 2,89 \cdot 10^{-9} \text{ м}^9/\text{с}^6; \quad B = 9,53 \cdot 10^{-11} \text{ м}^8/\text{с}^5.$$

Хотя предлагаемый подход не содержит исчерпывающего решения проблемы моделирования поведения слоя дисперсной среды над поверхностью барботажа, благодаря своей физичности он позволяет не только анализировать природу влияния свойств сред, расходных и геометрических характеристик, но и производить численные расчеты распределения характеристик слоя капель в сепарационном пространстве барботажных аппаратов. Кроме того, предлагаемая математическая модель допускает детализацию своих положений для описания широкого класса систем.

## ГЛАВА 17

### МОДЕЛИРОВАНИЕ И ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ДВУХФАЗНЫХ ПОТОКОВ В НАСАДОЧНЫХ АППАРАТАХ И ПРЯМОУГОЛЬНОМ КАНАЛЕ

Представлены результаты экспериментальных исследований гидравлических характеристик регулярной и нерегулярной насадок массообменных аппаратов.

Проведено исследование режима захлебывания в прямоугольном наклонном канале на опытной установке. На основании полученных результатов предложена модифицированная формула расчета точки захлебывания.

#### 17.1. Экспериментальное исследование гидравлических характеристик насадочных элементов

##### *Экспериментальная установка*

Для проведения гидравлических испытаний новых насадок использовалась экспериментальная установка [273]. Установка состоит (рис. 17.1) из колонны 1 диаметром 600 мм с переходником под круглые и квадратные обечайки меньших размеров, воздуховода 2 с вентилятором 3 для подачи потока газа, водопровода 4, напорной 5 и накопительной 6 емкостей и насоса 7 для орошения насадочного слоя. В аппарате расположены следующие внутренние устройства: опорная решетка 8, распределитель газовой фазы 9, распределитель жидкой фазы 10. Для визуального наблюдения распределения жидкости предусмотрены окна 11.

В колонне организовано противоточное движение фаз. Воздух от вентилятора по воздуховоду подается в нижнюю часть аппарата. Далее он проходит через ситчатый распределитель, в результате чего достигается равномерный профиль скорости на входе в слой насадки. В то же время жидкая фаза из напорной емкости подается на орошение слоя насадки в колонне. Предусмотрены две линии подачи орошения: с расходом 0 – 3,5 м<sup>3</sup>/ч (плотность орошения 0 – 20 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч)) и 3 – 8 м<sup>3</sup>/ч (плотность орошения 10 – 20 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч)), соответственно. Для равномерного начального распределения жидкой фазы по сечению аппарата выше слоя насадки установлен трубчатый распределитель. Число точек орошения подобрано согласно известным рекомендациям [75, 207]. Проходя через аппарат, жидкость распределяется по поверхности насадочных элементов, а газовая фаза занимает весь свободный объем аппарата.

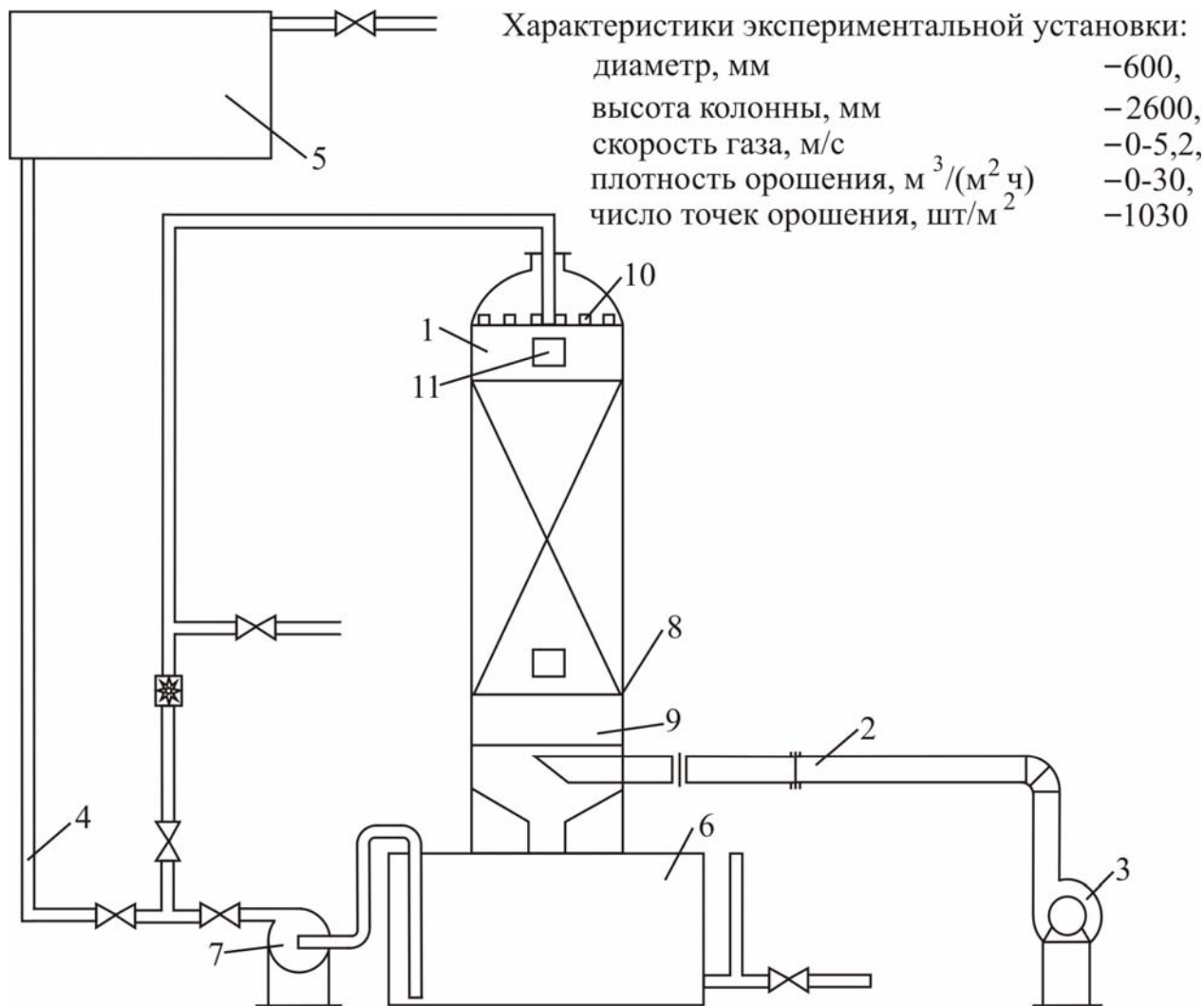


Рис. 17.1. Схема экспериментальной установки

Далее жидкость поступает в накопительную емкость, а газ выбрасывается в атмосферу. Предусмотрена возможность возврата жидкости из накопительной емкости в напорную.

### ***Схема автоматизации установки***

Эффективность средств автоматизации во многом определяется выбором комплекса технических средств (КТС), с помощью которых реализуются любые структуры управления. Система управления экспериментальной установкой спроектирована на базе серийно выпускаемых средств автоматизации и вычислительной математики, входящих в состав ГСП. Система предусматривает единую классификацию средств контроля и управления, унификацию входных и выходных сигналов,

параметров питания, единых требований точности и надежности, введения единичного ряда габаритных и присоединительных размеров.

При выборе КТС учитывались следующие основные принципы:

- система регулирования на базе серийных приборов ГСП;
- виды и характер используемых продуктов, их активность.

При выборе датчиков учитывались факторы метрологического и режимного характера:

- допустимая погрешность;
- инерционность датчика;
- принципы измерения с гарантированной точностью;
- влияние окружающей среды на нормальную работу датчика;
- наличие недопустимых вибраций, магнитных, электрических полей.

Выбор датчиков проводился в два этапа:

- \* выбиралась и обосновывалась разновидность датчика;
- \* определялся типоразмер выбранного датчика.

Устройства получения информации предназначены для сбора и преобразования информации без изменения ее содержания о контролируемых и управляемых параметрах технологических процессов. Входом устройств являются естественные или унифицированные сигналы, выходом – соответствующие значения унифицированных сигналов.

Основными характеристиками устройств являются: входная величина, воспринимаемая и преобразуемая датчиком; выходная величина, используемая для передачи информации; статическая характеристика датчика; порог чувствительности; основные и дополнительные погрешности.

При измерении теплоэнергетических параметров в ГСП предусмотрено три вида выходных величин:

- \* электрический аналоговый;
- \* электрический частотный;
- \* пневматический.

Величины унифицированных выходных сигналов датчиков, применяемых на установке, регламентированы ГОСТ 9895 – 78, 26.010 – 80, 26.015 – 81.

### *Системы управления и контроля*

Система автоматизированного управления процессом включает в себя объект автоматизации (лабораторный стенд для изучения работы абсорбционной установки) и систему автоматического управления режимами его работы.

### 1. Средства измерения расхода:

а) расход воздуха на входе в колонну. На воздуховоде установлена диафрагма камерная ДФС10 – 1150Б, перепад давления на которой измеряется по месту бесшкальным дифманометром – расходомером ДМЭР. Выходной токовый сигнал дифманометра подается на вторичный показывающий прибор КСУ4813050,002 (на щите);

б) расход жидкости на входе в колонну. На трубопроводах подачи орошения установлены диафрагмы камерные ДК – 6 – 5011а\2 – 2 ГОСТ143221 – 73, перепад давления на которых измеряется по месту бесшкальным дифманометром – расходомером. Выходной токовый сигнал дифманометра подается на вторичный показывающий прибор КСУ4813050,002 (на щите).

### 2. Средства контроля уровня:

а) уровень воды в напорной ёмкости контролируется по уровнемерной трубке;

б) уровень воды в накопительной ёмкости. Уровнемерная трубка для контроля уровня.

### 3. Средства измерения температуры:

а) температура воздуха на входе в колонну. Термометр технический жидкостной ртутный П4 на трубопроводе;

б) температура воды на входе в колонну. Термометр технический жидкостной ртутный П4 на трубопроводе.

### 4. Средства измерения перепада давления:

а) гидравлическое сопротивление контактных устройств (насадки). В диапазоне 0 – 380 Па – измерительный преобразователь перепада давления Сапфир – 22ДД – В по месту; прибор контроля электрический, показывающий КСУ4813050002 на щите;

б) гидравлическое сопротивление контактных устройств в диапазоне 300 – 4000 Па – U-образный дифманометр.

### 5. Средства определения состава:

Концентрация водных растворов электролитов на входе и выходе из колонны. Солемер для измерения условного содержания солей водного раствора по месту; прибор контроля электрический, показывающий КСУ4813050002 (на щите).

Предусмотрено ручное регулирование расходов жидкой (с помощью вентилей) и газовой (с помощью заслонки) фаз. Ввод трассера в орошающий поток производится на входе жидкой фазы в колонну.

## *Средства сбора информации*

Выходные сигналы датчиков технологических параметров поступают на вход аналого-цифрового преобразователя, после чего считываются компьютером и сохраняются в виде файлов данных. При проведении экспериментов по изучению структуры потока программное обеспечение позволяет получать величины коэффициента продольного перемешивания, а также все необходимые статистические данные о входных параметрах системы.

Относительная погрешность каналов измерений определяли по соотношению

$$\sigma_k = \sqrt{\sum_{i=1}^n \sigma_i^2}, \quad (17.1.1)$$

где  $\sigma_k$  – относительная погрешность измерения канала;  $\sigma_i$  – относительная погрешность прибора;  $n$  – число приборов в измерительном канале.

Эта величина максимальна для контура измерения расхода воды и составляет  $\sigma=1,5$ .

### ***Методика экспериментальных исследований насадки***

Целью проведения гидравлических испытаний насадки являются:

- 1) экспериментальное определение зависимости гидравлического сопротивления слоя насадки от нагрузок по жидкости и газу;
- 2) определение зависимости коэффициента сопротивления от режимных параметров;
- 3) изучение структуры потока жидкой фазы в слое насадки.

Установленное оборудование обеспечивает следующие расходы:

- по газу – 0 – 2060 м<sup>3</sup>/час,
- по жидкости – 0 – 8 м<sup>3</sup>/час.

Методика проведения экспериментов

а) Гидравлические испытания слоя сухой насадки:

1. Устанавливается расход воздуха 0,05 м<sup>3</sup>/с;
2. Фиксируется перепад давления в слое насадки;
3. Расход воздуха увеличивается на 0,05 м<sup>3</sup>/с;
4. Повторяются п/п 2 и 3 до достижения максимальной производительности воздуходувки;



5. Строится график  $\Delta p_{\text{сух}} = f(V_{\Gamma})$ ; получается зависимость  $\xi = f(V_{\Gamma})$ .
- б) Гидравлические испытания слоя орошаемой насадки:
  1. Устанавливается расход жидкости  $0,0001 \text{ м}^3/\text{с}$ ;
  2. Устанавливается расход воздуха  $0,05 \text{ м}^3/\text{с}$ ;
  3. Фиксируется перепад давления в слое насадки;
  4. Расход воздуха увеличивается на  $0,05 \text{ м}^3/\text{с}$ ;
  5. Повторяются п/п 2 и 3 до достижения максимальной производительности воздухоудувки;
  6. Строится график  $\Delta p_{\text{ор}} = f(V_{\Gamma})$  при  $V_{\text{ж}} = \text{const}$ ;
  7. Увеличивается расход жидкости на  $0,0001 \text{ м}^3/\text{с}$ ;
  8. Повторяются п/п 2 – 7 до достижения максимальной производительности насоса;
  9. После обработки результатов эксперимента получается зависимость  $\Delta p_{\text{ор}} = f(V_{\Gamma}, V_{\text{ж}})$ .
- в) Изучение структуры потока в жидкой фазе:
  1. Готовится матовый раствор соли (индикатора);
  2. Устанавливаются расходы жидкости и газа;
  3. В поток орошения на входе в колонну вводится фиксированная доза индикатора;
  4. Фиксируется концентрация индикатора на выходе жидкости из колонны;
  5. Экспериментальная кривая обрабатывается по известной методике для расчета коэффициента продольного перемешивания  $D_{\Pi}$ ;
  6. Изменяются расходы фаз;
  7. Повторяются п/п 3 – 6 до достижения режима подвисяния, что контролируется по перепаду давления в слое насадки;
  8. Результаты обобщаются в виде критериальной зависимости.

С целью проверки согласования результатов и снижения ошибки эксперимента каждый опыт состоит из 10 повторений. Далее полученные данные подвергаются статистической обработке и при проведении расчетов используются среднестатистические величины.

***Результаты экспериментальных исследований регулярной насадки IRG (Инжехим)***

Насадка представляет собой пакет установленных вертикально гофрированных металлических пластин. Гофры пластин расположены под

углом к горизонту. Пакет составляется таким образом, что гофры соседних пластин расположены перекрестно (рис. 17.2). На поверхности пластин созданы фигурные шероховатости в виде выпуклостей. Пакет регулярной насадки показан на рис. 17.3.

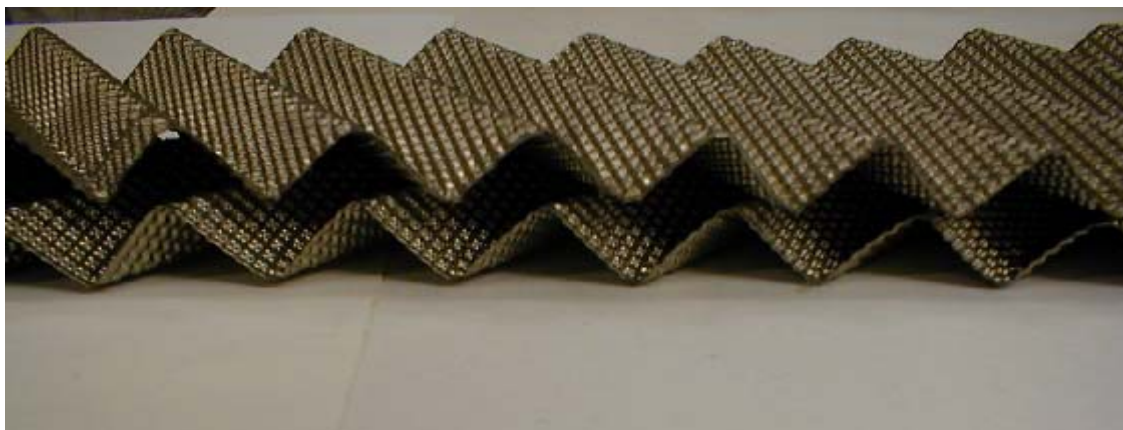


Рис. 17.2. Элементы пластин насадки



Рис. 17.3. Пакет пластин насадки [273]

Экспериментальные исследования проводились на системе воздух – вода при высоте слоя новой насадки 1,0 м. Максимальная фиктивная (на полное сечение колонны) скорость газа в колонне достигала 3,1 м/с,

плотность орошения составляла 5, 10 и 20 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup> час). На рис. 17.4 приведены результаты проведенных испытаний по перепаду давления.

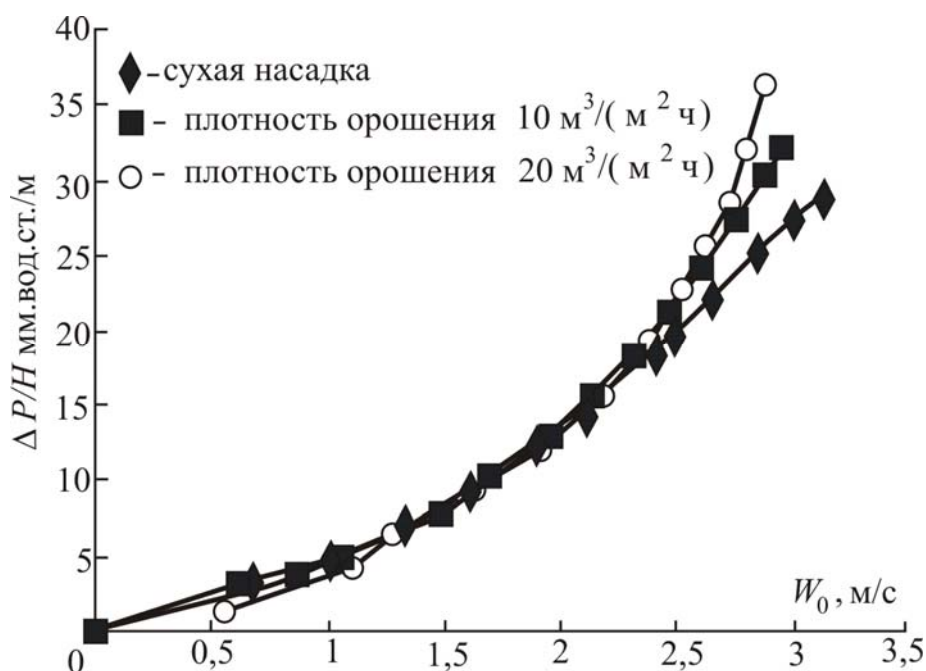


Рис. 17.4. Гидравлическое сопротивление слоя насадки в зависимости от фиктивной скорости газа

Как видно из рис. 17.4, при скоростях газа от 0,5 до 2,3 м/с расход жидкости практически не влияет на гидравлическое сопротивление слоя насадки.

В результате анализа полученных результатов сделаны следующие выводы [273]:

- ◆ новая насадка имеет широкий интервал рабочих скоростей по газовой и жидкой фазам при пленочном режиме;
- ◆ режим подвисяния начинается при скорости газа более 2,2 – 2,3 м/с в зависимости от плотности орошения (система воздух – вода);
- ◆ перепад давления при пленочном режиме слабо зависит от расхода жидкости.

В результате обработки экспериментальных данных получено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки IRG от фиктивной скорости газа описывается уравнением

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = 38,4 w_0^{1,88}, \quad (17.1.2)$$

где  $\Delta p_{\text{сух}}$  – гидравлическое сопротивление, мм.вод.ст.;  $H$  – высота слоя насадки, м;  $w_0$  – фиктивная скорость газа, м/с. Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 3 %.

Потеря давления на 1 м высоты слоя насадки часто описывается уравнением [203]

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = \frac{\xi_0 w_0^2 \rho_{\Gamma}}{2d_{\text{э}}}, \quad (17.1.3)$$

где  $\Delta p$  – гидравлическое сопротивление, Па;  $H$  – высота слоя, м;  $\xi_0$  – коэффициент сопротивления;  $\rho_{\Gamma}$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр насадки, м.

Коэффициент сопротивления для насадки IRG получен в виде

$$\xi_0 = 3,18 \text{Re}^{-0,12}, \quad (17.1.4)$$

где  $\text{Re}_{\Gamma} = \frac{4w_0\rho_{\Gamma}}{a_{\nu}\mu_{\Gamma}}$ ,  $\mu_{\Gamma}$  – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с;  $a_{\nu}$  – удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>.

Уравнение (17.1.4) справедливо при  $\text{Re}_{\Gamma} > 500$ . Максимальное отклонение экспериментальных и расчетных значений  $\xi_0$  составляет 7,5 %.

Для расчета гидравлического сопротивления слоя орошаемой насадки, работающей в пленочном режиме, часто применяют уравнение [203]

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = 10^{bq}, \quad (17.1.5)$$

где  $\Delta p_{\text{ор}}$  – сопротивление орошаемой насадки, Па;  $\Delta p_{\text{сух}}$  – сопротивление сухой насадки, Па;  $b$  – коэффициент, определяемый для каждой насадки экспериментально;  $q$  – плотность орошения, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>ч).

Для насадки IRG  $b=5,06 \cdot 10^{-3}$ . Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 12 %.

Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки можно также использовать уравнение

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = aw_0^b q^c. \quad (17.1.6)$$

Для насадки IRG:  $a=0,708$ ;  $b=0,198$ ;  $c=0,247$ ,  $q$  – плотность орошения,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \text{ч})$ .

Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 6,1 %. Уравнение (17.1.6) справедливо при плотностях орошения до  $20 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ч})$ .

Коэффициент задержки жидкости  $\varepsilon_{\text{ж}}$  для новой насадки был определен экспериментальным путем и составил  $0,06 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

Исследование структуры потока жидкости в слое насадки проведено методом импульсного ввода трассера. В качестве трассера использован раствор NaCl. В поток жидкости на входе в слой насадки (центральное отверстие распределительной тарелки) вводилось 200 мл раствора соли с концентрацией 0,15 кг/кг. Плотности орошения изменялись от 5,0 8,5 до  $10,0 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ч})$  при максимальной скорости воздуха. Концентрация индикатора на выходе из слоя насадки измерялась с помощью потенциометра. Вид кривых отклика на импульсное возмущение приводится на рис. 17.5.

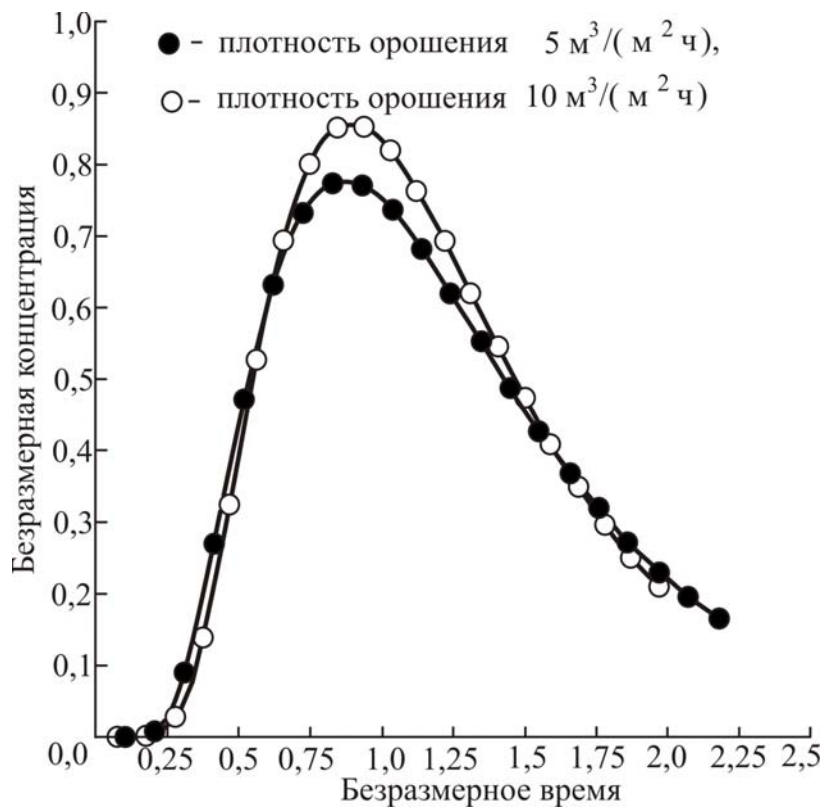


Рис. 17.5. С – кривые для новой насадки

Коэффициент обратного перемешивания не зависит от скорости газа в интервале изменения последней от 0,6 до 3,2 м/с. Результаты исследования структуры потока жидкости в слое насадки обобщены в виде известного критериального уравнения

$$Re_{ж} = 2,193 Re_{ж}^{0,336}, \quad (17.1.7)$$

где  $Re_{ж} = qd_{э} / (D_{пж} \epsilon_{ж})$ ,  $Re_{ж} = 4q\rho_{ж} / (a_v \epsilon_{ж} \mu_{ж})$ ,  $d_{э}$  – эквивалентный диаметр насадки. Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 7,7 %. Уравнение (17.1.7) справедливо при плотностях орошения до  $10 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  и скорости газа до 3,5 м/с.

Для новой насадки выражение для расчета коэффициента  $D_{пж}$  записывается в виде

$$D_{пж} = \frac{Re_{ж} \epsilon_{ж}}{qd_{э}} = \frac{2,193 Re_{ж}^{0,336} \epsilon_{ж}}{qd_{э}}. \quad (17.1.8)$$

В табл. 17.1 приводится сравнение характеристик новой насадки и колец Рашига.

Т а б л и ц а 17.1

### Сравнительные характеристики насадочных элементов

Насадки	$d_{э}$ , мм	$a_v$ , $\text{м}^2 / \text{м}^3$	$V_{св}$ , $\text{м}^3 / \text{м}^3$	$\Delta p$	$D_{пж}$	ВЭТТ
Кольца Рашига	22,5	147	0,83	100 %	100 %	100 %
IRG	24	162	0,98	5 – 33 %	1 – 2 %	50 – 60%

Зависимость коэффициента продольного перемешивания от плотности орошения представлена в табл. 17.2.

**Зависимость коэффициента продольного  
перемешивания от плотности орошения**

Плотность орошения	Критерий $Re_1$		Критерий $Re_2$		Критерий $Re_3$		Коэффициент продольного перемешивания $D, м^2/с$	
	$W=0$ м/с	$W=3,5$ м/с	$W=0$ м/с	$W=3,5$ м/с	$W=0$ м/с	$W=3,5$ м/с	$W=0$ м/с	$W=3,5$ м/с
$q=5м^3/(м^2ч)$	7,99	8,0	10,1	10,43	7,07	7,16	$0,29 \cdot 10^{-3}$	$0,301 \cdot 10^{-3}$
$q=8,5м^3/(м^2ч)$	6,81	8,85	8,32	10,6	7,09	8,73	$0,253 \cdot 10^{-3}$	$0,235 \cdot 10^{-3}$
$q=10м^3/(м^2ч)$	8,85	9,25	10,6	10,95	8,73	8,96	$0,25 \cdot 10^{-3}$	$0,243 \cdot 10^{-3}$

Видно, что новая насадка обладает лучшими гидравлическими свойствами, чем близкие ей по геометрическим характеристикам известные насадки. Установлено, что интервал устойчивой работы для новой насадки значительно шире, чем у известных колец Рашига [273].

***Результаты экспериментальных исследований регулярной рулонной насадки «Инжсехим»***

Авторами разработана конструкция насадки, образованной сдвоенными лентами, одна из которых имеет гофры треугольной формы, на сторонах гофров выполнены лепестки в виде круговых сегментов, при этом хорды сегментов смежных сторон гофров расположены под углом друг к другу. Такое конструктивное выполнение насадки за счет формы и ориентации отогнутых лепестков обеспечивает как осевую, так и радиальную

составляющие скорости газовой фазы, что приводит к ее дополнительной турбулизации и повышению массообменных характеристик процесса. Сплошная лента служит для формирования обновленной межфазной поверхности из жидкости, выносимой на ее поверхность потоком газа из сегментных отверстий, образованных при отгибе лепестков. Кроме того, чередование плоских и гофрированных лент обеспечивает жесткость пакету насадки, что позволяет выполнить ее из тонкого материала. Насадка изготовлена из перфорированных сплошных лент шириной 40 мм методом штамповки. Удельная поверхность насадки  $a_v = 485 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ; удельный свободный объем  $\varepsilon_{св} = 0,95 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ; эквивалентный диаметр  $d_э = 7,8 \text{ мм}$ .

Экспериментальное исследование сопротивления сухой насадки проведено в зависимости от скорости воздуха в диапазоне 0 – 45 м/с и описывается уравнением

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi_0 \frac{H}{d_э} \frac{\rho_{\Gamma} w_0^2}{2}, \quad (17.1.9)$$

где  $\xi_0 = 0,105 \text{ Re}_{\Gamma}^{0,108}$ ,  $\text{Re}_{\Gamma} = \frac{w_0 d_э}{\nu_{\Gamma}}$ .

Выражение для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки в диапазоне скорости газа 0 – 45 м/с и плотности орошения  $q = (5 - 30) \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$  имеет вид

$$\Delta P_{\text{ор}} = \xi_{\text{ор}} \frac{H}{d_э} \frac{\rho_{\Gamma} w_0^2}{2}, \quad (17.1.10)$$

где  $\xi_{\text{ор}} = \xi_0 + 0,0162 \text{ Re}_{\Gamma}^{0,158 \cdot 10^{-3}} \text{ Re}_{\text{ж}}^{0,376 \cdot 10^{-3}} \text{ Re}_{\Gamma}$ ,  $\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4q}{\nu_{\text{ж}} a_v}$ ,

где  $q(\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с})$ .

На рис. 17.6 представлены экспериментальные и расчетные (сплошные линии) зависимости сухой и орошаемой насадки от скорости газа и плотности орошения.



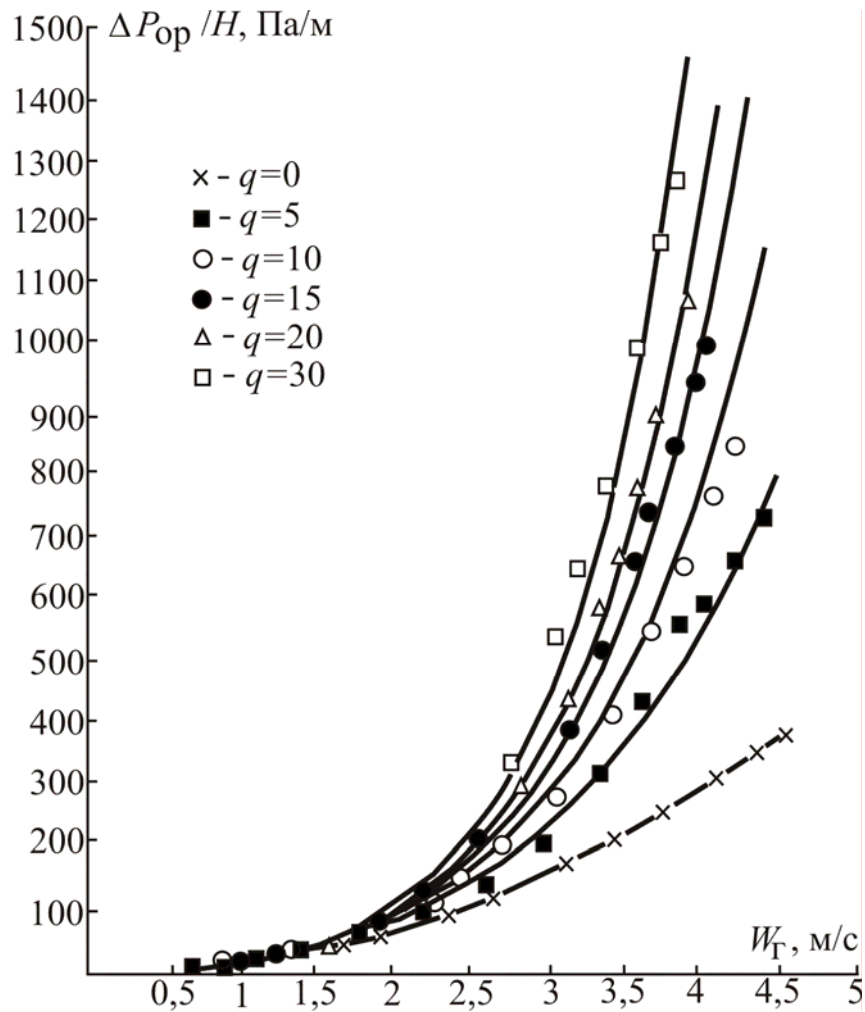


Рис. 17.6. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в зависимости от скорости газа и плотности орошения  $q(\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч})$

На рис. 17.7, 17.8 приводится сравнение гидравлического сопротивления рулонной насадки с сопротивлением известных насадок при плотности орошения  $q = (10, 30) \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ . Сопротивление рулонной насадки меньше сопротивления известных насадок и при скорости газа до 2 м/с меньше сопротивления известных спиральных рулонных насадок.

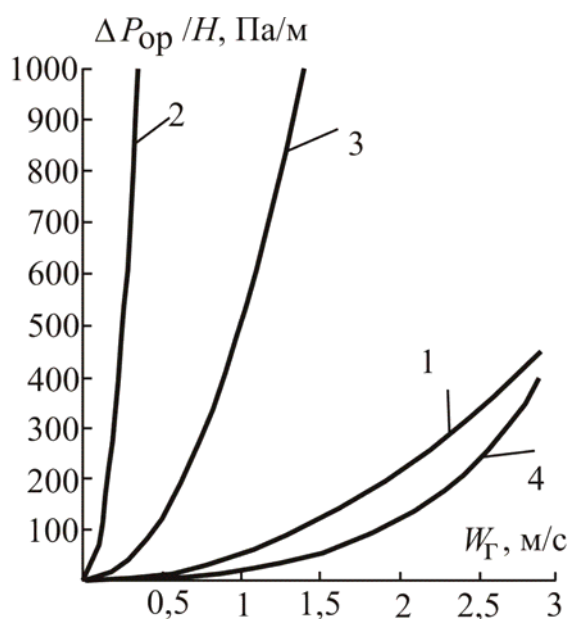


Рис. 17.7. Гидравлическое сопротивление орошаемых насадок при плотности орошения  $q=30$  м/ч: 1 – кольца Рашига в укладку  $d=100$  мм; 2 – кольца Рашига внавал  $d=25$  мм; 3 – кольца Палля,  $d=50$  мм; 4 – рулонная насадка

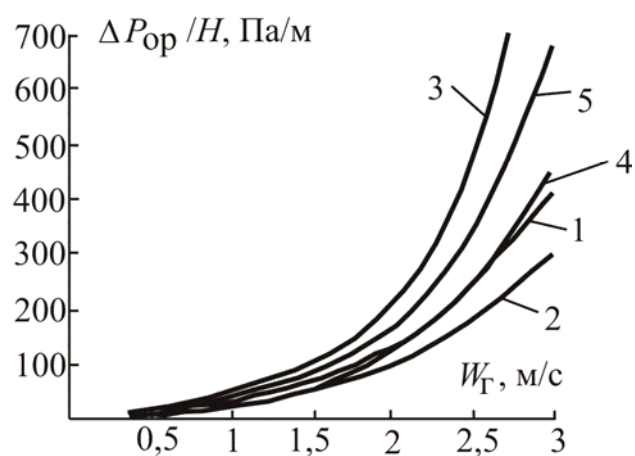


Рис. 17.8. Гидравлическое сопротивление орошаемых насадок в зависимости от скорости газа и плотности орошения  $q$  м/ч: 1,3 – экспериментальные данные, плотность орошения  $q=10, 30$  м/ч [Chem. Biochem. Eng. № 15, 2001]; 2, 4 – рулонная насадка, плотность орошения  $q=10, 30$  м/ч; 5 – структурная насадка INTALOX 3T при полном рефлюксе (система изооктан-толуол)

Количество удерживаемой жидкости в слое насадки описывается выражением вида:

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 15,9 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,186} \text{Ga}^{-0,23}. \quad (17.1.11)$$

### ***Результаты экспериментальных исследований нерегулярной насадки «Инжехим-2000»***

Вид насадочных элементов «Инжехим-2000» показан в главе 13 на рис. 13.10.

Экспериментальные исследования проводились на системе воздух – вода при высоте слоя новой насадки 1 м. Фиктивная скорость газа в колонне

достигала 5,82 м/с, плотность орошения составляла 20, 40, 60 и 80 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup> час). На рис. 17.9 приведены результаты проведенных испытаний [132].

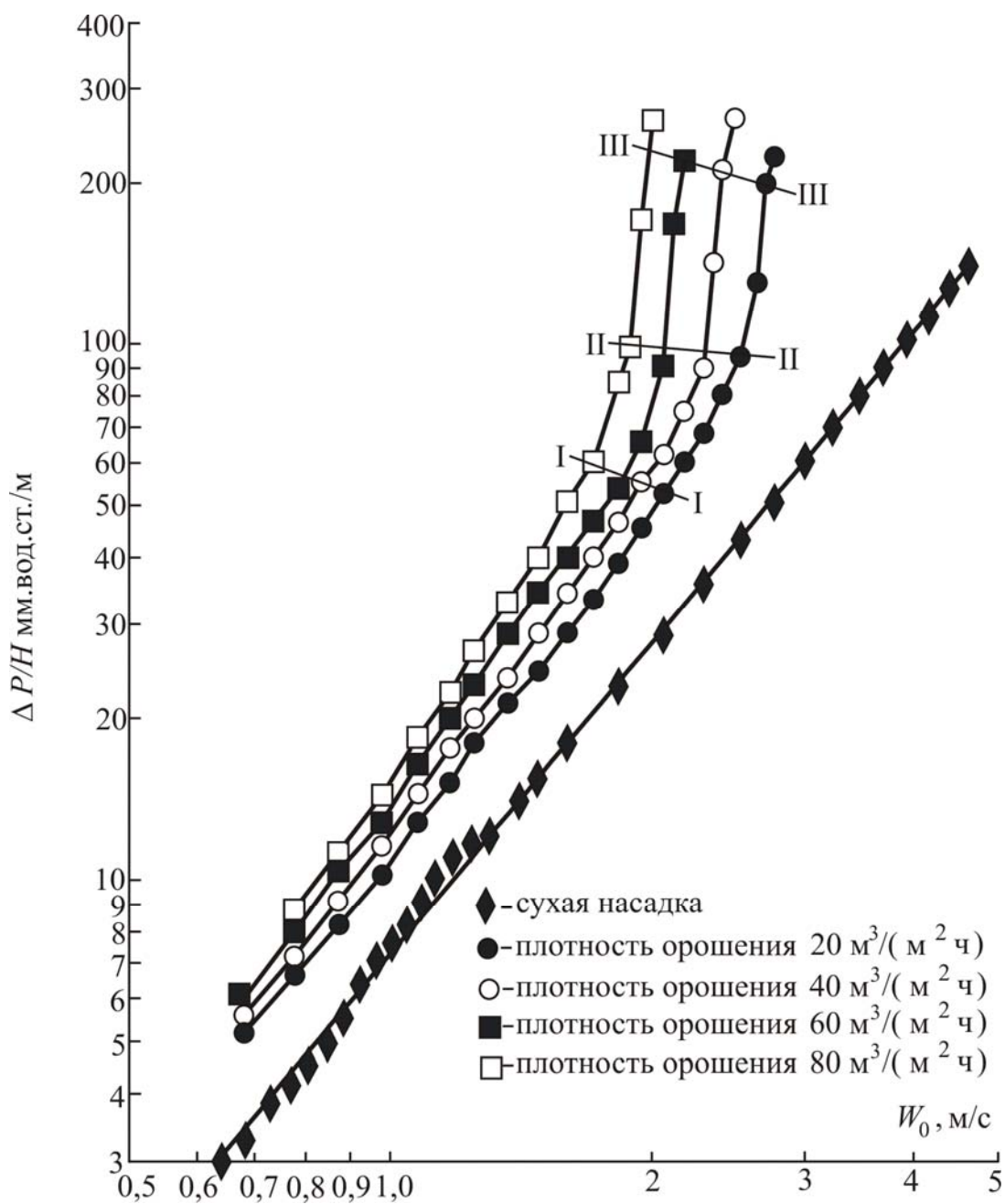


Рис. 17.9. Гидравлическое сопротивление слоя насадки в зависимости от фиктивной скорости газа. Линия I – I – начало режима подвисания; линия II – II – начало режима захлебывания; линия III – III – начало режима уноса

В результате анализа полученных результатов сделаны следующие выводы:

- ◆ новая насадка имеет широкий интервал рабочих скоростей по газовой и жидкой фазам при пленочном режиме;
- ◆ режим подвисяния начинается при скорости газа  $1,5 \div 2,1$  м/с в зависимости от плотности орошения (система воздух – вода);
- ◆ началу режима захлебывания соответствует перепад давления на 1м слоя насадки около 1000 Па.

На рис. 17.10 – 17.12 приводится сравнение гидравлических характеристик исследуемой насадки с близкими по геометрическим размерам существующими насадками.

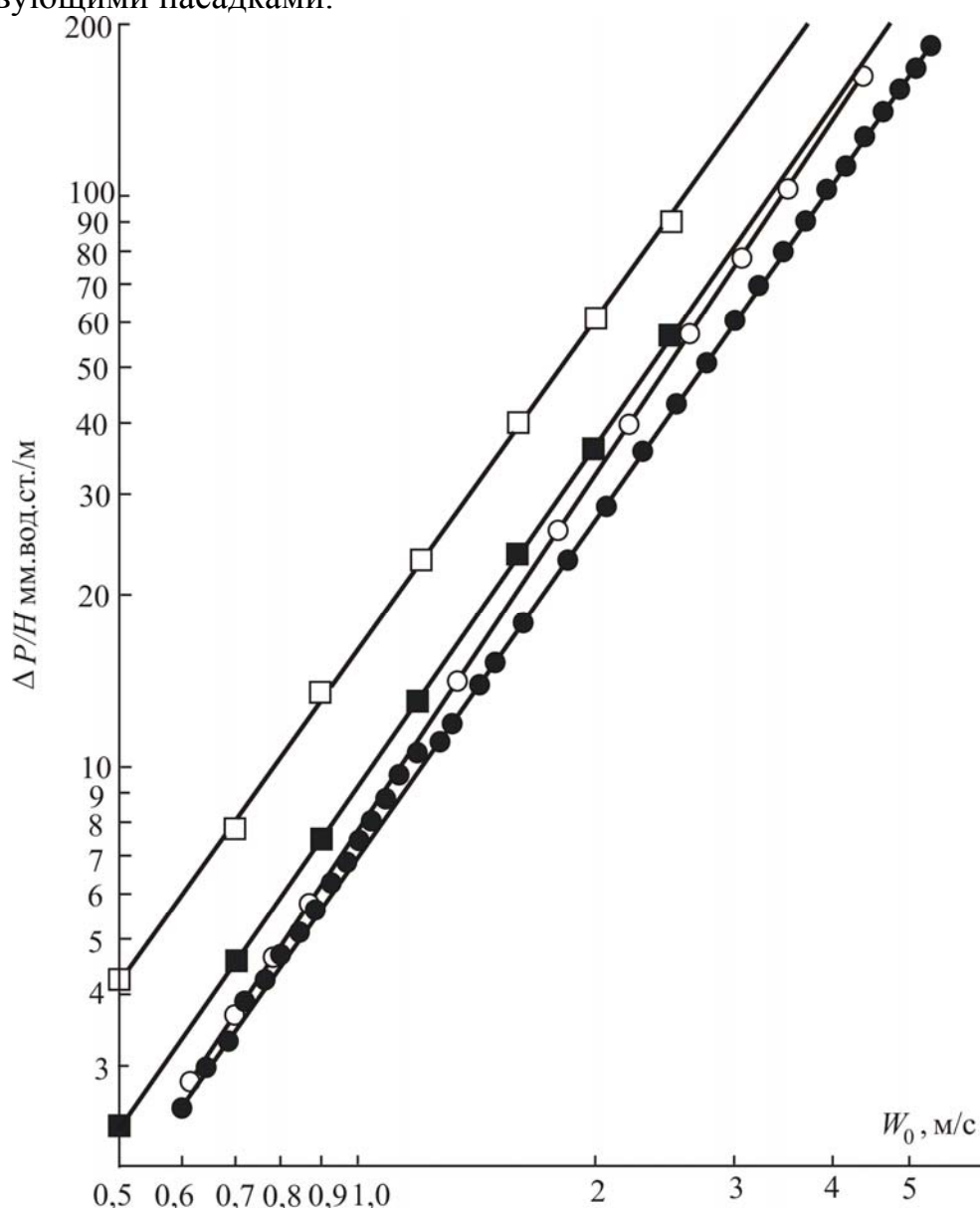


Рис. 17.10. Гидравлическое сопротивление слоя сухой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа. ● – насадка «Инжехим - 2000»; ■ – кольца Палля металлические 50×50 мм; ○ – кольца Палля полипропиленовые 50×50 мм; □ – кольца Рашига металлические 50×50мм.

Из графика рис. 17.10 видно, что сопротивление сухого слоя новой насадки на 10 – 15 % ниже, чем у колец Палля размером 50×50 мм и более чем в 2 раза – нежели у колец Рашига. Это объясняется более высокой порозностью новой насадки, а также тем, что ее геометрия практически исключает образование застойных зон.

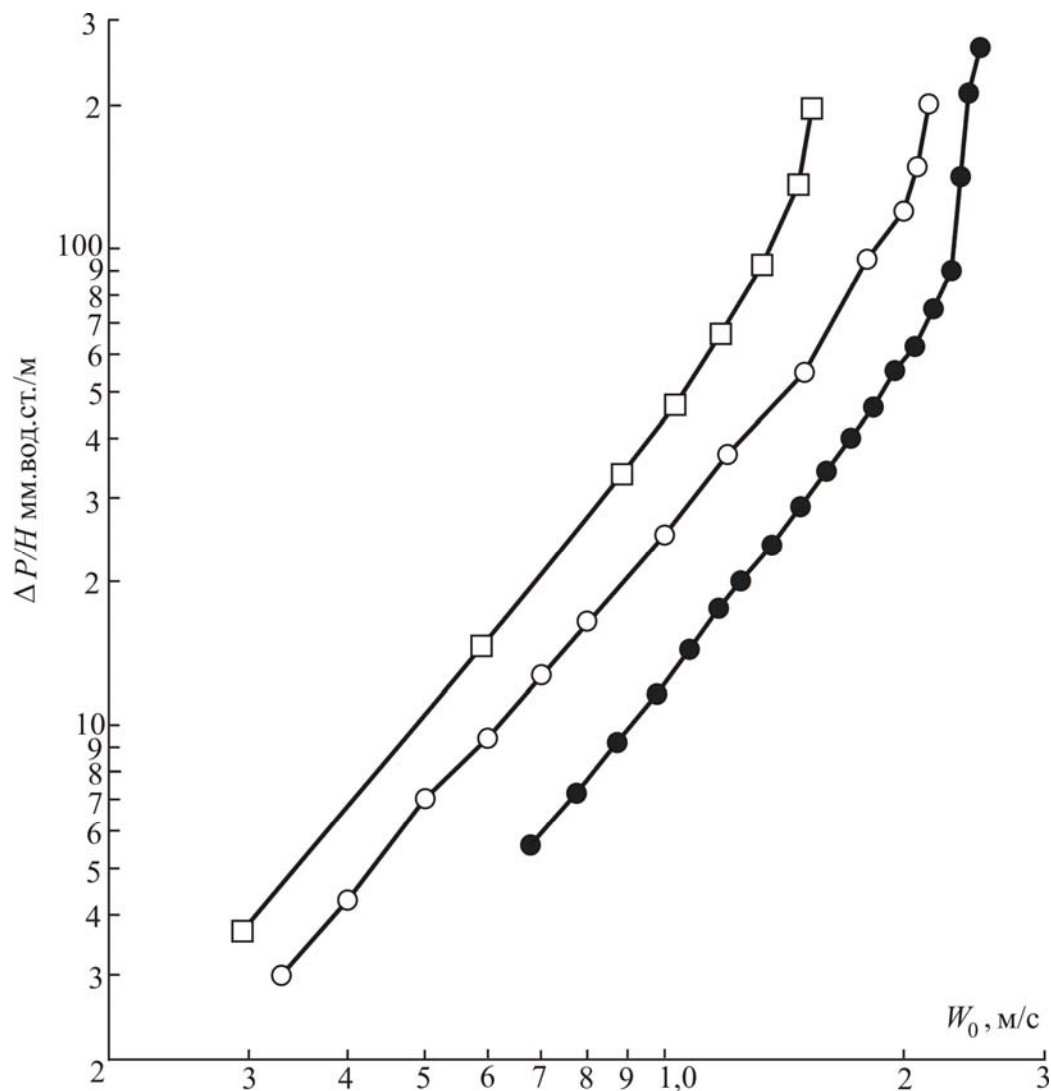


Рис. 17.11. Гидравлическое сопротивление слоя орошаемой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа. Плотность орошения  $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ : ● – насадка «Инжехим-2000»; ○ – кольца Вialesки металлические 50×50 мм [43]; □ – кольца Рашига металлические 50×50 мм

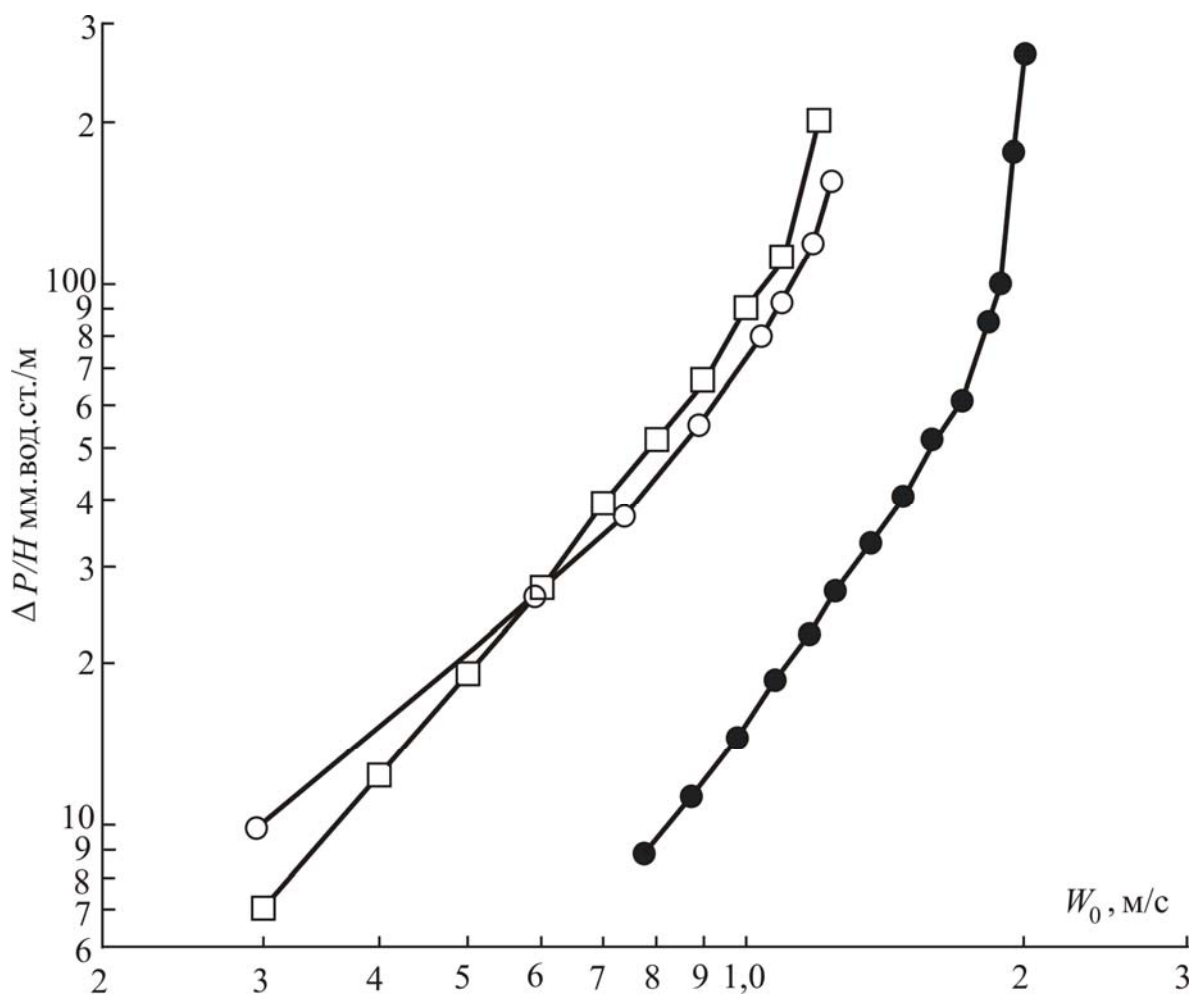


Рис. 17.12. Гидравлическое сопротивление слоя орошаемой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа. Плотность орошения  $80 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ : ● – насадка «Инжехим-2000»; ○ – кольца Vialecki металлические  $50 \times 50 \text{ мм}$  [43]; □ – кольца Рашига металлические  $50 \times 50 \text{ мм}$

В результате обработки экспериментальных данных получено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки от фиктивной скорости газа описывается уравнением

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = 7,26 w_0^{1,93}, \quad (17.1.12)$$

где  $\Delta p$  – гидравлическое сопротивление, мм.вод.ст.;  $H$  – высота слоя насадки, м;  $w_0$  – фиктивная скорость газа, м/с. Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 3 %.

Потеря давления на 1 м высоты слоя насадки часто описывается уравнением [203]

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = \frac{\xi_0 w_0^2 \rho_{\Gamma} d_{\text{э}}}{8 \varepsilon_{\text{св}}^3}, \quad (17.1.13)$$

где  $\Delta p$  – гидравлическое сопротивление, Па;  $H$  – высота слоя, м;  $\xi_0$  – коэффициент сопротивления;  $w_0$  – фиктивная скорость газа, м/с;  $a_{\nu}$  – удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $\rho_{\Gamma}$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>.

Коэффициент сопротивления для насадки получен в виде

$$\xi_0 = 4,99 \text{Re}_{\Gamma}^{-0,04}, \quad (17.1.14)$$

где  $\text{Re}_{\Gamma} = \frac{4w_0\rho_{\Gamma}}{a\mu_{\Gamma}}$ ;  $\mu_{\Gamma}$  – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с.

Уравнение (17.1.14) справедливо при  $\text{Re}_{\Gamma} > 500$ . Максимальное отклонение экспериментальных и расчетных значений  $\xi_0$  составляет 7 %.

Для расчета гидравлического сопротивления слоя орошаемой насадки, работающей в пленочном режиме, часто применяют уравнение [203]:

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = 10^{bq}, \quad (17.1.15)$$

где  $\Delta p_{\text{ор}}$  – сопротивление орошаемой насадки, Па;  $\Delta p_{\text{сух}}$  – сопротивление сухой насадки, Па;  $b$  – коэффициент, определяемый для каждой насадки экспериментально;  $q$  – плотность орошения, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>ч).

В случае новой насадки уравнение (17.1.15) неудовлетворительно описывает экспериментальные данные по перепаду давления для орошаемой насадки. Это объясняется тем, что в (17.1.15) не учитывается влияние газовой фазы. Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки предлагается использовать уравнение, учитывающее и скорость газового потока:

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = a q^c w_0^d. \quad (17.1.16)$$

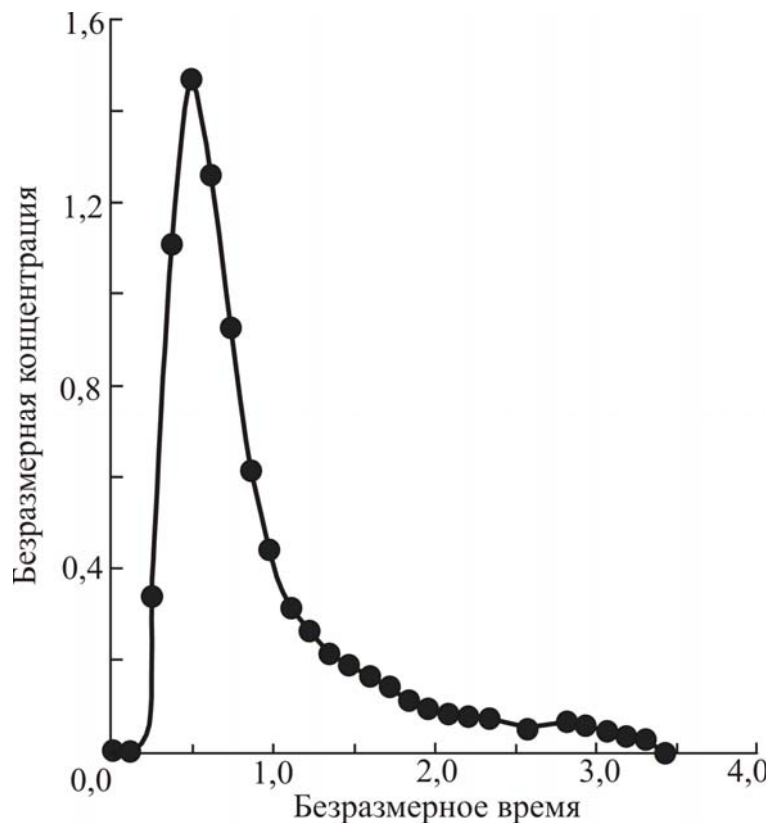
Для нерегулярной насадки «Инжехим-2000»  $a=0,708$ ;  $c=0,247$ ;  $d=0,198$ .  
Уравнение Бэйна и Хоугена для новой насадки имеет вид

$$\lg\left(\frac{w_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g \varepsilon_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}}\right) = -0,48 - 1,07 \left(\frac{L}{G}\right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{0,125}, \quad (17.1.17)$$

где  $w_3$  – критическая скорость захлебывания, м/с;  $\mu_{\text{ж}}$  – коэффициент динамической вязкости жидкости, мПа·с;  $\rho_{\text{ж}}$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $L, G$  – массовые расходы жидкости и газа, соответственно, кг/с.

Исследование структуры потока жидкости в слое насадки проведено методом импульсного ввода трассера. В качестве трассера использован раствор NaCl. В поток жидкости на входе в слой насадки (центральное отверстие распределительной тарелки) вводилось 200 мл раствора соли с концентрацией 0,15 кг/кг. Плотности орошения изменялись от 4 до 10 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup> ч), скорость воздуха от 0,6 до 1,3 м/с. Концентрация индикатора на выходе из слоя насадки измерялась с помощью потенциометра. Вид кривой отклика на импульсное возмущение приводится на рис. 17.10.

Рис. 17.13.  
Функция отклика на импульсное возмущение потока жидкости на входе в безразмерных координатах при различных плотностях орошения.  $D_{\text{к}}=600$  мм, высота слоя насадки – 1 м, фиктивная скорость газа – 0,7 м/с, плотность орошения – 5 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup> ч), нерегулярная насадка «Инжихим-2000»



Результаты исследования структуры потока жидкости в слое насадки обобщены известным критериальным уравнением

$$\text{Re}_{\text{ж}} = 2,348 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,428}, \quad (17.1.18)$$



где  $Re_{ж} = qd_{э}/(D_{п}\epsilon_c)$ ;  $Re_{ж} = 4q\rho_c/(a_v\epsilon_c\mu_c)$ ;  $d_{э}$  – эквивалентный диаметр насадки.

Продольное перемешивание по газовой фазе для насадки, близкой по конструктивным характеристикам, описывается выражением

$$Re_{Г} = 88,6 Re_{Г}^{-0,67}, \quad (17.1.19)$$

где  $Re_{Г} = W_{Г}d_{э}/D_{п}$ .

Уравнение (17.1.19) получено в результате обобщения промышленных данных работы насадки [134].

В табл. 17.3 приводится сравнение характеристик новой насадки и колец Рашига и ГИАП-НЗ. Видно, что новая насадка обладает лучшими гидравлическими и массообменными свойствами, чем близкие ей по размерам известные насадки.

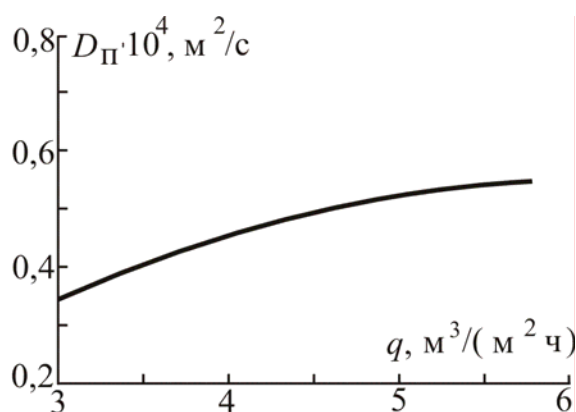


Рис. 17.14. Зависимость коэффициента продольного перемешивания от плотности орошения в колонне с насадкой «Инжехим-2000»

**Сравнительные характеристики насадочных элементов**

Насадки	$d_э$ , мм	$a_v$ , $\frac{м^2}{м^3}$	$V_{св}$ , $\frac{м^3}{м^3}$	$\Delta p$	$w_3$	$D_{пж}$ , %	ВЭТТ, %
Кольца Рашига	35	110	0,95	100 %	100 %	100	100
Кольца ГИАП	38	101	0,96	33	140	–	–
Инжехим - 2000	37	105	0,97	18 – 25 %	180 – 200 %	18	60

Установлено, что интервал устойчивой работы для новой насадки шире, чем у известных колец Рашига, Палля и ГИАП [132].

Исследованные насадки могут быть рекомендованы для использования при проектировании и модернизации колонного оборудования в химической, нефтеперерабатывающей, газовой и в других отраслях промышленности.

### **17.2. Исследование гидродинамики двухфазного потока в прямоугольном наклонном канале в системе газ – жидкость**

Полочные аппараты с плоскопараллельной насадкой из наклонных листов находят широкое применение для очистки газовых, газожидкостных потоков от дисперсных частиц за счет гравитационного, диффузионного и миграционного осадений. Производительность этих аппаратов, работающих в противоточном режиме, наиболее эффективна и имеет максимальную производительность при режимах, близких к захлебыванию. Предсказание наступления режима захлебывания наиболее хорошо проработано для вертикальных каналов, тогда как для наклонных каналов, особенно если используются полки в виде тонких каналов прямоугольного сечения, расчетных зависимостей нет или они представлены для частных случаев [246, 259].

Для изучения работы полочных аппаратов проведено экспериментальное исследование гидродинамики двухфазного потока в прямоугольном наклонном канале в системе газ – жидкость на опытной установке. Схема установки приведена на рис. 17.15. В качестве рабочей области использовался плоский канал размером 5×45×1400 мм. Длина канала была ограничена, чтобы обеспечить равномерность распределения пленки [203].

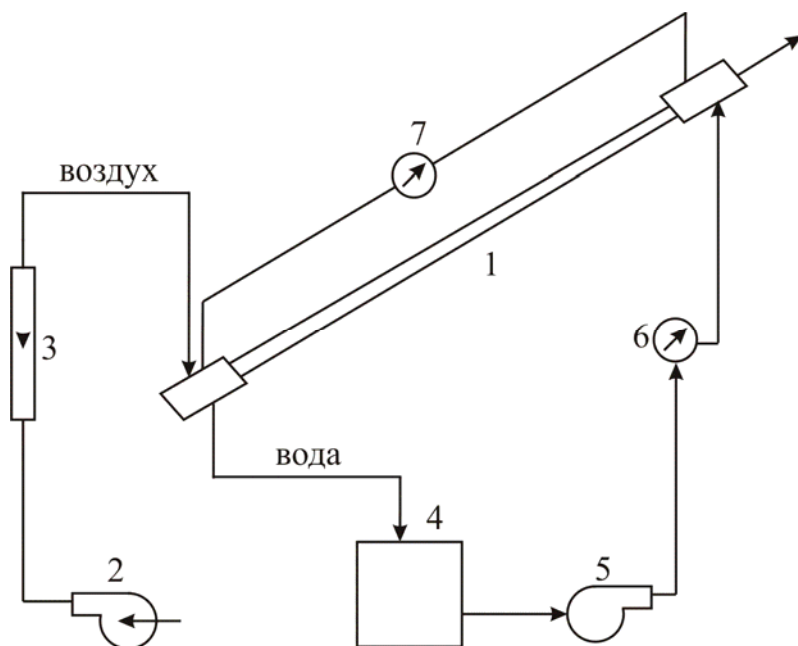


Рис. 17.15. Схема опытной установки: 1 – ячейка (плоский канал); 2 – воздуходувка; 3 – ротаметр; 4 – емкость для воды; 5 – насос; 6 – расходомер; 7 – дифманометр

Материал ячейки – стекло, узлы ввода и вывода – нержавеющая сталь. Опыты проводились в системе вода – воздух. Вода для опытов была предварительно дистиллирована. Опыты проводились при  $T=21\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Угол наклона канала мог изменяться от вертикали до горизонтали ( $0^{\circ}$ – $90^{\circ}$ ).

Измерение проводилось при постоянном расходе воды и дискретном изменении расхода газа вплоть до захлебывания. Захлебыванием считалось резкое увеличение давления в дифманометре 60 Па и выше, что соответствовало переходу течения газа в пробковый режим. При положении полки, близком к вертикальному, делалась выдержка около одной минуты с целью отличить наступление режима захлебывания от случайных волн, временно перекрывающих канал. В последнем случае течение жидкости самопроизвольно стабилизировалось после выброса части жидкости за пределы канала. В качестве значения точки захлебывания принималось последнее измерение при устойчивом противотоке фаз.

На рис. 8 приложения для удобства отображения канал показан горизонтальным, при этом вода движется справа налево, а воздух – слева направо. Вода течет тонкой пленкой по нижней плоскости канала и отображается желтым цветом. Газ движется над пленкой жидкости противотоком к ней и отображается голубым цветом. Красным и синим цветом показана граница между жидкостью и газом, которую можно трактовать как капли и брызги.

Как видно из рисунков, захлебывание начинается внизу канала с образования волны. В этом месте увеличивается скорость движения газовой фазы, при этом возрастает сила динамического воздействия на пленку жидкости, что вызывает дополнительное накапливание жидкости и

увеличение высоты волны (первые три рисунка), которая становится сопоставимой с высотой канала. Затем происходит срыв пленки потоком газа и практически вся жидкость выносится за пределы канала (остальные рисунки). При этом весь процесс сопровождается интенсивным образованием капель и брызг.

Данные, полученные в результате проведенных опытов, были сведены в карты течения в координатах, предложенных Бейкером, Уоллисом, а также аппроксимированы в соответствии с формулой, приведенной Бэйном и Хоугеном [203].

При аппроксимации были использованы наиболее достоверные данные по 200 точкам в экспериментах, проведенным для углов наклона от горизонтали:  $10^\circ$ ,  $15^\circ$ ,  $30^\circ$ ,  $45^\circ$ ,  $60^\circ$ ,  $70^\circ$ ,  $75^\circ$ ,  $90^\circ$ , для расходов жидкости в диапазоне 3 – 43 мл/с. Анализ полученных данных и сопоставление их со сходными данными других авторов, полученных на экспериментах с трубами, позволил выявить наличие общих качественных взаимосвязей между значениями данных. Анализ имеющихся способов обработки данных в подобных экспериментах показал, что наиболее удобными методами аппроксимации является использование корреляции, приведенной Бэйном и Хоугеном [203], или Уоллиса [246].

Корреляция Бэйна и Хоугена в нашем случае имеет вид

$$\lg \left( \frac{V_{\Gamma}^2}{g \sin(\alpha) d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\Gamma} (\mu_{\text{ж}} 10^3)^{0,16}}{\rho_{\text{ж}}} \right) = B - A \left[ \frac{Q_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}}{S \rho_{\Gamma} V_{\Gamma}} \right]^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (17.2.1)$$

а корреляция Уоллиса дается формулами

$$\sqrt{V_{\Gamma}^*} + D \sqrt{V_{\text{ж}}^*} = C,$$

$$V_{\Gamma}^* = \frac{V_{\Gamma} \rho_{\Gamma}^{0,5}}{(g \sin(\alpha) d_{\text{э}} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}))^{0,5}}, \quad (17.2.2)$$

$$V_{\text{ж}}^* = \frac{V_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}^{0,5}}{(g \sin(\alpha) d_{\text{э}} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}))^{0,5}}.$$

Здесь  $V_{\Gamma}$  – средняя приведенная скорость газа при захлебывании;  $V_{\text{ж}}$  – средняя приведенная скорость;  $Q_{\text{ж}}$  – объемный расход жидкости в пленке;  $\rho_{\Gamma}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  – плотности газа и жидкости;  $\mu_{\text{ж}}$  – вязкость жидкости;  $d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр;  $S$  – площадь сечения полки.

В этих формулах нами был введен учет угла наклона полки от горизонтали  $\alpha$ , чего нет в исходных корреляциях. Коэффициенты  $A, B, C, D$  – подгоночные и находятся методом наименьших квадратов при использовании всех экспериментальных точек.

Результаты аппроксимации по формуле Бэйна и Хоугена даны на рис. 17.16, где

$$Y = \lg \left( \frac{V_{\Gamma}^2}{g \sin(\alpha) d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\Gamma} (\mu_{\text{ж}} 10^3)^{0,16}}{\rho_{\text{ж}}} \right), \quad X = \left[ \frac{Q_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}}{S \rho_{\Gamma} V_{\Gamma}} \right]^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}. \quad (17.2.3)$$

Средняя относительная погрешность аппроксимации равна 9,3 %, при этом  $A=0,751$ ,  $B=0,201$ .

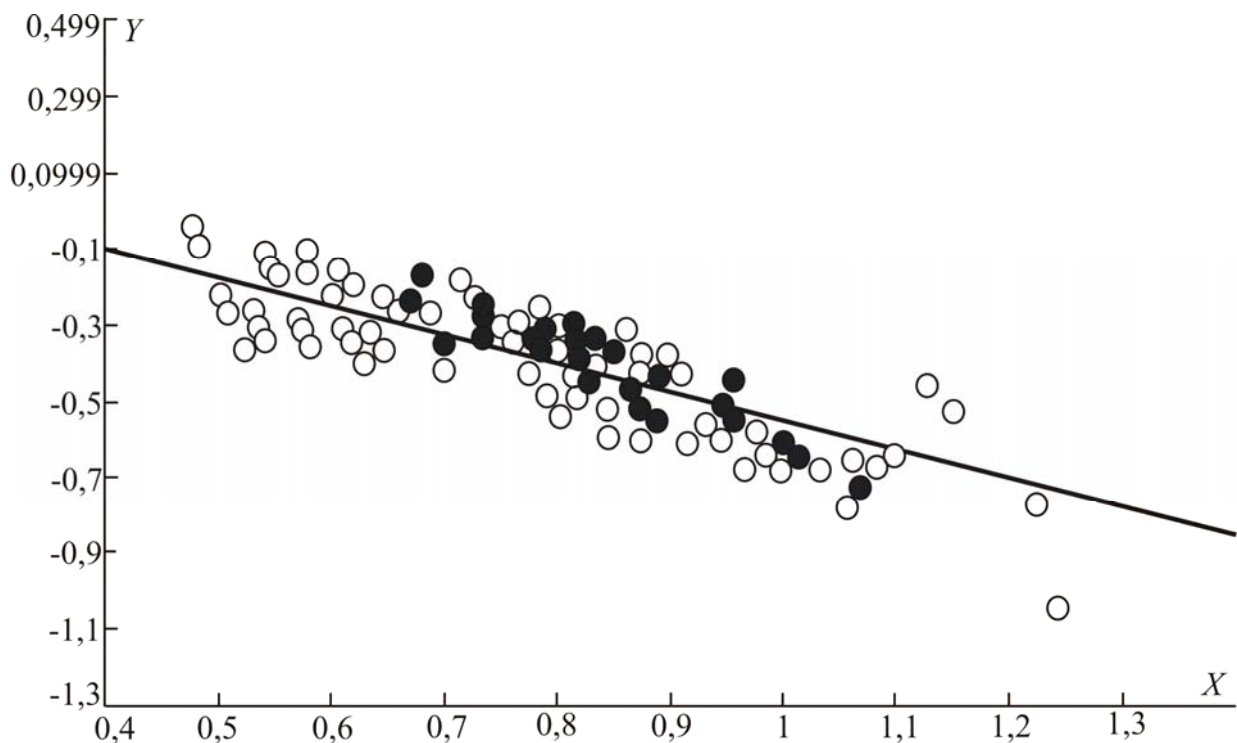


Рис. 17.16. Результаты аппроксимации по формуле Бэйна и Хоугена

Результаты аппроксимации по Уоллису даны на рис. 17.17, где  $Y = \sqrt{V_{\Gamma}^*}$ ,  $X = \sqrt{V_{\text{ж}}^*}$ . Средняя относительная погрешность аппроксимации равна 10,1 %, при этом  $C=0,982$ ;  $D=0,371$ .

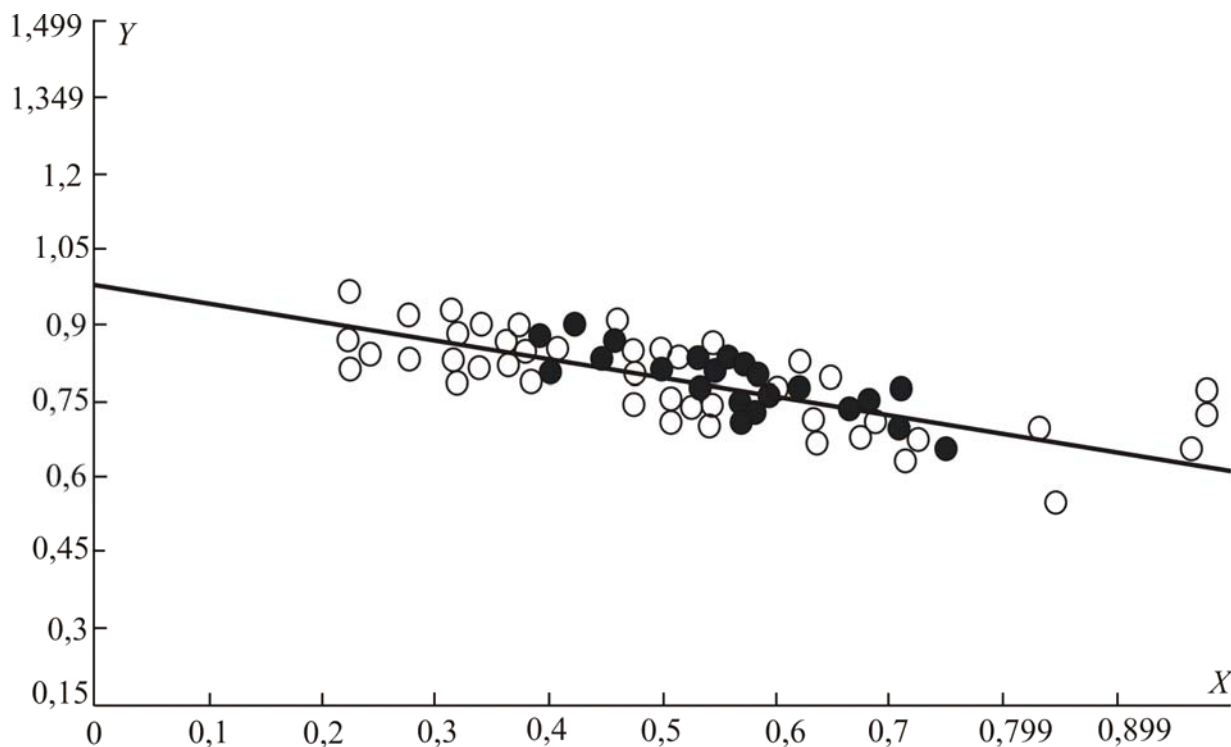


Рис. 17.17. Результаты аппроксимации по Уоллису

На рис. 17.18 – 17.22 показаны экспериментальные точки для разных углов наклона полки от горизонтали и результаты аппроксимации этих данных в разных координатах. Здесь  $V_3$  – приведенная скорость газа при захлебывании (м/с); Расх.ж – объемный расход жидкости в пленке (мл/с). Кривая 1 показывает аппроксимацию по формуле приведенной Бэйном и Хоугеном, 2 – по Уоллису.

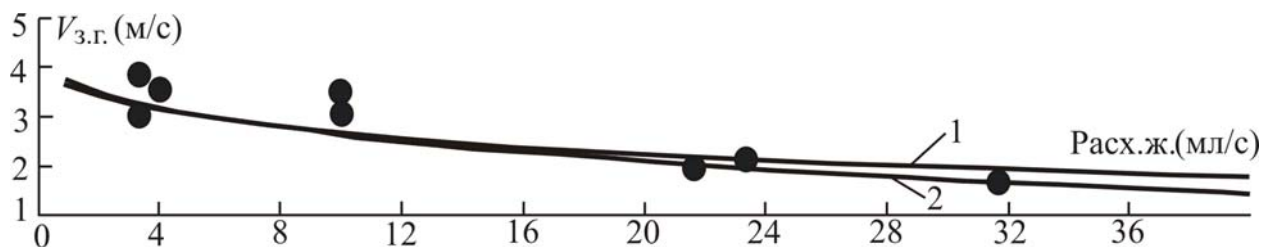


Рис. 17.18. Результат аппроксимации для угла наклона  $15^\circ$

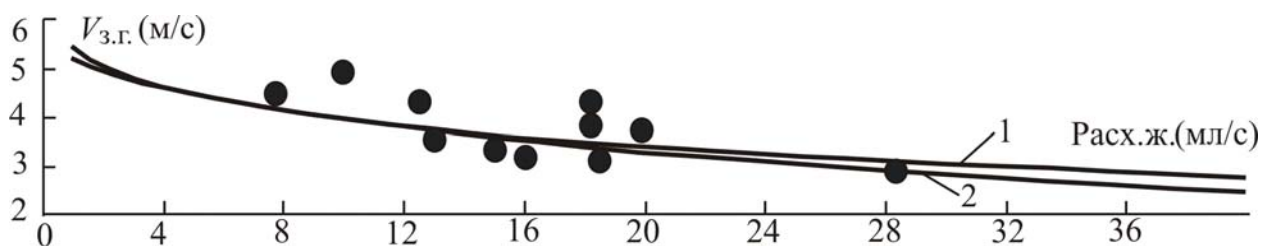


Рис. 17.19. Результат аппроксимации для угла наклона  $30^\circ$

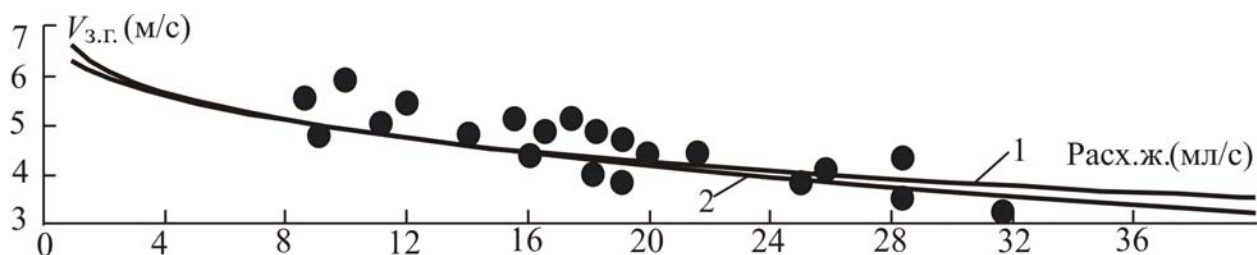


Рис. 17.20. Результат аппроксимации для угла наклона  $45^\circ$

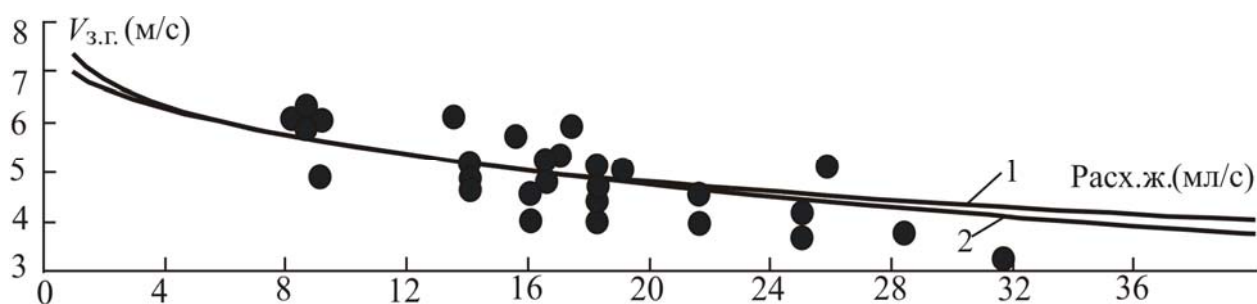


Рис. 17.21. Результат аппроксимации для угла наклона  $60^\circ$

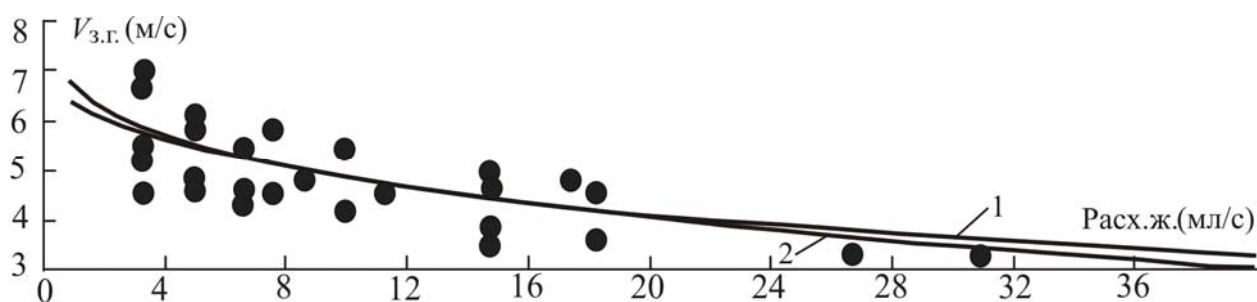


Рис. 17.22. Результат аппроксимации для угла наклона  $75^\circ$

Карта течения двухфазного потока (по Бейкеру) для каждого угла в диапазоне  $15^\circ - 85^\circ$  приведена на рис. 17.23. Карта в координатах  $X-Y$ , где  $X=Q_L\lambda_L\psi_L/Q_G$ ;  $Y=Q_G/\lambda$ .

$$\lambda = \left[ \left( \frac{\rho_G}{\rho_A} \right) \left( \frac{\rho_L}{\rho_W} \right) \right]^{0,5} ;$$

$$\psi = \frac{\sigma_W}{\sigma} \left[ \left( \frac{\mu_L}{\mu_W} \right) \left( \frac{\rho_W}{\rho_L} \right)^2 \right]^{1/3} .$$

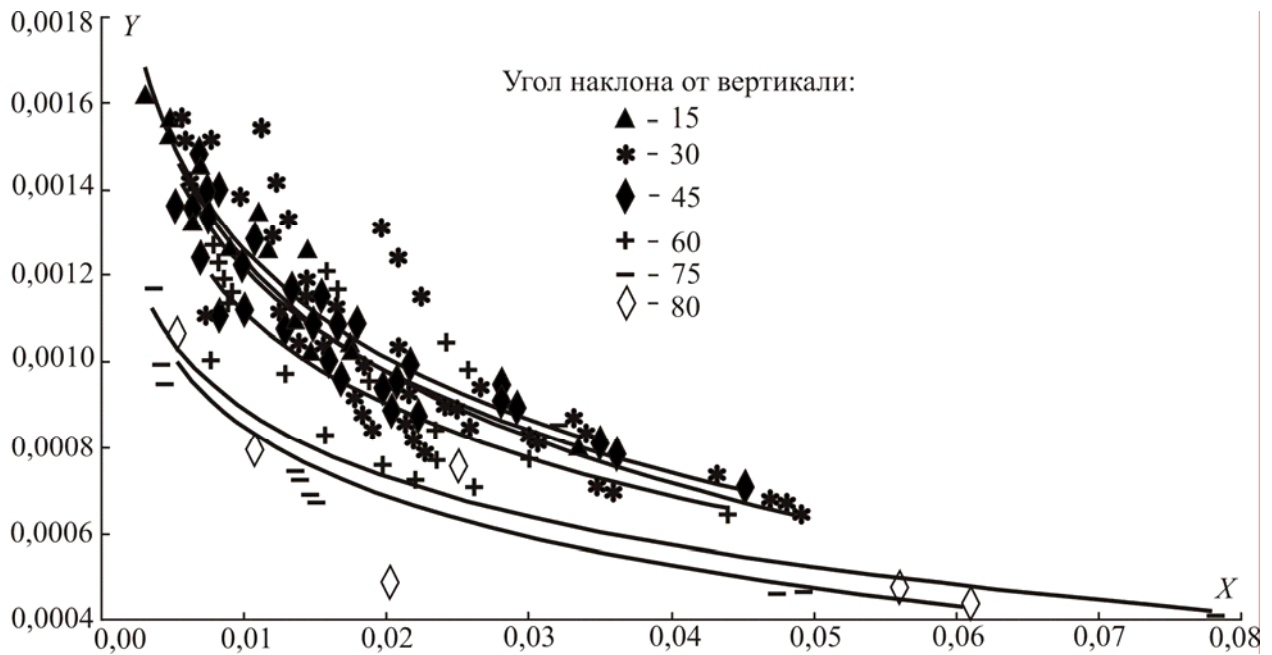


Рис. 17.23. Карта течения по Бейкеру в зависимости от угла наклона полки

На рис. 17.24 приведена карта течения двухфазного потока в координатах  $X - Y$  (17.2.2) (по Уоллису).



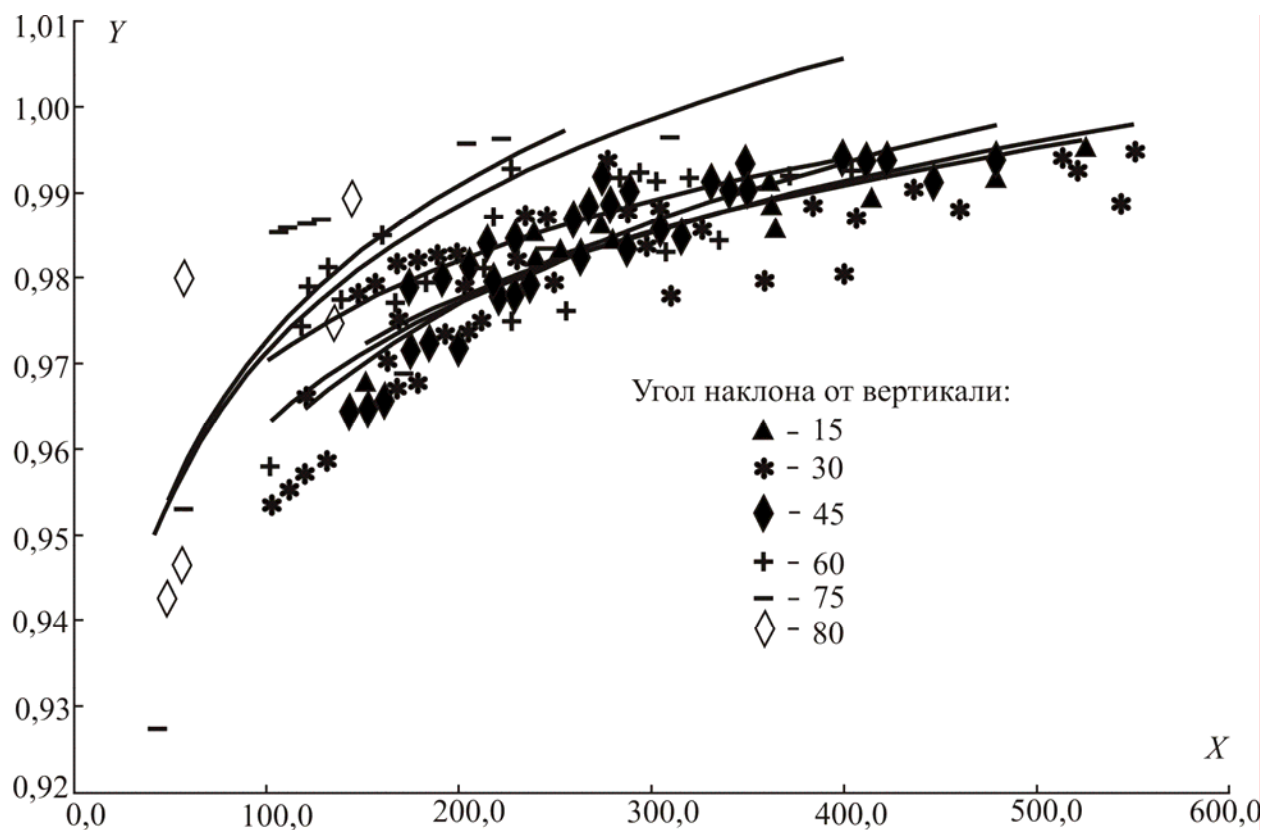


Рис. 17.24. Карта течения по Уоллису в зависимости от угла наклона полки

Карта течения двухфазного потока в координатах  $X - Y$  (17.2.3) для каждого угла в диапазоне  $15^\circ - 85^\circ$  приведена на рис. 17.25.

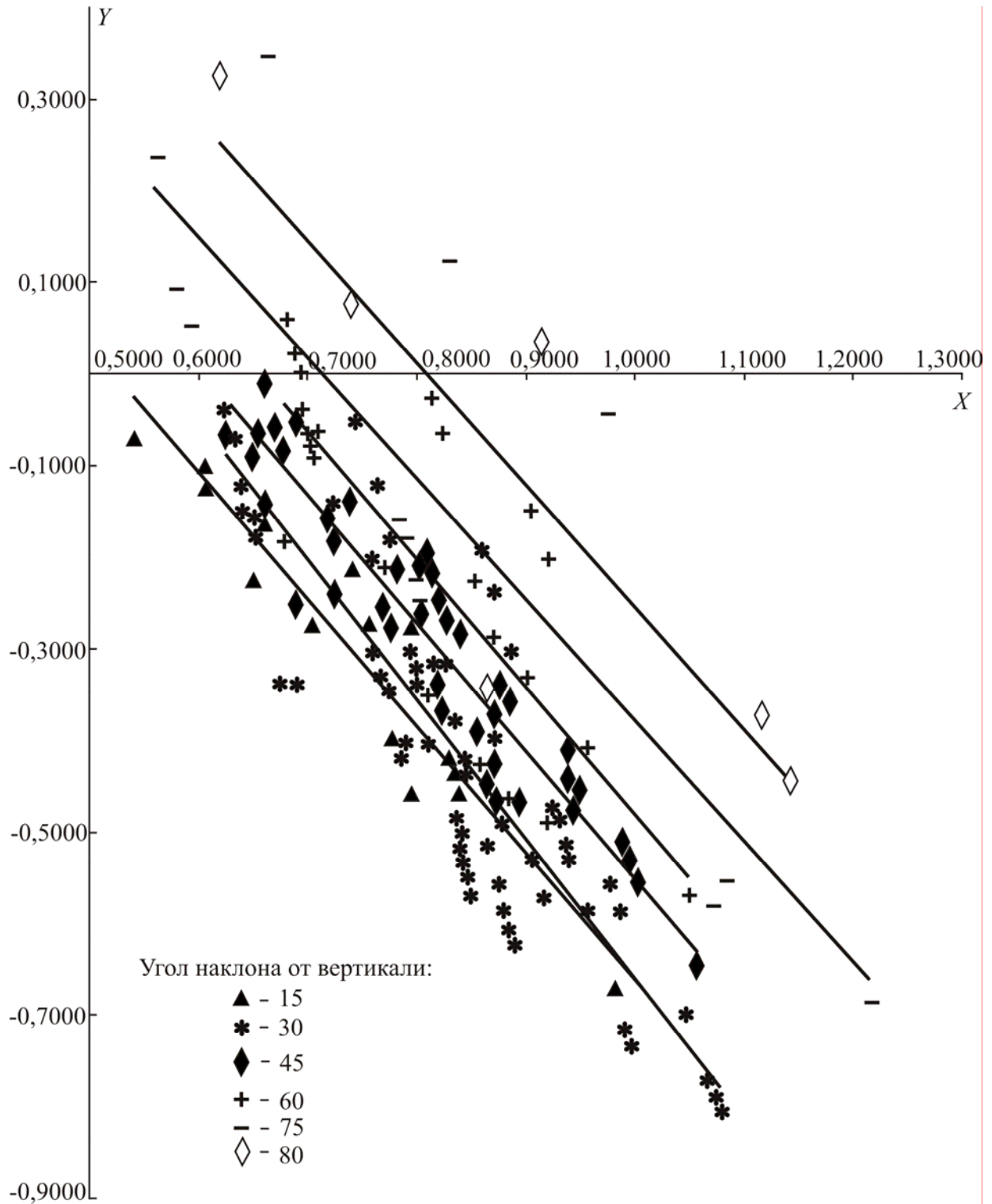


Рис. 17.25. Карта течения в координатах  $X - Y$  (17.2.3) в зависимости от угла наклона полки

В результате обобщения коэффициентов  $A$  в (17.2.1) прямой линией получаем  $A = -1,38673$ . Коэффициент  $B$  имеет зависимость от угла наклона полки от вертикали. Эта зависимость показана на рис. 17.26.

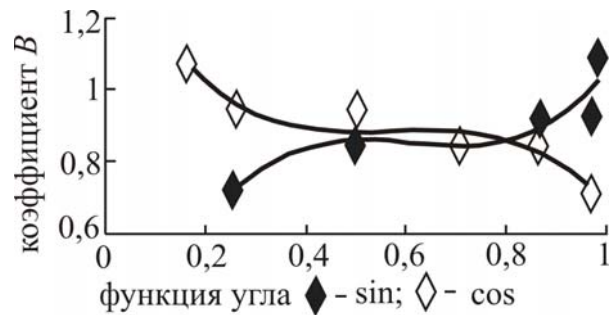


Рис. 17.26. Зависимость коэффициента  $B$  от угла наклона полки от вертикали

Наиболее близко эта зависимость описывается кубической кривой вида:

для функции косинуса

$$y = -2,8445x^3 + 4,9601x^2 - 2,8494x + 1,4199, \quad (17.2.4)$$

для функции синуса

$$y = 4,0153x^3 + 7,2953x^2 + 4,3099x + 0,0239. \quad (17.2.5)$$

Определение момента захлебывания для противотока газ – жидкость в плоскопараллельных каналах лучше всего может быть описано с применением известной формулы Бэйн и Хоугена, в которой воздействие силы тяжести скорректировано с учетом угла наклона. Расхождение результатов расчета по этой формуле с осредненными экспериментальными данными не превышает погрешности эксперимента.

### 17.3. Результаты аппроксимации экспериментальных данных в наклонной полке до захлебывания

При аппроксимации были использованы данные по 200 точкам в экспериментах, проведенным для углов наклона от горизонтали:  $15^\circ$ ,  $30^\circ$ ,  $45^\circ$ ,  $60^\circ$ ,  $75^\circ$ , для расходов жидкости в диапазоне  $0,003 - 0,035$  л/с. Анализ полученных данных и сопоставление их с данными других авторов, полученных на экспериментах с трубами, позволил выявить наличие общих качественных взаимосвязей между значениями данных. Анализ имеющихся способов обработки данных в подобных зависимостях показал, что наиболее

распространенными методами аппроксимации является использование корреляции Бэйна и Хоугена для двухфазных вертикальных течений в различных устройствах.

Корреляция Бэйна и Хоугена в общепринятом виде описывается формулой

$$\lg \left( \frac{V_{\Gamma}^2 \rho_{\Gamma} (\mu_{\text{ж}} 10^3)^{0,16}}{g d_{\text{э}} \rho_{\text{ж}}} \right) = B - A \left[ \frac{Q_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}}{S \rho_{\Gamma} V_{\Gamma}} \right]^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (17.3.1)$$

где  $V_{\Gamma}$  – средняя приведенная скорость газа при захлебывании;  $V_{\text{ж}}$  – средняя приведенная скорость;  $Q_{\text{ж}}$  – объемный расход жидкости в пленке;  $\rho_{\Gamma}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  – плотности газа и жидкости;  $g$  – ускорение свободного падения;  $\mu_{\text{ж}}$  – вязкость жидкости;  $d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр;  $S$  – площадь сечения полки. Подгоночные коэффициенты  $A$ ,  $B$  находятся методом наименьших квадратов при использовании всех экспериментальных точек.

В формуле (17.3.1) не учитываются перепад давления и угол наклона полки, которые измеряются в наших экспериментах. Поэтому нами была модифицирована формула (17.3.1), которая учитывает действие силы тяжести и перепада давления на элементарный объем среды, в следующем виде:

$$\lg \left( \frac{V_{\Gamma}^2 \rho_{\Gamma}^2 (\mu_{\text{ж}} 10^3)^{0,16}}{(dP/dx - C \rho_{\Gamma} g \sin(\alpha)) d_{\text{э}} \rho_{\text{ж}}} \right) =$$

$$= B - A \left[ \frac{Q_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}}{S \rho_{\Gamma} V_{\Gamma}} \right]^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}. \quad (17.3.2)$$

В этом выражении  $\alpha$  – угол наклона полки от горизонтали;  $dP/dx$  – градиент давления вдоль полки;  $C$  – третий подгоночный коэффициент, учитывающий действие силы тяжести среды с учетом влияние сил трения.

На рис. 17.27 экспериментальные результаты представлены в системе координат  $Y$ ,  $X$ , которые определяются соотношениями

$$Y = \lg \left( \frac{V_{\Gamma}^2}{(dP/dx - C\rho_{\Gamma}g \sin(\alpha))d_3} \frac{\rho_{\Gamma}^2 (\mu_{\text{ж}} 10^3)^{0,16}}{\rho_{\Gamma}} \right), \quad (17.3.3)$$

$$X = \left[ \frac{Q_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}}{S \rho_{\Gamma} V_{\Gamma}} \right]^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}.$$

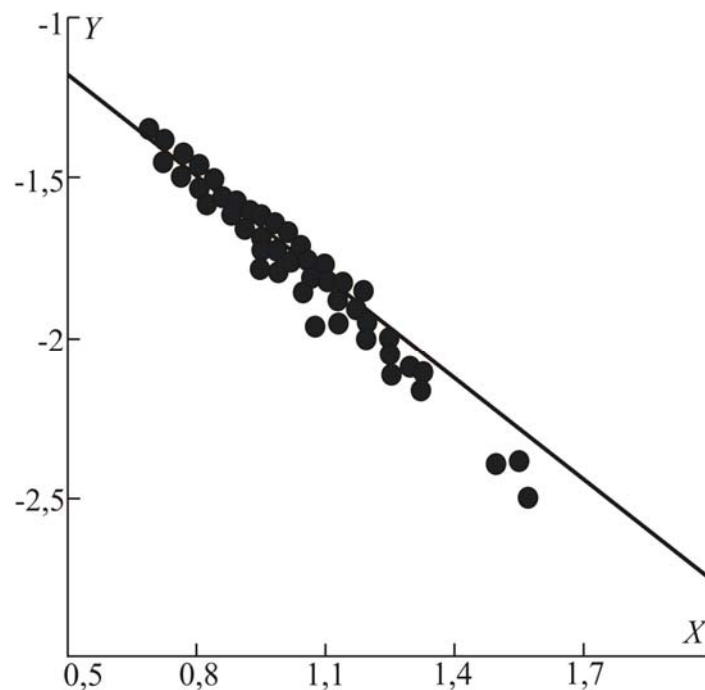


Рис. 17.27. Результаты обработки экспериментальных перепадов давления согласно формуле (17.3.3)

Из рис. 17.27 видно, что линейная связь между безразмерными комплексами  $Y$ ,  $X$  соблюдается. Обработка имеющихся данных методом наименьших квадратов позволила аппроксимировать их соотношением (17.3.2) для всех расходов жидкости и всех углов со средней относительной погрешностью 17,5 %, при этом были определены подгоночные коэффициенты:  $A=1,1$ ;  $B=-0,65$ ;  $C=0,41$ .

Исходя из предложенной формулы (17.3.3), можно получить выражение для перепада давления на концах полки (длиной  $L$ ) в следующем виде:

$$\Delta p = L \left( C \rho_{\Gamma} g \sin(\alpha) + V_{\Gamma}^2 \frac{\rho_{\Gamma}^2 (\mu_{\text{ж}} 10^3)^{0,16}}{d_{\text{э}} \rho_{\text{ж}}} 10^{-(B-AX^n)} \right). \quad (17.3.4)$$

На рис. 17.28 представлены результаты аппроксимации, где сравниваются экспериментальные данные по перепаду давления, и результаты расчетов по формуле (17.3.4) при одинаковых параметрах течения, как видно, наблюдается хорошее согласие в рамках полученной точности аппроксимации.

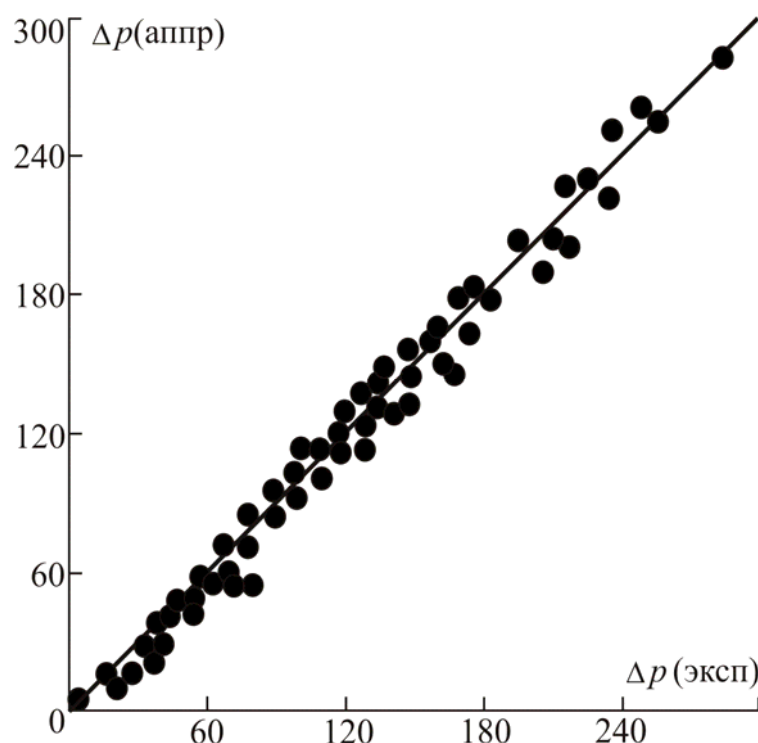


Рис. 17.28. Результаты сравнения данных по формуле (17.3.4) при  $n = 1,5$  с экспериментальными

На рис. 17.29 представлены экспериментальные данные о зависимостях перепадов давления от скорости газа при разных углах наклона полки и разных расходах жидкости (мл/с), а также результаты аппроксимации данных согласно формуле (17.3.4). Значения расходов жидкости даны в л/с.

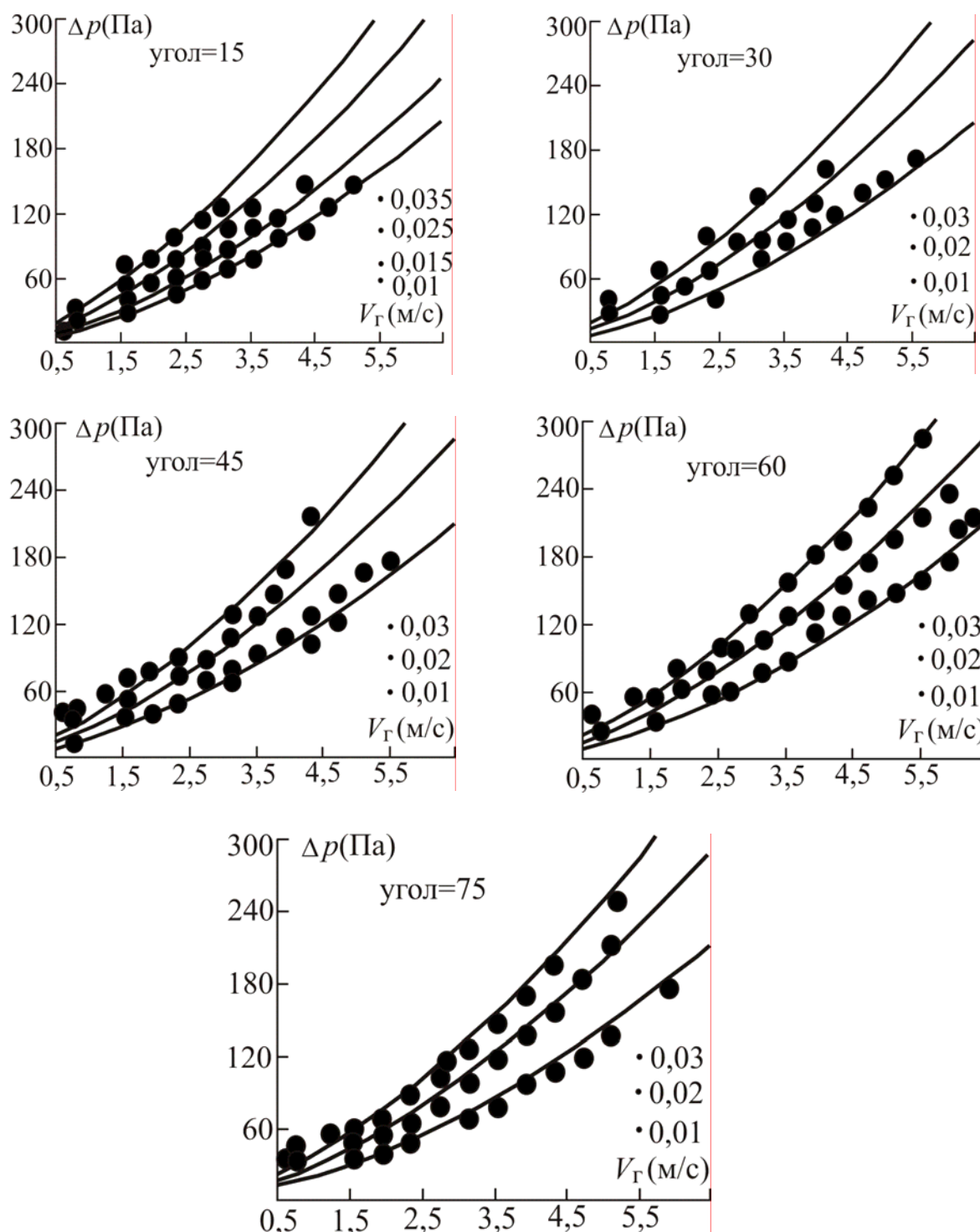


Рис. 17.29. Экспериментальные данные и результаты их аппроксимации формулой (17.3.4)

На основании полученных результатов можно сделать следующие выводы.

Определение момента захлебывания для противотока газ – жидкость в плоскопараллельных каналах может быть описано с применением известной формулы Бэйна и Хоугена, в которой воздействие силы тяжести

скорректировано с учетом угла наклона. Расхождение результатов расчета по этой формуле с осредненными экспериментальными данными не превышает 9,3 %.

Модифицированная формула Бэйна и Хоугена, где учитывается действие силы тяжести и поверхностных сил, позволяет с относительной погрешностью 17,5 % определять потерю напора газа при противоточном течении газ – жидкость в плоскопараллельных каналах до момента захлебывания.

#### **17.4. Моделирование захлебывания в прямоугольном канале**

При проектировании аппаратов для очистки газовых, газо-жидкостных потоков от дисперсных частиц за счет гравитационного, диффузионного и миграционного осадений сегодня в качестве контактных устройств широко используются различные типы регулярных насадок в виде наклонных плоских каналов, где движение газа происходит в противотоке с пленкой жидкости, стекающей вниз. Такое течение всегда ограничено захлебыванием, которое наступает при больших скоростях газа и характеризуется перекрытием жидкостью свободного сечения насадочного слоя, что приводит к значительному увеличению перепада давления и выбросу жидкости в верхнюю часть насадки в виде капель. Отсюда следует важность исследования и описания явлений захлебывания, особенно в наклонных плоских каналах, для которых такие исследования практически не проводились.

Для исследования гидродинамики двухфазного течения газа и пленки жидкости при различных режимах была создана экспериментальная установка в виде прозрачного канала прямоугольного сечения (рис. 17.15).

Исследования проводились на системе вода – воздух. Характерные особенности течения качественно совпадают с результатами течения двухфазных систем в трубах круглого сечения [259]. Эксперименты показывают, что при противоточном движении жидкости и газа в канале также возникает явление захлебывания, при этом средняя скорость газа при захлебывании возрастает с увеличением угла наклона канала относительно горизонта и с уменьшением расхода жидкости.

Объяснение явления захлебывания за счет волнообразования и резкого увеличения амплитуды волн при некоторых значениях скоростей течения двух фаз, по нашим данным, не находит экспериментального подтверждения. Эксперименты показывают, что волны на границе раздела фаз действительно возникают и при приближении к моменту захлебывания их амплитуда



возрастает. Но наблюдаемый рост амплитуды регулярных волн является незначительным (не более 20 % от высоты канала) и не является основной причиной захлебывания. В то же время, кроме регулярного волнового течения, при захлебывании в экспериментах наблюдается образование отдельных нерегулярных волн, которые перекрывают свободное сечение для движения газа, что приводит к возникновению значительного перепада давления между границами этих волн и выбросу их вверх за пределы канала. При дальнейшем незначительном увеличении скорости газа нерегулярные выбросы жидкости переходят в стационарный вынос капель жидкости вверх.

Согласно проведенным экспериментам, момент возникновения захлебывания при противотоке, очевидно, можно связать с моментом подвисания жидкости и началом инверсии скорости пленки. Можно принять, что в этот момент скорость газа и жидкости на границе их контакта будут равны нулю. Проведенные численные эксперименты с помощью программного комплекса Fluent также указывают на близость этой скорости к нулю. Об этом говорится также в работе [261] после подробного анализа различных экспериментальных данных и ряда теоретических моделей. В дальнейшем мы будем использовать данное предположение при построении математической модели режима захлебывания и уноса капель.

При режиме течения с уносом капель часть вводимого и измеряемого объемного расхода жидкости  $q_{ж0}$ , подаваемой сверху, выбрасывается обратно в виде потока капель с объемным расходом  $q_k$ . Вследствие закона сохранения массы жидкости объемный расход жидкости в пленке  $q_ж$  будет равен (с учетом их направленностей  $q_{ж0} > 0$ ,  $q_ж > 0$ ,  $q_k < 0$ )

$$q_{ж0} = q_ж - q_k. \quad (17.4.1)$$

Над пленкой при этом возникает смешанный поток капель и газа, который можно рассматривать как непрерывную двухфазную среду с объемной долей капель  $\varphi_k$ . Массовая плотность  $\rho_d$  и вязкость  $\mu_d$  этого дисперсного газового потока (далее дисперсного потока) могут значительно отличаться от параметров чистого газа, поэтому необходимо использовать для их расчета следующие известные соотношения [170]:

$$\rho_d = \rho_ж \varphi_k + \rho_г (1 - \varphi_k), \quad \mu_d = \frac{\mu_г}{(1 - \varphi_k)^p}, \quad (17.4.2)$$

где  $\mu_{\Gamma}$ ,  $\rho_{\Gamma}$ ,  $\mu_{\text{ж}}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  – вязкости и плотности чистого газа и жидкости;  $p$  – параметр, равный примерно 2,6 для газовзвесей. Объемный расход дисперсного потока  $q_{\text{д}}$  и чистого газа  $q_{\Gamma}$  связаны соотношением

$$q_{\text{д}} = q_{\Gamma} + q_{\text{к}}. \quad (17.4.3)$$

Если обозначить толщину пленки через  $b$ , то для расходов и средних скоростей дисперсного потока, газа и капель можно записать

$$q_{\text{д}} = \widehat{U}_{\text{д}}(H - b)\Delta L, \quad q_{\Gamma} = \widehat{U}_{\Gamma}(1 - \varphi_{\text{к}})(H - b)\Delta L, \quad q_{\text{к}} = \widehat{U}_{\text{к}}\varphi_{\text{к}}(H - b)\Delta L,$$

$$\widehat{U}_{\text{д}} = (1 - \varphi_{\text{к}})\widehat{U}_{\Gamma} + \varphi_{\text{к}}\widehat{U}_{\text{к}}. \quad (17.4.4)$$

Для построения модели используем известные соотношения для описания безволнового пленочного течения. Если  $\beta$  – угол наклона канала относительно горизонта, координата  $x$  направлена вдоль канала вниз в сторону направления увеличения давления, а координата  $y$  направлена перпендикулярно координате  $x$  и показывает расстояние от нижней стенки, то уравнения баланса сил для дисперсного потока и жидкой фазы записываются следующим образом:

$$\rho_{\text{д}}g \sin \beta - \frac{dp}{dx} - \frac{d\tau_{\text{д}}}{dy} = 0, \quad \rho_{\text{ж}}g \sin \beta - \frac{dp}{dx} - \frac{d\tau_{\text{ж}}}{dy} = 0. \quad (17.4.5)$$

Здесь  $\tau_{\text{д}}$ ,  $\tau_{\text{ж}}$  – касательные напряжения трения для дисперсного потока и пленки жидкости;  $p$  – давление;  $g$  – ускорение силы тяжести. Решение этих уравнений дает выражения для напряжений трения в любой точке

$$\tau_{\text{д}}(y) = \left( \rho_{\text{д}}g \sin \beta - \frac{dp}{dx} \right) (y - b) + \tau_b,$$

$$\tau_{\text{ж}}(y) = \left( \rho_{\text{ж}}g \sin \beta - \frac{dp}{dx} \right) (y - b) + \tau_b, \quad (17.4.6)$$

где  $\tau_b$  – напряжение трения на поверхности пленки.

При ламинарном течении жидкости профиль ее скорости  $U_{\text{ж}}(y)$  в пределах пленки описывается уравнениями

$$\tau_{\text{ж}}(y) = \mu_{\text{ж}} \frac{dU_{\text{ж}}}{dy};$$

$$U_{\text{ж}}(y) = \frac{1}{\mu_{\text{ж}}} \left[ \left( \rho_{\text{ж}} g \sin \beta - \frac{dp}{dx} \right) \left( by - \frac{y^2}{2} \right) - \tau_b y \right], \quad (17.4.7)$$

откуда следует, что средний объемный расход жидкости  $q_{\text{ж}}$  равен

$$q_{\text{ж}} = \Delta L \int_0^b U_{\text{ж}}(y) dy = \frac{\Delta L b^2}{\mu_{\text{ж}}} \left[ \left( \rho_{\text{ж}} g \sin \beta - \frac{dp}{dx} \right) \frac{b}{3} - \frac{\tau_b}{2} \right]. \quad (17.4.8)$$

Для получения профиля скорости дисперсного потока при наличии турбулентности используем для простоты двухслойную модель Прандтля, согласно которой в ламинарном слое профиль линейный, а в турбулентном ядре – логарифмический. Если взять толщину ламинарного слоя около верхней поверхности канала как у Прандтля и состыковать скорости дисперсного потока и пленки жидкости на ее поверхности, то можно получить соотношения, связывающие среднюю скорость дисперсного потока со средним расходом жидкости и градиентом давления. Эти соотношения, как показали эксперименты для режимов течения до захлебывания и при  $\varphi_{\text{к}}=0$ , в пределах точности измерений описывают получаемые результаты экспериментов в канале прямоугольного сечения при разных углах наклона и разных градиентах давления.

Если считать, что при захлебывании скорость жидкости и дисперсного потока вблизи поверхности пленки равны нулю, то из условия равенства нулю скоростей на стенках канала следует симметричность профилей скорости как у дисперсного потока, так и у жидкости. Из симметричности профилей скоростей и из уравнений (17.4.6), (17.4.7) следует, что

$$\tau_b = \left( \rho_{\text{ж}} g \sin \beta - \frac{dp}{dx} \right) \frac{b}{2} = -\tau_{\text{д}}(H) = - \left( \rho_{\text{д}} g \sin \beta - \frac{dp}{dx} \right) (H - b) - \tau_b,$$

$$\tau_b = g \sin \beta (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{д}}) \frac{b(H - b)}{2}, \quad (17.4.9)$$

откуда можно получить

$$\frac{dp}{dx} = g \sin \beta \frac{(H-b)\rho_d + b\rho_{ж}}{H} \quad \text{и} \quad b = \frac{H \left( \frac{dp}{dx} - \rho_d g \sin \beta \right)}{g \sin \beta (\rho_{ж} - \rho_d)}. \quad (17.4.10)$$

Из формулы (17.4.8), используя (17.4.9), можно получить выражение для объемного расхода жидкости вблизи точки захлебывания

$$q_{ж} = \frac{\Delta L b^3}{12\mu_{ж}} \left( \rho_{ж} g \sin \beta - \frac{dp}{dx} \right) = \frac{\Delta L b^2}{6\mu_{ж}} \tau_b, \quad (17.4.11)$$

которое совместно с (17.4.10) позволяет рассчитать  $b$  и  $dp/dx$ , если известны параметры среды, угол наклона, объемная доля капель и расход жидкости в пленке. Анализ показывает, что данная система уравнений имеет два физичных решения при

$$\frac{12q_{ж}\mu_{ж}}{\Delta L g \sin \beta (\rho_{ж} - \rho_d) H^3} < \frac{27}{256}, \quad (17.4.12)$$

из которых более близким к результатам экспериментов является решение для меньших градиентов давления.

Для дисперсного потока в данном случае касательное напряжение на верхней стенке  $\tau_0$ , динамическая скорость среды  $U^*$  и толщина ламинарного слоя  $\delta$  будут равны

$$\tau_0 = \tau_d(H) = -\frac{g \sin \beta (\rho_{ж} - \rho_d) b (H-b)}{2H}, \quad U^* = \sqrt{\frac{-\tau_0}{\rho_d}}, \quad \delta = \alpha \frac{\mu_d}{U^* \rho_d}, \quad (17.4.13)$$

где, согласно экспериментам в круглых трубах, коэффициент  $\alpha=11,6$ . Согласно модели Прандтля профиль скорости дисперсной фазы  $U_d$  можно описать соотношениями

$$U_d(y) = -U^* (H-y)C \quad \text{для } y_1 < y \leq H;$$

$$U_d(y) = -U^* (y-b)C \quad \text{для } b < y \leq y_2;$$

$$U_{\text{д}}(y) = -U^* \left( 5,5 + 2,5 \ln((H - y)C) \right) \quad \text{для } y_m < y \leq y_1; \quad (17.4.14)$$

$$U_{\text{д}}(y) = -U^* \left( 5,5 + 2,5 \ln((y - b)C) \right) \quad \text{для } y_2 < y \leq y_m,$$

где  $C = \frac{U^* \rho_{\text{д}}}{\mu_{\text{д}}}$ ,  $y_1 = H - \delta$ ;  $y_2 = b + \delta$ ;  $y_m = (b + H)/2$ .

Объемный расход дисперсного потока и его средняя скорость могут быть рассчитаны по формулам

$$q_{\text{д}} = \Delta L \int_b^H U_{\text{д}}(y) dy, \quad \bar{U}_{\text{д}} = \frac{q_{\text{д}}}{\Delta L(H - b)}. \quad (17.4.15)$$

В приведенных уравнениях остается неопределенной связь между объемным капельным расходом жидкости и ее объемным жидкости. Анализ разных вариантов такой связи показал, что можно использовать простую линейную связь между капельным расходом  $q_{\text{к}}$  и расходом вводимой жидкости  $q_{\text{ж0}}$  следующего вида:

$$q_{\text{к}} = -K q_{\text{ж0}} \frac{\mu_{\Gamma}}{\mu_{\text{д}}}, \quad (17.4.16)$$

где  $K$  – коэффициент пропорциональности, определяющий долю уноса. Тогда, согласно (17.4.1) получим выражение для расхода жидкости в пленке

$$q_{\text{ж}} = q_{\text{ж0}} \left( 1 - K \frac{\mu_{\Gamma}}{\mu_{\text{д}}} \right), \quad (17.4.17)$$

которое необходимо использовать в уравнении (17.4.11).

Для проверки предложенной модели были проведены расчеты для условий, аналогичных экспериментальным. Используя в качестве исходных данных значения угла наклона и объемного расхода жидкости и решая совместно уравнения (17.4.10), (17.4.11) с учетом (17.4.17), были найдены  $b$  и  $dP/dx$ , а с помощью уравнений (17.4.14), (17.4.15) были рассчитаны расход дисперсной среды и ее средняя скорость. В первом приближении можно считать, что средние скорости дисперсного потока, капель и газа над пленкой

одинаковы. Тогда, используя два выражения для расхода капель из (17.4.4) и (17.4.16), можно подобрать величину объемной доли капель, согласующие эти выражения. Такой подбор вследствие сложности уравнений модели приходится делать путем прямого перебора возможных значений объемной доли в диапазоне  $0 \div 1$ . В экспериментах измерялась скорость газа на входе  $U_{г0}$ , которая связана со средней скоростью газа над пленкой соотношением

$$U_{г0} = \hat{U}_г \frac{H - b}{H}. \quad (17.4.18)$$

На рис. 17.30 – 17.32 представлены результаты расчета по предлагаемой модели для нескольких углов положения канала относительно горизонта и сравнение их с экспериментальными данными, которое показало, что при значениях параметров модели  $K = 0,93$ ,  $P = 2,6$  предлагаемая модель для всех случаев описывает эксперимент в пределах его точности, средняя относительная погрешность – 12 %.

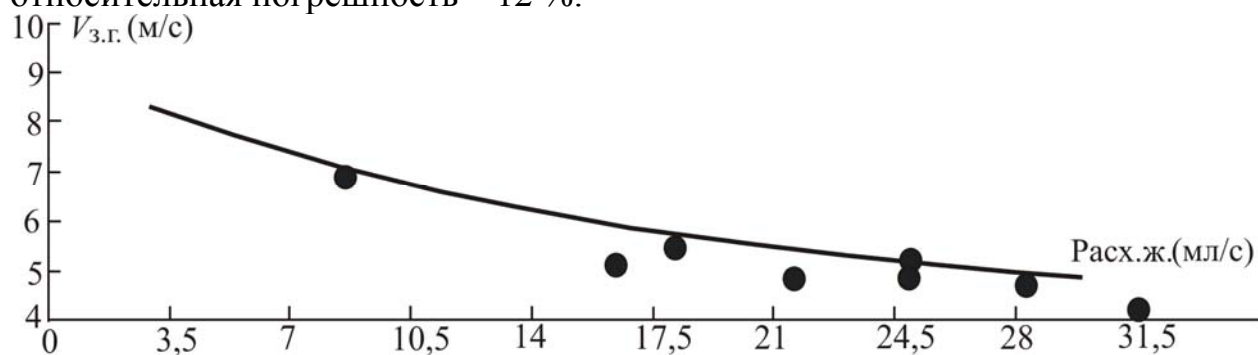


Рис. 17.30. Расчетная кривая и результаты эксперимента по захлебыванию для  $\beta = 60^\circ$

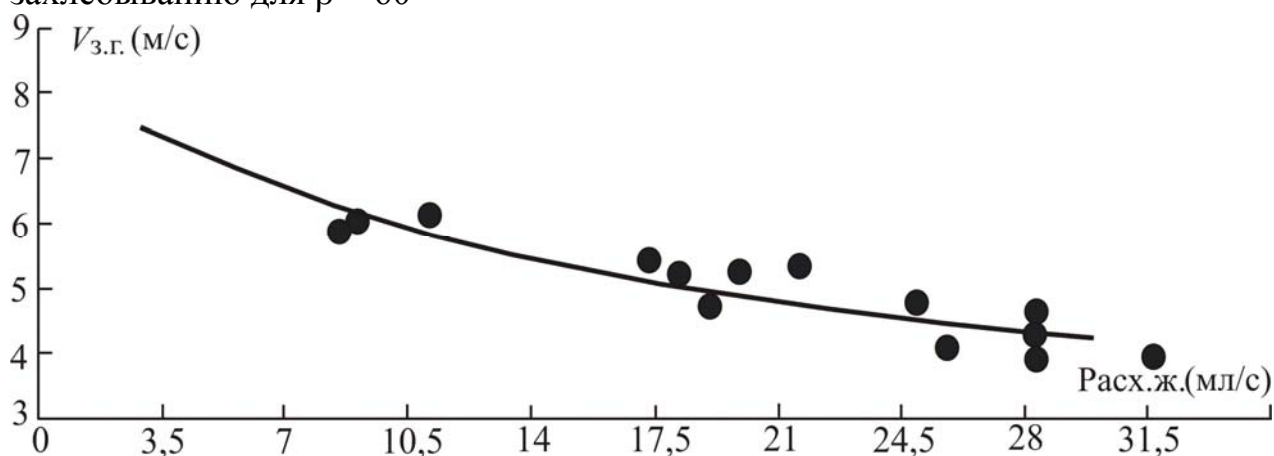


Рис. 17.31. Расчетная кривая и результаты эксперимента по захлебыванию для  $\beta = 45^\circ$

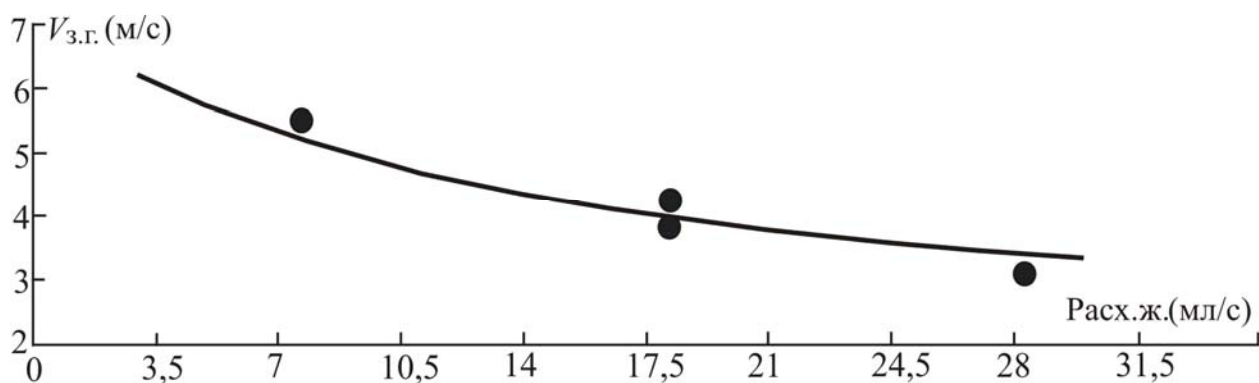


Рис. 17.32. Расчетная кривая и результаты эксперимента по захлебыванию для  $\beta = 30^\circ$

Для проверки адекватности представленной модели было проведено сравнение результатов расчета двухфазного течения жидкости и газа по вертикальным каналам круглого сечения с обобщенными экспериментальными данными, приведенными в работе Живайкина для системы воздух–вода. Анализ результатов показал хорошую сходимость данных для малых степеней орошения при тех же значениях параметров  $K$  и  $P$ .

Представленная модель даже при использовании ряда предположений достаточно адекватно описывает результаты эксперимента в широком диапазоне исходных параметров. Модель базируется на достаточно простых и общих положениях и имеет возможность уточнения.

## ГЛАВА 18

### ЧИСЛЕННОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ В КОЛОННЫХ АППАРАТАХ

#### 18.1. Уравнения для барботажного слоя

На барботажной тарелке в колонном аппарате интенсивность взаимодействия фаз зависит от скорости движения потоков, площади поверхности раздела и определяется как конструкцией контактного устройства, так и режимными параметрами работы аппарата и физическими свойствами смеси.

Для двухфазного потока одной из характеристик является  $\varphi$  – объемная доля дисперсной фазы (газосодержание). Соответственно, объемной долей сплошной фазы (жидкости) является  $(1 - \varphi)$ .

Согласно двухжидкостной модели уравнение движения для сплошной (жидкой) фазы имеет вид:

$$\begin{aligned} \rho_L \frac{\partial [(1-\varphi)\bar{v}_L]}{\partial t} + \rho_L \nabla [(1-\varphi)\bar{v}_L\bar{v}_L] = \\ = -\nabla [(1-\varphi)\tau_L] - (1-\varphi)\nabla p + (1-\varphi)\rho_L\bar{g} + \vec{F}. \end{aligned} \quad (18.1.1)$$

Уравнение неразрывности для сплошной фазы:

$$\rho_L \frac{\partial (1-\varphi)}{\partial t} + \rho_L \nabla [(1-\varphi)\bar{v}_L] = r_v. \quad (18.1.2)$$

Уравнение движения для дисперсной (газовой) фазы:

$$\rho_G \frac{\partial (\varphi\bar{v}_G)}{\partial t} + \rho_G \nabla (\varphi\bar{v}_G\bar{v}_G) = -\nabla (\varphi\tau_G) - \varphi\nabla p + \varphi\rho_G\bar{g} - \vec{F}. \quad (18.1.3)$$

Уравнение неразрывности для дисперсной фазы:

$$\rho_G \frac{\partial \varphi}{\partial t} + \rho_G \nabla (\varphi\bar{v}_G) = -r_v. \quad (18.1.4)$$



Тензор касательных напряжений в жидкой фазе  $\tau_L$ :

$$\tau_L = -\mu_{\text{эфф},L} \left[ \nabla \bar{v}_L + (\nabla \bar{v}_L)^T - \frac{2}{3} I (\nabla \bar{v}_L) \right], \quad (18.1.5)$$

где эффективная вязкость

$$\mu_{\text{эфф},L} = \mu_L + \mu_{T,L} + \mu_{BI,L}. \quad (18.1.6)$$

Для расчета составляющей коэффициента турбулентной вязкости, учитывающей турбулизацию слоя при движении пузырей, Markatos предлагается уравнение

$$\mu_{BI,L} = C_{\mu,BI} \rho_L \varphi d_B |\bar{v}_G - \bar{v}_L|. \quad (18.1.7)$$

Тензор касательных напряжений в газовой фазе  $\tau_G$ :

$$\tau_G = -\mu_{\text{эфф},G} \left[ \nabla \bar{v}_G + (\nabla \bar{v}_G)^T - \frac{2}{3} I (\nabla \bar{v}_G) \right]. \quad (18.1.8)$$

Эффективная вязкость газовой фазы связана с эффективной вязкостью жидкой фазы соотношением

$$\mu_{\text{эфф},G} = \frac{\rho_G}{\rho_L} \mu_{\text{эфф},L}. \quad (18.1.9)$$

В общем случае сила межфазового взаимодействия фаз  $\vec{F}$  включает силы сопротивления, подъемную, виртуальной массы и другие. В работе Denn и др. сравнение результатов эксперимента с численными расчетами силы  $\vec{F}$ , проведенное по различным методикам, показало, что в зоне барботажа преобладающей является сила межфазного взаимодействия фаз  $\vec{F}$ , определяемая силой сопротивления:

$$F_i = -\frac{3}{4} \varphi (1 - \varphi) \rho_L \frac{C_D}{d_B} |\bar{v}_G - \bar{v}_L| (v_{G,i} - v_{L,i}). \quad (18.1.10)$$

Для  $k$ -фазы закон сохранения массы компонента в соответствии с двухжидкостной моделью записывается в следующем виде:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k \varphi_k C_k) + \nabla \left( \rho_k \varphi_k \vec{v}_k C_k \right) = \nabla (\rho_k \varphi_k \Gamma_k \nabla C_k) + \varphi_k R_k + r_{C,k}. \quad (18.1.11)$$

Уравнение переноса тепла для  $k$ -фазы имеет вид

$$\frac{\partial (\rho_k \varphi_k H_k)}{\partial t} + \nabla (\rho_k \varphi_k H_k \vec{v}_k) = \quad (18.1.12)$$

$$-\nabla \varphi_k (q_k + q_k^t) + \varphi_k \frac{DP_k}{Dt} + H_{k,s} r_V + \Phi_k + r_{T,k} + r_{T,k,\text{хим.}}$$

Известно, что при увеличении диаметра колонны неравномерность распределения фаз становится значительной, что приводит к снижению эффективности процесса. Распределение потоков на тарелке может считаться равномерным при длине пути жидкости до 1,5 м [207]. При допущении о равномерном распределении дисперсной фазы в двухфазном потоке на тарелке имеем  $\varphi = \text{const}$  по пространственным координатам.

Проанализировав особенности взаимодействия фаз на тарелке, можно сократить математическое описание процессов переноса в двухфазном потоке. Уравнения переноса импульса записываются для сплошной (жидкой) фазы, а влияние дисперсной фазы учитывается источниками членами и коэффициентами турбулентного обмена [76, 130].

В качестве примера рассмотрим форму записи уравнений турбулентного движения жидкой фазы (18.1.1) для тарелок с направленным вводом газа в жидкость. Направленный ввод газа или пара улучшает транспорт жидкости на контактном устройстве и используется для повышения производительности колонн. Газовая струя вводится в слой жидкости в направлении сливного порога под углом  $\theta$  относительно плоскости тарелки. Уравнения турбулентного движения (18.1.1) с источником импульса для этого случая запишутся в следующей форме:

$$u \frac{\partial u}{\partial \xi} + v \frac{\partial u}{\partial r} + w \frac{\partial u}{\partial z} = -\frac{I}{\rho_{\text{ж}}} \frac{\partial p}{\partial \xi} + \frac{\partial}{\partial \xi} \left[ (v + v_T) \frac{\partial u}{\partial \xi} \right] +$$

(18.1.13)

$$+ \frac{\partial}{\partial r} \left[ (v + v_T) \frac{\partial u}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[ (v + v_T) \frac{\partial u}{\partial z} \right] + r_p \cos \theta,$$

$$u \frac{\partial v}{\partial \xi} + v \frac{\partial v}{\partial r} + w \frac{\partial v}{\partial z} = -\frac{I}{\rho_{\text{ж}}} \frac{\partial p}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial \xi} \left[ (v + v_T) \frac{\partial v}{\partial \xi} \right] +$$

(18.1.14)

$$+ \frac{\partial}{\partial r} \left[ (v + v_T) \frac{\partial v}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[ (v + v_T) \frac{\partial v}{\partial z} \right],$$

$$u \frac{\partial w}{\partial \xi} + v \frac{\partial w}{\partial r} + w \frac{\partial w}{\partial z} = -\frac{I}{\rho_{\text{ж}}} \frac{\partial p}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial \xi} \left[ (v + v_T) \frac{\partial w}{\partial \xi} \right] +$$

(18.1.15)

$$+ \frac{\partial}{\partial r} \left[ (v + v_T) \frac{\partial w}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[ (v + v_T) \frac{\partial w}{\partial z} \right] + r_p \sin \theta,$$

где  $\xi$ ,  $r$ ,  $z$  – продольная, поперечная и вертикальная координаты двухфазного слоя на тарелке.

Взаимодействие фаз в уравнениях (18.1.13) – (18.1.15) учитывается источником членом  $r_p$ , который характеризует силу гидродинамического взаимодействия  $\Delta J$ , передаваемую через межфазную поверхность, отнесенную к объему жидкости  $V_{\text{ж}}$  на тарелке или к объему жидкости в локальной области (ячейке):

$$\vec{r}_p = \frac{\Delta J}{\rho_{\text{ж}} V_{\text{ж}}}. \quad (18.1.16)$$

Силу гидродинамического взаимодействия фаз (интенсивность обменом импульсом) представим в виде суммы

$$\Delta J = P_{y-x} + \bar{V}_{y-x} \Delta jA, \quad (18.1.17)$$

где  $P_{y-x}$  – межфазная сила, обусловленная силами трения и давления. Так, например, если сила трения значительно превышает силу давления, то значение  $P_{y-x}$  можно записать, используя коэффициент переноса импульса  $\gamma$ , средний градиент скорости  $\Delta \bar{U}$  или среднее касательное напряжение

$$P_{y-x} = \rho_{\text{ж}} \gamma_{\text{ж}} \Delta \bar{U} A = \tau_{y-x} A, \quad (18.1.18)$$

Второе слагаемое  $\bar{v}_{y-x} \Delta j A$  в предыдущем выражении характеризует обмен импульсом за счет фазовых превращений, где  $\bar{v}_{y-x}$  – скорость движения межфазной поверхности. Как известно, для вязких сред в стационарном режиме  $\bar{v}_{y-x} = \bar{U}_{\text{гр}} = \bar{W}_{\text{гр}}$ . Тогда имеем

$$\Delta J = A(\bar{v}_{y-x} + \bar{U}_{\text{гр}} \Delta j),$$

где для эквимольного переноса  $\Delta j = 0$ .

Привести выражение для силы межфазного взаимодействия в общем случае не представляется возможным, так как она зависит в каждом конкретном случае от способа взаимодействия фаз, обусловленного конструкцией контактного устройства и режимом работы массообменного аппарата.

### *Двумерная модель процессов переноса*

Одной из особенностей пенного режима работы барботажной тарелки является развитая турбулентность в жидкой фазе. Как показывают известные экспериментальные исследования, в этом режиме происходит практически полное перемешивание по высоте барботажного слоя в ядре жидкой фазы, поэтому справедливы следующие допущения в уравнениях (18.1.13) – (18.1.15):

$$\frac{\partial u_L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial v_L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial w_L}{\partial z} = 0.$$

Процессы переноса в двухфазном потоке на контактном устройстве при установившемся режиме работы колонны являются практически стационарными. Движение газа в слое жидкости на тарелке происходит преимущественно в вертикальном направлении. Так как в двухфазном потоке

скорость газовой фазы намного больше скорости сплошной фазы:  $\bar{v}_G \gg \bar{v}_L$ , то составляющие силы межфазового взаимодействия  $\vec{F}$  в проекции на плоскость тарелки можно принять равными нулю:

$$F_x \approx 0; F_y \approx 0.$$

В двухфазном потоке распределение дисперсной фазы в сплошной фазе принимается равномерным, т. е.  $\varphi = \text{const}$ .

Система уравнений переноса импульса (18.1.13) – (18.1.15) в жидкой фазе с учетом принятых допущений преобразуется к виду [134]

$$u_L \frac{\partial u_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial u_L}{\partial y} = -\frac{1}{\rho_L} \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x} \left[ \mu_{\text{эфф.}L} \frac{\partial u_L}{\partial x} \right] +$$

(18.1.19)

$$+ \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial y} \left[ \mu_{\text{эфф.}L} \frac{\partial u_L}{\partial y} \right],$$

$$u_L \frac{\partial v_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial v_L}{\partial y} = -\frac{1}{\rho_L} \frac{\partial p}{\partial y} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x} \left[ \mu_{\text{эфф.}L} \frac{\partial v_L}{\partial x} \right] +$$

(18.1.20)

$$+ \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial y} \left[ \mu_{\text{эфф.}L} \frac{\partial v_L}{\partial y} \right],$$

$$\frac{\partial u_L}{\partial x} + \frac{\partial v_L}{\partial y} = \frac{r_v}{\rho_L (1 - \varphi)},$$

(18.1.21)

Для системы уравнений (18.1.17) – (18.1.21) устанавливаются следующие граничные условия (рис. 18.1) (симметричная модель):

- |             |   |                                       |                                   |
|-------------|---|---------------------------------------|-----------------------------------|
| при $x=0$ , | $u_L = u_{L0}$ ,                        | $v_L = 0$                             | (вход сплошной фазы на тарелку),  |
| при $x=L$ , | $\frac{\partial u_L}{\partial x} = 0$ , | $\frac{\partial v_L}{\partial x} = 0$ | (выход сплошной фазы из тарелки), |
| при $y=0$ , | $\frac{\partial u_L}{\partial y} = 0$ , | $v_L = 0$                             | (ось симметрии),                  |

при  $y=y_{CT}(x)$   $u_L = 0$ ,  $v_L = 0$ ,  $\left(\frac{\partial p}{\partial y}\right) = \mu_L \frac{\partial^2 v_L}{\partial y^2}$  (на стенке колонны).

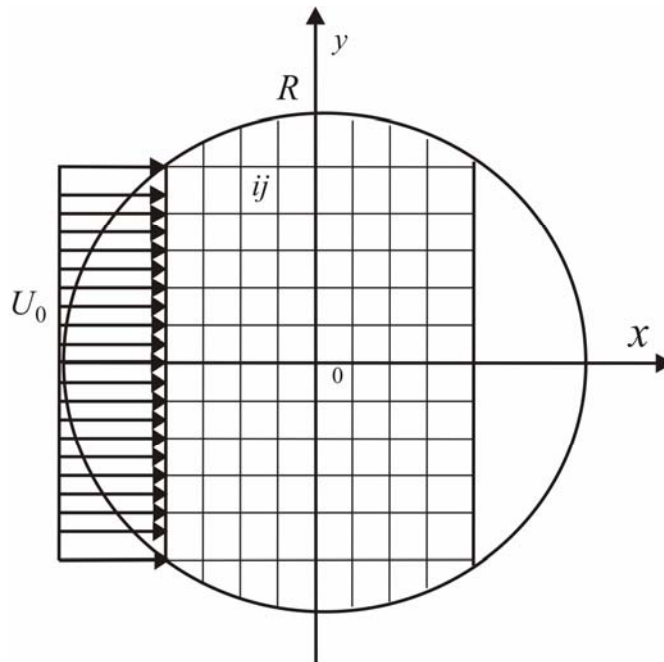


Рис. 18.1. Двумерная модель тарелки (вид сверху)

В барботажном слое турбулентная вязкость жидкости обусловлена, в основном, движением газовых струй и пузырей. Влияние стенок колонны и различных устройств на тарелке на развитие турбулентности в жидкой фазе значительно меньше, по сравнению с влиянием газового потока. Если скорость газа (пара) в струе достигает 10 – 20 м/с, то средняя скорость жидкой фазы в продольном направлении на тарелке составляет всего несколько сантиметров в секунду.

Характеристики турбулентного обмена в ядре жидкой фазы  $\mu_{T,L}$  в уравнениях (18.1.19) – (18.1.20) определяются величиной пульсационной скорости  $v'$  и масштабом турбулентных пульсаций  $l$ :

$$\mu_{T,L} / \rho_L = \nu_{T,L} = v' l. \quad (18.1.22)$$

В работе [76] на основе теории изотропной турбулентности получено выражение для расчета коэффициента турбулентной вязкости:

$$v_{T,L} = 1,1 \frac{u_{*L}^4}{\varepsilon}, \quad (18.1.23)$$

где динамическая скорость находится с использованием выражения (5.9.21).

В барботажном слое на тарелке диссипация энергии газового потока в жидкой фазе  $\varepsilon$  определяется по формуле

$$\varepsilon = \frac{S_0 W_0 (\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{ст}) - S_K \rho_G W_K^3 / 2}{\rho_L V_L}, \quad (18.1.24)$$

где  $V_L = h_{ст} S_{тар}$  – объем жидкости на тарелке,  $m^3$ ;  $S_0$ ,  $S_K$  – свободное сечение тарелки и колонны,  $m^2$ ;  $W_0$ ,  $W_K$  – скорость газа в отверстиях и в колонне,  $m/c$ ;  $h_{ст}$  – высота статического столба жидкости,  $m$ .

**Результаты расчета колпачковых тарелок** [130, 134]. Профиль скорости в жидкой фазе на тарелке, рассчитанный по уравнениям модели, приводится на рис. 18.2.

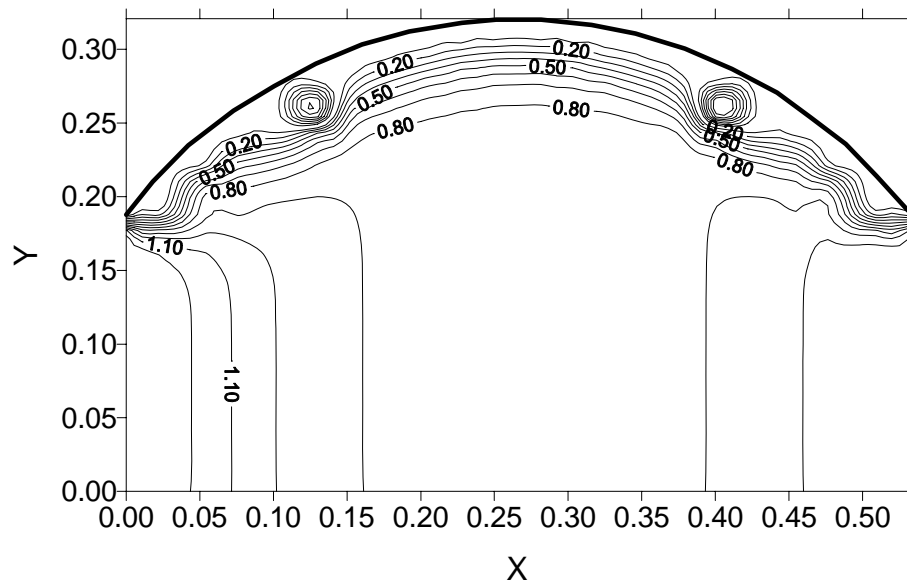


Рис. 18.2. Профиль скорости жидкости  $u_L/u_{L0}$  на тарелке

Как видно из рис. 18.2, сложное движение жидкости на тарелке (расширение и сужение потока) приводит к возникновению циркуляционного течения около стенок колонны, что снижает эффективность проводимых процессов.

## 18.2. Поля скоростей в жидкофазном экстракторе с ситчатыми тарелками

Рассмотрим движение смеси в жидкостном колонном экстракторе с ситчатыми тарелками [130, 131].

Движение сплошной и дисперсной фаз в межтарельчатом пространстве колонны перекрестное. Сплошная фаза движется вдоль полотна тарелки, дисперсная фаза диспергируется через отверстия тарелки в поток сплошной фазы.

С учетом вышеизложенного, уравнение сохранения (неразрывности) массы для сплошной фазы запишется

$$\frac{\partial \rho_c(1-\varphi)}{\partial t} + \frac{\partial \rho_c(1-\varphi)u_c}{\partial x} + \frac{\partial \rho_c(1-\varphi)v_c}{\partial y} + \frac{\partial \rho_c(1-\varphi)w_c}{\partial z} = \dot{m}_c. \quad (18.2.1)$$

Здесь и далее  $\varphi$  – удерживающая способность по дисперсной фазе.

Система уравнений сохранения импульсов для сплошной фазы (уравнения движения):

$$\begin{aligned} \rho_c(1-\varphi) \left( \frac{\partial u_c}{\partial t} + u_c \frac{\partial u_c}{\partial x} + v_c \frac{\partial u_c}{\partial y} + w_c \frac{\partial u_c}{\partial z} \right) = \\ = -\frac{\partial(1-\varphi)p}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{xz}}{\partial z} + \bar{R}_{cD}, \end{aligned} \quad (18.2.2)$$

$$\begin{aligned} \rho_c(1-\varphi) \left( \frac{\partial v_c}{\partial t} + u_c \frac{\partial v_c}{\partial x} + v_c \frac{\partial v_c}{\partial y} + w_c \frac{\partial v_c}{\partial z} \right) = \\ = -\frac{\partial(1-\varphi)p}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial z} + \bar{R}_{cD}, \end{aligned} \quad (18.2.3)$$

$$\begin{aligned} \rho_c(1-\varphi) \left( \frac{\partial w_c}{\partial t} + u_c \frac{\partial w_c}{\partial x} + v_c \frac{\partial w_c}{\partial y} + w_c \frac{\partial w_c}{\partial z} \right) = \\ = -\frac{\partial(1-\varphi)p}{\partial z} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} + \bar{R}_{cD} - \rho_c(1-\varphi)g. \end{aligned} \quad (18.2.4)$$



Система уравнений движения для дисперсной фазы:

$$\begin{aligned} \rho_D \varphi \left( \frac{\partial u_D}{\partial t} + u_D \frac{\partial u_D}{\partial x} + v_D \frac{\partial u_D}{\partial y} + w_D \frac{\partial u_D}{\partial z} \right) = \\ = \frac{\partial \varphi p}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{xz}}{\partial z} - \bar{R}_{cD}, \end{aligned} \quad (18.2.5)$$

$$\begin{aligned} \rho_D \varphi \left( \frac{\partial v_D}{\partial t} + u_D \frac{\partial v_D}{\partial x} + v_D \frac{\partial v_D}{\partial y} + w_D \frac{\partial v_D}{\partial z} \right) = \\ = \frac{\partial \varphi p}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial z} - \bar{R}_{cD}, \end{aligned} \quad (18.2.6)$$

$$\begin{aligned} \rho_D \varphi \left( \frac{\partial w_D}{\partial t} + u_D \frac{\partial w_D}{\partial x} + v_D \frac{\partial w_D}{\partial y} + w_D \frac{\partial w_D}{\partial z} \right) = \\ = \frac{\partial \varphi p}{\partial z} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} - \bar{R}_{cD} + \rho_c \varphi g. \end{aligned} \quad (18.2.7)$$

Уравнение сохранения массы (неразрывности):

$$\frac{\partial \rho_D \varphi}{\partial t} + \frac{\partial \rho_D \varphi u_D}{\partial x} + \frac{\partial \rho_D \varphi v_D}{\partial y} + \frac{\partial \rho_D \varphi w_D}{\partial z} = -\dot{m}_D. \quad (18.2.8)$$

Известно, что неравномерность распределения фаз в аппарате начинает значительно проявляться при увеличении диаметра колонны. При диаметре до 1–1,5 м распределение потоков в аппарате может считаться примерно равномерным. При допущении о равномерном распределении дисперсной фазы в аппарате (на тарелке) имеем  $\varphi \approx \text{const}$ . При установившемся режиме работы колонны процессы переноса на тарелках являются стационарными.

Согласно модели многоскоростного континуума уравнения переноса импульса и массы записываются для каждой фазы. Ниже рассмотрен один из частных случаев данной модели. Для упрощения задачи предлагается систему уравнений переноса импульса и массы записать только для сплошной фазы [130, 131]. При этом влияние дисперсной фазы в уравнениях переноса учитывается с помощью обменных членов и эффективной вязкости.

Тогда система уравнений сохранения импульса для сплошной фазы двухфазного потока преобразуется к виду

$$\begin{aligned}
 & u_c \frac{\partial u_c}{\partial x} + v_c \frac{\partial u_c}{\partial y} + w_c \frac{\partial u_c}{\partial z} = \\
 & = -\frac{\partial p}{\rho_c \partial x} + \nu_{\text{эф}} \left( \frac{\partial^2 u_c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u_c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u_c}{\partial z^2} \right) + \frac{R_c D x}{\rho_c (1 - \varphi)}, \quad (18.2.9)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & u_c \frac{\partial v_c}{\partial x} + v_c \frac{\partial v_c}{\partial y} + w_c \frac{\partial v_c}{\partial z} = \\
 & = -\frac{\partial p}{\rho_c \partial y} + \nu_{\text{эф}} \left( \frac{\partial^2 v_c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_c}{\partial z^2} \right) + \frac{R_c D y}{\rho_c (1 - \varphi)}, \quad (18.2.10)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & u_c \frac{\partial w_c}{\partial x} + v_c \frac{\partial w_c}{\partial y} + w_c \frac{\partial w_c}{\partial z} = \\
 & = -\frac{\partial p}{\rho_c \partial z} + \nu_{\text{эф}} \left( \frac{\partial^2 w_c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_c}{\partial z^2} \right) + \frac{R_c D z}{\rho_c (1 - \varphi)} - g. \quad (18.2.11)
 \end{aligned}$$

Система уравнений решается совместно с уравнением неразрывности потока (18.2.1)

$$\frac{\partial u_c}{\partial x} + \frac{\partial v_c}{\partial y} + \frac{\partial w_c}{\partial z} = \frac{\dot{m}_c}{\rho_c (1 - \varphi)}, \quad (18.2.12)$$

где  $u_c$ ,  $v_c$ ,  $w_c$  – составляющие вектора скорости сплошной фазы, м/с;  $R_c D$  – сила межфазового взаимодействия, отнесенная к единице объема смеси, кг/(м<sup>2</sup> · с<sup>2</sup>);  $\nu_{\text{эф}} = \frac{\mu_{\text{эф}}}{\rho_c (1 - \varphi)}$  – эффективная вязкость, м<sup>2</sup>/с;  $p$  – давление, Па;

$\rho_c$  – плотность сплошной фазы, кг/м<sup>3</sup>;  $\varphi$  – объемная доля дисперсной фазы (удерживающая способность);  $r_c$  – источник массы;  $\dot{m}_c$  – суммарный источник массы в сплошной фазе.

В первом приближении, полагая, что дисперсная фаза состоит из частиц одинакового размера, для силы межфазового взаимодействия  $\vec{R}_{cD}$  можно записать следующее соотношение [33, 170]:

$$\vec{R}_{cD} = -n\vec{F}_{cD}, \quad (18.2.13)$$

где  $n$  – число частиц в единице объема смеси;  $\vec{F}_{cD}$  – сила, действующая со стороны сплошной фазы на одну частицу, Н.

Выражение для  $\vec{F}_{cD}$  можно представить в виде

$$\vec{F}_{cD} = -\left(\frac{\pi d_3^3}{6}\right)\nabla p = \vec{f}_D + \vec{f}_m, \quad (18.2.14)$$

где  $d_3$  – эквивалентный диаметр частицы, представляющий собой диаметр сферы с объемом, равным объему частицы, м;  $\vec{f}_D$  – сила сопротивления движению частицы, Н;  $\vec{f}_m$  – сила, возникающая при ускоренном движении частицы, Н. При стационарном осаждении частиц  $\vec{f}_m = 0$ .

Для определения силы сопротивления движению частиц применяют известное выражение

$$\vec{f}_D = -\frac{1}{2}\rho_c \xi \vec{U}_{от} |\vec{U}_{от}| \left( \frac{\pi d_3^2}{4} \right). \quad (18.2.15)$$

Здесь  $\vec{U}_{от}$  – вектор скорости относительного движения фаз,  $\vec{U}_{от} = \vec{U}_c - \vec{U}_D$ ;  $\vec{U}_c$  – вектор скорости сплошной фазы;  $\vec{U}_D$  – вектор скорости дисперсной фазы;  $\xi$  – коэффициент сопротивления (раздел 5.5).

Поскольку капли всплывают (осаждаются) в вертикальном направлении (вдоль оси  $OZ$ ), составляющие силы  $\vec{f}_D$  в проекции на оси  $OX$  и  $OY$  малы, поэтому принимаются равными нулю.

Известно, что вязкость двухфазной среды превышает вязкость чистой жидкости вследствие появления дополнительных напряжений при движении частицы. Впервые этот эффект был учтен Эйнштейном, который получил выражение для расчета эффективной вязкости разбавленных суспензий.

Тейлор обобщил данное выражение для эмульсий несмешивающихся жидкостей и жидкостей с пузырьками газа

$$\mu_{\text{эф}} = \mu_c \left( 1 + 2,5 \frac{\mu_D + 0,4\mu_c}{\mu_D + \mu_c} \right). \quad (18.2.16)$$

Выражение (18.2.16) применимо при  $\varphi < 0,05$ . При увеличении доли дисперсной фазы  $\varphi$  необходимо учитывать взаимодействие между частицами, что является сложной задачей. Приближенное значение эффективной вязкости получено для дисперсного потока с каплями и пузырями при помощи формул Адамара и Тейлора:

$$\mu_{\text{эф}} = \mu'_{\text{эф}} \frac{2\mu'_{\text{эф}} + 3\mu_D}{3\mu'_{\text{эф}} + 3\mu_D}, \quad (18.2.17)$$

где  $\mu'_{\text{эф}} = \mu_c \exp \left[ \left( \frac{5\mu_D + 2\mu_c}{3\mu_D + 3\mu_c} \right) \frac{\varphi}{(1-\varphi)} \right]$ .

Точно рассчитать размер капель, получаемых при диспергировании жидкостей, затруднительно. Капли на выходе из диспергатора имеют разный диаметр, поэтому вводится понятие о среднем поверхностно-объемном диаметре капли.

Для вычисления среднего размера капель необходимо определить режим истечения дисперсной фазы сквозь перфорацию тарелки. Различают два основных режима: капельный и струйный. Механизм образования капель при струйном и капельном истечениях жидкости различен. Например, по данным Булатова, переход капельного истечения в струйный для системы вода – углеводороды происходит при  $Re = 438$ .

Выражения для определения диаметра капель  $d_k$  и скорости их движения при различных режимах истечения приведены в пятой главе.

Для расчета удерживающей способности по дисперсной фазе Булатовым предложено уравнение

$$\varphi^3 - 2\varphi^2 + \left( 1 + \frac{U_{D\text{фик}}}{V_\infty} - \frac{U_{c\text{фик}}}{V_\infty} \right) \varphi - \frac{U_{D\text{фик}}}{V_\infty} = 0, \quad (18.2.18)$$

$U_{c\text{фик}}$ ,  $U_{D\text{фик}}$  – фиктивные скорости сплошной и дисперсной фаз, соответственно;  $V_\infty$  – скорость капли, м/с.

В ситчатых экстракционных колоннах происходит стесненное движение капель (дисперсной фазы), обусловленное взаимным их влиянием.

Скорость стесненного осаждения капель рекомендуется рассчитывать по формуле (5.5.16).

Численное решение полученной системы уравнений переноса осуществляется методом Мак-Кормака [24–27, 182, 183, 249].

На рис. 18.3 рассмотрена схема движения среды в межтарельчатом пространстве колонны.

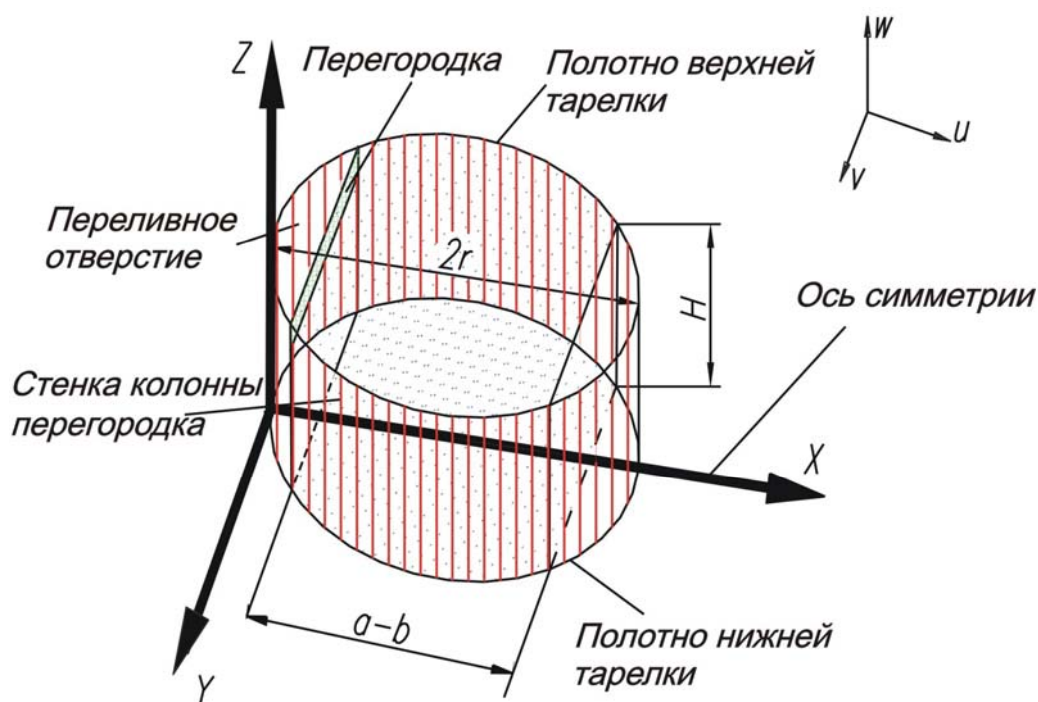


Рис. 18.3. Схема движения сплошной фазы на ситчатой тарелке колонны:  $a-b$  – длина перфорированной части тарелки;  $2r$  – диаметр тарелки;  $H$  – межтарельчатое расстояние

Сплошная фаза через переливное устройство поступает на тарелку и движется в межтарельчатом пространстве вдоль полотна тарелки. Дисперсная фаза диспергируется через отверстия тарелки и движется перекрестно по направлению к верхней тарелке. Для того, чтобы под тарелкой образовывался подпорный слой дисперсной фазы, тарелка снабжена специальной перегородкой.

Сплошная фаза поступает на тарелку с левой стороны и движется вдоль полотна перфорированной части тарелки. Дисперсная фаза диспергируется сквозь отверстия нижней тарелки в поток сплошной фазы.

Схематически межтарельчатое пространство представлено на рис. 18.4.

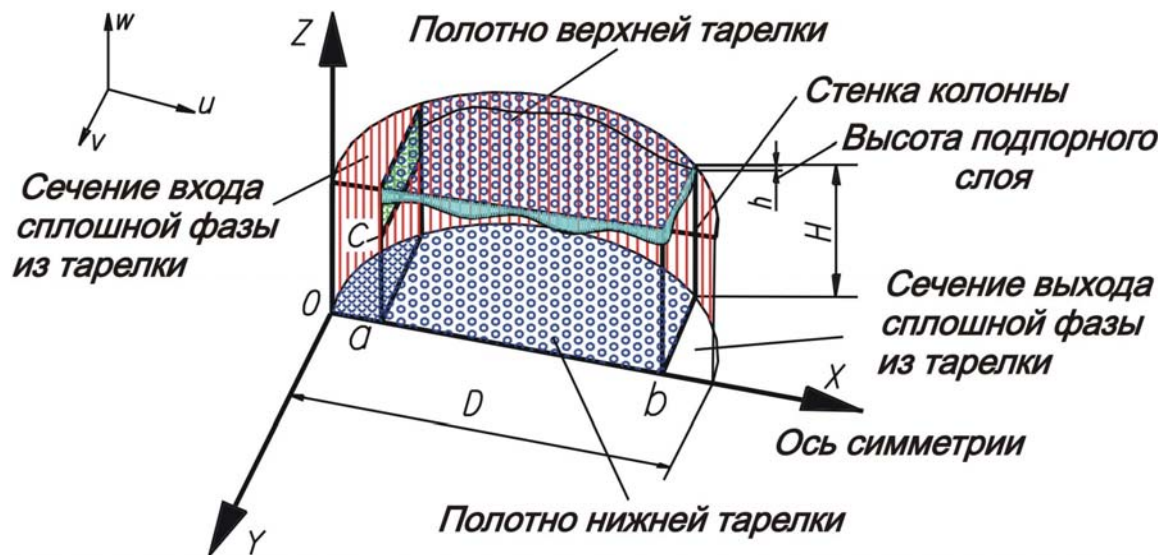


Рис. 18.4. Схема межтарельчатого пространства

Граничные условия к данной системе уравнений при движении сплошной фазы на тарелке записываются в виде:

при  $0 < x < a, z = H, 0 < y < y_{\text{СТ}}(x)$  – (вход с. ф. на тарелку)

$$u_c = u_{c0}, \quad v_c = v_{c0}, \quad w_c = w_{c0}, \quad p = p_0,$$

при  $b < x < D, z = 0, 0 < y < y_{\text{СТ}}(x)$  – (выход с. ф. из тарелки)

$$\frac{\partial u_c}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial v_c}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial w_c}{\partial z} = 0,$$

при  $y = 0, 0 < x < D, 0 < z < H$  – (плоскость симметрии тарелки)

$$\frac{\partial u_c}{\partial y} = 0, \quad \frac{\partial v_c}{\partial y} = 0, \quad \frac{\partial w_c}{\partial y} = 0,$$

при  $y = y_{\text{СТ}}(x), 0 < x < D, 0 < z < H$  – (стенка колонны)

$$u_c = 0, \quad v_c = 0, \quad w_c = 0,$$

при  $x = a, 0 < y < y_{\text{СТ}}(x), c < z < H$  – (перегородка)

$$u_c = 0, \quad v_c = 0, \quad w_c = 0,$$

при  $z = 0, 0 < y < y_{\text{ст}}(x), 0 < x < b$  – (полотно нижней тарелки)

$$u_c = 0, \quad v_c = 0, \quad w_c = 0,$$

при  $z = H - h, a < x < b, 0 < y < y_{\text{ст}}(x)$  – (граница раздела с. ф. – подпорный слой)

$$(\tau_{zx})_c = (\tau_{zx})_D, \quad (\tau_{zy})_c = (\tau_{zy})_D, \quad u_c = u_D, \quad v_c = v_D, \quad w_c = 0;$$

где сокращение с.ф. – сплошная фаза.

С учетом подпорного слоя дисперсной фазы под тарелкой  $h$  – высота слоя сплошной фазы в межтарельчатом пространстве  $h_{\text{с. ф.}} = H - h$ . При задании граничных условий принимаем, что межфазная поверхность сплошная фаза – подпорный слой неподвижна. На поверхности устанавливается гидродинамическое условие непрерывности скорости:

$$u_c = u_D, \quad v_c = v_D.$$

Из баланса нормального импульса на невозмущенной межфазной поверхности следует

$$w_c = 0.$$

Высоту подпорного слоя дисперсной фазы под тарелкой можно определить в результате расчета гидравлических характеристик контактного устройства, используя допущение о симметрии профилей. Профиль скорости дисперсной фазы в подпорном слое принимается линейным.

Для расчета полей скорости и давления в сплошной фазе (из решения системы уравнений (18.2.9)–(18.2.12)) проводятся итерации, при которых полученный профиль скорости сплошной фазы на выходе из тарелки  $u_0, v_0, w_0$  используется в качестве входного на следующую тарелку.

При задании граничных условий в начальном приближении скорость сплошной фазы на входе в перелив принимается постоянной по сечению и равняется среднеобъемной скорости сплошной фазы. При заданных исходных данных и граничных условиях выполнен расчет полей скорости и давления в сплошной фазе. Полученный профиль скорости на выходе из тарелки использовался в качестве входного на следующую тарелку, и далее

выполнялся повторный расчет полей скорости и давления в сплошной фазе на тарелке. Итерации проводились до тех пор, пока профили скорости на входе и выходе тарелки отличались бы незначительно.

Полученное поле скорости сплошной фазы использовалось при расчете поля концентраций компонента в фазах на тарелке [130, 131].

Результаты численного расчета поля скорости в различных сечениях межтарельчатого пространства представлены на рис. 18.5–18.9.

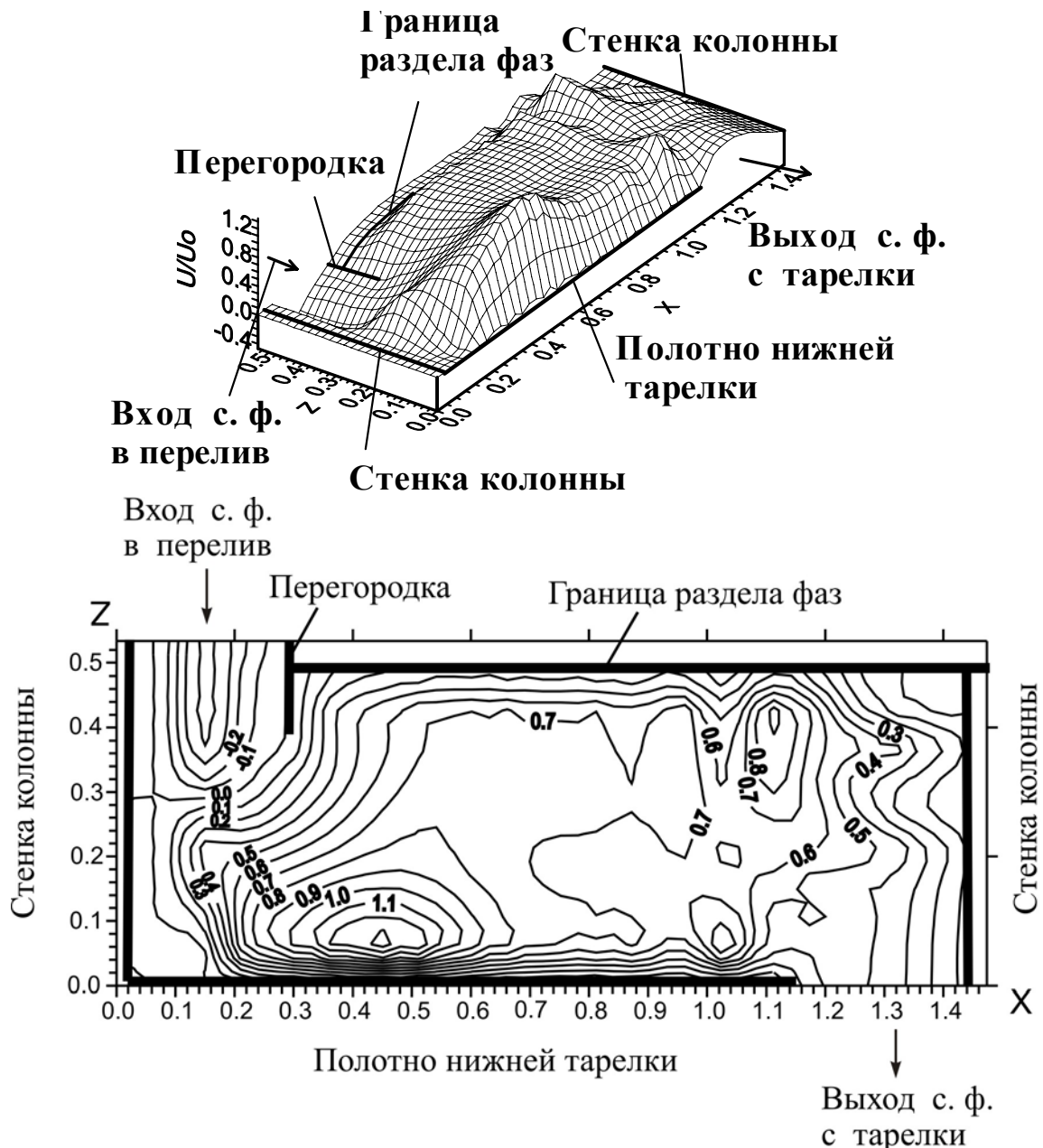


Рис. 18.5. Безразмерная составляющая вектора скорости  $u$  в сечении  $y = 0$



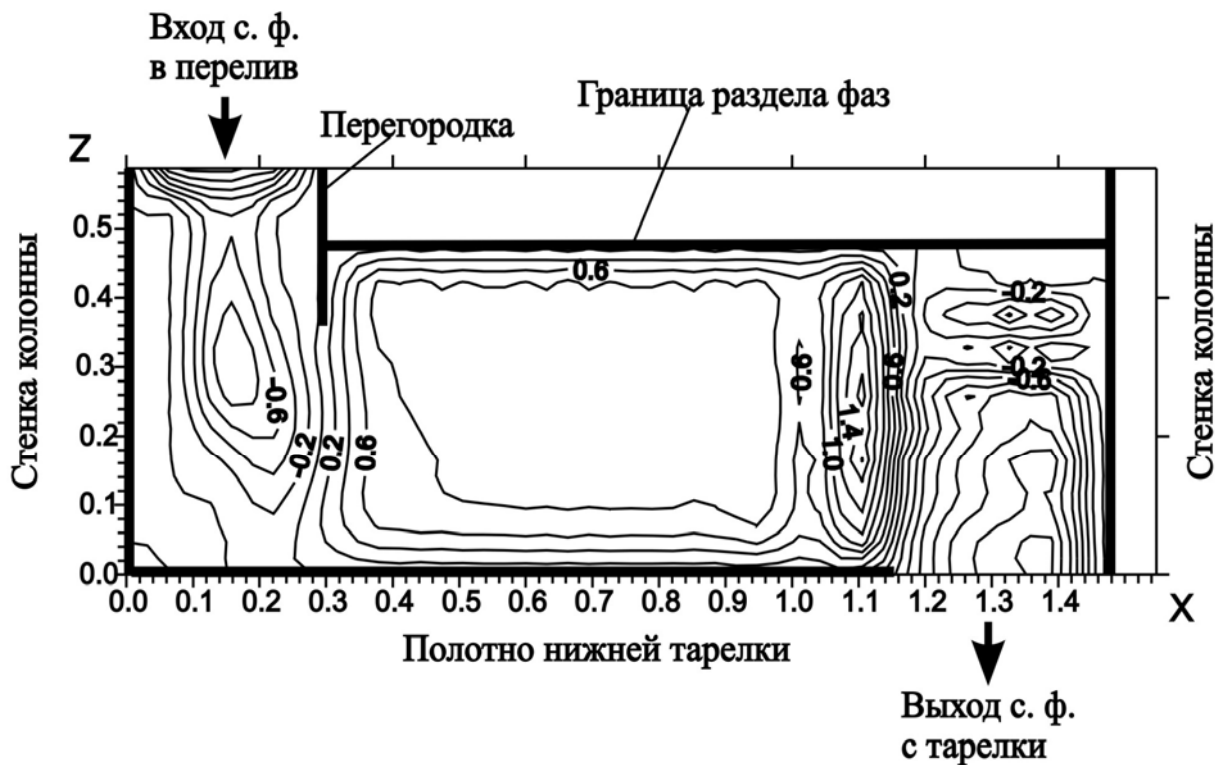
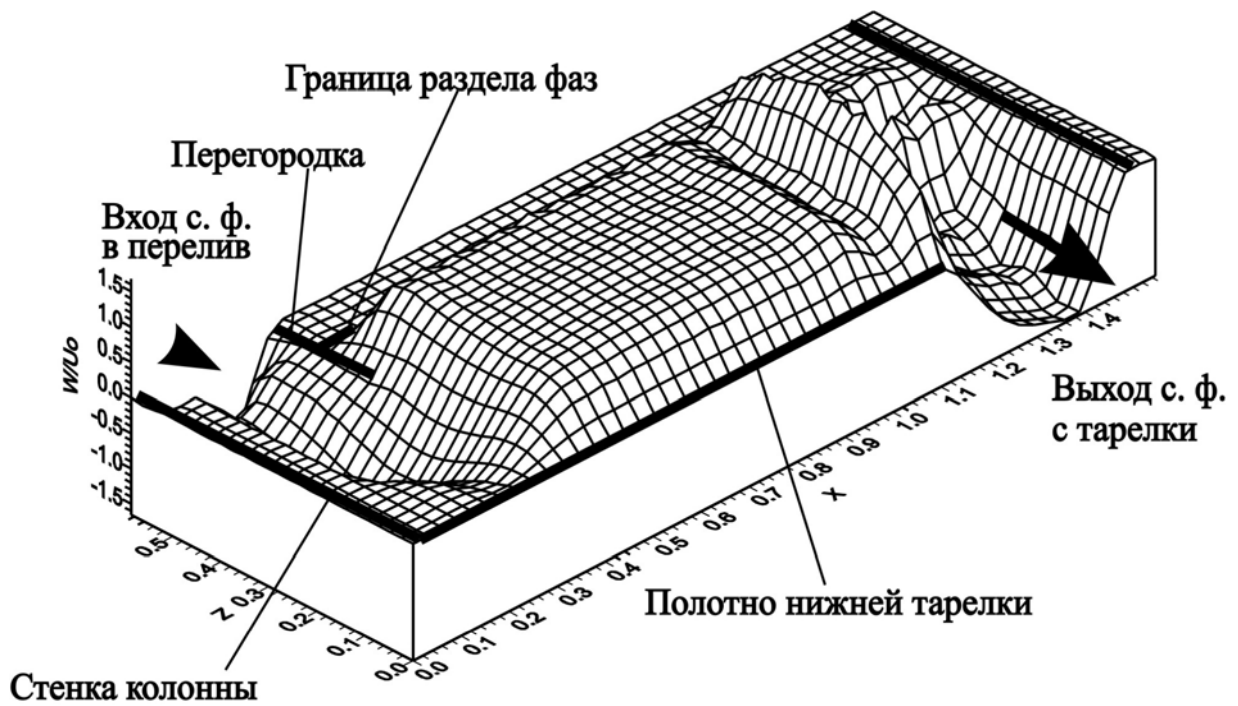


Рис. 18.6. Безразмерная составляющая вектора скорости  $w$  в сечении  $y = 0$

Из рис. 18.5, 18.6 видно, что направление движения жидкости меняется при переходе из перелива на тарелку и из тарелки в перелив. Следствием является возникновение вторичных течений, не совпадающих с направлением основного потока.

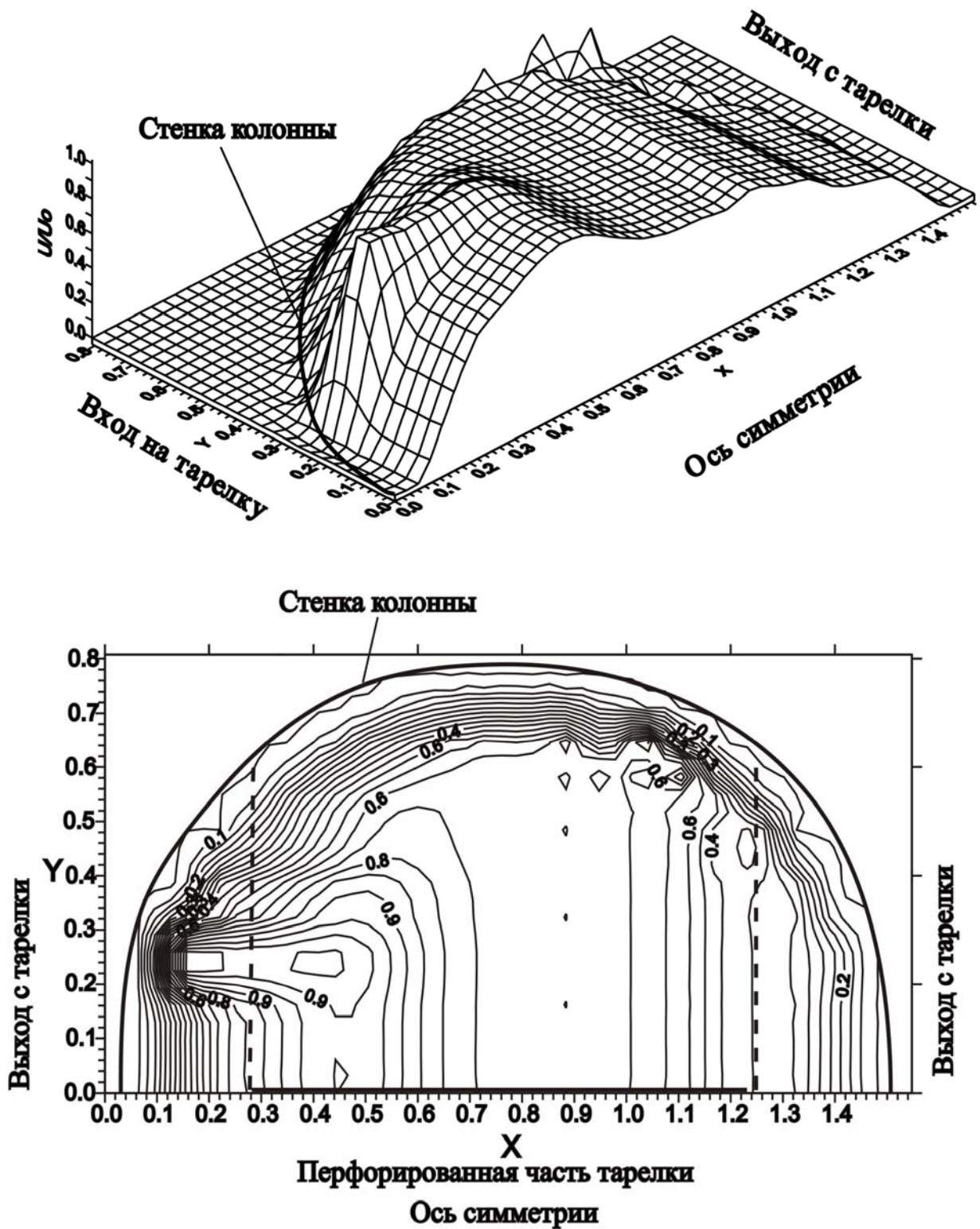


Рис. 18.7. Профиль безразмерной составляющей скорости  $u$  на тарелке в сечении  $z = H/4$

На рис. 18.7 представлен профиль безразмерной составляющей вектора скорости  $u$  на тарелке в сечении  $z = H/4$ . На рис. 18.8 представлен профиль безразмерной составляющей вектора скорости  $v$  на тарелке в сечении

$z = H/4$ . Профиль давления на тарелке в сечении  $z = H/4$  представлен на рис. 18.9.

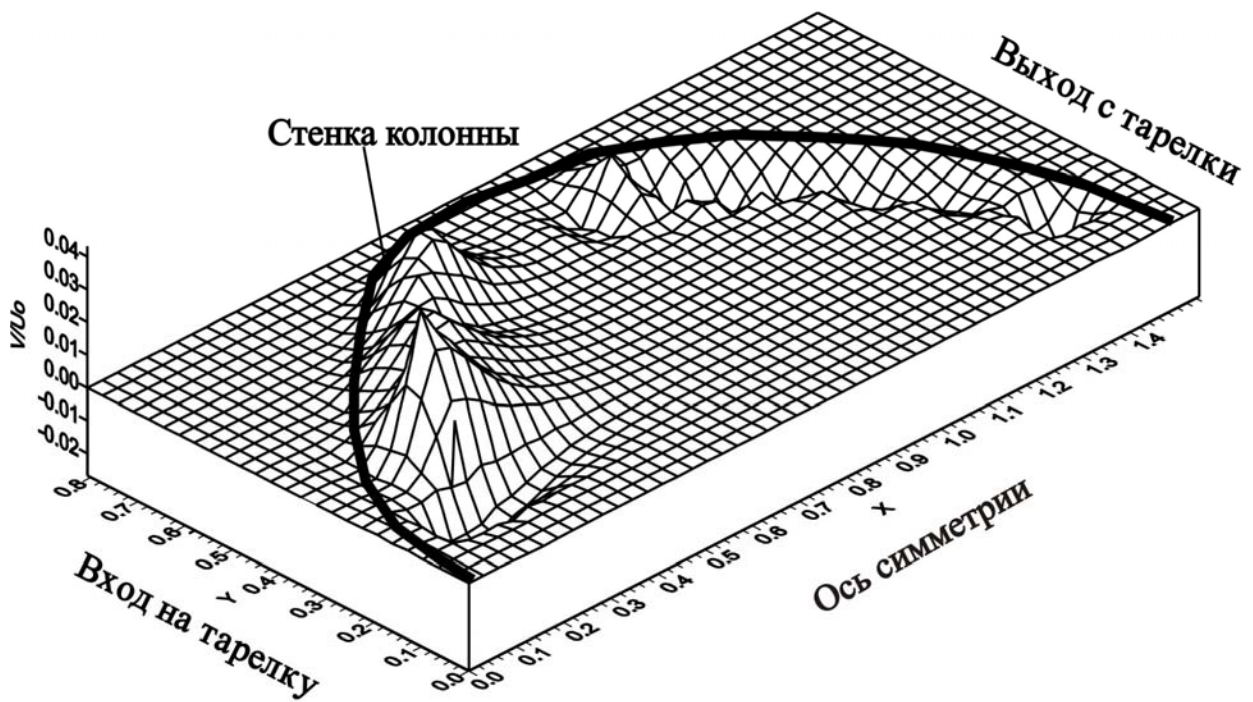


Рис. 18.8. Профиль безразмерной составляющей скорости  $v$  на тарелке в сечении  $z = H/4$

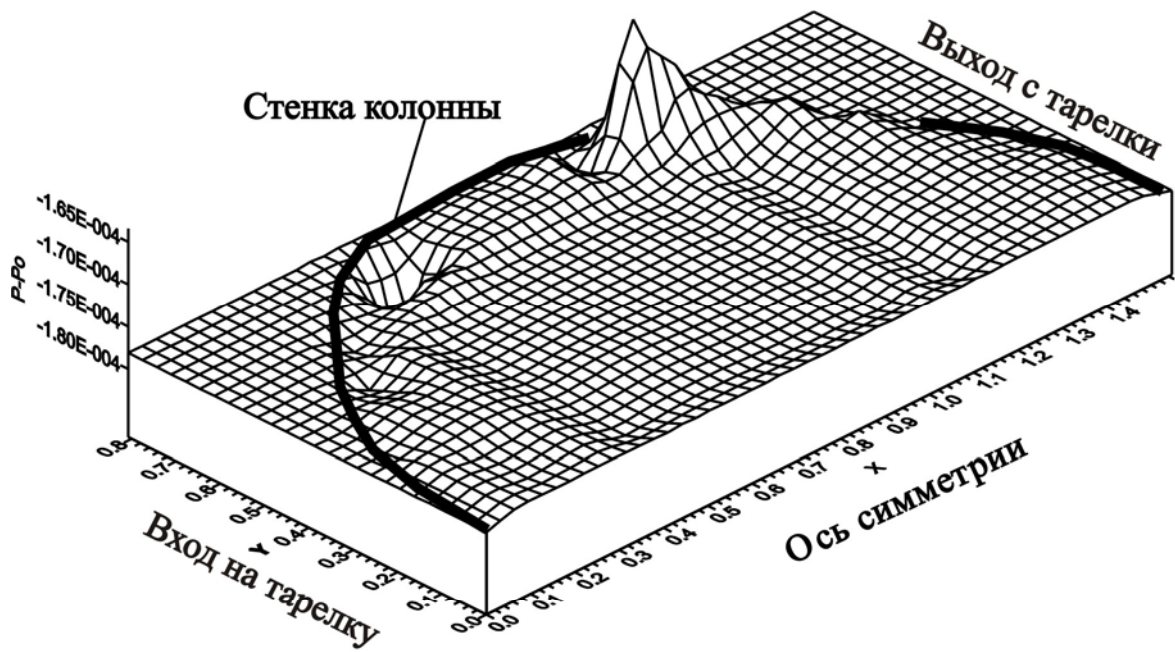


Рис. 18.9. Профиль давления на тарелке в сечении  $z = H/4$

Полученные результаты показывают сложное движение жидкости в межтарельчатом пространстве. Сложная геометрия канала (повороты, расширение и сужение) и влияние дисперсной фазы приводят к возникновению вторичных течений жидкости около стенки.

### 18.3. Исследование структуры потока на основе численного эксперимента

В практике научных исследований широко используется подход сокращения полного математического описания процессов переноса, когда учет различных явлений учитывается в виде параметров модели.

Для упрощения математического описания и времени расчета процесса экстракции на контактном устройстве рассмотрен переход от трехмерной модели к одномерной диффузионной. Необходимый для диффузионной модели коэффициент продольного перемешивания можно определить из машинного эксперимента путем расчета распределения трассера на основе решения трехмерных уравнений переноса.

При исследовании структуры потока трассер подается на входе в аппарат, и на выходе снимается кривая отклика. Возмущающий сигнал может быть различным по форме и физической природе. Наибольшее распространение получили импульсная и ступенчатая формы возмущения, значительно реже – циклическая. В качестве возмущения вводят индикатор (трассер), который не реагирует с потоками и ведет себя подобно им.

Метод импульсного возмущения описан в работе [48]. Сущность указанного метода заключается в том, что в поток на входе его в аппарат практически мгновенно в виде дельта-функции вводят определенное количество индикатора, а на выходе потока из аппарата замеряют концентрацию индикатора как функцию времени. Эта выходная кривая называется функцией отклика системы на импульсное возмущение по составу потока.

Кривую отклика можно получить расчетным путем на основе численного эксперимента. Рассмотрим применение метода Мак-Кормака, где уравнения сохранения записываются в нестационарной форме. В соответствии с данным методом решение для стационарных уравнений сохранения получают применением расчетной схемы предиктора – корректора при установлении решения во времени.

Таким образом, применение метода Мак-Кормака позволяет также моделировать нестационарные процессы, например, при численном эксперименте на основе моделирования распределения трассера в сплошной фазе двухфазного потока. В данном случае профиль скорости жидкости в аппарате является стационарным. Распределение концентрации индикатора (трассера) в сплошной фазе является нестационарным.

Система уравнений движения сплошной фазы имеет вид (18.2.9)-(18.2.11). Уравнение переноса трассера в сплошной фазе в нестационарной форме запишется

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_{\text{тр}}}{\partial t} + u_c \frac{\partial C_{\text{тр}}}{\partial x} + v_c \frac{\partial C_{\text{тр}}}{\partial y} + w_c \frac{\partial C_{\text{тр}}}{\partial z} = \\ = D \left( \frac{\partial^2 C_{\text{тр}}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_{\text{тр}}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_{\text{тр}}}{\partial z^2} \right). \end{aligned} \quad (18.3.1)$$

Начальное условие при импульсном вводе трассера на входе

$$t = 0, C_{\text{тр}} = q\delta(x),$$

где  $q = Q/S$ ,  $Q$  – количество введенного индикатора;  $\delta(x)$  –  $\delta$ -функция Дирака;  $C_{\text{тр}}$  – концентрация трассера, масс. д.;  $S$  – площадь поперечного сечения потока,  $\text{м}^2$ ;  $u_c, v_c, w_c$  – составляющие скорости сплошной фазы.

По определению,  $\delta$ -функция:

$$\int_0^L (x) \delta(x) dx = \varphi(0), \quad (18.3.2)$$

где  $\varphi(0)$  – любая ограниченная в заданном интервале функция.

В работе Wijffels и Rietema экспериментально исследовали структуру потока в промышленном распылительном экстракторе диаметром 1 м и высотой 20 м. В качестве индикатора использовали Егика кислоту. Сплошная фаза (масло) подавалась в нижнюю часть, дисперсная фаза (вода) – в верхнюю часть аппарата. Ниже представлены результаты численного эксперимента с использованием математической модели распределения трассера в промышленном распылительном экстракторе. Граничные условия для распылительного экстрактора при импульсном вводе индикатора имеют вид (рис. 18.10):

– при  $x = 0, y = 0, 0 < z < H$  – ось симметрии

$$\frac{\partial C_{\text{тр}}}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial u_c}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial v_c}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial w_c}{\partial z} = 0;$$

– при  $y = y_{\text{СТ}}(x)$ ,  $0 < z < H$  – стенка колонны

$$\frac{\partial C_{\text{тр}}}{\partial y} = 0, \quad u_c = 0, \quad v_c = 0, \quad w_c = 0;$$

– при  $z = 0$ ,  $0 < y < y_{\text{СТ}}(x)$  – вход сплошной фазы в колонну

$$C_{\text{тр}} = C_0, \quad u_c = 0, \quad v_c = 0, \quad w_c = w_0, \quad P = P_0;$$

– при  $z = H$ ,  $0 < y < y_{\text{СТ}}(x)$  – выход сплошной фазы из колонны

$$\frac{\partial C_{\text{тр}}}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial u_c}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial v_c}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial w_c}{\partial z} = 0.$$

При задании граничных условий форма стенки учитывалась уравнением  $y = y_{\text{СТ}}(x)$ .

Сравнение экспериментальной и рассчитанной по уравнениям математической модели кривой отклика на импульсный ввод индикатора для распылительной колонны приводится на рис. 18.11 [131].

Для обработки кривых отклика, полученных при машинном эксперименте, использовались известные методы.

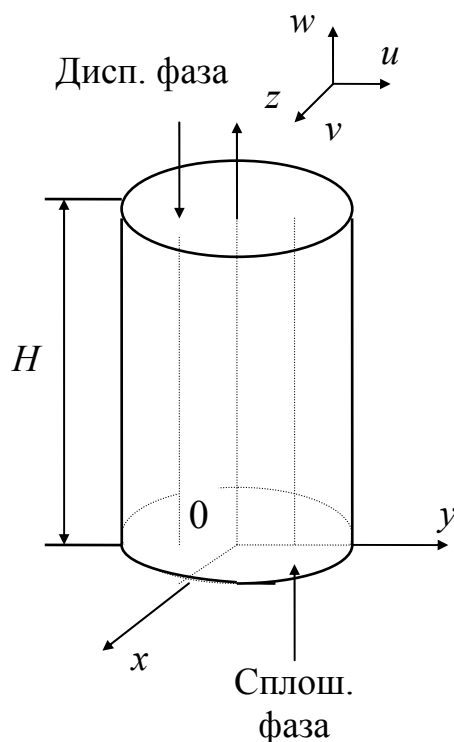


Рис. 18.10. Схема потоков

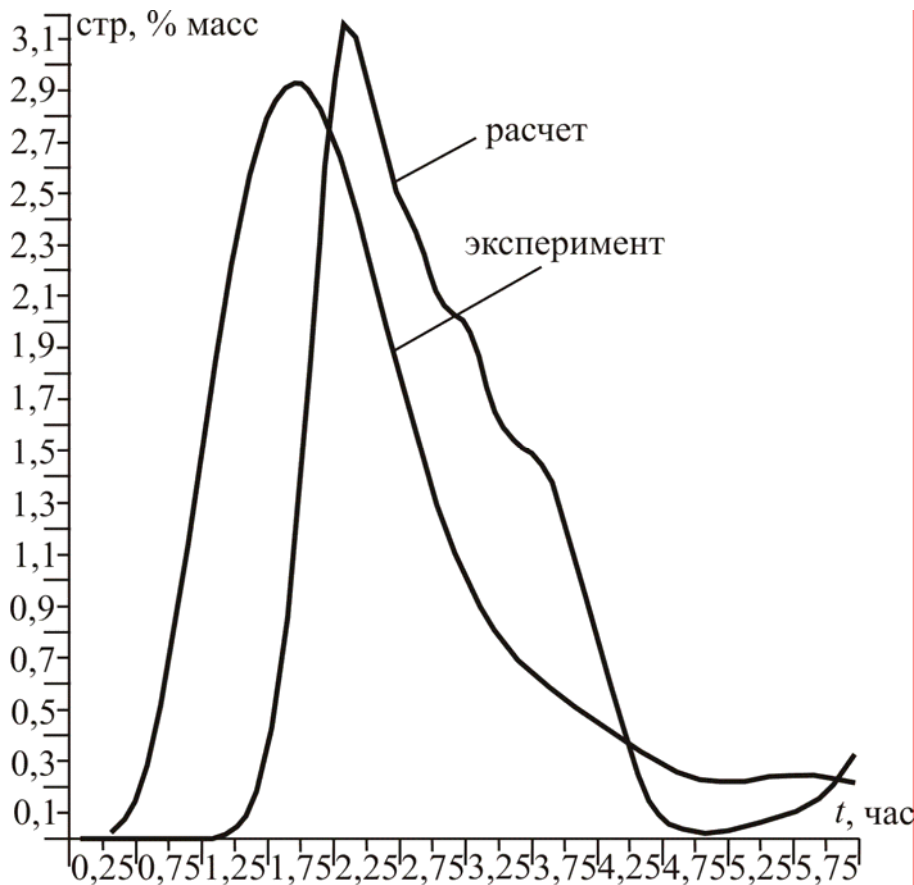


Рис. 18.11. Кривая отклика на импульсное возмущение на входе распылительной колонны (диаметр колонны – 1 м; высота колонны – 20 м): 1 – расчет, 2 – эксперимент J.V.Wijffels. Скорость сплошной фазы  $\sim 1$  мм/с. Скорость всплывания капель – 3,5 см/с. Диаметр капель 2,5 мм. Давление в колонне – 50 атм., температура – 60 °С, удерживающая способность по дисперсной фазе –  $\varphi = 0,04$

Допустим, что на входе потока в аппарат ввели практически мгновенно индикатор и определили функцию отклика на это возмущение. Обозначим объем аппарата через  $V$  и объемную скорость потока – через  $v$ .

Количество индикатора, время пребывания которого в аппарате изменяется от  $t$  до  $t + dt$ , составляет

$$dg = vC_{\text{тр}}(t)dt. \quad (18.3.3)$$

Отношение  $dg$  ко всему количеству индикатора (трассера)  $g$  выражает долю индикатора, вышедшего из аппарата за время от  $t$  до  $t + dt$ :



$$d\rho = \frac{dg}{g} = \frac{\nu C_{\text{тр}}(t)dt}{g}. \quad (18.3.4)$$

Так как поведение индикатора в аппарате идентично поведению основного потока, то выражение (18.3.3) представляет собой долю потока, время пребывания которого изменяется от  $t$  до  $t + dt$ .

Вводится безразмерная концентрация  $C(\theta)$  по формуле

$$C(\theta) = \frac{C_{\text{тр}}(t)}{C_0}, \quad (18.3.5)$$

где  $C_0 = g/V$  – начальная концентрация в потоке.

Безразмерное время  $\theta$  определяется по формуле

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}}, \quad (18.3.6)$$

где  $\bar{t}$  – среднее время пребывания частиц потока в аппарате:

$$\bar{t} = \frac{V}{\nu}. \quad (18.3.7)$$

Уравнение (18.3.4) можно привести к виду

$$\begin{aligned} d\rho &= \frac{\nu C_{\text{тр}}(t)dt}{g} = \nu \frac{C_0 C_{\text{тр}}(t)}{C_0} \frac{1}{g} \frac{\bar{t} dt}{\bar{t}} = \frac{\nu C_0 \bar{t}}{g} C(\theta) d\theta = \\ &= \frac{\nu C_0 \frac{V}{\nu}}{g} C(\theta) d\theta = C(\theta) d\theta. \end{aligned} \quad (18.3.8)$$

Общее количество введенного индикатора определяется выражением

$$g = \nu \int_0^{\infty} C_{\text{тр}}(t) dt. \quad (18.3.9)$$

Тогда из уравнений (18.3.4), (18.3.8) следует

$$C(\theta) = \frac{\upsilon C_{\text{тр}}(t) dt}{g d\theta} = \frac{\upsilon C_{\text{тр}}(t) \bar{t}}{g} = \frac{C_{\text{тр}}(t)}{\int_0^{\infty} C_{\text{тр}}(t) dt} \bar{t} = C(t) \bar{t}, \quad (18.3.10)$$

где выражение

$$C(t) = \frac{C_{\text{тр}}(t)}{\int_0^{\infty} C_{\text{тр}}(t) dt} \quad (18.3.11)$$

задает нормированную  $C$ -кривую, которая является характеристикой распределения элементов потока по времени их пребывания в аппарате.

Среднее время пребывания потока в аппарате есть

$$\bar{t} = \int_0^{\infty} t d\rho. \quad (18.3.12)$$

Поставим в это выражение значение  $d\rho$  из уравнения (18.3.4) и

воспользуемся тем, что  $g = \upsilon \int_0^{\infty} C_{\text{тр}}(t) dt$ . Тогда получим

$$\bar{t} = \frac{\upsilon \int_0^{\infty} t C_{\text{тр}}(t) dt}{\upsilon \int_0^{\infty} C_{\text{тр}}(t) dt} = \frac{\int_0^{\infty} t C_{\text{тр}}(t) dt}{\int_0^{\infty} C_{\text{тр}}(t) dt}. \quad (18.3.13)$$

Рассмотрим функцию отклика на импульсное возмущение. В зависимости от используемых граничных условий Вилницем получено решение для аппарата конечной длины. Решение представляется в виде бесконечного медленно сходящегося ряда

$$C(\theta) = \sum_{i=1}^{\infty} \frac{2\lambda_i^2 \exp\left(\frac{Pe}{2} - \frac{Pe}{4}\theta - \lambda_i^2 \frac{4\theta}{Pe}\right)}{\left(1 + \frac{Pe}{2}\right)\lambda_i \sin 2\lambda_i - \left[\frac{Pe}{4} + \left(\frac{Pe}{4}\right)^2 - \lambda_i^2\right] \cos 2\lambda_i}, \quad (18.3.14)$$

где  $C(\theta)$  – безразмерная концентрация;  $Pe = (u\ell)/D_\ell$  – критерий Пекле;  $D_\ell$  – коэффициент продольного перемешивания;  $\lambda_i$  – корни трансцендентных уравнений

$$\frac{\lambda_i}{2} \operatorname{tg} \frac{\lambda_i}{2} = \frac{Pe}{4} \quad (i=1, 3, 5, \dots), \quad (18.3.15)$$

$$\frac{\lambda_i}{2} \operatorname{ctg} \frac{\lambda_i}{2} = -\frac{Pe}{4} \quad (i=2, 4, 6, \dots). \quad (18.3.16)$$

Решение (18.3.14) дает удовлетворительные результаты в области  $\theta > 0,01$  и  $Pe < 10$ . Вне указанных пределов необходимо пользоваться аппроксимационным решением.

При решения выражений (18.3.14) – (18.3.16) подбирают такое значение  $Pe$ , которое удовлетворяло бы критерию

$$\sum_i \left(C_i^{\text{э}} - C_i^{\text{р}}\right)^2 = \min,$$

где  $C_i^{\text{э}}$  и  $C_i^{\text{р}}$  – соответственно экспериментальное и расчетное значения концентрации.

Другой способ определения числа  $Pe$  заключается в методе, в основе которого лежат уравнения связи между параметрами функции отклика и параметрами модели. На основании этого метода безразмерная дисперсия

$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma_t^2}{t^2}$  определяется так:

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma_t^2}{t^2} = 2 \left[ \frac{D_\ell \ell u^2}{u^3 \ell^2} - \frac{D_\ell^2 u^2}{u^4 \ell^2} + \frac{D_\ell^2 u^2}{u^4 \ell^2} e^{-\frac{u\ell}{D_\ell}} \right] =$$

$$= 2 \left[ \frac{D_\ell}{ul} - \left(\frac{D_\ell}{ul}\right)^2 + \left(\frac{D_\ell}{ul}\right)^2 e^{-\frac{ul}{D_\ell}} \right] = \frac{2}{\text{Pe}^2} [\text{Pe} - 1 + e^{-\text{Pe}}]. \quad (18.3.17)$$

При значениях числа  $\text{Pe}$  больших, чем 10 можно принять

$$\sigma^2 \approx \frac{2}{\text{Pe}}. \quad (18.3.18)$$

Уравнение (18.3.17) является основным уравнением, используемым для расчета числа  $\text{Pe}$  по экспериментальным данным. При этом используют следующий порядок расчета. Сначала по экспериментальной кривой определяют  $\int_0^\infty C dt$ ,  $\int_0^\infty t C dt$ ,  $\int_0^\infty t^2 C dt$ , которые можно заменить соответствующими суммами  $\sum C \Delta t$ ,  $\sum t C \Delta t$ ,  $\sum t^2 C \Delta t$ . Затем с помощью уравнения находят

$$\bar{t} = \frac{\sum t C}{\sum C}. \quad (18.3.19)$$

Далее определяют

$$\sigma_t^2 = \frac{\sum t^2 C}{\sum C} - \bar{t}^2. \quad (18.3.20)$$

После этого находят  $\sigma_\theta^2$  и, наконец, по уравнению (18.3.17) рассчитывают величину  $\text{Pe}$ .

Коэффициент продольного перемешивания, соответствующий рассчитанной по модели кривой отклика, составляет  $D_{\text{II}}^{\text{pac}} = 2,94 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$ . Для экспериментальной кривой  $D_{\text{II}}^{\text{pac}} = 3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$ .

На рис. 18.12 представлен профиль составляющей вектора скорости сплошной фазы  $w/w_0$  на выходе из колонны в сечении  $z = H$  [131].

Таким образом, гидродинамику контактного устройства промышленного аппарата можно исследовать путем машинного эксперимента на основе моделирования распределения трассера в сплошной

фазе. Данные по коэффициенту продольного перемешивания следует обобщить в виде уравнения  $D_{\Pi} = (Re, \varphi, \mu^* \dots)$ .

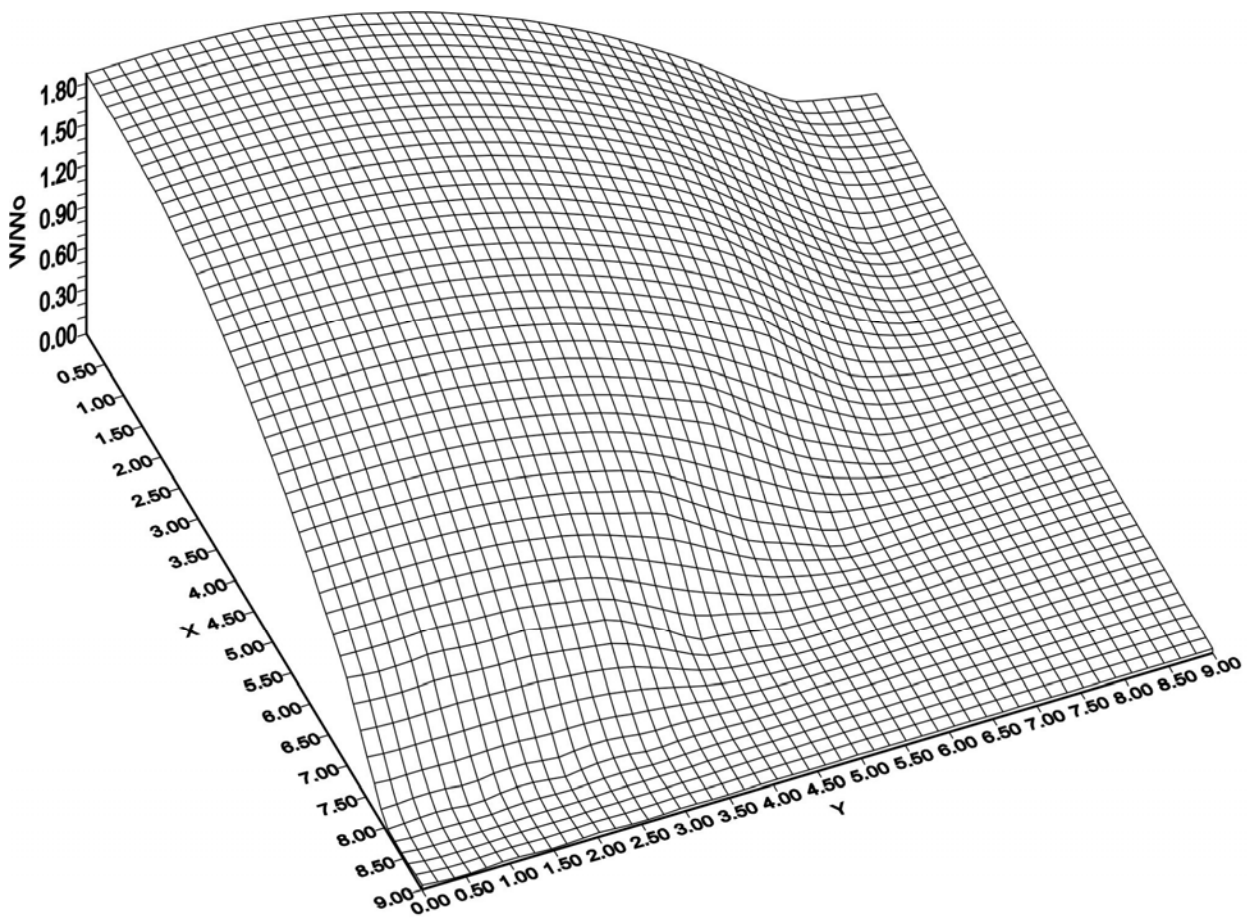


Рис. 18.12. Профиль составляющей вектора скорости сплошной фазы  $w/w_0$  в проекции на ось  $OZ$  – на выходе из распылительной колонны в сечении  $z = H$

Полученное обобщенное уравнение позволяет определять параметр диффузионной модели – коэффициент продольного перемешивания для данного типа контактного устройства в заданном диапазоне изменения расходов фаз.

Расчет эффективности контактного устройства с использованием диффузионной модели позволяет сократить время предпроектной разработки промышленного аппарата.

## *Л и т е р а т у р а*

1. **Абалонин Б.Е.** Основы химических производств / Б.Е.Абалонин, И.М.Кузнецова, Х.Э.Харлампиди.; под ред. Б.Е.Абалонина. – М.: Химия, 2001.
2. **Абрамович Г.Н.** Прикладная газовая динамика / Г.Н.Абрамович. – М.: Наука, 1976.
3. **Абрамович Г.Н.** Прикладная газовая динамика: Учеб. рук-во для вузов. – 5-е изд., перераб. и доп. в 2 ч. / Г.Н.Абрамович – М.: Наука, 1991.
4. **Абрамович Г. Н.** Теория турбулентных струй. – 2-е изд. / Г. Н. Абрамович, Т. А. Гиршович, С. Ю. Крашенинников и др.; под ред. Г. Н. Абрамовича. – М.: Наука, 1984.
5. **Абрамов Н.Н.** Водоснабжение: Учеб. для вузов. – 3-е изд., перераб. и доп. / Н.Н.Абрамов. – М.: Стройиздат, 1982.
6. **Абразон А.А.** Эмульсии / Под ред. А.А.Абразона. – Л.: Химия, 1972.
7. **Авдудевский В.С.** Основы теплопередачи в авиационной и ракетно-космической технике / В.С.Авдудевский, Б.М.Галицейский, Г.А.Глебов и др.; под ред. В.К.Кошкина. – М.: Машиностроение, 1975.
8. **Адамсон А.** Физическая химия поверхностей / А.Адамсон. – М.: Мир, 1979.
9. **Айнштейн В.Г.** Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: Учебник: в 2-х кн. / В.Г.Айнштейн, М.К.Захаров, Г.А.Носов и др.; под ред. В.Г.Айнштейна. – М.: Университетская книга; Логос; Физматкнига, 2006.
10. **Алексеев С.В.** Волновое течение пленок жидкости / С.В.Алексеев, В.Е.Накоряков, Б.Г.Покусаев. – Новосибирск: Наука, 1992.
11. **Алексеев С.В.** Роторные пленочные аппараты в пищевой промышленности / С.В.Алексеев, В.Е.Накоряков, Б.Г.Покусаев. – М.: Наука, 1992.
12. **Александров И.А.** Ректификационные и абсорбционные аппараты / И.А.Александров. – М.: Химия, 1978.
13. **Александров А.А.** Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара / А.А.Александров, Б.А.Григорьев. – М.: Изд-во МЭИ, 1999.
14. **Алексеев Д.В.** Очистка стоков энергетических установок методом струйной флотации: дис. ... канд. техн. наук / Д.В.Алексеев. – Казань: КГЭУ, 2002.
15. **Алексеев Д.В.** Комплексная очистка стоков промышленных предприятий методом струйной флотации / Д.В.Алексеев, Н.А.Николаев, А.Г.Лаптев. – Казань: КГТУ, 2005.

16. **Аэров М.Э.** Аппараты со стационарным зернистым слоем / М.Э.Аэров, О.М.Годес, Д.А.Наринский. – Л.: Химия, 1979.
17. **Бабаев И.С.** Безреагентные методы очистки высокоомутных вод / И.С.Бабаев. – М.: Стройиздат, 1978.
18. **Бакластов А.М.** Проектирование, монтаж и эксплуатация теплообменных установок / А.М.Бакластов, В.В.Горбенко, П.Г.Удыма. – М.: Энергоиздат, 1981.
19. **Бакластов А.М.** Промышленные теплообменные процессы и установки / А.М.Бакластов и др. – М.: Энергоатомиздат, 1986.
20. **Бакластов А.М.** Проектирование, монтаж и эксплуатация теплоиспользующих установок / А.М.Бакластов. – М.: Энергия, 1970.
21. **Бардик Дональд Л.** Нефтехимия – 3-е изд.; Пер. с англ. / Л.Дональд Бардик, Уильям Л. Леффлер. – М.: ЗАО «Олимп-Бизнес», 2005.
22. **Батунер Л.М.** Процессы и аппараты органического синтеза и биохимической технологии (методы расчета) / Л.М.Батунер. – М.: Химия, 1966.
23. **Беликов С.Е.** Малые котлы и защита атмосферы. Снижение вредных выбросов при эксплуатации промышленных и отопительных котельных / С.Е.Беликов, В.Р.Котлер. – М.: Энергоатомиздат, 1996.
24. **Белоцерковский О.М.** Вычислительная механика. Современные проблемы и результаты / О.М.Белоцерковский. – М.: Наука, 1991.
25. **Белоцерковский О.М.** Численные методы в механике сплошных сред / О.М.Белоцерковский. – М.: Наука, 1984.
26. **Белоцерковский О.М.** Вычислительный эксперимент. Прямое численное моделирование сложных течений газовой динамики на основе уравнений Эйлера, Навье-Стокса и Больцмана / О.М.Белоцерковский // Численные методы в динамике жидкостей. – М.: Наука, 1981.
27. **Белоцерковский О.М.** Метод крупных частиц в газовой динамике. Вычислительный эксперимент / О.М.Белоцерковский, Ю.М.Давыдов. – М.: Наука, 1982.
28. **Биркгоф Г.** Гидродинамика (методы, факты, подобие) / Г.Биркгоф; под ред. **И.Б.Погребыцкого.** – М.: Иностранная литература, 1963.
29. **Болдырев Ю.Н.** Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов целлюлозно-бумажного, лесохимического и гидролизного производств / Ю.Н.Болдырев, А.А.Зорин, В.В.Попов. – М.: Лесная промышленность, 1973.
30. **Бояджиев Х.** Массоперенос в движущихся пленках жидкости / Х.Бояджиев, В.Бешков. – М.: Мир, 1988.

31. **Брагинский Л.Н.** Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета / Л.Н.Брагинский, В.И.Бегачев, В.М.Барабаш. – Л.: Химия, 1984.
32. **Брандобовский С.С.** Ресурсосбережение в нефтегазоперерабатывающих отраслях: аналитический обзор / С.С.Брандобовский, М.В.Михайловер, Ю.И.Морозов. – ВНИИЦ, М.: 1991.
33. **Брунштейн Б.И.** Гидродинамика, массо- и теплообмен в колонных аппаратах / Б.И.Брунштейн, В.В.Щеголев. – Л.: Химия, 1988.
34. **Брунштейн Б.И.** Гидродинамика, массо- и теплообмен в дисперсных системах / Б.И.Брунштейн, Г.А.Фишбейн. – Л.: Химия, 1977.
35. **Брунштейн Б.И.** Физико-химические основы жидкостной экстракции / Б.И.Брунштейн, А.С.Железняк. – М.: Химия, 1966.
36. **Бушмелев В.А.** Процессы и аппараты целлюлозно-бумажного производства / В.А.Бушмелев, Н.С.Вольман. – М.: Лесная промышленность, 1969.
37. **Василинец К.М.** Роторные пленочные аппараты в пищевой промышленности / К.М.Василинец, А.Г.Сабуров. – М.: Агропромиздат, 1986.
38. **Витков Г.А.** Гидравлическое сопротивление и тепломассообмен / Г.А.Витков, Л.П.Холпанов, С.Н.Шерстнев. – М.: Наука, 1994.
39. **Войнов Н.А.** Расчет гидродинамических, тепло- и массообменных параметров в аппаратах со стекающей пленкой / Н.А.Войнов, Е.В.Сугак, В.Н.Щербаков. – Красноярск: КГТА, 1996.
40. **Войнов Н.А.** Пленочные биореакторы / Н.А.Войнов, Е.В.Сугак, Н.А.Николаев и др. – Красноярск: БОРГЕС, 2001.
41. **Войнов Н.А.** Тепломассообменные аппараты со стекающей пленкой: Учеб. пособие / Н.А.Войнов, Н.А.Николаев – Казань: КГТУ, 1997.
42. **Воронцов Е.Г.** Теплообмен в жидкостных пленках / Е.Г.Воронцов, Ю.М.Тананайко. – Киев: Техника, 1972.
43. **Воюцкий С.С.** Курс коллоидной химии / С.С.Воюцкий. – М.: Химия, 1976.
44. **Вяхирев Р.И.** Экологические аспекты устойчивого развития теплоэнергетики России / Под. ред. Р.И.Вяхирева. – М.: Ноосфера, 2000.
45. **Галкин В.А.** Уравнение Смолуховского / В.А.Галкин. – М.: Физматлит, 2001.
46. Газоочистное оборудование: Каталог. Аппараты мокрой очистки газов. – М.: ЦИНТИХИМНефтемаш, 1987.
47. **Галустов В.С.** Прямоточные распылительные аппараты в теплоэнергетике / В.С.Галустов. – М.: Энергоатомиздат, 1989.



48. **Гельперин Н.И.** Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности / Н.И.Гельперин, В.Л.Пебалк, А.Е.Кастанян. – М.: Химия, 1977.

49. **Гимбутис Г.** Теплообмен при гравитационном течении пленки жидкости / Г.Гимбутис. – Вильнюс: Мокслас, 1988.

50. **Гиргидов А.Д.** Механика жидкости и газа (гидравлика): Учебник для вузов. – 2 изд., испр. и доп. / А.Д.Гиргидов. – СПб: Изд-во СПбГПУ, 2003.

51. **Глембоцкий В.А.** Флотационные методы обогащения / В.А.Глембоцкий, В.И.Классен. – М.: Недра, 1981.

52. **Головочевский Ю.А.** Оросители и форсунки скрубберов химической промышленности / Ю.А.Головочевский. – М.: Машиностроение, 1974.

53. **Гордон Г.М.** Пылеулавливание и очистка газов. – 2 изд. / Г.М.Гордон, И.Л.Пейсахов. – М.: Metallургия, 1977.

54. **Гортышов Ю.Ф.** Теплогидравлический расчет и проектирование оборудования с интенсифицированным теплообменом / Ю.Ф.Гортышов, В.В.Олимпиев, Б.Е.Байгалиев. – Казань: Изд-во Казан. гос. техн. ун-та, 2004.

55. **Городецкий И.Я.** Вибрационные массообменные аппараты / И.Я.Городецкий, А.А.Васин, В.М.Олевский. – М.: Химия, 1980.

56. **Грин Х.** Аэрозоли – пыли, дымы и туманы: пер. с англ. / Х.Грин, В.Лейн; под ред. Н.А.Фукса. – Л.: Химия, 1969.

57. **Графов Б.М.** Турбулентный диффузионный слой в электрохимических системах / Б.М.Графов, С.А.Мартемьянов, Л.Н.Некрасов. – М.: Наука, 1990.

58. **Григорьев В.А.** Тепловые и атомные электрические станции: Справочник / Под общ. ред. В.А.Григорьева и В.М.Зорина. – М.: Энергоиздат, 1982.

59. **Громогласов А.А.** Водоподготовка: Процессы и аппараты: Учеб. пособие для вузов / А.А.Громогласов, А.С.Копылов, А.П.Пильщиков; под ред. О.И.Мартыновой. – М.: Энергоатомиздат, 1990.

60. **Гурьянов А.И.** Сопряженное моделирование и конструирование пульсационных аппаратов / А.И.Гурьянов, А.К.Розенцвайг. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005.

61. **Гурвич С.М.** Водоподготовка / С.М.Гурвич. – М.: Госэнергоиздат, 1961.

62. **Давлетшин Ф.М.** Интенсификация теплообмена при дисперсно-кольцевом течении газожидкостного потока в каналах / Ф.М.Давлетшин, А.А.Овчинников, Н.А.Николаев. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2001.

63. **Данилов Ю.И.** Теплообмен и гидродинамика в каналах сложной формы / Ю.И.Данилов, Б.В.Дзюбенко, Г.А.Дрейцер, В.А.Ашмантас Л. – М.: Машиностроение, 1986.
64. **Демура М.В.** Проектирование тонкослойных отстойников / М.В.Демура. – Киев.: Будівельник, 1981.
65. **Дерягин Б.В.** Поверхностные силы / Б.В.Дерягин, Н.В.Чураев, В.М.Муллер. – М.: Наука, 1985.
66. **Дерягин Б.В.** Микрофлотация: Водоочистка, обогащение / Б.В.Дерягин, С.С.Духин, Н.Н.Рулёв. – М.: Химия, 1986.
67. **Дерягин Б.В.** Теория устойчивости коллоидов и тонких пленок / Б.В.Дерягин. – М.: Наука, 1986.
68. **Дейч М.Е.** Гидродинамика двухфазных сред / М.Е.Дейч, Г.А.Филлипов. – М.: Энергоиздат, 1981.
69. **Дзюбенко Б.В.** Интенсификация тепло-и массообмена в энергетике / Б.В.Дзюбенко, Ю.А.Кузма-Кичта, А.М.Кутепов и др. – М.: ФГУП «ЦНИИАТОМ-ИНФОРМ», 2003.
70. **Дзюбенко Б.В.** Моделирование стационарных и переходных теплогидравлических процессов в каналах сложной формы / Б.В.Дзюбенко, Л.В.Ашмантас, М.Д.Сегаль. – Вильнюс: Prada, 1994 .
71. **Дильман В. В.** Методы модельных уравнений и аналогий в химической технологии / В.В.Дильман, А.Д.Полянин. – М.: Химия, 1988.
72. **Драгинский В.Л.** Современные технологии и оборудование для обработки воды на водоочистных станциях / Под ред. В.Л.Драгинского, Л.П.Алексеевой, В.М.Корабельникова; научн. ред. И.В.Кожин. – М.: Энергоиздат, 1997.
73. **Дульнев Г.Н.** Применение ЭВМ для решения задач теплообмена / Г.Н.Дульнев, В.Г.Парфенов, А.В.Сигалов. – М.: Высшая школа, 1990.
74. **Дытнерский Ю.И.** Процессы и аппараты химической технологии: в 2-х т. / Ю.И.Дытнерский. – М.: Химия, 1995.
75. **Дытнерский Ю.И.** Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под. ред. Ю.И.Дытнерского. – М.: Химия, 1983.
76. **Дьяконов С.Г.** Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ / С.Г.Дьяконов, В.И.Елизаров, А.Г.Лаптев. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 1993.
77. **Жужиков В.А.** Фильтрация. Теория и практика разделения суспензий / В.А.Жужиков. – М.: Химия, 1980.
78. **Жукаускас А.А.** Конвективный перенос в теплообменниках / А.А.Жукаускас. – М.: Наука, 1982.

79. **Задорский В.М.** Интенсификация газожидкостных процессов химической технологии / В.М.Задорский. – Киев: Техніка, 1979.
80. **Запольский А.К.** Коагулянты и флокулянты в процессах очистки воды / А.К.Запольский, А.А.Бирман. – М.: Химия, 1987.
81. **Захарова А.А.** Процессы и аппараты химической технологии: Учеб. пособие для вузов / А.А.Захарова, Л.Т.Бахтиева, Б.П.Кондауров и др.; под ред. А.А.Захаровой. – М.: Академия, 2006.
82. **Зельвенский Я.Д.** Ректификация разбавленных растворов / Я.Д.Зельвенский, А.А.Титов, В.А.Шалыгин. – Л.: Химия, 1974.
83. **Зиганшин М.Г.** Проектирование аппаратов пылегазоочистки / М.Г.Зиганшин, А.А.Колесник, В.Н.Посохин. – М.: Экопресс – 3М, 1998.
84. **Ибрагимов М.Х.** Структура турбулентного потока и механизм теплообмена в каналах / М.Х. Ибрагимов, В.И. Субботин, Б.П. Бобков и др. – М.: Атомиздат, 1978.
85. **Идельчик И.Е.** Аэродинамика технологических аппаратов / И.Е.Идельчик. – М.: Машиностроение, 1983.
86. **Идельчик И.Е.** Справочник по гидравлическим сопротивлениям / И.Е.Идельчик. – М.: Машиностроение, 1975.
87. **Калинин Э.К.** Интенсификация теплообмена в каналах / Э.К.Калинин, Г.А.Дрейцер, С.А.Ярхо. – М.: Машиностроение, 1990.
88. **Каганов Ю.С.** Возникновение турбулентности в пограничном слое / Ю.С.Каганов, В.В.Козлов, В.Я.Левченко. – Новосибирск.: Наука, 1982.
89. **Касаткин А.Г.** Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. – 11-е изд. / А.Г.Касаткин. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2005.
90. **Карпачева С.М.** Основы теории и расчета пульсационных экстракторов / С.М.Карпачева, Е.И.Захаров. – М.: Атомиздат, 1980.
91. **Карпачева С.М.** Пульсационная аппаратура в химической технологии / С.М.Карпачева, Б.Е.Рябчиков. – М.: Химия, 1983.
92. **Карпачева С.М.** Пульсирующие экстракторы / С.М.Карпачева, Е.И.Захаров, Л.С.Ратинский и др. – М.: Атомиздат, 1964.
93. **Касилов В.Ф.** Справочное пособие по гидрогазодинамике для теплоэнергетиков / В.Ф.Касилов. – М.: Издательство МЭИ, 2000.
94. **Кафаров В.В.** Основы массопередачи. – 3-е изд. / В.В.Кафаров. – М.: Высшая школа, 1979.
95. **Киркор А.В.** Вентиляторные градирни / А.В.Киркор, В.Н.Мухортов. – Могилев, 2002.
96. **Классен В.И.** Введение в теорию флотации / В.И.Классен, В.А.Мокроусов. – М.: Госгортехиздат, 1959.

97. **Клейтон В.** Эмульсии, их теория и техническое применение / В.Клейтон. – М.: Иностранная литература, 1950.

98. **Клименко В.Л.** Энергоресурсы нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / В.Л.Клименко, Ю.В.Костерин. – Л.: Химия, 1985.

99. **Коваленко В.П.** Основы техники очистки жидкостей от механических загрязнений / В.П.Коваленко, А.А.Ильинский. – М.: Химия, 1982.

100. **Когин Н.Е.** Теоретическая гидромеханика. / Н.Е.Когин, И.А.Кибель, Н.В.Розе. – М.: Физматгиз, 1963. – Ч. II.

101. **Коган В.Б.** Теоретические основы типовых процессов химической технологии / В.Б.Коган. – Л.: Химия, 1977.

102. **Козлов П.А.** Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности / П.А.Козлов, А.Д.Малыгин, Г.М.Скрябин. – Л.: Химия, 1982.

103. **Колесниченко А.В.** Турбулентность многокомпонентных сред / А.В.Колесниченко, М.Я.Маров. – М.: Наука, 1999.

104. **Колверт С.** Защита атмосферы от промышленных загрязнений: Справ. изд.: в 2-х ч.; пер. с англ. / Под ред. С.Колверта, Г.М.Инглунда. – М.: Металлургия, 1988.

105. **Комиссаров Ю.А.** Основы конструирования и проектирования промышленных аппаратов: Учеб. пособие для вузов / Ю.А.Комиссаров, Л.С.Гордеев, Д.П.Вент. – М.: Химия, 1997.

106. **Кондакова Г.Ю.** Интернет-версия справочника теплотехника и теплоэнергетика / Г.Ю.Кондакова, А.С.Копылов, К.А.Орлов и др. / Под общ. ред. В.Ф.Очкова. – М.: Издательский дом МЭИ, 2007.

107. **Контроль вредных выбросов ТЭС в атмосферу: Учеб. пособие / П.В.Росляков, И.Л.Ионкин, И.А.Закиров и др.; под ред. П.В.Рослякова. – М.: Издательство МЭИ, 2004.**

108. **Копылов В.А.** Очистка сточных вод напорной флотацией / В.А.Копылов. – М.: Лесная промышленность, 1978.

109. **Копылов А.С.** Водоподготовка в энергетике: Учеб. пособие для вузов / А.С.Копылов, В.М.Лавыгин, В.Ф.Очков. – М.: Издательский дом МЭИ, 2006.

110. **Коузов П.А.** Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности / П.А.Коузов, А.Д.Малыгин, Г.М.Скрябин. – Л.: Химия, 1982.

111. **Коузов П.А.** Основы анализа дисперсного состава промышленных пылей и измельченных материалов. – 2-е изд. перераб. и доп. / П.А.Коузов. – Л.: Химия, 1974.
112. **Коуль А.Л.** Очистка газа. – 2-е изд. / А.Л.Коуль, Ф.С.Ризенфельд. – Л.: Недра, 1967.
113. **Краснов Н.Ф.** Основы прикладной аэрогазодинамики: Кн. 2. Отекание тел вязкой жидкостью / Н.Ф.Краснов, В.Н.Кошевой, В.Ф.Захарченко и др.; под ред. Н.Ф.Краснова. – М.: Высшая школа, 1991.
114. **Крель Э.** Руководство по лабораторной перегонке: Пер. с нем. / Э.Крель; под ред. В.М.Олевского. – М.: Химия, 1980.
115. **Кривошеин И.А.** Инженерная защита поверхностных вод от промышленных стоков: Учеб. пособие / И.А.Кривошеин, П.П.Кукин, В.Л.Лапин и др. – М.: Высшая школа, 2003.
116. **Кройт Г.Р.** Наука о коллоидах / Г.Р.Кройт. – М.: Иностранная литература, 1955.
117. **Кузнецов А.А.** Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – 2-е изд. / А.А.Кузнецов, С.М.Катерманов, Е.Н.Судаков. – Л.: Химия, 1974.
118. **Кулов Н.Н.** Гидродинамика и массообмен в нисходящих двухфазных пленочно-дисперсных потоках: Дис. ... д-ра техн. наук / Н.Н.Кулов. – М.: ИОНХ, 1984.
119. **Курганов А.М.** Гидравлические расчеты систем водоснабжения и водоотведения: Справочник / А.М.Курганов, Н.Ф.Федоров; под общ. ред. А.М.Курганова. – Л.: Стройиздат., ленингр. отд., 1986.
120. **Кутателадзе С.С.** Тепломассообмен и волны в газожидкостных системах / С.С.Кутателадзе, В.Е.Накоряков. – Новосибирск: Наука, 1984.
121. **Кутателадзе С.С.** Тепломассообмен и трение в пограничном слое / С.С.Кутателадзе, А.И.Леонтьев. – М.: Наука, 1981.
122. **Кутателадзе С.С.** Теплопередача и гидродинамическое сопротивление: Справочное пособие / С.С.Кутателадзе. – М.: Энергоатомиздат, 1990.
123. **Кутателадзе С.С.** Анализ подобия в теплофизике / С.С.Кутателадзе. – Новосибирск: Наука, 1982.
124. **Кутателадзе С.С.** Гидравлика газожидкостных систем / С.С.Кутателадзе, М.А.Стырикович. – М.: Энергия, 1976.
125. **Кутепов А.М.** Вихревые процессы для модификации дисперсных систем / А.М.Кутепов, А.С.Латкин. – М.: Наука, 1992.
126. **Лабунцов Д.А.** Механика двухфазных систем: Учеб. пособ. для вузов / Д.А.Лабунцов, В.В.Ягов – М.: Издательский дом МЭИ, 2007.

127. **Лаврентьев М.А.** Проблема гидродинамики и их математические модели / М.А.Лаврентьев, Б.В.Шабат. – М.: Наука, 1973.
128. **Ламб Г.** Гидродинамика: в 2 т. / Г.Ламб. – Москва-Ижевск: НИЦ «Регулярная и хаотичная динамика», 2003.
129. **Ландау Л.Д.** Гидродинамика. – 5-изд. / Л.Д.Ландау, Е.М.Лифшиц. – М.: Физматлит, 2003.
130. **Лаптев А.Г.** Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов / А.Г.Лаптев. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2007.
131. **Лаптев А.Г.** Модели переноса и эффективность жидкостной экстракции / А.Г.Лаптев. – Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2005.
132. **Лаптев А.Г.** Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах / А.Г.Лаптев, М.И.Фарахов. – Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2006.
133. **Лаптев А.Г.** Гидромеханические процессы в системах водоочистки: Учеб. пособие / А.Г.Лаптев, И.А.Мутугуллина. – Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2008.
134. **Лаптев А.Г.** Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке / А.Г.Лаптев, Н.Г.Минеев, П.А.Мальковский. – Казань: Печатный двор, 2002.
135. **Лаптев А.Г.** Разделение жидких и газовых гомогенных смесей в тарельчатых и насадочных аппаратах: Учеб. пособие / А.Г.Лаптев, Н.Г.Минеев. – Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2005.
136. **Лаптев А.Г.** Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками / А.Г.Лаптев, М.И.Фарахов, Р.Ф.Миндубаев. – Казань: Печатный двор, 2003.
137. **Лаптев А.Г.** Теоретические основы и расчет аппаратов разделения гомогенных смесей: Учеб. пособие / А.Г.Лаптев, А.М.Конахин, Н.Г.Минеев. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2007.
138. **Лаптев А.Г.** Устройство и расчет промышленных градилен / А.Г.Лаптев, И.А.Ведьгаева. – Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2004.
139. **Лаптедульче Н.К.** Расчет основных сооружений для очистки сточных вод: метод указания / Н.К.Лаптедульче, Е.С.Сергеева. – Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2007.
140. **Лашинский А.А.** Основы конструирования и расчёта химической аппаратуры / А.А.Лашинский, Толчинский А.Р. – М. –Л.: Машгиз, 1963.
141. **Лебедюк Г.Д.** Каплеуловители и их применение в промышленности / Г.Д.Лебедюк, А.Ю.Вальдберг, Н.П.Громова, В.П.Приходько. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1972.

142. **Левич В.Г.** Физико-химическая гидродинамика / В.Г.Левич. – М.: Физматгиз, 1959.
143. **Лейтес И.Л.** Теория и практика химической энерготехнологии / И.Л.Лейтес, М.Х.Сосна, В.П.Семенов. – М.:Химия, 1988.
144. **Лойцянский Л.Г.** Механика жидкости и газа. – 6-е изд. / Л.Г.Лойцянский. – М.: Наука, 1987.
145. **Лойцянский Л.Г.** Ламинарный пограничный слой / Л.Г.Лойцянский. – М.: Физматгиз, 1962.
146. **Лыков А.В.** Тепломассообмен: Справочник / А.В.Лыков. – М.: Энергия, 1971.
147. **Лященко П.В.** Гравитационные методы обогащения / П.В.Лященко. – Л.: Госточиздат, 1940.
148. **Малиновская Т.А.** Разделение суспензий в химической промышленности / Т.А.Малиновская, И.А.Кобринский, О.С.Кирсанов, В.В.Рейнфарт. – М.: Химия, 1983.
149. **Малиновская Т.А.** Разделение суспензий в промышленности органического синтеза / Т.А.Малиновская. – М.: Химия, 1971.
150. **Марголин Е.В.** Разработка метода определения величины каплеуноса из аппаратов мокрой очистки газов алюминиевого производства / Е.В.Марголин, В.С.Буркат, В.Л.Клюшкин // Тр. ВАМИ, 1970. – Вып. 71.
151. **Мартынов Г.Л.** Критерий устойчивости лиофобных коллоидов / Г.Л.Мартынов, В.М.Муллер // Поверхностные силы в тонких пленках и дисперсных системах. – М.: Наука, 1972.
152. **Матов Б.М.** Флотация в пищевой промышленности / Б.М.Матов. – М.: Пищевая промышленность, 1976.
153. **Матвеев П.С.** Струйные аппараты в пищевой промышленности / П.С.Матвеев, В.Н.Стабников. – М.: Пищевая промышленность, 1980.
154. **Мацнев А.И.** Очистка сточных вод флотацией / А.И.Мацнев. – Киев: Будівельник, 1976.
155. **Мацнев А.И.** Применение флотации для очистки сточных вод / А.И.Мацнев. – Киев: Будівельник, 1965.
156. **Медников Е.П.** Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей / Е.П.Медников. – М.: Наука, 1981.
157. **Мелик-Гайказян В.И.** Межфазовые взаимодействия / В.И.Мелик-Гайказян // Физико-химические основы флотации. – М.: Наука, 1983.
158. **Мещеряков Н.Ф.** Флотационные машины / Н.Ф.Мещеряков. – М.: Недра, 1972.

159. **Мингалеева Г.Р.** Современные методы очистки вредных выбросов и сточных вод тепловых электростанций / Г.Р.Мингалеева. – Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2002.

160. **Михалкина Г.С.** Комплексная подготовка воды тепловых электрических станций / Г.С.Михалкина, Н.А.Николаев. – Казань: Отечество, 2007.

161. **Монин А.С.** Статистическая гидромеханика. Механика турбулентности / А.С.Монин, А.М.Яглом. – М.: Наука, 1965.

162. **Мягков Б.И.** Очистка вентовоздуха гальванических ванн. Обзорная информация Сер. ХМ-14. Пром. и сан. очистка газов / Б.И.Мягков, И.Г.Каменщиков, Ф.Б.Резник. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1978.

163. **Мягков Б.И.** Очистка воздуха от масляного тумана на металлообрабатывающих предприятиях. Обзорная информация Сер. ХМ-14. Пром. и сан. очистка газов / Б.И.Мягков, О.А.Попов. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1981.

164. **Мягков Б.И.** Улавливание туманов кислот в различных отраслях промышленности. Обзорная информация Сер. ХМ-14. Пром. и сан. очистка газов / Б.И.Мягков, А.А.Мошкин. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1984.

165. **Мягков Б.И.** Инерционные волокнистые и сетчатые туманобрызгоуловители. (НИИОгаз) обзор / Б.И.Мягков, Н.В.Савенков. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1991.

166. **Мягков Б.И.** Волокнистые туманоуловители. Обзорная информация Сер. пром. и сан. очистка газов / Б.И.Мягков. – М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1973.

167. **Мягков Б.И.** Волокнистые и сетчатые брызготуманоуловители. Обзорная информация Сер. ХМ-14. Пром. и сан. очистка газов / Б.И.Мягков. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1983.

168. **Назмеев Ю.Г.** Системы золошлакоудаления ТЭС / Ю.Г.Назмеев. – М.: Издательство МЭИ, 2002.

169. **Назмеев Ю.Г.** Теплообменные аппараты ТЭС: – Учеб. пособие для вузов / Ю.Г.Назмеев, В.М.Лавыгин. – М.: Изд-во МЭИ, 2002.

170. **Нигматуллин Р.И.** Динамика многофазных сред / Р.И.Нигматуллин. – М.: Наука, 1987.

171. **Нигматуллин Р.И.** Основы механики гетерогенных сред / Р.И.Нигматуллин. – М.: Наука, 1978.

172. **Николаев А.Н.** Очистка газовых выбросов ТЭС, работающих на твердом и жидком топливе / А.Н.Николаев, А.В.Дмитриев, Д.Н.Латыпов. – Казань: Новое знание, 2004.



173. **Николадзе Г.И.** Водоснабжение / Г.И.Николадзе. – М.: Стройиздат, 1989.
174. **Овчинников А.А.** Основы гидромеханики двухфазных сред: Учеб. пособие / А.А.Овчинников, Н.А.Николаев. – Казань: КГТУ, 1998.
175. **Олевский В.М.** Пленочная тепло- и массообменная аппаратура / Под ред. В.М.Олевского. – М.: Химия, 1988.
176. **Очков В.Ф.** Mathcad / Дифференциальные модели / В.Ф.Очков, А.П.Солодов. – М.: Изд-во МЭИ, 2002.
177. **Павлов К.Ф.** Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учеб. пособие для вузов. – 12-е изд. / К.Ф.Павлов, П.Г.Романков, А.А.Носков. – М.: Альянс, 2005.
178. **Пажи Д.Г.** Основы техники распыливания жидкостей / Д.Г.Пажи, В.С.Галустов. – М.: Химия, 1984.
179. **Пантелеев В.Г.** Состав и свойства золы и шлака ТЭС: Справочное пособие / В.Г.Пантелеев, Э.А.Ларина, В.А.Мелентьев и др. – М.: Энергоатомиздат, 1985.
180. **Палев И.И.** Некоторые результаты исследования двухфазного потока методом однолучевой голографии Фраунгофера / И.И.Палев. – М.: Энергомашиностроение, 1984.
181. **Пасконов В.М.** Численное моделирование процессов тепло-и массообмена / В.М.Пасконов, В. И.Полежаев, Л.А.Чудов. – М.: Наука, 1984.
182. **Патанкар С.В.** Численное решение задач теплопроводности и конвективного теплообмена при течении в каналах / С.В.Патанкар; пер. с англ. Е.В.Калабина; под ред. Г.Г.Янькова. – М.: Изд-во МЭИ, 2003.
183. **Патанкар С.В.** Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкости / С.В.Патанкар; пер. с англ. – М.: Энергоатомиздат, 1984.
184. **Патанкар С.В.** Тепло и массообмен в пограничных слоях / С.В.Патанкар, Д.Сполдинг. – М.: Энергия, 1971.
185. **Пейве Р.** Вычислительные методы в задачах механики жидкости / Р.Пейве, Т.Д.Тейлор. – Л.: Гидрометеиздат, 1986.
186. **Петров К.П.** Аэродинамика тел простейших форм / К.П.Петров. – М.: Факториал, 1998.
187. **Петухов Б.С.** Теплообмен в ядерных энергетических установках / Б.С.Петухов, Л.Г.Генин, С.А.Ковалев. – М.: Энергоатомиздат, 1986.
188. **Пирумов А.И.** Обеспыливание воздуха / А.И.Пирумов. – М.: Стройиздат, 1981.
189. **Плановский А.Н.** Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии – 2-е изд./ А.Н.Плановский, П.И.Николаев. – М.: Химия, 1972.

190. Повышение экологической безопасности тепловых электростанций: Учеб. пособие / А.И.Абрамов, Д.П.Елизаров, А.И.Ремезов и др.; под ред. А.С.Седлова. – М.: Изд-во МЭИ, 2001.
191. **Покровский В.Н.** Очистка сточных вод тепловых электростанций / В.Н.Покровский, Е.П.Аракчеев. – М.: Энергия, 1980.
192. **Понаморенко В.С.** Градирни промышленных и энергетических предприятий / В.С.Понаморенко, Ю.И.Арефьев: Справочное пособие; под общ. ред. В.С.Понаморенко. – М.: Энергоиздат, 1998.
193. **Попов Д.Н.** Гидромеханика: Учеб. для вузов. – 2-е изд. / Д.Н.Попов, С.С.Панаиотти, М.В.Рябинин; под ред. Д.Н.Попова. – М.: Изд-во МГТУ им. Н.Э.Баумана, 2002.
194. Последние достижения в области жидкостной экстракции. / Под ред. К.Хансона; пер. с англ. – М.: Химия, 1974.
195. **Прандтль Л.** Гидроаэромеханика / Л.Прандтль. – Москва-Ижевск: НИЦ «Регулярная и хаотическая динамика», 2002.
196. **Приходько В.П.** Аппараты с вихревыми контактными устройствами: конструкции, расчет, применение / В.П.Приходько, В.Н.Сафонов, Е.В.Козловский. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1990.
197. **Приходько В.П.** Центробежные каплеуловители с лопастными завихрителями / В.П.Приходько, В.Н.Сафонов, Т.К.Лебедюк. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979.
198. **Протодяконов И.О.** Гидромеханические основы процессов химической технологии: Учеб. пособие для вузов / И.О.Протодяконов, Ю.Г.Чесноков. – Л.: Химия, 1987.
199. **Протодяконов И.О.** Гидродинамика и массообмен в дисперсных системах жидкость–твердое тело / И.О.Протодяконов. – Л.: Химия, 1987.
200. **Проскуряков В.А.** Очистка сточных вод в химической промышленности / В.А.Проскуряков, Л.И.Шмидт. – Л.: Химия, Ленингр. отд., 1977.
201. **Рабинович Г.Г.** Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник. – 3-е изд., перераб. и доп. / Г.Г.Рабинович, П.М.Рябых, П.А.Хохряков и др.; под ред. Е.Н.Судакова. – М.: Химия, 1979.
202. **Разинов А.И.** Явления переноса / А.И.Разинов, Г.С.Дьяконов. – Казань: Казанск. гос. технол. ун-т, 2002.
203. **Рамм В.М.** Абсорбция газов. – 2-е изд. / В.М.Рамм. – М.: Химия, 1976.
204. **Рахматуллин Х.А.** Газовая и волновая динамика / Х.А.Рахматуллин. – М.: Химия, 1983.

205. **Ребиндер П.А.** Физикохимия флотационных процессов / П.А.Ребиндер и др. – М.: Metallurgizdat, 1933.
206. **Репик Е.У.** Турбулентный пограничный слой. Методика и результаты экспериментальных исследований / Е.У.Репик, Ю.П.Соседко. – М.: Физматлит, 2007.
207. **Розен А.М.** Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / А.М.Розен, Е.И.Мартюшин, В.М.Олевский и др.; под ред. А.М.Розена. – М.: Химия, 1980.
208. **Романенко П.Н.** Теплообмен и трение при градиентном течении жидкости / П.Н.Романенко. – М.: Энергия, 1964.
209. **Романков П.Г.** Процессы жидкостной экстракции и хемосорбции / П.Г.Романков // Тр. II Всесоюзн. науч.-техн. совещания / Под ред. П.Г.Романкова. – М.: Химия, 1966.
210. **Романков П.Г.** Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии: Учеб. пособие для вузов / Под ред. П.Г.Романкова. – Л.: Химия, 1980.
211. **Роуч П.** Вычислительная гидродинамика / П.Роуч. – М., 1980.
212. **Русанов А.А.** и др. Справочник по пыле- и золоулавливанию. / Под общ. ред. А.А.Русанова. – М.: Энергия, 1975.
213. **Рыжкин В.Я.** Тепловые электрические станции / В.Я.Рыжкин. – М.: Энергоатомиздат, 1987.
214. **Самарский А.А.** Теория разностных схем / А.А.Самарский. – М.: Наука, 1983.
215. **Сахарнов А.В.** Очистка сточных вод и газов лакокрасочной промышленности / А.В.Сахарнов, И.П.Зеге. – М.: Химия, 1979.
216. **Сена Л.А.** Единицы физических величин и их размерности: Учебно-справочное руководство. – 3-е изд. / Л.А.Сена. – М.: Наука, 1988.
217. **Сигал И.Я.** Защита воздушного бассейна при сжигании топлива / И.Я.Сигал. – Л.: Недра, 1988.
218. **Скобло А.И.** Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – 2-е изд. / А.И.Скобло, И.Н.Трегубова, Ю.К.Молоканов. – М.: Химия, 1982.
219. **Слеттери Дж.** Теория переноса импульса, энергии и массы в сплошных средах / Дж.Слеттери. – М.: Мир, 1978.
220. **Смолуховский М.** Опыт математической теории кинетики коагуляции коллоидных растворов / М.Смолуховский // Коагуляция коллоидов. – М.: ОНТИ, 1936.

221. **Соколов В.Н.** Газожидкостные реакторы / В.Н.Соколов, И.В.Доманский. – Л.: Машиностроение, 1976.
222. **Соколов Е.Я.** Струйные аппараты. – 3-е изд. / Е.Я.Соколов, Н.М.Зингер. – М.: Энергоатомиздат, 1989.
223. **Соколов В.И.** Современные промышленные центрифуги. – 2-е изд. / В.И.Соколов. – М.: Машиностроение, 1967.
224. **Солодяников В.В.** Расчет и математическое моделирование процессов водоподготовки / В.В.Солодяников. – М.: Энергоатомиздат, 2003.
225. **Соу С.** Гидродинамика многофазных сред / С.Соу. – М.: Мир, 1971.
226. **Стабников В.Н.** Ректификационные аппараты. Расчет и конструирование / В.Н.Стабников. – М.: Машиностроение, 1965.
227. **Стабников В.Н.** Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В.Н.Стабников. – Киев: Техника, 1970.
228. **Старк С.Б.** Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве / С.Б.Старк. – М.: Металлургия, 1990.
229. **Страус В.** Промышленная очистка газов / В.Страус. – М.: Химия, 1981.
230. **Стренк Ф.** Перемешивание и аппараты с мешалками / Ф.Стренк: Пер. под ред. И.А.Щупляка. – Польша, 1971.. – Л.: Химия, 1975.
231. **Стырикович М.А.** Процессы генерации пара на электростанциях / М.А.Стырикович, О.И.Мартынова, З.Л.Миропольский. – М.: Энергия, 1969.
232. **Стырикович М.А.** Тепломассообмен и гидродинамика в двухфазных потоках атомных электрических станций / М.А.Стырикович, В.С.Паолонский, Г.В.Циклаури. – М.: Наука, 1982.
233. **Субботин В.И.** Гидродинамика и теплообмен в атомных энергетических установках / В.И.Субботин, М.Х.Ибрагимов, П.А.Ушаков и др. – М.: Энергоатомиздат, 1984.
234. **Сугак Е.В.** Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами / Е.В.Сугак, Н.А.Войнов, Н.А.Николаев. – Казань: Школа, 1999.
235. **Танатаров М.А.** Технологические расчеты установок переработки нефти: Учеб. пособие для вузов / М.А.Танатаров, М.Н.Ахметшина, Р.А.Фасхутдинов и др. – М.: Химия, 1987.
236. **Тананайко Ю.М.** Методы расчета и исследования пленочных процессов / Ю.М.Тананайко, Е.Г.Воронцов. – Киев: Техника, 1975.
237. **Тарат Э.Я.** Пенный режим и пенные аппараты / Э.Я.Тарат, И.П.Мухленов, А.Ф.Туболкин, Е.С.Тумаркина. – Л.: Химия, 1977.

238. **Таунсенд А.А.** Структура турбулентного потока с поперечным сдвигом пер. с англ. / А.А.Таунсенд. / под ред. А.Н.Колмогорова. – М., 1959.
239. **Тютюнников А.Б.** Основы расчета и конструирования массообменных колонн / А.Б.Тютюнников, Л.Л.Поважнянский, Л.П.Готлинская: Учеб. пособие. – К.: Высшая школа, головное изд-во, 1989.
240. **Ужов В.Н.** Подготовка промышленных газов к очистке / В.Н.Ужов, А.Ю.Вальдберг. – М.: Химия, 1975.
241. **Ужов В.Н.** Очистка промышленных газов от пыли / В.Н.Ужов и др. – М.: Химия, 1981.
242. **Ужов В.Н.** Очистка промышленных газов электрофильтрами / В.Н.Ужов и др. – М.: Химия, 1967.
243. **Ужов В.Н.** Санитарная охрана атмосферного воздуха. Очистка выбросных промышленных газов от вредных парообразных и газообразных примесей / В.Н.Ужов. – М.: Химия, 1962.
244. **Ужов В.Н.** Очистка газов мокрыми фильтрами / В.Н.Ужов, А.Ю.Вальдберг. – М.: Химия, 1972.
245. **Ульянов Б.А.** Поверхность контакта фаз и массообмен в тарельчатых ректификационных аппаратах / Б.А.Ульянов. – Иркутск: Изд-во Иркутск. ун-та, 1982.
246. **Уоллис Г.** Одномерные двухфазные течения / Г.Уоллис. – М.: Мир, 1972.
247. **Фарахов М.И.** Сепарация дисперсной фазы из жидких углеводородных смесей в нефтепереработке и энергосбережение / М.И.Фарахов, А.Г.Лаптев, И.П.Афанасьев. – Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2005.
248. **Флореа О.** Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии / О.Флореа, О.Смительский; под ред. С.З.Кагана. – М.: Химия, 1971.
249. **Флетчер К.** Вычислительные методы в динамике жидкостей. / К.Флетчер. – М: Мир, 1991. – Т. 2.
250. **Франк-Каменецкий Д.А.** Диффузия и массопередача в химической кинетике. – 3-е изд. / Д.А.Франк-Каменецкий. – М.: Наука, 1987.
251. **Фрост У.** Турбулентность: принципы и применения / Под. ред. У.Фроста, Т.Мазлдена. – М.: Мир, 1980.
252. **Фукс Н.А.** Высокодисперсные аэрозоли / Н.А.Фукс, В.Н.Сутугин. – М.: Наука, 1969.
253. **Фукс Н.А.** Механика аэрозолей / Н.А.Фукс. – М.: Изд-во АН СССР, 1955.

254. **Халатов А.А.** Теория и практика закрученных потоков / А.А.Халатов. – Киев: Наукова Думка, 1989.
255. **Хенце М.** Очистка сточных вод: пер. с англ. / М.Хенце, П.Армоэс, Й.Ля-Кур-Янсен, Э.Арван. – М.: Мир, 2006.
256. **Хлопков Ю.И.** Когерентные структуры в турбулентном пограничном слое / Ю.И.Хлопков, В.А.Жаров, С.Л.Горелов. – М.: МФТИ, 2002.
257. **Холпанов Л.П.** Гидродинамика и тепломассообмен с поверхностью раздела / Л.П.Холпанов, В.Я.Шкадов. – М.: Наука, 1990.
258. **Хоппель Дж.** Гидродинамика при малых числах Рейнольдса / Дж.Хоппель, Г.М.Бреннер. – М.: Наука, 1976.
259. **Хьюитт Дж.** Кольцевые двухфазные течения / Дж.Хьюитт, Н.Холл – Тейлор. – М.: Энергия, 1974.
260. **Черный Г.Г.** Газовая динамика: Учебник для университетов и вузов / Г.Г.Черный. – М.: Наука, 1988.
261. **Чохонелидзе А.Н.:** справочник по распыливающим, оросительным и каплеулавливающим устройствам / А.Н.Чохонелидзе, В.С.Галстов, Л.П.Холпанов, В.П.Приходько. – М.: Энергоатомиздат, 2002.
262. **Швидлер М.И.** Статистическая гидродинамика пористых сред / М.И.Швидлер. – М.: Недра, 1985.
263. **Швыдский В.С.** Очистка газов: Справочное изд. / В.С.Швыдский, М.Г.Ладыгичев. – М.: Теплоэнергетик, 2002.
264. **Шлихтинг Г.** Теория пограничного слоя / Г.Шлихтинг. – М.: Наука, 1974.
265. **Шпаковский Э.П.** Отстаивание сточных вод в тонком слое. Очистка и использование природных и сточных вод / Э.П.Шпаковский. – Минск, 1973.
266. **Щукин В.К.** Теплообмен и гидродинамика внутренних потоков в полях массовых сил. – 2-е изд. / В.К.Щукин. – М.: Машиностроение, 1980.
267. **Щукин В.К.** Теплообмен, массообмен и гидродинамика закрученных потоков в осесимметричных каналах / В.К.Щукин, А.А.Халатов. – М.: Машиностроение, 1982.
268. Экологические аспекты устойчивого развития теплоэнергетики России / Под общ. ред. Р.И.Вяхирева. – М.: Ноосфера, 2000.
269. **Ягодин Т.А.** Основы жидкостной экстракции / Т.А.Ягодин, С.З.Каган, В.В.Тарасов. – М.: Химия, 1981.
270. **Яковлев С.В.** Очистка производственных сточных вод / С.В.Яковлев, Я.А.Карелин, Ю.М.Ласков, Ю.В.Воронов. – М.: Стройиздат, 1979.

271. **Яковлев С.В.** Механическая очистка сточных вод / С.В.Яковлев, В.И.Калицун. – М.: Изд-во литературы по строительству, 1972.
272. **Янковский С.С.** Промышленное применение волокнистых и сетчатых фильтров / С.С.Янковский. Обзорная информация Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1988.
273. **Ясавеев Х.Н.** Модернизация установок переработки углеводородных смесей / Х.Н.Ясавеев, А.Г.Лаптев, М.И.Фарахов. – Казань: Казанск. гос. энерг. ун-т, 2004.
274. **Ясипович Л.Я.** Новые конструкции отстойников. Обзорная информация / Л.Я.Ясипович, В.В.Зинкевич, В.М.Колинько, М.Г.Лейбовский // Хим. и нефтехим. машиностроение, ЦИНТИхимнефтемаш, 1985.
275. **Bradshaw P.** Engeneering calculation methods for turbulent flow / P.Bradshaw, T.Cebeci, J.Whitelaw. – London; New-York: Acad. Press, 1981.
276. **Cebeci T.** Analysis of turbulent boundary layers / T.Cebeci, A.M.O.Smith. N.Y. – ect.: Acad. Press, 1974.
277. **Clift R.** Bubbles, Drops and Particles / R.Clift, J.R.Grace, M.E.Weber. – N. Y.; Acad. Press, 1978.
278. **Krainov V.P.** Qualitative Methods in Physical Kinetik and Hydrodynamics / V.P.Krainov. – New York, 1992.
279. Laminar boundary layers / Ed. Bu L. Rosenhead. – Oxford: Clarendon press, 1963.
280. **Hewitt G.F.** Multiphase science and technology / G.F.Hewitt // Washington-N.J.-London, Hemisphere Publishing Corporation, 1987.
281. **Stearman F.** Gas purification processes for air pollution control in «Gas Purification Processes» / F.Stearman, G.G.Williamson. // London: Newnes-Butterworths, 1972.
282. **Chen Y.S.** Computation of turbulent flows using an extended k- $\epsilon$  turbulence closure model / Y.S.Chen, S.W.Kim. – NASA CR-179204, 1987.
283. **Monson D.J.** Comparison of experiment with calculations using curvature-corrected zero and two-equation turbulence models for a two-dimensional U-duct / D.J.Monson, H.L.Seegmiller, P.K.McConnaughey, Y.S.Chen. – AIAA 90-1484, 1990.

## **ПРИЛОЖЕНИЯ**



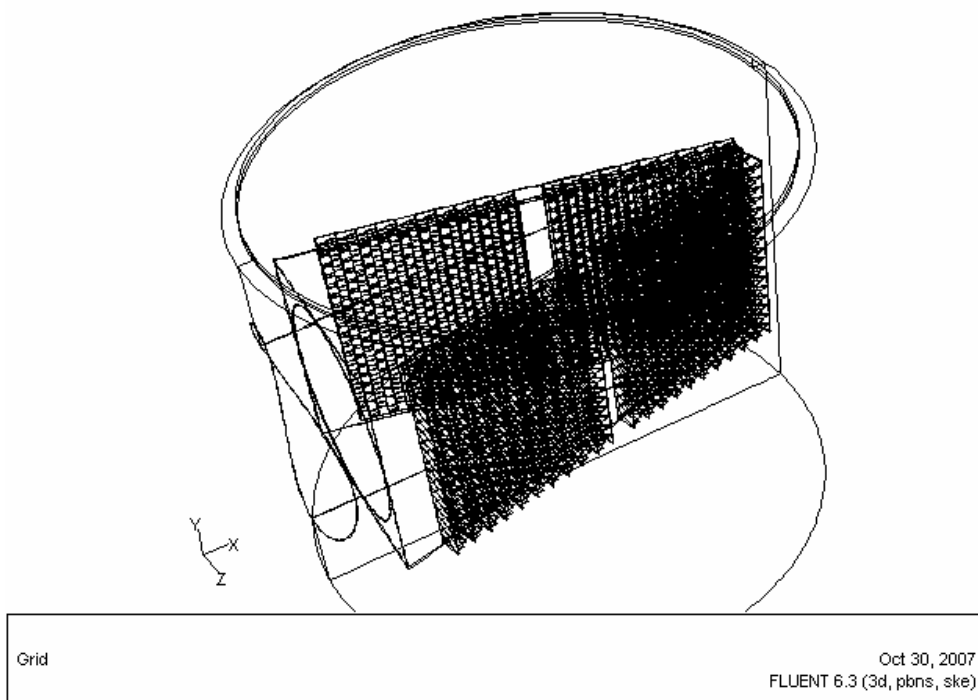


Рис. 1. Расчетная область газожидкостного распределителя потока

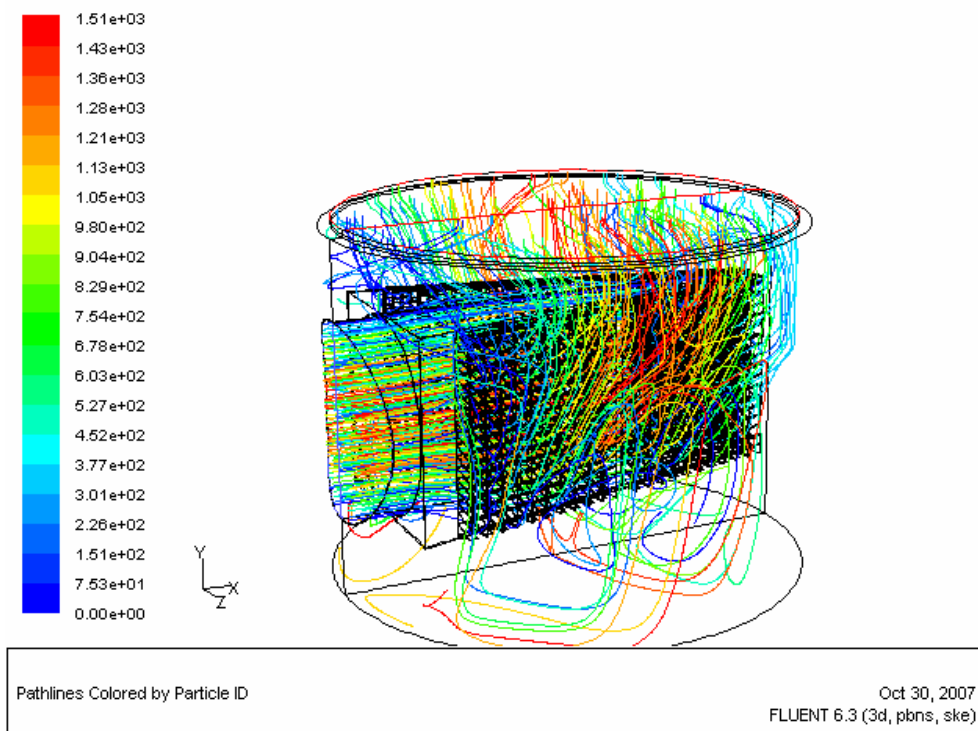


Рис. 2. Траектория движения потока в газожидкостном распределителе

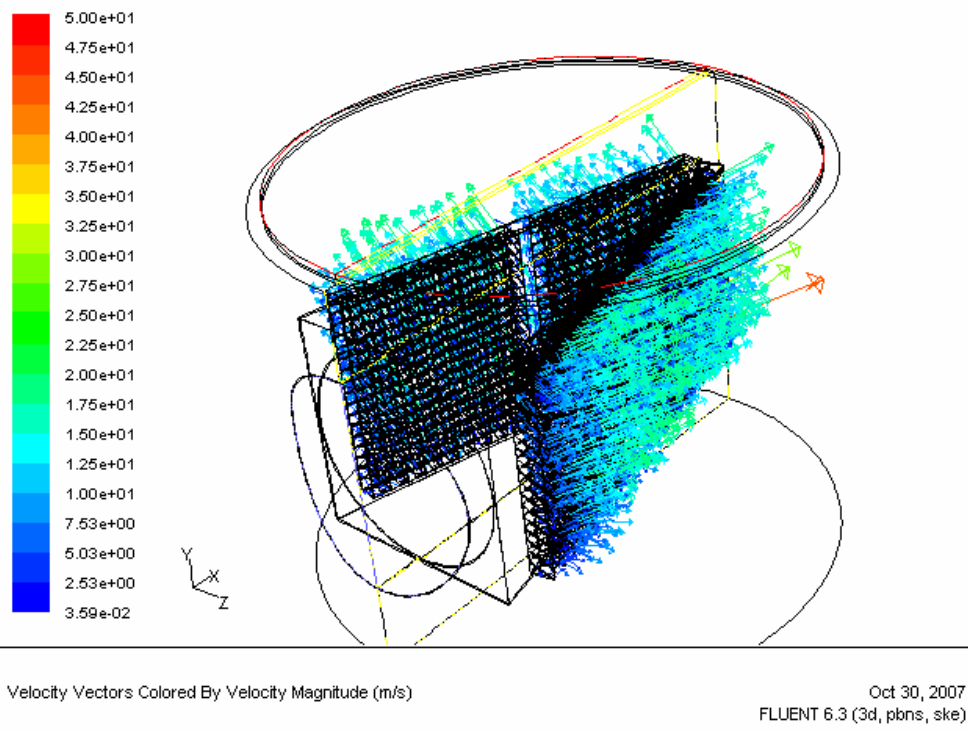


Рис. 3. Распределение вектора скорости на выходе из газожидкостного распределителя потока

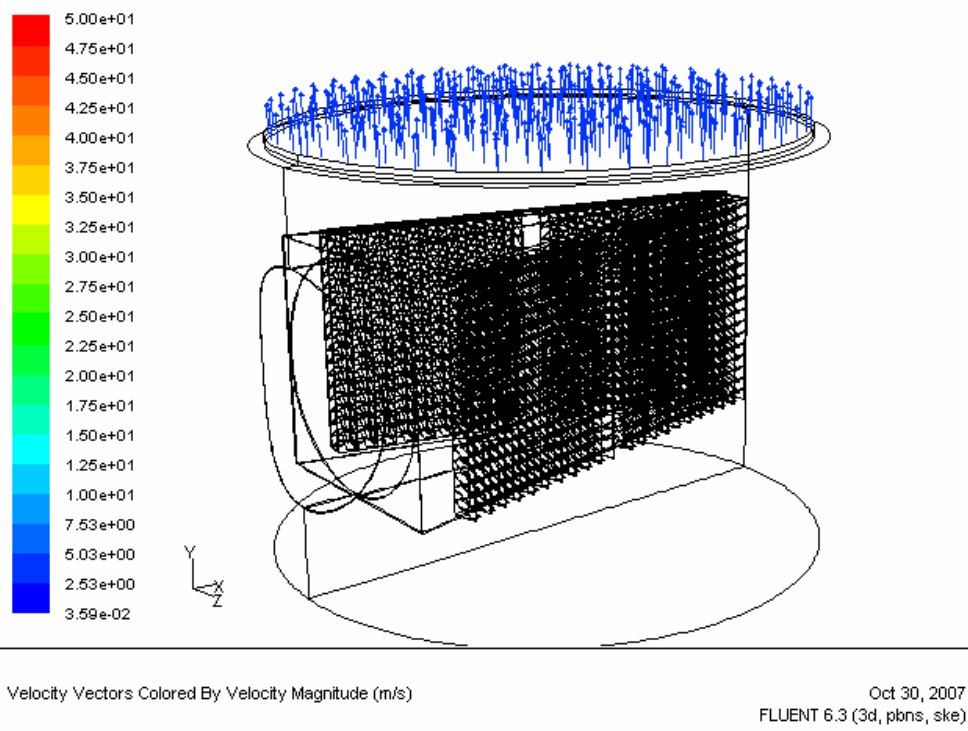


Рис. 4. Распределение вектора скорости на выходе из расчетной области

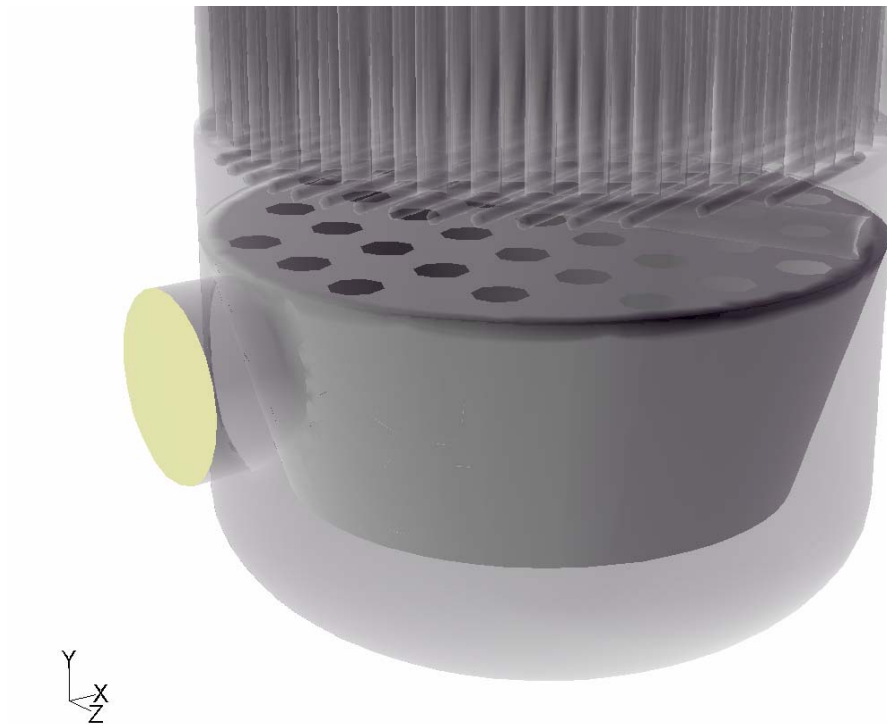
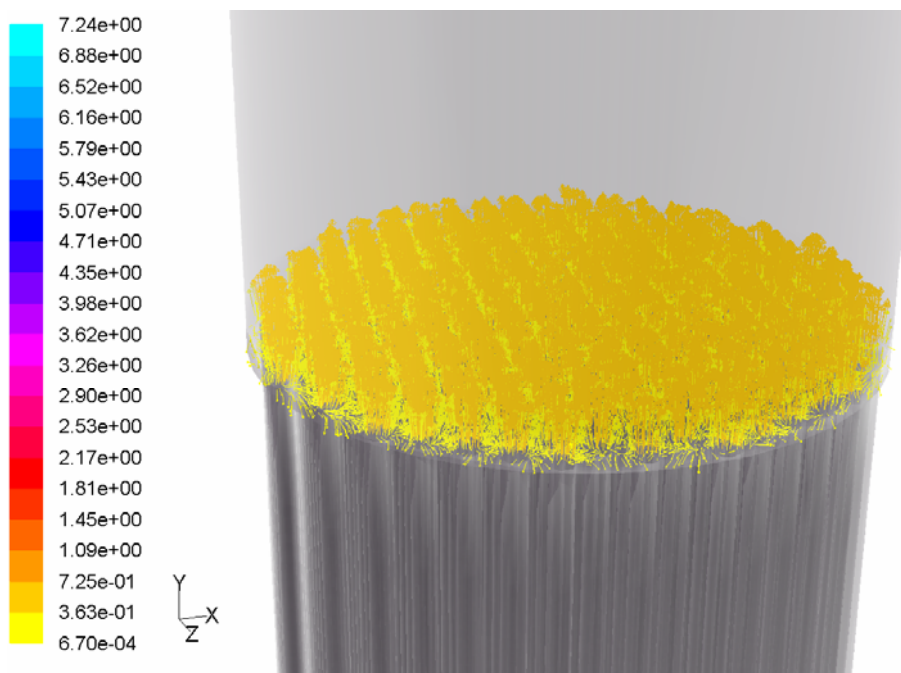


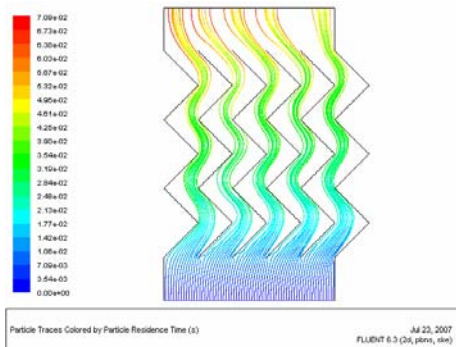
Рис. 5. Расчетная область трубчатого реактора



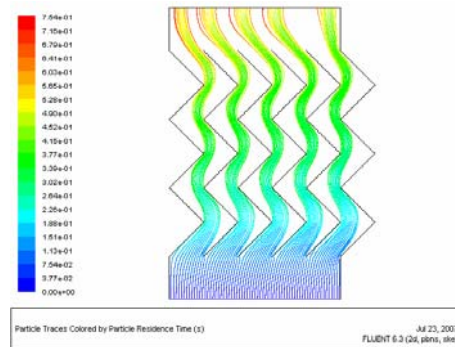
velocity Vectors Colored By Velocity Magnitude (m/s)

May 08, 2007  
FLUENT 6.2 (3d, segregated, ske)

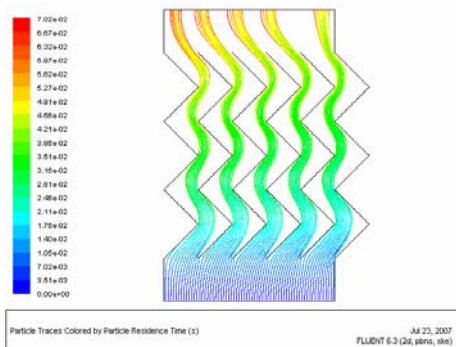
Рис. 6. Распределение вектора скорости на выходе из трубчатого теплообменника



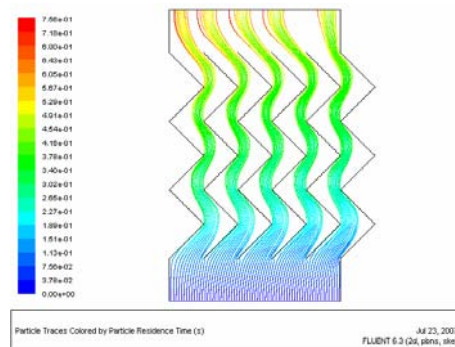
а) Среда воздух – вода. Диаметр частиц 1мкм



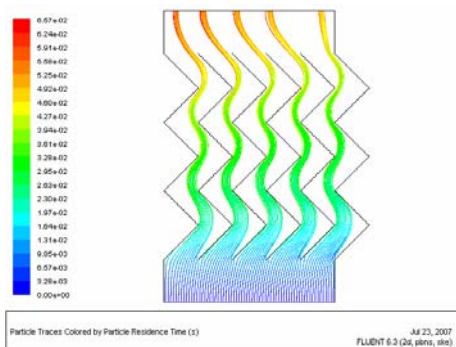
б) Среда метан – пентан. Диаметр частиц 1мкм



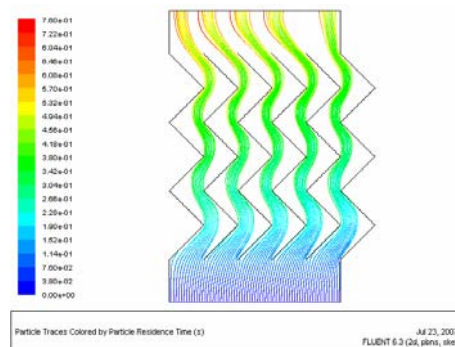
в) Среда воздух – вода. Диаметр частиц 5мкм



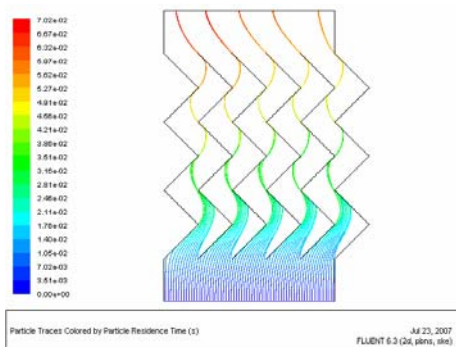
г) Среда метан – пентан. Диаметр частиц 5мкм



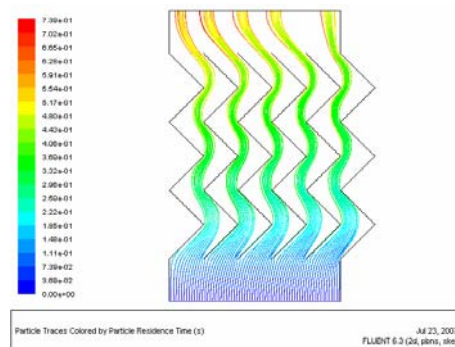
д) Среда воздух – вода. Диаметр частиц 10мкм



е) Среда метан – пентан. Диаметр частиц 10мкм



ж) Среда воздух – вода. Диаметр частиц 30мкм



з) Среда метан – пентан. Диаметр частиц 30мкм

Рис. 7. Численный расчет траектории движения дисперсных частиц в среде газ – жидкость

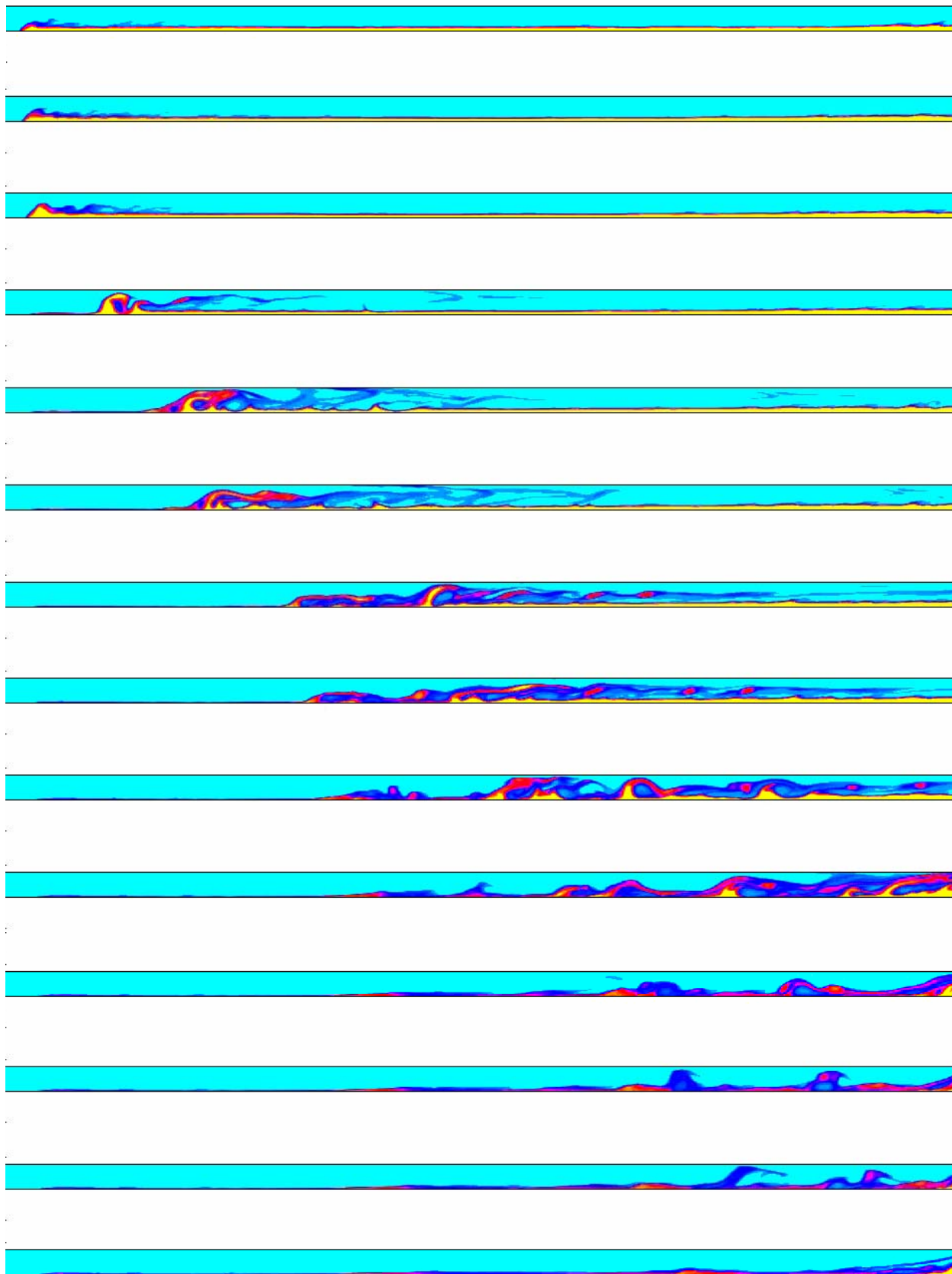


Рис. 8. Взаимодействия газа и жидкости в канале

## О Г Л А В Л Е Н И Е

<b>Введение</b> .....	3
<b>Глава 1. Общие характеристики процессов и основы проектирования промышленных аппаратов</b> .....	8
1.1. Виды гидромеханических процессов в нефтехимии и энергетике .....	8
1.2. Общие принципы проектирования .....	12
1.3. Стадии проектирования .....	13
1.4. Этапы проектирования .....	14
1.5. Проблема масштабного перехода .....	16
1.6. Подходы к конструированию промышленных аппаратов .....	18
1.7. Сопряженное физическое и математическое моделирование при проектировании аппаратов .....	19
<b>Глава 2. Основные физические величины и расчетные формулы в гидравлике</b> .....	22
2.1. Физические свойства жидкостей и смесей .....	22
2.2. Силы и давление .....	45
2.3. Основные характеристики движения жидкостей .....	48
2.4. Основные критерии гидродинамического подобия потоков .....	52
2.5. Производные критерии подобия .....	56
<b>Глава 3. Законы сохранения массы и импульса и численное решение задач</b> .....	58
3.1. Уравнение неразрывности (сплошности) потока .....	58
3.2. Дифференциальные уравнения движения Эйлера .....	61
3.3. Дифференциальные уравнения движения Навье – Стокса .....	63
3.4. Уравнение Бернулли .....	64
3.5. Уравнения движения с внешними силами и сдвиговыми напряжениями .....	67
3.6. Турбулентные течения .....	70
3.7. Численное решение задач по гидромеханике. ....	80
<b>Глава 4. Движение жидкости в трубах и аппаратах</b> .....	88
4.1. Понятие пограничного слоя .....	88
4.2. Ламинарный пограничный слой .....	92
4.3. Турбулентный пограничный слой .....	98

4.4. Коэффициенты переноса импульса . . . . .	106
4.5. Профиль скорости и трение в трубах . . . . .	113
4.6. Механическое перемешивание . . . . .	117
4.7. Статистические и пневматические смесители . . . . .	126
4.8. Применение уравнения Бернулли для расчета трубопроводов . .	128
<b>Глава 5. Основы гидромеханики двухфазных сред . . . . .</b>	<b>132</b>
5.1. Основные понятия и определения . . . . .	132
5.2. Модели процессов переноса . . . . .	134
5.3. Гидродинамические закономерности движения твердых частиц	139
5.4. Закономерности движения пузырей . . . . .	151
5.5. Движение капель в жидкостях и газах . . . . .	159
5.6. Механизмы физической коагуляции аэрозолей . . . . .	175
5.7. Пленочное течение жидкостей . . . . .	186
5.8. Барботажный слой . . . . .	195
5.9. Средняя скорость жидкости на поверхности раздела турбулентной системы . . . . .	211
5.10. Определение характеристик пограничного слоя на основе диссипируемой энергии . . . . .	219
<b>Глава 6. Основы гидравлического расчета трубопроводов и аппаратов</b>	<b>225</b>
6.1. Гидравлическое сопротивление каналов . . . . .	225
6.2. Расчет гидравлического сопротивления трубопроводов . . . . .	228
6.3. Дополнительные сведения о гидравлических сопротивлениях . .	234
6.4. Обтекание пучков труб . . . . .	239
6.5. Гидравлическое сопротивление каналов с элементами интенсификации . . . . .	243
6.6. Сопротивление при внешнем обтекании некоторых тел . . . . .	248
6.7. Перепад давления при движении газожидкостных смесей в трубах . . . . .	250
6.8. Гидравлические характеристики аппаратов с пористыми, зернистыми слоями и насадками . . . . .	252
6.9. Псевдооживленный слой зернистых материалов. . . . .	262
6.10. Расчет гидро- и пневмотранспорта . . . . .	264
6.11. Гидравлическое сопротивление барботажного слоя . . . . .	267
6.12. Расчет диаметра трубопровода . . . . .	270
6.13. Расчет насосов . . . . .	271
<b>Глава 7. Отстаивание . . . . .</b>	<b>274</b>
7.1. Общие сведения о процессе отстаивания . . . . .	274
7.2. Конструкции отстойников . . . . .	276
7.3. Песколовки . . . . .	283

7.4. Осветлители . . . . .	286
7.5. Нефтеловушки . . . . .	287
7.6. Основы расчета отстойников . . . . .	288
7.7. Определение поверхности осаждения . . . . .	291
7.8. Расчет радиального отстойника . . . . .	296
7.9. Расчет горизонтальной песколовки с прямолинейным движением воды . . . . .	301
7.10. Расчет отстойников периодического действия . . . . .	306
7.11. Примеры расчета . . . . .	312
<b>Глава 8. Тонкослойные отстойники . . . . .</b>	<b>318</b>
8.1. Типы тонкослойных отстойников . . . . .	318
8.2. Конструкции тонкослойных отстойников . . . . .	328
8.3. Расчет тонкослойных отстойников . . . . .	339
8.4. Пример расчета отстойника . . . . .	346
<b>Глава 9. Фильтрация . . . . .</b>	<b>352</b>
9.1. Описание процесса . . . . .	352
9.2. Основы расчета . . . . .	354
9.3. Фильтрующие перегородки . . . . .	359
9.4. Конструкции фильтров . . . . .	363
9.5. Расчет фильтров . . . . .	365
9.6. Примеры расчета . . . . .	372
<b>Глава 10. Разделение неоднородных систем в поле центробежных сил . . . . .</b>	<b>376</b>
10.1. Описание процесса центрифугирования . . . . .	376
10.2. Устройство центрифуг . . . . .	379
10.3. Расчет центрифуг . . . . .	384
10.4. Разделение в циклоне . . . . .	389
10.5. Примеры решения задач . . . . .	394
<b>Глава 11. Очистка сточных вод методом флотации . . . . .</b>	<b>400</b>
11.1. Виды флотации . . . . .	400
11.2. Количественная теория флотации . . . . .	403
11.3. Способы флотации . . . . .	409
11.4. Конструкции флотационных установок . . . . .	416
11.5. Эффективность процесса струйной флотации . . . . .	425
11.6. Примеры расчета флотаторов . . . . .	438
<b>Глава 12. Способы и аппараты газоочистки . . . . .</b>	<b>445</b>
12.1. Физические основы и способы очистки газов . . . . .	445
12.2. Виды аппаратов газоочистки . . . . .	455
12.3. Эффективность аппаратов газоочистки . . . . .	467
<b>Глава 13. Насадочные газосепараторы и демистеры . . . . .</b>	<b>478</b>



13.1. Классификация насадочных сепараторов . . . . .	478
13.2. Конструкции сепарирующих насадочных элементов. . . . .	486
13.3. Гидравлические характеристики работы насадок . . . . .	494
13.4. Методы расчета эффективности сепараторов . . . . .	497
13.5. Вероятностно-стохастическая модель расчета эффективности насадочных сепараторов . . . . .	503
13.6. Конструкция насадочного сепаратора (маслоуловителя) . . . . .	508
<b>Глава 14. Распределители фаз . . . . .</b>	<b>512</b>
14.1. Схемы потоков при различном подводе в аппарат . . . . .	512
14.2. Насадочные колонны и реакторы . . . . .	514
14.3. Распределители градирен . . . . .	523
14.4. Распределители «Инжехим» . . . . .	526
14.5. Численное исследование распределения фаз . . . . .	528
<b>Глава 15. Численное исследование гидромеханических процессов в отстойниках . . . . .</b>	<b>536</b>
15.1. Моделирование процесса сепарации эмульсий и суспензий под действием гравитационных сил . . . . .	536
15.2. Численное решение уравнений модели . . . . .	561
15.3. Расчет промышленных отстойников . . . . .	579
15.4. Идентификация моделей структуры потоков . . . . .	591
<b>Глава 16. Численное исследование брызгоуноса над поверхностью барботажа . . . . .</b>	<b>597</b>
16.1. Математическое моделирование гидродинамики слоя дисперсной фазы над поверхностью барботажа . . . . .	597
16.2. Численное исследование брызгоуноса на барботажных тарелках . . . . .	612
<b>Глава 17. Моделирование и исследование гидродинамики двухфазных потоков в насадочных аппаратах и прямоугольном канале . . . . .</b>	<b>627</b>
17.1. Экспериментальное исследование гидравлических характеристик насадочных элементов . . . . .	627
17.2. Исследование гидродинамики двухфазного потока в прямоугольном наклонном канале в системе газ-жидкость . . . . .	649
17.3. Результаты аппроксимации экспериментальных данных в наклонной полке до захлебывания . . . . .	658
17.4. Моделирование захлебывания в прямоугольном канале . . . . .	663
<b>Глава 18. Численное исследование процессов в колонных аппаратах . . . . .</b>	<b>671</b>
18.1. Уравнения для барботажного слоя . . . . .	671
18.2. Поля скоростей в жидкофазном экстракторе с ситчатыми тарелками . . . . .	679

18.3. Исследование структуры потока на основе численного эксперимента .....	692
<b>Приложения</b> .....	<b>701</b>
<b>Литература</b> .....	<b>707</b>

**КРАТКИЕ СВЕДЕНИЯ**  
**о кафедре «Технология воды и топлива» КГЭУ и Инженерно-**  
**внедренческом центре «Инжехим»**

Кафедра «Технология воды и топлива на ТЭС и АЭС» (ТВТ) готовит дипломированных специалистов по специальности «Технология воды и топлива в энергетике» и по специализации «Технология и контроль воды».

**Тематика научных исследований кафедры:**

Энергосберегающие технологии и аппараты очистки газов и жидкостей; технология воды и топлива; обработка сточных вод энергообъектов промпредприятий электрохимическими методами (электрофлотация, электрокоагуляция, электролиз, электродиализ, электрохимическая активация) с целью обезвреживания; разработка бессточных безотходных технологических процессов для ТЭС, промпредприятий; обработка воды методом обратного осмоса; проблемы подготовки и сжигания энергетических топлив; исследование сорбционных свойств торфов и других природных сорбентов.

**Заведующий кафедрой А.Г.Лаптев.**

**ИВЦ «Инжехим»** основан в 1991 году работает в направлении исследования и расчета массо- и теплообмена на контактных устройствах промышленных аппаратов, проектирования и модернизации аппаратов разделения и очистки веществ. Ведется разработка новых контактных элементов, высокоэффективных аппаратов и технологических схем для теплоэнергетической, химической, нефтеперерабатывающей и газовой отраслей промышленности (процессы теплообмена, ректификации, абсорбции, экстракции, сепарации, совмещенные процессы). Разрабатываются технические решения по перепрофилированию технологических установок для выпуска новой конкурентоспособной продукции и снижения энергозатрат. Выполняются рабочие проекты, и изготавливается нестандартное оборудование (насадки, барботажные тарелки, распределители фаз и т.д.).

**ИВЦ «Инжехим»** проводит весь цикл работ, включающий выполнение расчетов массо- и теплообменных установок, проектирование и поставку аппаратов, оснащение внутренними устройствами, монтаж и пуско-наладочные работы. Кроме вышеуказанного оборудования проектируются и изготавливаются демистеры, статические смесители и др. оборудование.

**Директор ИВЦ «Инжехим» М.И.Фарахов**

Кафедра «Технология воды и топлив» КГЭУ, 420066, г. Казань, ул. Красносельская, д.51, тел.(факс) (843)519-42-53.

ООО ИВЦ «Инжехим», 420049, г. Казань, ул. Шаляпина 14/83, тел.(факс): (843)570-23-18 E-mail: [info@ingehim.ru](mailto:info@ingehim.ru), [ingehim@kstu.ru](mailto:ingehim@kstu.ru), Web: <http://www.ingehim.ru>

*Лаптев Анатолий Григорьевич*  
*Фарахов Мансур Инсафович*

**ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ  
В НЕФТЕХИМИИ И ЭНЕРГЕТИКЕ**

**Пособие к расчету аппаратов**

**Редактор Р.З.Шарафутдинова**  
**Компьютерная верстка А.В.Климентов**

Подписано в печать 5.09.2008.  
Бумага офсетная. Печать ризорграфическая.  
Формат 68×104 1/16. Гарнитура «Times New Roman». Усл.печ.л. 85,09.  
Уч.-изд.л. 91,5. Тираж 1000 экз. Заказ 71/4.

**Издательство**  
**Казанского государственного университета**

Отпечатано в типографии Издательства  
Казанского государственного университета

420008 Казань, ул. Профессора Нужина, д.1/37  
тел. 231-53-59