

**А.Г. ЛАПТЕВ, М.И. ФАРАХОВ**

---

---

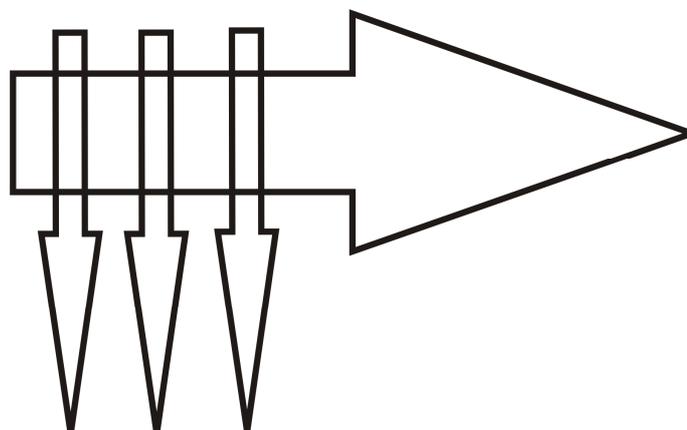
# **РАЗДЕЛЕНИЕ**

**ГЕТЕРОГЕННЫХ СИСТЕМ**

**В НАСАДОЧНЫХ АППАРАТАХ**

---

---



МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

---

**Казанский государственный  
энергетический университет**

**А.Г. ЛАПТЕВ, М.И.ФАРАХОВ**

**РАЗДЕЛЕНИЕ ГЕТЕРОГЕННЫХ СИСТЕМ  
В НАСАДОЧНЫХ АППАРАТАХ**

Казань 2006

УДК 669.015.+66.063.62  
ББК 31.31  
Л24

Печатается по решению Ученого совета Казанского государственного  
энергетического университета  
**Лаптев А.Г., Фарахов М.И.**

Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах. – Казань:  
Казан. гос. энерг. ун-т, 2006. – 342с.

**ISBN 5-89-873-186-5**

Рассматриваются характеристики и свойства аэрозолей (туманов) и других газовых выбросов в промышленности. Представлены механизмы и математические модели физической коагуляции аэрозолей и осаждения дисперсной фазы в газах и жидкостях. Более подробно рассмотрен энергетический метод улавливания мелких частиц и вероятностно-стохастическая модель. Разработан новый метод определения скорости сепарации аэрозолей. Представлены выражения для расчета эффективности сепарации аэрозолей в аппаратах с насадочными элементами.

Рассмотрены производственные задачи по очистке газов и жидкостей от дисперсной фазы на установках газоразделения в производстве этилена. Показаны примеры энергосбережения на промышленных установках за счет очистки газов от дисперсной фазы. Даны конструкции новых аппаратов-сепараторов и отстойников, и варианты модернизации существующих.

Представлены результаты численного исследования полей скоростей в отстойниках и сравнение с физическим моделированием.

Рассмотрены задачи очистки жидкостей от тяжелых и плавающих дисперсных частиц в отстойниках с сепарирующими элементами. Решена производственная задача по очистке нефтяных топлив от водной фазы, приводящая к энергосбережению при разделении углеводородных смесей.

Предназначена для научных и инженерно-технических работников. Может быть полезной преподавателям, аспирантам и студентам вузов.

*Рецензенты*

д-р хим. наук, проф. Х.Э. Харлампи  
д-р техн. наук, проф. А.Я. Мутрисков

**ISBN 5-89-873-186-5**

© Лаптев А.Г., Фарахов М.И., 2006

## ВВЕДЕНИЕ

Гетерогенные, неоднородные или многофазные смеси – это газовзвеси, аэрозоли, суспензии, эмульсии, пены и другие системы с наличием макроскопических неоднородностей или включений.

Аппараты для очистки газов и жидкостей от твердых и жидких механических включений являются важной составляющей частью при комплектовании технологической аппаратуры в теплоэнергетике, а также химической, газовой и родственными им отраслям промышленности. Сушилки, печи, диспергаторы, компрессора, тепло-массообменные аппараты и многие другие виды оборудования не могут работать без эффективной системы водо-и газоочистки. Разнообразие условий работы и задач вызывают необходимость в создании новых конструкций сепарирующей аппаратуры и совершенствовании методов расчета их эффективности. К настоящему времени накоплен определенный опыт решений этих сложных задач. В многочисленных обзорах приводятся результаты наиболее интересных зарубежных и отечественных работ в этой области. За последние годы опубликовано несколько монографий (М.Г. Зиганшина, А.А. Колесника, Н.А. Николаева и др.) и справочной литературы (В.С. Швыдской, Л.П. Холпанов и др.). Однако, несмотря на значительные достижения в теории и практике водо-и газоочистки, остается ряд задач, требующих новых методов решения.

Газовые неоднородные системы подразделяются на пыли, дымы и туманы. Пыли образуются при механическом распределении частиц в газе с размерами примерно 3 – 70 мкм.

Дымы получаются в процессе конденсации паров (газов) при переходе их в жидкое или твердое состояние, при этом образуются взвешенные в газе частицы с размерами 0,3 – 0,5 мкм. Пыли, дымы и туманы представляют собой аэродисперсные системы, или аэрозоли.

В первых главах монографии рассмотрены механизмы и математические модели процессов коагуляции аэрозолей. Многие известные математические модели в качестве основных параметров содержат характеристики пограничного слоя. На основе использования консервативных свойств структуры математического описания турбулентного пограничного слоя и баланса импульса в работе рассмотрен

новый подход определения характеристик пограничного слоя с учетом наличия аэрозолей и других возмущений. Выполнены расчеты эффективности сепарации аэрозолей с различными контактными устройствами. Решена конкретная производственная задача по очистке газовых потоков от масляных аэрозольных частиц. Показано, что за счет очистки газов возможно решение ряда задач энерго-и ресурсосбережения.

Вторая половина монографии посвящена вопросам очистки жидкости от дисперсной фазы.

Различают два вида жидких дисперсных смесей: суспензии – смеси жидкости с твердыми частицами; эмульсии – смеси жидкости с каплями другой жидкости. Суспензии в зависимости от размеров твердых частиц (в мкм) условно подразделяют на грубые (более 100), тонкие (0,5 - 100) и мути (0,1 – 0,5). В эмульсиях размеры дисперсной фазы (капель) могут находиться в широких пределах. Многие эмульсии под действием силы тяжести расслаиваются, однако если размеры капель менее 0,5 мкм эмульсии становятся устойчивыми.

Процессы разделения суспензий (осаждением, фильтрованием, центрофугированием и другими методами) являются составной частью производств в химической, нефтехимической, угольной промышленности и водоподготовки на ТЭС. Отстаивание является более дешевым процессом, чем другие процессы разделения неоднородных систем, например фильтрование. Часто отстаивание используют в качестве первичного процесса разделения, цель которого – удалить возможно большие количества твердого вещества из сплошной фазы. Известно большое многообразие конструкций отстойников в зависимости от специфики разделения неоднородных систем.

В заключительных главах монографии рассмотрены отстойники с сепарирующими элементами оригинальной конструкции. Показаны конкретные примеры модернизации отстойников с выбором коагулянтов на установке газоразделения в производстве этилена и на Сургутском заводе стабилизации конденсата (ЗСК). Показано, что за счет очистки нефтяных топлив от водной фазы достигнуто значительное снижение энергозатрат при ректификации.

Авторы выражают благодарность руководству ОАО «Казаньоргсинтез» В.Н. Кудряшову, И.Х. Мухитову и руководству завода «Этилен» Г.П. Фафанову, Н.Н. Файзрахманову, А.В. Васильеву, О.А. Куклину, а также руководству Сургутского ЗСК И.П. Афанасьеву и другим за внедрение результатов в производство.

Авторы благодарны Е.В. Гусевой и А.В. Климентову за помощь при оформлении рукописи к изданию.

## ГЛАВА 1

### СВОЙСТВА АЭРОЗОЛЕЙ И МЕХАНИЗМЫ КОАГУЛЯЦИИ

В первой главе монографии сосредоточено основное внимание на аэрозольных системах, которые наиболее часто встречаются в промышленных технологиях.

#### 1.1. Характеристики аэрозолей и промышленных газовых примесей

Газы, содержащие взвешенные частицы (пылинки, капельки), называют аэрозолями [1-19].

Несмотря на то, что аэрозоли широко распространены и непрерывно образуются в результате человеческой деятельности, научное исследование их началось сравнительно недавно. Они представляют серьезную угрозу окружающей среде и часто оказывают негативное влияние на работу различного оборудования в теплоэнергетической, химической, легкой и других отраслях промышленности. Поэтому и возникла потребность в разработке новых методов, необходимых для основательного научного исследования промышленных аэрозолей, и разработке технических решений для очистки газовых потоков. В данной работе рассматриваются аэрозольные системы жидкость (мельчайшие капли жидкостей – туманы) - газ (газовые потоки), то есть гетерогенные системы, возникающие в процессах различных производств.

Общий термин аэрозоль был предложен профессором Доннаном в конце первой мировой войны для обозначения тонких аэродисперсных систем, таких как ядовитые дымы фенилхлорарсина, которые начали применять в то время.

Аэрозоли обычно классифицируют по размерам частичек. Аэрозоли, образовавшиеся в процессе конденсации и химических реакций, обычно состоят из первичных частиц мельче 1 мкм (то есть туман имеет размер частичек менее 1 мкм). На практике приходится встречаться с аэрозолем, размеры всех пылинок которого почти одинаковы. Обычно этот аэрозоль образуется в результате химической реакции или конденсации. Такой аэрозоль называют монодисперсным. Но промышленные аэрозоли в большинстве случаев состоят из частиц разных размеров, и такой аэрозоль называют полидисперсным. Поэтому размер частиц в аэрозолях колеблется примерно от 1 нм до долей мм.

Большинство аэрозолей неустойчиво, то есть со временем изменяется число частичек и их масса в единице объема газа. Объясняется это следующими причинами. Крупные пылинки под влиянием силы тяжести выпадают из газа, например на дно аппарата, в котором они находятся. При движении запыленного газового потока часть крупных пылинок в некоторых случаях может выноситься из газа под действием центробежных – инерционных сил. Наиболее мелкие пылинки движутся не только в результате поступательного движения газового потока, но и под действием броуновского движения, то есть ударов молекул, и вихрей, образующихся при турбулентном движении газового потока. При этих двух воздействиях пылинки будут двигаться не параллельно направлению газового потока и не параллельно друг другу. Следовательно, они могут сталкиваться между собой и со стенками аппарата. При столкновении со стенками они прилипают к ним, а при столкновении одна с другой частицы слипаются. Если бы аэрозоль состоял из капелек, то в результате таких столкновений получались бы крупные капельки (коалесценция). Процесс столкновений с образованием более крупных частиц называют коагуляцией.

По характеру образования [9-11] различают диспергационные и конденсационные аэрозоли.

Диспергационные аэрозоли возникают:

1) при разбрызгивании жидкостей – таковы водяные туманы, образующиеся в форсунках скрубберов;

2) при измельчении твёрдых тел и взмучивании порошков – например, в камнедробилках, мельницах при подготовке шлакообразующих смесей.

Конденсационные аэрозоли появляются при конденсации паров – при выплавке металлов пары их сгорают, а продукты горения конденсируются с образованием дыма, состоящего из твердых частиц металлических окислов. Примерно так же образуется дым и при горении топлива в печах.

Важнейшие процессы, происходящие в аэрозолях, – седиментация, броуновское движение, коагуляция и испарение частиц.

Скорость седиментации (оседания под действием силы тяжести) пропорциональна приблизительно квадрату размера частиц и составляет несколько десятков см/с для частиц размером 100 мкм, несколько мм/с для частиц в 10 мкм и чрезвычайно мала для частиц меньше 1 мкм.

Броуновское движение частиц тем интенсивнее, чем они мельче, и делается заметным лишь в случае частиц меньше 1 мкм. Под действием броуновского движения частицы осаждаются на любых поверхностях, с которыми аэрозоли соприкасаются, под действием же седиментации – лишь

на обращенных кверху поверхностях, и на них поэтому всегда гораздо больше дисперсной фазы, чем на вертикальных стенках.

Коагуляция аэрозолей происходит при столкновениях между частицами под действием броуновского движения, неодинаковой скорости седиментации частиц разной величины, нагоняющих друг друга, под влиянием электрических сил и пр.

Твердые частицы слипаются при столкновениях, а жидкие сливаются, и число «свободных» частиц уменьшается. Скорость коагуляции, то есть уменьшение числа частиц в единицу времени, пропорциональна квадрату их концентрации. Поэтому при концентрации  $10^{10}$  в  $\text{см}^3$  она уменьшается вдвое за 0,7 с, а при концентрации  $10^6$  в  $\text{см}^3$  – за 12 мин.

Испарение частиц наблюдается в аэрозолях из летучих веществ, например, при «таянии» облаков. Все эти процессы приводят к разрушению аэрозолей, однако обычно одновременно происходит образование новых частиц упомянутыми выше путями.

*Свойства аэрозолей* определяются:

- природой вещества, из которого состоят частицы;
- природой газовой среды;
- концентрацией аэрозолей по массе (то есть общей массой частиц, содержащихся в единице объёма аэрозолей);
- счётной концентрацией (числом частиц в единице объёма);
- размером;
- формой;
- зарядом частиц.

Все эти величины могут иметь самые различные значения.

Частицы диспергационных аэрозолей имеют довольно большие электрические заряды, как положительные, так и отрицательные.

В конденсационных аэрозолях, образовавшихся при не очень высокой температуре, частицы не заряжены, но постепенно приобретают небольшие заряды, захватывая легкие ионы, всегда присутствующие в газах.

Важнейшей задачей исследования аэрозолей является изучение свойств аэрозолей как систем [6-18]. Аэрозоли делят на три больших класса – пыли, дымы и туманы. Однако, это деление условно, так как некоторые из них можно отнести к двум классам одновременно, а другие не принадлежат ни к одному из этих классов.

Пыли (*dusts*) состоят из твердых частиц, диспергированных в газообразной среде в результате механического измельчения твердых тел или под действием аэродинамических сил. В обыденной жизни пылью нередко называют осадок пыли на различных поверхностях, легко переходящий

обратно во взвешенное состояние. В большинстве случаев пыли весьма полидисперсные малоустойчивые системы; они содержат больше крупных частиц, чем дымы и туманы, хотя кривые распределения частиц пыли по размеру нередко заходят и в субмикроскопическую область. Счетная концентрация обычно мала по сравнению с дымами и туманами.

К дымам (*smokes*) причисляют весьма разнообразную группу аэродисперсных систем, состоящих из частиц с малой упругостью пара и с малой скоростью седиментации под действием сил тяжести. Важным признаком дымов является способ их образования. Термин «дым» включает многие аэродисперсные системы, которые нельзя отнести ни к пыли, ни к туманам. К типичным представителям дымов следует отнести аэрозоли, образующиеся при конденсации паров стеариновой кислоты, при фотохимическом разложении паров пентакарбонила железа с образованием дыма окиси железа и при окислении паров металла в электрической дуге. Важным критерием является размер частиц, который лежит в пределах 5 мк–менее 0,1 мк (субмикроскопический размер).

Туманы (*mists*) состоят из капелек жидкости, образующихся при конденсации пара или распылении жидкости. При этом в капельках могут содержаться растворенные вещества или суспендированные твердые частицы. Характерным признаком, отличающим туманы от дымов, служит размер частиц. Тонкодисперсные аэрозоли, например образующиеся при взаимодействии паров серного ангидрида и воды, иногда называют туманами, хотя их лучше причислить к дымам.

Если концентрация тумана так велика, что он заметно снижает видимость, то его называют *fog*.

Капельки и частички различных атмосферных загрязнений и пыли образуют в атмосфере дымку (*haze*), представляющую собой комбинацию всех трех основных классов аэрозолей, а не особый класс.

Термином смог (*smog = smoke + fog*) называют систему, образующуюся в результате взаимодействия природного тумана с газовыми выбросами из двигателей внутреннего сгорания, заводских и печных труб. Это обозначение применяют также к любым раздражающим и вредным аэрозолям в атмосфере. Так, Лос-Анжелесский смог представляет собой сложную смесь едких газов и мелких аэрозольных частиц, не связанных с природным вредным туманом.

Итак, как итог всему ранее сказанному, отличительное свойство аэрозолей – их неустойчивость. Происходящие в них изменения вызываются рядом причин. Частицы могут исчезать из аэрозоля в результате седиментации или диффузии к стенкам сосуда, в котором они находятся, или

благодаря испарению. Размер капелек растворов может уменьшаться за счет испарения, пока не будет достигнуто равновесие между капельками и окружающей средой. Крупные капельки могут расти за счет более мелких. Броуновское движение и столкновение частиц, обусловленные различными скоростями седиментации, приводят к образованию агрегатов или более крупных капель, выпадающих из аэрозоля вследствие седиментации.

В некоторых аэрозолях наблюдаются характерные оптические явления, красивые цветовые эффекты, объясняемые на основе рассеивания электромагнитных волн сферическими частицами.

Химико-технологические и теплоэнергетические промышленные системы относятся к числу основных предприятий, загрязняющих атмосферу вредными веществами. Достаточно сказать, что ежегодно нефтеперерабатывающий завод (НПЗ) выбрасывает в атмосферу до 161,5 тыс. тонн углеводородов и продуктов их сгорания. Этот факт достаточно хорошо иллюстрируется данными табл. 1.1, где приводится состав выбросов некоторых установок НПЗ [7].

Таблица 1.1. Характеристики атмосферных выбросов ряда производств, кг/т товарного продукта

Наименование товарного продукта	RH	H <sub>2</sub> S	SO <sub>2</sub>	CO	NO <sub>x</sub>	Пыль	Прочие
Бензин	26,3	0,464	1,70	2,54	0,147	0,32	-
Ароматика	31,39	0,069	5,01	2,11	0,97	0,050	0,001
Дизельное топливо	4,73	0,052	1,08	0,99	0,187	0,032	0,019
Присадки	31,94	0,7	13,32	2,80	0,34	0,10	14,11
Серная кислота	0,74	0,513	24,42	0,35	0,05	0,002	1,93
Смазки	13,5	0,003	-	-	-	-	1,93
Коксование	10,37	2,0	2,33	0,124	0,124	0,01	-
Водород	5,4	-	0,88	0,8	0,8	-	-
Синтетические жирные кислоты	0,534	-	-	0,05	0,05	-	37,64

По характеру токсичного действия вредные примеси промышленных выбросов делятся на три группы:

- 1) вещества наркотического и удушающего действия;
- 2) вещества, вызывающие раздражение слизистых оболочек;
- 3) системные яды.

Из приведенного перечня ясно, что попадающие в атмосферу соединения угрожают здоровью людей, и прежде всего это касается производственного персонала.

Между тем, значительная часть веществ, содержащихся в промышленных выбросах, необходимо утилизировать, так как представляют немалую экономическую ценность. Так, количество двуокиси серы, выбрасываемое промышленным предприятием, оценивается в 160 млн. тонн/год, из них около 70 % поставляется топливно-энергетическими установками, 15 % – предприятиями черной и цветной металлургии и 15 % – химической и нефтеперерабатывающей промышленностью. Очевидно, что при дефиците серосодержащего сырья подобные выбросы могут стать и становятся солидным сырьевым источником для получения серной кислоты и ее производных. Только из сернистого газа, поступающего в атмосферу, можно было бы получить около 250 млн тонн серной кислоты – в 1,5 раза больше, чем производится на всех сернокислых установках мира. Другим примером, играющим положительную роль, служит двуокись углерода. Известно, что двуокись углерода повышает урожайность, так как хорошо усваивается растениями. По этой причине в США был поставлен следующий эксперимент: на одном участке леса специально увеличили концентрацию двуокиси углерода. В результате этой операции рост деревьев и растений на данной территории значительно увеличился.

Степень загрязненности выброса оценивают двумя видами показателей [7]. Прямой удельный выброс (дифференциальный) рассчитывают по количеству загрязнителя, приходящегося на тонну целевого продукта установки.

Полный удельный выброс (интегральный) оценивают по количеству загрязнителя, приходящегося на тонну товарной продукции предприятия, кг/т.

Решение проблемы выбросов начинают с выявления источника загрязнения. Последние принято подразделять на две группы. В группу организованных источников входят воздушники аппаратов и емкостей, продувки систем, сбросы на факел, взрывные клапаны, местную вытяжную вентиляцию и пр. К неорганизованным источникам выбросов относятся неплотности в аппаратах и коммуникациях, отстойники, шламовые площадки, негерметичные узлы и детали (стыки труб, швы и т.п.), выбросы при взятии проб и проведении загрузочно-разгрузочных операций, ремонтных работ, аварийных остановах и пр.

Наибольшую опасность представляют неорганизованные источники выбросов, поскольку многие из них относятся к случайным и неконтролируемым. Тем не менее, существует возможность их учесть еще при проектировании и попытаться найти решения по их сокращению и обезвреживанию.

## 1.2. Механизмы физической коагуляции аэрозолей

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 [9-11]:

$$\frac{1}{n} - \frac{1}{n_0} = K\tau, \quad (1.1)$$

где  $n$  – концентрация частицы в некоторый момент времени  $\tau$  (в с),  $1/\text{м}^3$ ;  $n_0$  – начальная концентрация частицы,  $1/\text{м}^3$ ;  $K$  – 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 метода получения (охлаждение 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.

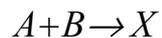
При воздействии различных сил на взвешенные частицы, движущиеся с газовым потоком, можно при определенных условиях добиться сближения частиц до их соприкосновения друг с другом, в результате чего происходит процесс укрупнения частиц, называемый коагуляцией взвешенных частиц. Увеличение среднего размера 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 от масляных аэрозолей.

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.

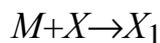
Коагуляция взвешенных частиц может происходить за счет броуновского движения (тепловая коагуляция), а также под воздействием гидродинамических, гравитационных, акустических, электрических и других сил. В определенных условиях, например при наличии теплового градиента, диффузионных явлений, воздействия магнитного поля и тому подобное, происходит направленное движение частиц, которое, как и процесс коагуляции, может способствовать осаждению частиц, повышать эффективность улавливания.

В общем случае механизм коагуляции можно описать, обращаясь к следующей схеме, включающей в себя следующие стадии [12]:

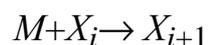
1. Образование активных центров ( $X$ ) в реакциях между компонентами  $A$  и  $B$ :



2. Инициирование путем присоединения молекулы мономера ( $M$ ) к активному центру  $X$ :



3. Рост цепи путем многократного присоединения молекулы мономера к растущему активному центру ( $X_i$ ):



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) форма и структура частиц, то есть факторы, от которых зависит, слипаются ли диффундирующие частицы или нет.

На рис. 1.1 показаны различные механизмы осаждения взвешенных частиц.

Как следует из рис. 1.1 механизмы подразделяются на:

*Гравитационный:* частицы крупнее 40-50 мкм выпадают из газового потока благодаря силе тяжести (рис. 1.1, а) (более подробно в главе 2).

*Инерционный:* частицы при обтекании тела газовым потоком за счет инерции отклоняются от общего потока и осаждаются на фронтальной поверхности обтекаемого тела (рис. 1.1, 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. 1.1, 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. 1.1, г).

*Центробежный:* частицы выводятся из вращающегося газового потока под действием центробежной силы (рис. 1.1, д).

В повсеместно применяемых электрофильтрах действует *электростатический* механизм осаждения взвешенных частиц – они

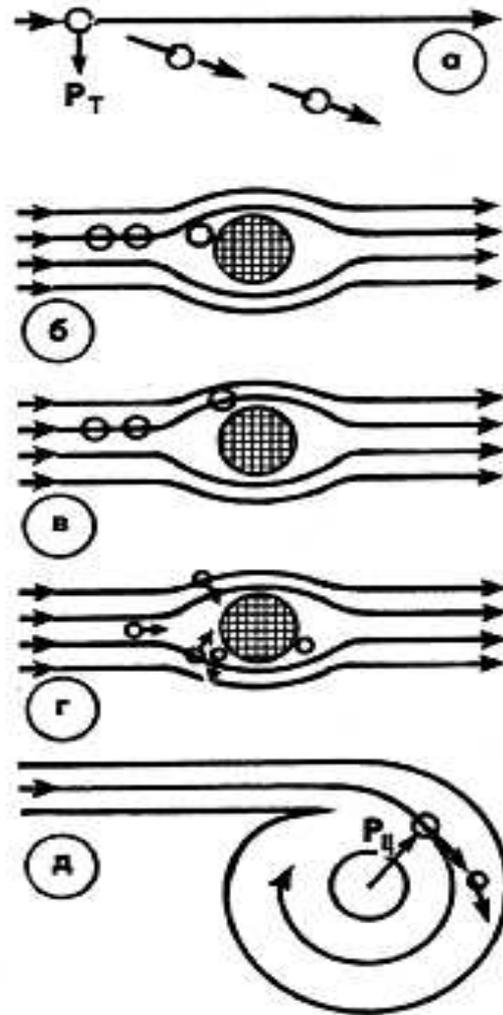
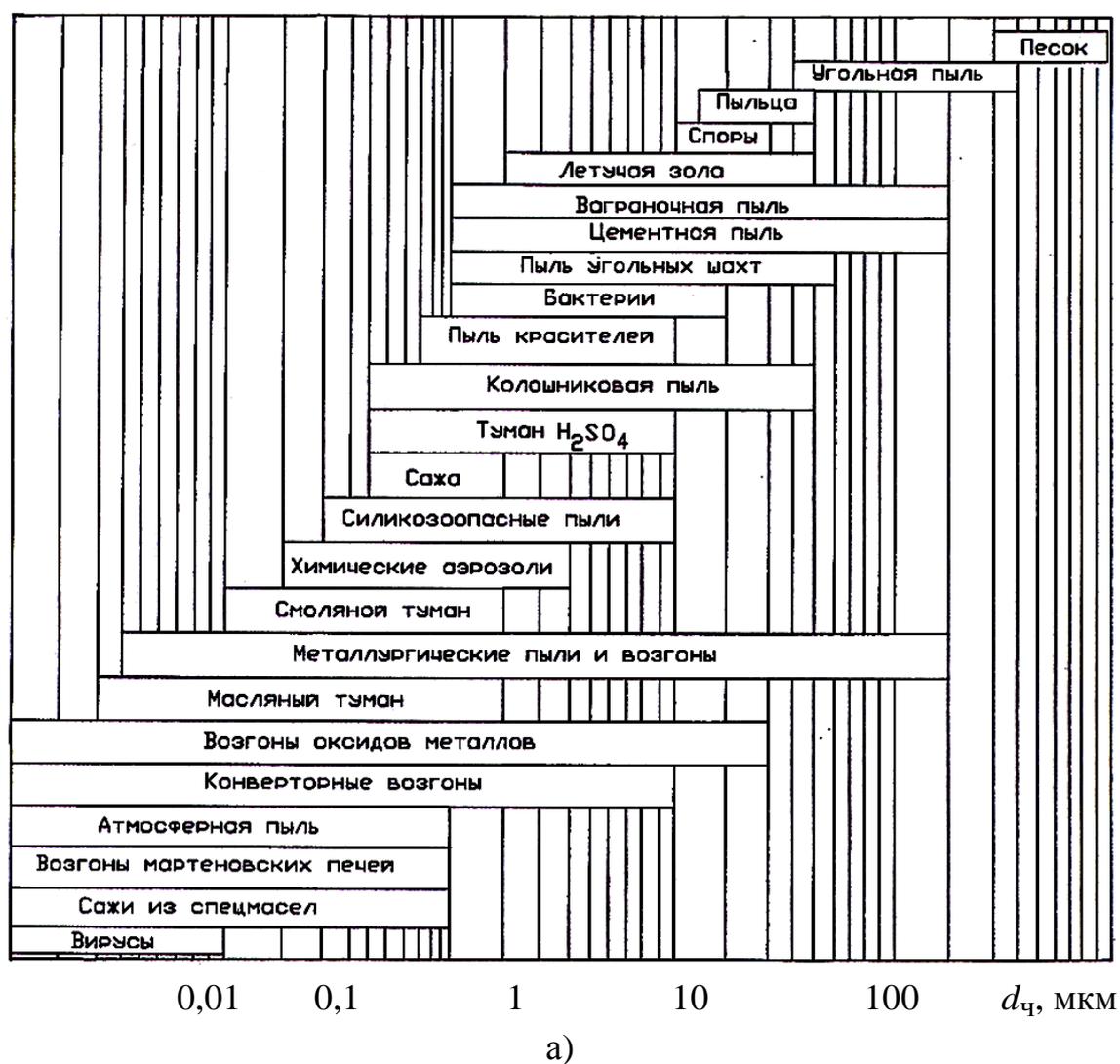


Рис. 1.1. Механизмы осаждения взвешенных частиц

получают электрический заряд при прохождении газовым потоком поля коронного разряда, после чего осаждаются на поверхности электродов.

На диаграмме (рис. 1.2) 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. Нетрудно заметить, что современная техника – от простейших пылесосных камер до тонковолокнистых фильтров Петрянова 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».



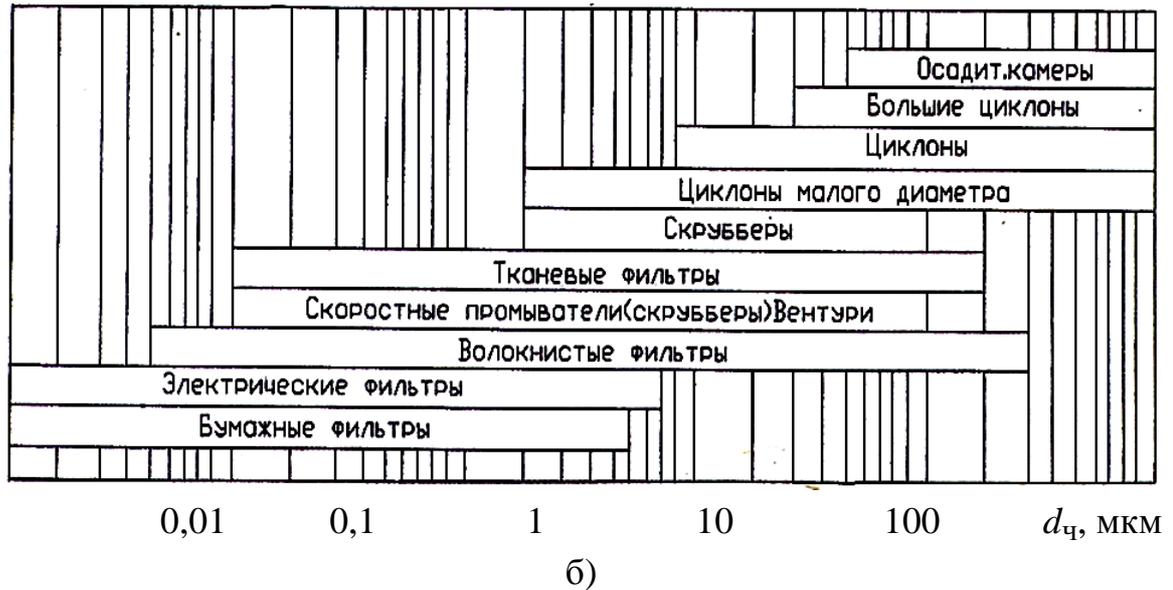


Рис. 1.2. а – размеры частиц промышленных газовых выбросов; б – интервалы применения аппаратов для очистки газов

### 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. Процесс тепловой коагуляции мало зависит от природы аэрозоля. Тепловая коагуляция играет существенную роль в начальный момент образования высокодисперсного аэрозоля. Скорость тепловой коагуляции возрастает с увеличением абсолютной температуры газов, но эта зависимость не прямо пропорциональна, так как по этой же причине увеличивается вязкость газов.

Константа тепловой коагуляции определяется следующим образом:

$$K_{бр} = \frac{4k_6 T_\Gamma}{3\mu_\Gamma}, \quad (1.2)$$

где  $T_\Gamma$  – абсолютная температура газов, К;  $k_6$  – постоянная Больцмана;  $\mu_\Gamma$  – динамическая вязкость газа, Н·с/м<sup>2</sup>.

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:

$$D_{\text{ч}} = \frac{K_B T}{3\pi\mu d_{\text{ч}}} \left\{ 1 + \frac{10^{-4}}{P d_{\text{ч}}} [6,32 + 2,01 \exp(-2190 P d_{\text{ч}})] \right\},$$

где  $K_B = 1,380662 \times 10^{-23}$  (постоянная Больцмана);  $P$  – давление, см.рт.ст.;  $d_{\text{ч}}$  – диаметр частиц, см.

Или известна формула:

$$D_{\text{ч}} = K_B T \frac{\pi\mu_{\Gamma} d_{\text{ч}}}{3}.$$

Скорость броуновской коагуляции  $N_{\text{бр}}$  в  $1/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$  может быть определена по формуле [11]

$$N_{\text{бр}} = 8\pi D_{\text{ч}} n_0^2. \quad (1.3)$$

Скорость тепловой коагуляции растет с увеличением абсолютной температуры газов  $T_{\Gamma}$ . Но поскольку вязкость газов также растет с повышением температуры,  $N_{\text{бр}}$  будет увеличиваться не прямо пропорционально  $T_{\Gamma}$ . Скорость коагуляции малых частиц возрастает также с понижением давления.

Броуновская коагуляция играет 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 характеризуется большей крупностью частиц, 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.

Одной из важных характеристик пограничного слоя является динамическая скорость (скорость трения). Причем для однофазного пограничного слоя на твердых стенках широко известны теоретические и полуэмпирические зависимости для расчета коэффициента трения и, следовательно, динамической скорости (Никурадзе, Блазиуса и другие). В двухфазных потоках пограничный слой возмущен наличием второй фазы (капли и пленки от жидких аэрозолей). Применение уравнений однофазной гидродинамики может привести к значительным погрешностям при расчете динамической скорости в потоках с аэрозолями и неточностями определения скорости градиентной коагуляции.

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 [11]

$$N_{\text{гр}} = \frac{32}{3} n_0^2 \Gamma d_{\text{ч}}^3, \quad (1.4)$$

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

$$\frac{N_{\text{гр}}}{N_{\text{бр}}} = \frac{4\Gamma d_{\text{ч}}^2}{3\pi D_{\text{ч}}}. \quad (1.5)$$

При  $d_{\text{ч}} = 1$  мкм и  $\Gamma = 20$   $1/\text{с}$  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  $20$   $1/\text{с}$ , 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:

$$\Gamma_{\text{ст}} = \frac{v_*^2}{\nu_{\Gamma}}, \quad (1.6)$$

где  $\Gamma_{\text{ст}}$  – градиент скорости у стенки, 1/с;  $v^*$  – скорость турбулентных пульсаций, характерная для данного потока, м/с;  $v^* \approx u_*$  – динамическая скорость трения, м/с;  $\nu_{\Gamma}$  – 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 при 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

$$\tau_p = \frac{1}{18} \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{\mu_{\Gamma}} \quad \text{– время релаксации, т.е. величина, характеризующая}$$

продолжительность осаждения частицы, с.

Из приведенного выражения следует, что полное увеличение частиц турбулентными пульсациями происходит при  $d_{\text{ч}} < 60$  мкм и  $\rho_{\text{ч}} = 1000$  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 увеличении 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<sup>3</sup> 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 [12, 13]

$$N_T = 1,3 \sqrt{\frac{\varepsilon_T}{\nu_\Gamma}} d_\Gamma^3 n_0^2, \quad (1.7)$$

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  $D_T > D_\Gamma$ , для чего необходимо соблюдение следующего неравенства  $d_\Gamma$ :

$$d_\Gamma > \sqrt{\frac{D_\Gamma^2 \cdot \nu_\Gamma}{\varepsilon_T}}. \quad (1.8)$$

В случае же несоблюдения этого неравенства даже в турбулентном потоке коагуляция определяется как:

$$N_{\text{бр}} = 8\pi D_\Gamma n_0^2. \quad (1.9)$$

Далее отношение между скоростью коагуляции, вызванной турбулентным перемешиванием, и скоростью коагуляции, происходящей благодаря броуновской диффузии, можно представить в виде:

$$\frac{N_T}{N_{\text{бр}}} \approx 0,0516 \sqrt{\frac{\varepsilon_T}{\nu_\Gamma}} \frac{d_\Gamma}{D_\Gamma}. \quad (1.10)$$

Обычно  $\varepsilon_T$  составляет  $10^2$  и более. При  $\varepsilon_T = 10^2 \text{ м}^2/\text{с}^3$  в газовом потоке  $N_T > N_{бр}$  для частиц, размер которых превышает  $10^{-5}$  см. Коагуляция же частиц с  $d_{ч} \leq 10^{-5}$  см определяется броуновской диффузией.

Скорость турбулентной коагуляции по второму механизму (механизму ускорения)  $N_{уск}$  определяется по формуле [11]

$$N_{уск} = \pi \frac{\rho_{ч}}{\rho_{г}} n_0^2 \frac{\varepsilon_T^{3/4}}{v_{г}^{5/4}} \beta d_{ч}^4, \quad (1.11)$$

где  $\rho_{ч}$  – плотность частиц,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\rho_{г}$  – плотность газа,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\beta$  – 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  $N_{уск}$  со скоростью коагуляции  $N_T$  и принимая  $\frac{\rho_{ч}}{\rho_{г}} = 10^{-3}$ , получаем [11]:

$$\frac{N_{уск}}{N_T} \approx \frac{\rho_{ч} d_{ч} \cdot \varepsilon_T^{1/4}}{\rho_{г} v_{г}^{3/4}}. \quad (1.12)$$

После преобразования имеем:

$$\frac{N_{уск}}{N_T} \approx \frac{10^3 d_{ч}}{\lambda_0}, \quad (1.13)$$

где  $\lambda_0$  – масштаб турбулентных пульсаций, м.

Отсюда видно, что механизм ускорения преобладает у более крупных частиц. При обычном значении  $\lambda_0 = 10^{-1} - 10^{-2}$  механизм оказывает решающее влияние на коагуляции частиц размером  $d_{ч} > 10^{-4} - 10^{-5}$  см.

По данным указанной работы, 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.

### Библиографический список к первой главе

1. Мягков Б.И., Каменщиков И.Г., Резник Ф.Б. Очистка вентовоздуха гальванических ванн. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. Очистка газов. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1978.

2. Мягков Б.И., Попов О.А. Очистка воздуха от масляного тумана на металлообрабатывающих предприятиях. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1981.

3. Мягков Б.И., Мошкин А.А. Улавливание туманов кислот в различных отраслях промышленности. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1984.

4. Мягков Б.И., Савенков Н.В. Инерционные волокнистые и сетчатые туманобрызгоуловители. (НИИОгаз) обзор М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1991.

5. Сугак Е.В., Войнов Н.А., Николаев Н.А. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами. Казань: РИЦ “Школа”, 1999.

6. Галкин В.А. Уравнение Смолуховского. М.: Физматлит, 2001.

7. Абалонин Б.Е., Кузнецова И.М., Харлампиди Х.Э. Основы химических производств. Учеб. пособие. Под редакцией Б.Е. Абалонина М.: Химия, 2001.

8. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Очистка газов от аэрозольных частиц сепарами с насадками. Казань: «Печатный двор», 2003.

9. Гордон Г.М., Пейсахов И.А. Пылеулавливание и очистка газов. 2 изд., 1968.

10. Грин Х., Лейн В. Аэрозоли – пыли, дымы и туманы. Перевод с англ., под ред. Н. А. Фукса, 1968.

11. Фукс Н.А., Сутугин В.Н. Высокодисперсные аэрозоли. М.: 1969.

12. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Подготовка промышленных газов к очистке. М.: Химия, 1975.

13. Ужов В.Н. и др. Очистка промышленных газов от пыли. М.: Химия, 1981.

14. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. М.: Энергия, 1980.

15. Friedlander S.K., Johnstone H.F. Deposition of suspended particles from turbulent gas streams. – Ind. and Eng. Chem., 1957, v.49, №7, p. 1151 – 1156.

16. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Гусева Е.В. Очистка газов от масляных туманов и повышение эффективности теплообменных аппаратов. Энергосбережение в республике Татарстан. 2004. № 1-2. С. 77-79.

17. Зиганшин М.Г., Колесник А.А., Посохин В.Н. Проектирование аппаратов пылегазоочистки. М.: “Экопресс – 3М”, 1998.

18. Швыдский В.С., Ладыгичев М.Г. Очистка газов: Справочное изд. М.: Теплоэнергетик, 2002.

19. Козлов П.А., Малыгин А.Д., Скрыбин Г.М. Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности. Л.: Химия, 1982.

## ГЛАВА 2

### ДВИЖЕНИЕ ЭЛЕМЕНТОВ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ В ПОЛЕ СИЛ ТЯЖЕСТИ

Очистка газов и жидкостей от дисперсной фазы (твердые частицы и капли) может осуществляться под воздействием некоторых сил, способствующих удалению этих частиц из потока. Для эффективной работы аппарата эти силы должны быть достаточно велики, чтобы удалить дисперсную фазу за время ее пребывания в рабочей зоне устройства.

В данной главе рассмотрены методы расчета сопротивления среды движению частиц под действием сил тяжести. Даны уравнения для расчета скорости осаждения твердых частиц и капель в газовых и жидких средах.

#### 2.1. Общие закономерности движения элементов дисперсной фазы

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 возврата – вихревых течений в кормовой части [1].

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 значение 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.

Ламинарный пограничный слой, расположенный на начальном участке обтекаемого тела и возмущенной проникающими турбулентными пульсациями из внешнего набегающего потока, получил название «псевдоламинарный». Если размер обтекаемой частицы небольшой, то «псевдоламинарный» пограничный слой может занимать всю или значительную часть ее поверхности. Известны различные математические модели и эмпирические выражения для описания процессов переноса в «псевдоламинарном» пограничном слое [2–13].

Изучению закономерностей движения частиц в жидкости посвящено большое число работ, в которых использованы обширные экспериментальные результаты многих исследователей [1, 13–24]. Сейчас наиболее полно изучены закономерности свободного осаждения плотных частиц, которые в процессе осаждения не слипаются, не изменяют своей формы и размеров.

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 %.

## **2.2. Гидродинамические закономерности движения твердых частиц**

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 нежимаемой жидкости, описывается уравнением Навье-Стокса:

$$\frac{\partial \vec{V}}{\partial t} + (\vec{V} \cdot \nabla) \vec{V} = -\frac{1}{\rho} \nabla P + \nu \Delta \vec{V}, \quad (2.1)$$

совместно с уравнением неразрывности

$$\operatorname{div} \vec{V} = 0, \quad (2.2)$$

где  $\vec{V}$  – трехмерный вектор скорости;  $P$  – давление;  $t$  – время;  $\rho$  – плотность;  $\nu$  – кинематическая вязкость.

Записывая соответствующие граничные условия и решая уравнения (2.1), (2.2), 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 (2.1), (2.2).

Уравнение (2.1) описывает ламинарное обтекание дисперсных частиц. Начиная с определенных  $Re_c$ , 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. Ландау предложил следующий механизм возникновения турбулентности. При  $Re_c < Re_{кр}$  ламинарное течение является устойчивым относительно малых возмущений. С увеличением  $Re_c$  течение становится неустойчивым относительно возмущений, имеющих частоту  $\omega_1$ . С течением времени (при фиксированном числе Рейнольдса) амплитуда этих возмущений будет возрастать и достигнет величины  $A \sim \sqrt{Re_c - Re_{кр}}$ , при этом установится новое течение, устойчивое относительно малых возмущений. При  $Re_c = Re_{кр.сп}$  течение вновь окажется неустойчивым относительно малого возмущения, имеющего частоту  $\omega_2$ . При дальнейшем увеличении числа Рейнольдса амплитуда этого возмущения будет возрастать и установится течение, характеризующееся уже не одной, а двумя частотами  $\omega_1$  и  $\omega_2$ .

Таким образом, с увеличением числа Рейнольдса появляются все новые, сменяющие друг друга установившиеся течения, характеризующиеся все большим набором частот, а приращение числа Рейнольдса, приводящее к появлению каждой следующей частоты, будет уменьшаться. Все это

приводит к образованию весьма сложного течения, которое и является турбулентным. Турбулентные течения характеризуются ярко выраженной нерегулярностью изменения в пространстве и во времени мгновенных значений физических величин ( $V$ ,  $P$ ). Использование при описании этих течений уравнения (2.1) 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 (2.1) уравнение турбулентного движения потока записывается уравнением Рейнольдса:

$$\frac{\partial \bar{V}_i}{\partial t} + \bar{V}_j \frac{\partial \bar{V}_i}{\partial x_j} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial \bar{P}}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left( \nu \frac{\partial \bar{V}_i}{\partial x_j} - \overline{V_i' V_j'} \right), \quad (2.3)$$

где  $\bar{V}_i$  – средняя по времени составляющая скорости;  $V_i'$  – пульсационная составляющая скорости; здесь  $i, j$  – декартова система координат.

Уравнение (2.3) дополняется уравнением неразрывности:

$$\operatorname{div} \vec{V} = 0. \quad (2.4)$$

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 так же 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 [1], 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 или частиц между собой, дроблением и коалесценцией капель и рассматривается движение одиночной частицы. Обратное воздействие дисперсной фазы на поток, процессы дробления капель (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.

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:

$$F_S = \xi \frac{\rho_c |U_{отн}| U_{отн}}{2} \frac{\pi d^2}{4}, \quad (2.5)$$

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)

$$F_T = c_T \frac{1}{6} \pi d^3 \rho_c \frac{dU_{\text{отн}}}{dt}, \quad (2.6)$$

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:

$$F_B = \frac{3}{2} d^2 \sqrt{\pi \rho_c \mu_c} \int_{t_0}^t \frac{dU_{\text{отн}} / dt}{\sqrt{t_0 - t}} dt, \quad (2.7)$$

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 решающе. 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:

$$F_S = -3\pi\mu_c dU_{\text{отн}}. \quad (2.8)$$

Уравнение (2.8), 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:

$$F_S = \xi S \frac{\rho_c U_{от}^2}{2} = \xi \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho_c U_{от}^2}{2}, \quad (2.9)$$

где  $S$  – площадь сечения частицы, перпендикулярная движению частицы,  $\rho_{ж}$  – плотность жидкости,  $d$  – диаметр частицы (вычисляют как диаметр равновеликого по объему шара).

При осаждении частиц в жидкости их движение можно рассматривать как равномерное. Это подтверждается опытом. Следовательно, силы, действующие на частицу, уравновешены. Этими силами являются сила сопротивления, сила тяжести и подъемная сила. Сила тяжести равна весу частицы в воздухе:

$$G_1 = \rho_{ч} g V_{ч}, \quad (2.10)$$

где  $\rho_{ч}$  – плотность частицы (дисперсной фазы),  $g$  – ускорение силы тяжести,  $V_{ч}$  – объем частицы.

Подъемная сила – это вес жидкости в объеме частицы:

$$G_2 = -\rho_{ж} g V_{ч}. \quad (2.11)$$

Движущей силой процесса осаждения является вес частицы в жидкости:

$$G = (\rho_{ч} - \rho_{ж}) g V_{ч}. \quad (2.12)$$

Сила  $G$  при равномерном движении частицы уравновешивается силой сопротивления. Из равенства силы сопротивления (2.9) и веса частицы в жидкости (2.12), следует выражение для вычисления скорости осаждения сферической частицы в жидкости:

$$U_{\text{отн}} = \sqrt{\frac{4(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{3\rho_{\text{ж}}} g \frac{d}{\xi}}. \quad (2.13)$$

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. 2.1 представлена зависимость коэффициента сопротивления от критерия Рейнольдса.

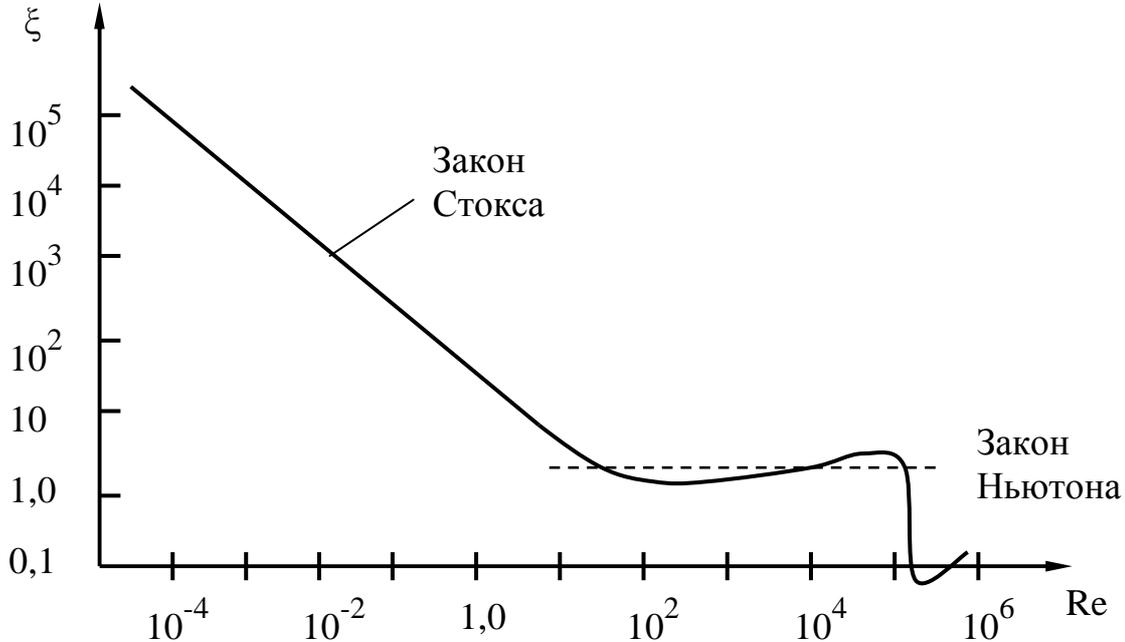


Рис. 2.1. Зависимость  $\xi$  от критерия  $Re$

Из графика видно, что существует три различных режима движения, каждому из которых соответствует определённый характер зависимости  $\xi = f(Re)$ :

- ламинарный режим ( $Re < 1$ ) –  $\xi = \frac{24}{Re}$  (закон Стокса);  $Re = U_{\text{отн}} d / \nu$ ;
- переходный режим ( $Re = 1 \div 500$ ) –  $\xi = \frac{18,5}{Re^{0,66}}$ ;

автомодельный режим ( $Re > 500$ ) –  $\xi = 0,44$  (закон Ньютона).

Для переходной области предлагается множество формул, аппроксимирующих кривую Релея. Наиболее часто используемые:

$$\xi = \frac{24}{\text{Re}} + 4\text{Re}^{-1/3}; (3 < \text{Re} < 400), \quad (2.14)$$

$$\xi = \frac{24}{\text{Re}} + \frac{4}{\sqrt{\text{Re}}} + 0,4; (0,2 < \text{Re} < 500). \quad (2.15)$$

Если необходимо вычислить скорость осаждения частиц малого размера ( $\text{Re} < 1$ ), то вместо формулы (2.13) можно применять формулу Стокса, записываемую в следующем виде:

$$U_{\text{отн}} = \frac{1}{18} \frac{\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}}}{\mu} g d^2. \quad (2.16)$$

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:

$$k = \sqrt{20,25C^2 + (1 - C)^3} - 4,5C, \quad (2.17)$$

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:

$$d_{\text{эКВ}} = 1,24 V_{\text{ч}}^{1/3}. \quad (2.18)$$

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 (раздел 2.4).

### 2.3. Движение капель в поле силы тяжести в жидкостях

Динамика капель, движущихся под действием силы тяжести в вязких несжижаемых жидкостях, исследовались в ряде работ [14, 23–42].

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.

Впервые задача обтекания капли безграничным потоком вязкой несжижаемой 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  $Re_c \ll 1$  было получено Хиллом для случая, когда движение внутри сферической частицы можно считать идеальным.

При  $Re_c > 1$  получить точное аналитическое решение даже для сферической капли трудно. Поэтому для решения уравнения Навье-Стокса используются численные методы.

Так, Хамелек и Дженсон для нахождения приближенного решения использовали метод Бубнова-Галеркина. Однако он не обеспечивал достаточной точности, как по интегральным характеристикам движения, так и по структуре течения внутри и вне капли. В работе [23] даны схемы, позволившие рассчитать движение капли для более широкого диапазона изменения режима.

Проблема изучения зависимости скорости движения (осаждения или всплытия) одиночных капель  $V_\infty$  от их диаметра посвящены работы [26–30].

Как известно капли можно подразделить на три группы:

- 1) мелкие ( $Re_c \ll 1$ , скорость движения пропорциональна  $d^2$ );
- 2) средние, сферические ( $1 < Re_c < Re_{кр}$ ,  $V_\infty \sim d^{0,5 \div 1,0}$ );
- 3) крупные ( $Re_c > Re_{кр}$ ,  $V_\infty = const$ ).

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 капле подчиняется уравнению Адамара-Рыбчинского при условии, что растворы не загрязнены поверхностно-активными веществами (ПАВ) [24, 25]:

$$V_{\infty} = \frac{2\Delta\rho g(d/2)^2}{3\mu_c} \frac{\mu_c \mu_D}{2\mu_c + \mu_D}, \quad (2.19)$$

где  $\Delta\rho = |\rho_c - \rho_D|$ ;  $\mu$  – динамическая вязкость, Па · с; нижние индексы: «с» – сплошная, «D» – дисперсная фазы.

Наличие ПАВ [14, 31] приводит к подавлению циркуляции жидкости внутри капле, вследствие уменьшения подвижности ее поверхности. В этом случае капля по характеру обтекания подобна твердой сфере и ее скорость изменяется по закону Стокса:

$$V_{\infty} = \frac{2\Delta\rho g(d/2)^2}{9\mu_c}. \quad (2.20)$$

В области умеренных значений  $Re_c$  ( $1 < Re_c < Re_{кр}$ ) при ламинарном режиме движения скорость установившегося движения капле можно найти из условия равновесия сил тяжести и сопротивления, аналогично (2.13):

$$V_{\infty} = \left( \frac{4\Delta\rho g d}{3\rho_c \xi} \right)^{1/2}. \quad (2.21)$$

Авторы [26, 27] предлагают скорость движения средних капле вычислять по уравнению:

$$V_{\infty} = 1,06 \left( \frac{\mu_c}{\rho_c} \right)^{-1/3} \left( \frac{\Delta\rho}{\rho_c} \right)^{2/3} d. \quad (2.22)$$

Достижение  $Re_{кр}$  свидетельствует об изменении внешней картины обтекания капле – происходит отрыв внешнего потока от нее и образование за кормой характерного вихревого следа. В этой области изменение  $Re_c$  движение капле 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  $\mu^* = \mu_D / \mu_c$ . Так, в работе [28] показано, что при  $\mu^* \ll 1$  течение безотрывно, если  $Re_c < 200$ . Но уже при  $\mu^* = 3$  турбулентность за каплей возникает при  $Re \sim 100$ .

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:

$$P_\sigma = \frac{4\sigma}{d/2}. \quad (2.23)$$

Вместе с тем, давление жидкости во внешнем потоке стремится деформировать каплю.

Критический диаметр каплей  $d_{кр}$ , соответствующий условной границе начала проявления эффектов, связанных с жидкой природой, капли, можно определить по критериальному уравнению, полученному И.Г. Плиттом:

$$\frac{\sigma}{d_{кр} \rho_D g} = 1,25 \cdot 10^{-3} \left( \frac{V_\infty \mu_c}{\sigma} \right)^{0,78} \left( \frac{\sigma^3 \rho_c^2}{\mu_c \rho_D g} \right)^{0,42}. \quad (2.24)$$

Критическому диаметру соответствует критическое значение числа Рейнольдса:

$$Re_{кр} = 4,55 \frac{\sigma^3 \rho_c}{\mu_c^4 (\rho_c - \rho_D) g}. \quad (2.25)$$

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. Это подтверждают экспериментальные исследования [32]. 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  $Re_c$  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 ( $Re_c > Re_{кр}$ ) авторы [29] предлагают скорость движения рассчитывать по выражению:

$$V_{\infty} = \sqrt{\frac{g(d_3/2)\Delta\rho}{\rho_c} + \frac{\sigma}{(d/2)\rho_c}}, \quad (2.26)$$

где  $d_3$  – диаметр эквивалентной сферы дисперсной частицы.

Скорость движения капли уменьшается и при дальнейшем увеличении  $Re_c$  становится практически независимой от диаметра капли.

Оценка скорости движения деформированной капли ( $4 \leq d \leq 6$  мм) в жидкости приводит к выражению [30]:

$$V_{\infty} = \left( \frac{8\rho_D g \sigma}{\rho_c^2 \xi} \right)^{1/4}. \quad (2.27)$$

Для капель с внутренней циркуляцией Адамаром и Бондом была предложена следующая формула (при  $Re < 0,6$  и при бесконечном объеме сплошной фазы):

$$V_{\infty} = \frac{1}{18} \frac{d_k(\gamma_D - \gamma_c)}{\mu_c} \frac{3(\mu_D - \mu_c)}{2\mu_D + 3\mu_c}. \quad (2.28)$$

В работе [33] рассмотрено три режима движения капель, границы между которыми определяются значениями комплекса:

$$M = \text{Ga} \left( \frac{\gamma_c - \gamma_D}{\gamma_c} \right)^{0,8} \Gamma^{-3}, \quad (2.29)$$

где  $\Gamma = \frac{d_{\text{КОЛ}} - d_{\text{К}}}{d_{\text{КОЛ}}}$ ,  $\text{Ga} = \frac{d_{\text{К}}^3 \rho_c^2 g}{\mu_c^2}$  – критерий Галилея,  $d_{\text{КОЛ}}$  – диаметр колонны, м;  $d_{\text{К}}$  – диаметр капли, м.

Для области ламинарного режима ( $M < 66,5$  или  $\text{Re} < 5,8$ ) движение капли в жидкости описывается уравнением:

$$\text{Re} = 0,05 \text{Ga} \left( \frac{\gamma_c - \gamma_D}{\gamma_c} \right)^{0,8} \Gamma^{-3}, \quad (2.30)$$

переходного режима движения ( $66,5 < M < 70000$  или  $10 < \text{Re} < 270$ )

$$\text{Re} = 0,2025 \text{Ga}^{2/3} \left( \frac{\gamma_c - \gamma_D}{\gamma_c} \right)^{1,68} \Gamma^{-2} \quad (2.31)$$

и турбулентного движения каплей ( $M > 70000$  или  $\text{Re} > 270$ )

$$\text{Re} = 1,3 \text{Ga}^{0,5} \left( \frac{\gamma_c - \gamma_D}{\gamma_c} \right)^{0,4} \Gamma^{-1,5}. \quad (2.32)$$

Для относительной скорости движения каплей Смирновым и Рубаном было получено уравнение

$$U_{\text{относ}} = \alpha d_{\text{К}}^{0,5} g^{0,5} \frac{\gamma_D}{\gamma_c} \left( \frac{\gamma_c - \gamma_D}{\gamma_c} \right)^{0,5} \Gamma^{-1}, \quad (2.33)$$

где

$$\alpha = 0,6 \left( \frac{\gamma_c - \gamma_D}{\gamma_c} + 0,21 \right)^{0,6} + 1,25. \quad (2.34)$$

Уравнение пригодно для случая  $\text{Re} > 190$ .

В области больших  $\text{Re}$  для расчета скорости капли справедливо уравнение:

$$Re = 0,00418\varphi^{-2,91}We^{-1,81}, \quad (2.35)$$

где  $\varphi$  – удерживающая способность 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:

$$Re = \frac{Ar\varepsilon^{4,75}}{118 + 0,61\sqrt{Ar\varepsilon^{4,75}}}, \quad (2.36)$$

где  $\varepsilon = 1 - \varphi$ ;  $Ar = \frac{d_k^3 \rho_c^2 g}{\mu_c^2} \frac{\rho_D - \rho_c}{\rho_c}$  – критерий Архимеда.

Для крупных капель предлагаются следующие зависимости:

$$Q = (0,75T)^{0,78} \quad \text{при } 2 < T \leq 70, \quad (2.37)$$

$$Q = (22T)^{0,42} \quad \text{при } T > 70, \quad (2.38)$$

где  $Q = 0,75 + \frac{Re}{P^{0,15}}$ ,  $T = 4\Delta\rho g d_k^2 \frac{P^{0,15}}{3\sigma}$ ,  $P = \frac{\rho_c^2 \sigma^3}{\Delta\rho g \mu_c^4}$ .

При наличии интенсивного массообмена скорость капель несколько уменьшается, исследование движения капель переменной массы приведены в работах [35, 36].

В случае стесненного осаждения частиц для любого гидродинамического режима осаждения справедливо обобщенное уравнение

$$Re = -k + \sqrt{k^2 + l Ar\varepsilon^{4,75}}, \quad (2.39)$$

где  $k$  и  $l$  – безразмерные постоянные, определяемые экспериментально для частиц определенной формы.

Для сферических частиц  $k = 27,27$  и  $l = 3,03$  уравнение (2.39) принимает вид:

$$\text{Re} = -27,27 + \sqrt{27,27^2 + 3,03 \text{Ar} \varepsilon^{4,75}}. \quad (2.40)$$

Известна приближенная формула для расчета скорости стесненного осаждения капель:

$$U_{c.o} = V_{\infty} (1 - \varphi)^m, \quad (2.41)$$

где  $m = 1,5$  для капель с внутренней циркуляцией.

Среди большого количества выражений для определения скорости движения капель в жидкостях следует выделить уравнения (2.29)–(2.32), которые являются в настоящее время лучшими, так как дают хорошее совпадение с экспериментальными данными.

Для определения коэффициента сопротивления капли при малых значениях числа  $\text{Re}$  Тейлор и Активос [37] получили:

$$\xi = \frac{8}{\text{Re}} \left[ \frac{3\mu^* + 2}{\mu^* + 1} + \frac{\text{Re} \left( \frac{3\mu^* + 2}{\mu^* + 1} \right)}{16} + \frac{1}{40} \left( \frac{3\mu^* + 2}{\mu^* + 1} \right) \left( \frac{\text{Re}}{2} \right)^2 \ln \left( \frac{\text{Re}}{2} \right) \right], \quad (2.42)$$

где  $\mu^* = \mu_D / \mu_c$  – отношения динамических вязкостей дисперсной и сплошной фаз.

При  $\text{Re} \rightarrow \infty$  и малых значениях  $\mu^*$  получено соотношение [38]:

$$\xi = \frac{48}{\text{Re}} \left[ 1 + 1,5\mu^* - 2,21 \left( \frac{(1 + 1,5\mu^*)^2}{\sqrt{\text{Re}}} \right) \right]. \quad (2.43)$$

Для промежуточных значений  $\text{Re}$  и малых значениях  $\mu^*$  для расчета коэффициента сопротивления рекомендуют выражение [39]:

$$\xi = \frac{16 (1 + 1,5\mu^*) [1 + 3(1 + \mu^*)k]}{(1 + \mu^*)(1 + k) \text{Re}}, \quad (2.44)$$

$$\text{где } k = \frac{\text{Re}}{(1 + \mu^*)(16 + 3,316\sqrt{\text{Re}})}.$$

При больших значениях параметра  $\mu^*$  применима формула [39]:

$$\xi = \frac{\mu^* \xi_g + \xi_s}{\mu^* + 1}, \quad (2.45)$$

где  $\xi_g$  и  $\xi_s$  – значения коэффициентов сопротивления при  $\mu^* = 0$  и  $\mu^* = \infty$  соответственно.

Для средних (сферических) капель получено выражение [40]:

$$\xi = 1,82 \text{Re}^{-0,19} \text{We}^{-0,033}. \quad (2.46)$$

Сравнение коэффициентов сопротивления капли и твердой сферы показывает, что коэффициент сопротивления капли при докритических режимах движения ( $\text{Re}_c \approx 100 \div 300$ ) 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 [40, 41] показывают, что при дальнейшем увеличении  $\text{Re}_c$  начинает наблюдаться уменьшение наклона кривой  $\xi = \xi(\text{Re}_c)$  (рис. 2.2, 2.3) и на некотором небольшом участке коэффициент сопротивления практически не зависит от  $\text{Re}_c$ .

Это может быть объяснено тем, что капля начинает деформироваться и терять устойчивость. Проблеме изучения деформации капель посвящен целый ряд работ [40–51]. Из экспериментальных исследований [47] следует, что капля сохраняет сферическую форму при значениях  $0,091 \text{We}^{0,95} \ll 1$ . В работах [48, 49] даны зависимости эксцентриситета капли от критериев  $\text{We}, \text{Re}_i, \mu^*$ .

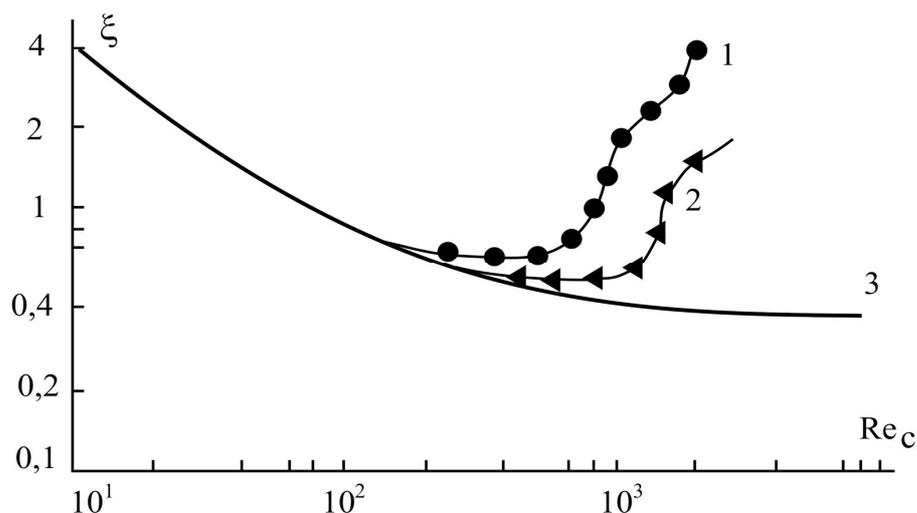


Рис. 2.2. Зависимость коэффициента сопротивления от критерия Рейнольдса: 1 – капли хлорбензола в воде; 2 – капли дихлорэтана в воде; 3 – твердая частица [14, 41]

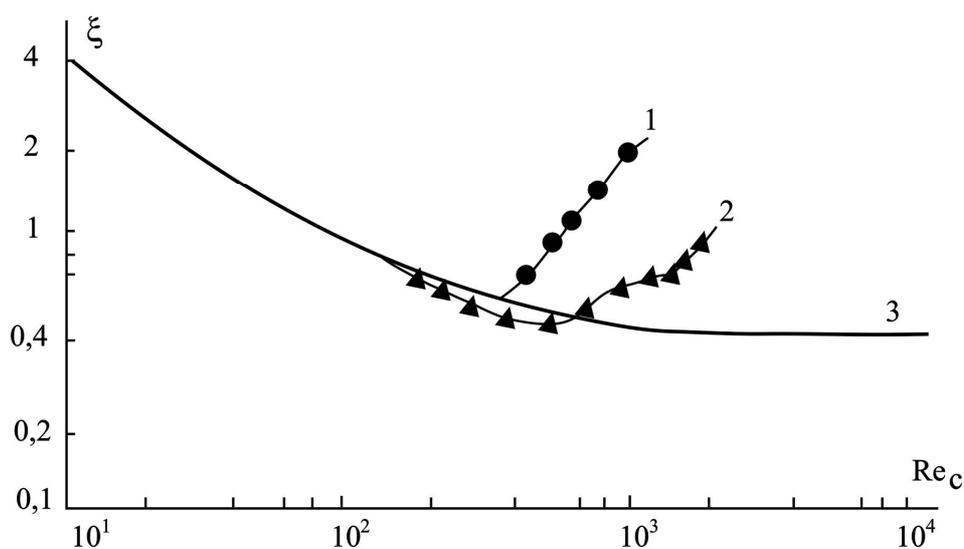


Рис. 2.3. Зависимость коэффициента сопротивления от критерия Рейнольдса: 1 – капли бромбензола в воде; 2 – капли нитробензола в воде; 3 – твердая частица [40, 41]

Установлено что при фиксированных  $Re_c$  с увеличением числа Вебера (до  $0,5 \div 0,8$ ) [50, 51] поверхность капли 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 чечевицеподобной.

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 [36, 48, 52] авторы показали, что при  $Re_c \sim 200$ ,  $We \sim 4$  наблюдается неустойчивое движение капель: при  $d > d_{кр}$  ( $d_{кр}$  соответствует  $Re_c \sim 200$ ,  $We \sim 4$ ) 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  $Re_c$  и  $We$  ( $200 \leq Re_c \leq 400$ ,  $1,2 \leq We \leq 4$ ) 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 значения 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  $Re_c$ . В работе [53] выяснено, что чем больше  $\mu^*$ , тем позднее появляется осцилляция. 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  $Re_c$  деформация капель становится все более значительной, колебания приобретают все более беспорядочный характер. В этой области кривая  $\xi = \xi(Re_c)$  имеет почти постоянный наклон,

а предельная скорость движения капель становится практически независимой от диаметра (рис. 2.2, 2.3).

Авторы [40] рекомендуют в этой области изменения  $Re_c$  следующее уравнение для расчета коэффициента сопротивления:

$$\xi = 4,38 \cdot 10^{-2} Re_c^{0,34} We^{0,62}. \quad (2.47)$$

Анализ 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.

#### 2.4. Движение твердых частиц и капель в газах

Гидродинамические закономерности движения твердых частиц в газовых средах (например в запыленном газе) в общем виде описаны в разделе 2.2. 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

$$\chi = d_{ч.е.}^2 / d_{ч.с.}, \quad (2.48)$$

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 (1.2.8) сила сопротивления среды записывается в виде

$$F = 3\pi\mu_r U' d\chi. \quad (2.49)$$

Значения динамического коэффициента для частиц различной формы находятся в пределах  $\chi = 1,04 \div 1,48$  [54]

Из вышеприведенных зависимостей следует, что скорость осаждения частиц нешарообразной формы меньше, чем сферических. В литературе так

же часто используется поправочный коэффициент формы  $\varphi$ , на который умножают скорость осаждения сферической капли:

$$U' = U\varphi. \quad (2.50)$$

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 (2.50) по выражению (2.13), (2.16) следует подставлять диаметр эквивалентного шара (2.18).

Рассмотренные выше зависимости относятся к случаю равномерного прямолинейного движения частиц, однако в реальных условиях движение частиц нестационарно и криволинейно. Время, в течении 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

$$V_{\text{ч}} \rho_{\text{ж}} \frac{d^2 z}{dt^2} = V_{\text{ч}} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) g - \xi F \frac{\rho_{\text{г}} U^2}{2} \text{sign} U, \quad (2.51)$$

где  $V_{\text{ч}}$  – объем частицы,  $\text{м}^3$ ;  $F$  – 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 (2.14), (2.15) и др., полученные для твердых сфер и справедливые капель в газе диаметром менее 1 мм. Для более крупных капель время движения больше и  $\xi$  можно определить по выражению [55]

$$\xi = AK^m \text{Re}^n, \quad (2.52)$$

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  $We = \rho_{\Gamma} U^2 d / \sigma$ .

При  $We > 12$  капля теряет устойчивость и дробится на более мелкие. Согласно известным данным, максимальный радиус устойчивой капли при  $Re > 1000$  примерно равен

$$R_{\max} \approx \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma})}}. \quad (2.53)$$

Средний радиус капли в газовом потоке, как отмечается различными исследователями, приблизительно равен половине максимального устойчивого.

Более подробно закономерности зависимости размеров капель от режимов движения в газовых потоках рассмотрены в монографии [56].

### Библиографический список ко второй главе

1. Нигматуллин Р.И. Динамика многофазных сред. М.: Наука, 1987.
2. Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета. Л.: Химия, 1984.
3. Вибрационные массообменные аппараты / И.Я. Городецкий, А.А. Васин, В.М. Олевский, П.А. Лупанов; Под ред. В.М. Олевского. М.: Химия, 1980.
4. Карпачев С.М., Рябчиков Б.Е. Пульсационная аппаратура в химической технологии. М.: Химия, 1983.
5. Дыбан Е.П., Эпик Э.Я., Супрун Т.Т. Характеристики ламинарного пограничного слоя при повышенной турбулентности внешнего потока // Теплофизика и теплоэнергетика. 1976. Вып. 30. С. 86-90.
6. Бляшов Б.Г., Крылов В.С., Мосяк А.А. Влияние турбулентности набегающего потока на массоперенос в окрестности критической точки цилиндра при больших числах Прандтля // ТОХТ. 1982. Т. 16. № 2. С. 155-160.
7. Темкин М.И. Перенос растворенного вещества между турбулентно движущейся жидкостью и взвешенными в ней частицами // Кинетика и катализ. 1977. Т. 18. № 2. С. 493-496.
8. Клинова Л.П., Сосновская Н.Б., Дьяконов С.Г. Математическое моделирование процесса растворения твердых частиц в аппаратах с

перемешивающими устройствами // Массообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. сб. науч. тр. / Казань. КХТИ. 1987. С. 114-125.

9. Кафаров В.В., Клипиницер В.А., Беляков Н.Г. Исследование механизма массоотдачи в жидкой фазе в системах с мелкодисперсной суспендированной твердой фазой // ТОХТ. 1981. Т. 15. № 1. С. 119-120.

10. Орел С.М. К вопросу о растворении твердых частиц в аппаратах с мешалками // Журнал прикладной химии. 1986. Т. 59. № 1. С. 103-107.

11. Израйлев Б.М., Клинова Л.П., Сосновская Н.Б. Массоотдача в аппаратах с мешалками на базе сопряженного моделирования // V Всесоюз. науч. конф. «Математическое моделирование сложных химико-технологических систем»: Тез. докл. Казань. КХТИ. 1988. С. 182.

12. Лаптев А.Г., Елизаров В.И., Дьяконов С.Г., Зайкова О.В. Моделирование тепломассообмена в турбулентном пограничном слое с градиентом давления // Тепломассообмен–ММФ–92. Конвективный тепломассообмен: Тез. докл. Т. 1. Ч. 2. Минск: АНК «ИНТО им. А.В. Лыкова» АНБ, 1992. С. 92-95.

13. Лаптев А.Г. Модели переноса и эффективность жидкостной экстракции. Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005.

14. Броунштейн Б.И., Щеголев В.В. Гидродинамика. Массо- и теплообмен в колонных аппаратах. Л.: Химия, 1988.

15. Ягодин Т.А., Каган С.З., Тарасов В.В. Основы жидкостной экстракции. М.: Химия, 1981.

16. Броунштейн Б.И., Железняк А.С. Физико-химические основы жидкостной экстракции. М.: Химия, 1966.

17. Алексеев Д.В., Николаев Н.А., Лаптев А.Г. Комплексная очистка стоков промышленных предприятий методом струйной флотации. Казань: КГТУ, 2005.

18. Соу С. Гидродинамика многофазных сред. М.: Мир, 1971.

19. Уоллис Г. Одномерные двухфазные течения. М.: Мир, 1972.

20. Дейч М.Е., Филлипов Г.А. Гидродинамика двухфазных сред. М.: Энергоиздат, 1981.

21. Петров К.П. Аэродинамика тел простейших форм. М.: Издательство «Факториал», 1998.

22. Овчинников А.А., Николаев Н.А. Основы гидромеханики двухфазных сред: Учеб. пособие. Казань: КГТУ, 1998.

23. Ривкин В.Я., Рыскин Г.М. Структура течения при движении сферической капли в жидкой среде в области переходных чисел

Рейнольдса // Изв. Ан СССР. Механика жидкости и газа. 1976. № 1. С. 8-15.

24. Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. М.: Физматгиз, 1959.

25. Grace J.R., Wairegi T., Nguyen T.H. // *Ibidem*. 1976. V. 54. N 3. P. 167.

26. 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.

27. Розен А.М., Беззубова А.И. Массоотдача в одиночных каплях // ТОХТ. 1968. Т. 2. № 6. С. 850-862.

28. Массопередача при экстракции и моделирование экстракционных аппаратов / А.М. Розен и др. // Сб. Процессы жидкостной экстракции и хемосорбции. М.: Химия, 1966. С. 99-112.

29. Бердников В.И., Левин А.М. Расчет скорости движения пузырей и капель // ТОХТ. 1980. Т. 14. № 4. С. 535-541.

30. Гонор А.Л., Ривкинд В.Я. Динамика капли // Механика жидкости и капли. 1982. Т. 17. С. 86-159.

31. Liang T.B., Slofer M.J. Liquid- liquid extraction drop formation: mass transfer and the influence of surfactant // *Chem. Eng. Sci.* 1990. V. 45. N 1. P. 97-105.

32. Edge R.M., Grant C.D. The motion of drops in water contaminated with a surface-active agent // *Chem. Eng. Sci.* 1972. N 9. P. 1709-1721.

33. Смирнов Н.И., Рубан В.Л. Относительная скорость движения капель // ЖПХ. – 1949. – Т. 22. – № 10. – С. 1068-1077.

34. Kuboi R., Kamasawa J., Osake T. Fluid and particle motion in turbulent dispersion – 2. Influence of turbulence of liquid on the motion of suspended particles // *Chem. Eng. Sci.* 1974. N 3. P. 651-657.

35. Leonard J., Houghton G. Effect of mass transfer on the velocity of rise of bubbles in water // *Nature*. 1961. V. 190, 14777. P. 687-688.

36. Михайлов Г.М., Николаев А.М. Обобщенное уравнение осаждения сферических частиц // Химия и технология топлив и масел. 1963. № 6. С. 21-24.

37. Acrivos A.J., Taylor T.D. The Stokes flow past an arbitrary porticle. The slightly deformed sphere // *Chem. Eng. Sci.* 1964. V. 19. N 7. P. 445-451.

38. Abdel- Alim A.H., Hamielec A.E. A theoretical and experimental investigation of the effect of internal circulation on the drag of spherical droplets

falling at terminal velocity in liquid media // *Ind. Eng. Chem. Fundam.* 1975. V. 14. N 4. P. 308-312.

39. Чесноков Ю.Г. Сила сопротивления, действующая на сферический пузырек и сферическую каплю // *ЖПХ.* 1993. Т. 66. № 8. С. 1722-1726.

40. Kiele A.I., Treybal R.E. Rate of raise or fall of liquid drops // *A. I. Ch. E. J.* 1956. N 4. P. 444-447.

41. Hu S., Kintner R.C. The fall of single liquid drops shrough water // *A. I. Ch. E. J.* 1955. N 1. V. 1. P. 42-48.

42. Nakano Y., Tien C. Viscous incompressible non-Newtonian Flow at intermediate Reynolds number // *A. I. Ch. E. J.* 1970. N 4. P. 569-574.

43. Клячко А.С. Уравнение движения пылевых частиц в пылеприемных устройствах // *Отопление и вентиляция.* 1934. № 4. С. 27-29.

44. Barnea E., Mizrahi I. // *Chem. Eng. J.* 1973. V. 5. P. 171-189.

45. Taylor T.D., Acrivos A. The stokes flow past an arbitraty particle. The slightly deformed sphere // *Chem. Engng. Sci.* 1964. V. 19. N 7. P. 445-451.

46. Abdel-Alim A.H., Hamielec A.E. A theoretical and experimental investigation of the effect of internal cireulation on the drag of spherical droplets falling at therminal velocity in liquid media // *Ind. And Eng. Chem. Fundam.* 1975. V. 14. N 4. P. 308-312.

47. Wellek R.M., Agrawal A.K., Skelland A.H.P. Shape of liquid drops moving in liquid media // *A. I. Ch. E. J.* 1966. N 5. V. 12. P. 854-862.

48. Winnikov S., Chao B.T. Droplet motion in purisied sustem // *Phus. Fluids.* 1966. N 1. V. 9. P. 50-61.

49. Thorsen G., Hordalen R.M., Terjesen S.G. On the terminal velocity of circulating and oscillating liquid drops // *Chem. Engng. Sci.* 1968. – V. 23. N 5. P. 413-427.

50. Ривкинд В.Я. Стационарное движение слабо деформируемой капли в потоке вязкой жидкости / *Зап. науч. семинаров Ленингр. отд. мат. ин-та АН СССР.* Л.: АН СССР, 1977. Т. 69. С. 157-170.

51. Ривкинд В.Я. Стационарное движение вязкой капли с учетом ее деформации / *Зап. науч. семинаров Ленингр. отд. мат. ин-та АН СССР.* Л.: АН СССР, 1979. Т. 84. С. 220-242.

52. Johnson A.I., Braidia L. The velocity of fall circulating and oscillating liquid drops through quiescent liquid phases // *Can. I. Chem. Eng.* 1957. V. 35. N 4. P. 165-172.

53. Schroeder R.R., Kintner R.C. Oscillations of drops ffalling in a liquid field // *A. I. Ch. E. J.* 1965. V. 11. N 1. P. 5-8.

54. Ужов В.Н., Вальберг А.Ю. Очистка газов мокрыми фильтрами. М.: Химия, 1972.

55. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976.

56. Николаев А.Н., Дмитриев А.В., Лапыпов Д.Н. Очистка газовых выбросов ТЭС, работающих на твердом и жидком топливе. Казань: «Новое знание», 2004.

## ГЛАВА 3

### СПОСОБЫ И АППАРАТЫ ГАЗООЧИСТКИ

В главе в общем виде рассмотрены основные способы очистки газов. Даны краткие характеристики аппаратов газоочистки, их преимущества и недостатки.

#### 3.1. Физические основы и способы очистки газов

Для очистки газов применяют: электрическую очистку, механические пылеулавливатели, процессы абсорбции и хемосорбции, сжигание, адсорбцию и катализ [1–16].

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 реакцией, 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 алюминиевоокисных 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.3.1.

Таблица 3.1. Способы очистки газов

Сухие способы	Комбинированные способы	Мокрые способы
<ul style="list-style-type: none"> <li>- фильтрация</li> <li>- воздействие полей различной природы</li> <li>- адсорбция</li> <li>- термическое и каталитическое окисление</li> <li>- электронно-лучевое воздействие</li> <li>- конденсация (вымораживание)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- адсорбционно-каталитические</li> <li>- абсорбционно-каталитические</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- хемосорбция</li> <li>- абсорбция</li> <li>- промывка</li> </ul>

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.

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 [14].

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 [14].

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 работает 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°C.

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 [5,17].

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 (формула 2.13).

2. В газоочистных аппаратах центробежного действия (циклоны, мультициклоны, ротационные аппараты)  $w_{\text{ч}}$  можно рассчитать, приравнявая центробежную силу, развивающуюся при вращении газового потока, к стоксовой силе. Здесь скорость частицы пропорциональна квадрату ее диаметра:

$$w_{\text{ч}} = \frac{\omega^2 R (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}})}{18\mu_{\text{г}}} d_{\text{ч}}^2, \quad (3.1)$$

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 Стермандом, 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 стоксовской силе:

$$F_k = 3\pi\mu_{\Gamma} d_{\text{ч}} w_{\text{ч}}, \quad (3.2)$$

$$w_{\text{ч}} = \frac{2\varepsilon_0 E^2}{3\mu_{\Gamma}} d_{\text{ч}}, \quad (3.3)$$

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 допустимой 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 с размером частиц крупнее 10 мкм обладают хорошей сыпучестью.

Для обеспечения надежной работы циклонов при очистке газов от средне слипающейся 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 допускаемой 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 в тем большей степени, чем больший объем сточных вод необходимо обезвреживать и чем больше вредных веществ требуется извлекать из них.

4. В электрофильтрах допускаемая концентрация взвешенных частиц в газах, направляемых на очистку, определяется из условий работы электрофильтров без запираания короны; в противном случае из-за образования значительного 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  $250^{\circ}\text{C}$  затруднена, а при температуре  $500^{\circ}\text{C}$  невозможна.

Работа электрофильтра особенно усложняется при очистке газов от пыли с удельным электрическим сопротивлением больше  $10^8$  Ом·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:

$$\ln S = \ln \frac{P_{\text{ч}}}{P_{\text{ж}}} = \frac{4\sigma m_{\text{п}}}{k_{\text{б}} T_{\text{г}} \rho_{\text{ж}} d_{\text{ч}}} = \frac{4\sigma M_{\text{п}}}{R_{\text{г}} T_{\text{г}} \rho_{\text{ж}} d_{\text{ч}}}, \quad (3.4)$$

где  $P_{\text{ч}}$ ,  $P_{\text{ж}}$  – давление насыщенного пара соответственно над частицей и над 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 для 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 [5, 17].

### 3.2. Виды аппаратов газоочистки

Для улавливания частиц из газового потока применяют аппараты различного принципа действия и конструкции. Они подразделяются на [1-17]:

- 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 к 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 стремятся двигаться 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 пылинок.

В аппаратах третьего типа при соприкосновении пылинок с поверхностью жидкости прилипание к ней и в дальнейшем эти пылинки тонут, в результате чего происходит улавливание пыли. 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, 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 осаждаются и сравнительно мелкая пыль, с 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.

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 с 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 является 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, и 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 объединен. 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 [1, 16, 20, 21]. 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 происходит

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. 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 импеллерной 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. (см. главу 4). 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 следующих главах.

### *Полые газопромыватели*

Орошающая жидкость в них подается встречно или поперек газового потока. 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 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 происходит 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 [43, 44].

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)  $f_{fr} = 0,15–0,25$ .

Отверстия разбиты по равнобедренному 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  $1 \text{ м}^3$  газов. При этом минимальная скорость газов, необходимая для создания устойчивого пенного режима на тарелке, составляет порядка 1 м/с.

### *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 псевдооживления, а цилиндроконические – в режиме фонтанирования. Аппараты с фонтанирующей насадкой могут работать в более широком диапазоне скоростей, чем аппараты с псевдооживлением. 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°. Удельное орошение для таких аппаратов принимают около 4–6 л/м<sup>3</sup>; при этом унос жидкости меньше, чем в аппаратах с псевдооживленным слоем. Цилиндроконические скрубберы могут применяться для очистки газов при расходе до 40000 м<sup>3</sup>/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 дисперсионных 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.

### **Библиографический список к третьей главе**

1. Страус В. Промышленная очистка газов. М.: Химия, 1981.
2. Пирумов А.И. Обеспыливание воздуха. М.: Стройиздат, 1981.
3. Ужов В.Н. и др. Очистка промышленных газов электрофильтрами. М.: Химия, 1967.
4. Старк С.Б. Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве. М.: Металлургия, 1990.
5. Ужов В.Н. Санитарная охрана атмосферного воздуха. Очистка выбросных промышленных газов от вредных паробразных и газообразных примесей. М.: Химия, 1962.
6. Сахарнов А.В., Зега И.П. Очистка сточных вод и газов лакокрасочной промышленности. М.: Химия, 1979.
7. Мягков Б.И. Волокнистые туманоуловители. Обзорн. информ. Сер. пром. и сан. очистка газов. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1973.
8. Мягков Б.И., Каменщиков И.Г., Резник Ф.Б. Очистка вентоздуха гальванических ванн. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1978.
9. Мягков Б.И., Попов О.А. Очистка воздуха от масляного тумана на металлообрабатывающих предприятиях. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1981.
10. Мягков Б.И. Волокнистые и сетчатые брызготуманоуловители. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1983.
11. Мягков Б.И., Мошкин А.А. Улавливание туманов кислот в различных отраслях промышленности. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1984.
12. Янковский С.С. Промышленное применение волокнистых и сетчатых фильтров. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1988.
13. Мягков Б.И., Савенков Н.В. Инерционные волокнистые и сетчатые туманобрызгоуловители. (НИИОгаз) обзор М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1991.
14. Абалонин Б.Е., Кузнецова И.М., Харлампиди Х.Э., Основы химических производств. Учеб. пособие. М.: Химия, 2001.
15. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Очистка газов мокрыми фильтрами. М.: Химия, 1972.
16. Зиганшин М.Г., Колесник А.А., Посохин В.Н. Проектирование аппаратов пылегазоочистки. М.: “Экопресс – 3М”, 1998.

17. Ужов В.Н. и др. Очистка промышленных газов от пыли М.: Химия, 1981.

18. Montgomery T.L., Corn M. Aerosol deposition on a pipe with turbulent air flow. – J. Aerosol Sci., 1970, V. 1, № 3, P. 185-213.

19. Forney L.J., Spilman L.A. Deposition of coarse aerosols from turbulent flow. – J. Aerosol Sci., 1974, V. 5, № 3, P. 257-271.

20. Мурашкевич И.Ф. Эффективность пылеулавливания в турбулентном промывателе // Инж.-физический журнал, 1959. Т. 2. № 11. С 48-55.

21. Русанов А.А. Справочник по пыле- и золоулавливанию М.: Энергия, 1975.

## ГЛАВА 4

### НАСАДОЧНЫЕ СЕПАРАТОРЫ

Рассмотрены наиболее характерные для процессов газоочистки сепараторы с насадочными элементами. Даны некоторые методы расчета конструкций современных насадочных сепараторов.

#### 4.1. 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.

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. 4.1-4.3.

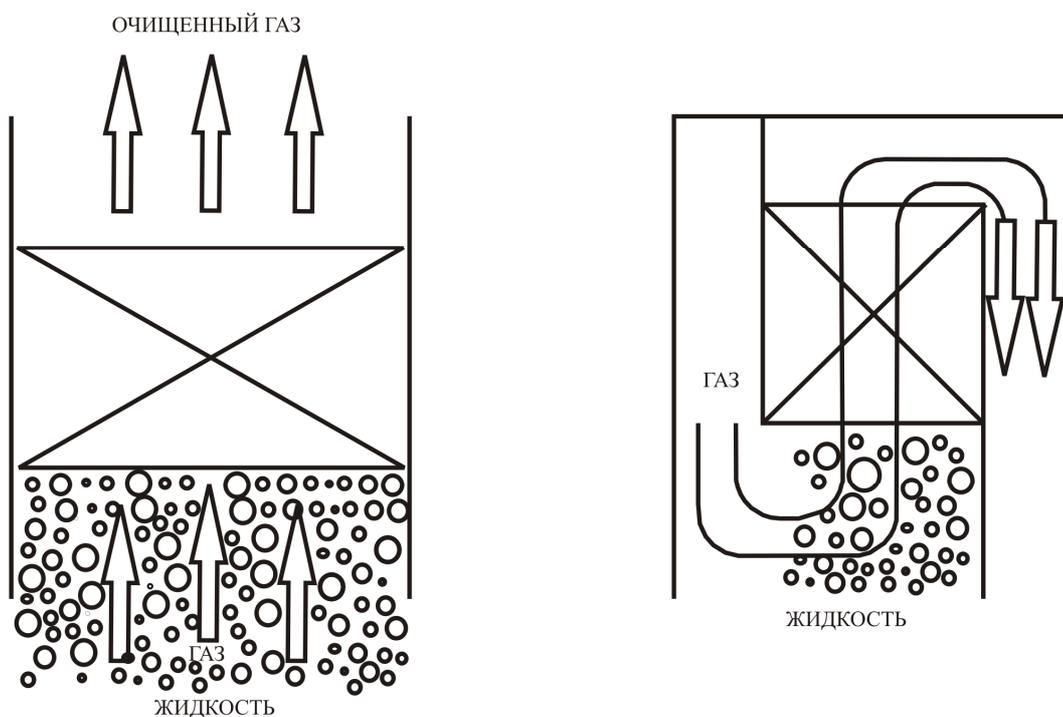


Рис. 4.1. Горизонтальное расположение насадки

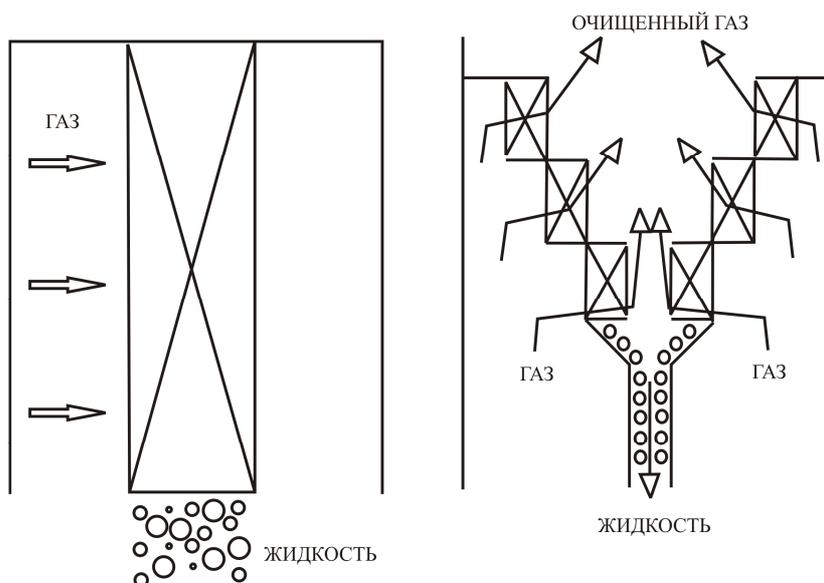


Рис. 4.2. Вертикальное расположение насадки

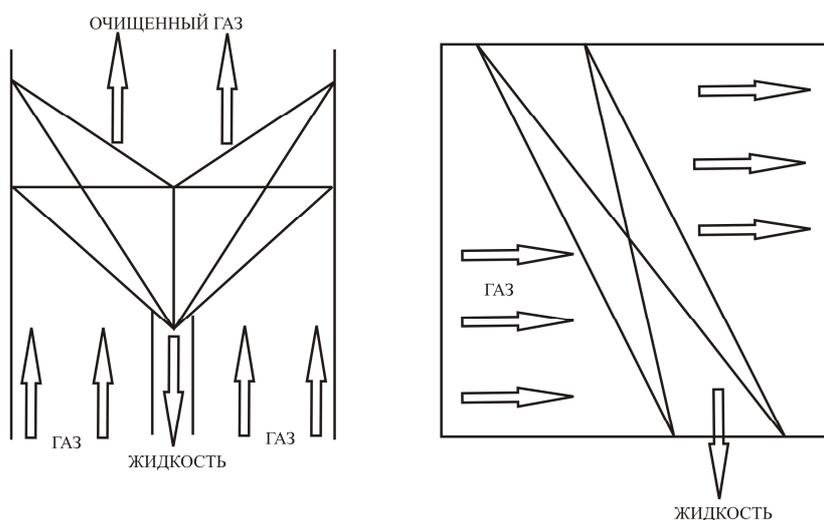


Рис. 4.3. Наклонное расположение насадки

Разнообразие конструкций насадочных сепараторов определяется, прежде всего, видом применяемых для улавливания капель насадок [1].

В соответствии с общепринятыми принципами насадочные сепараторы можно классифицировать следующим образом [2–5]:

- 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 перекрестноточные;

- 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 [6].

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 [1].

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 [1].

В наклонном сепараторе (рис. 4.4, в, д) пакеты насадки располагаются под некоторым углом  $\beta$  к горизонту [7].

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) [7].

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 [8].

### *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. [1, 9, 10].

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 различных шагом.

Профиль пластин сепараторов может быть различным в зависимости от предъявляемых требований (рис. 4.4).

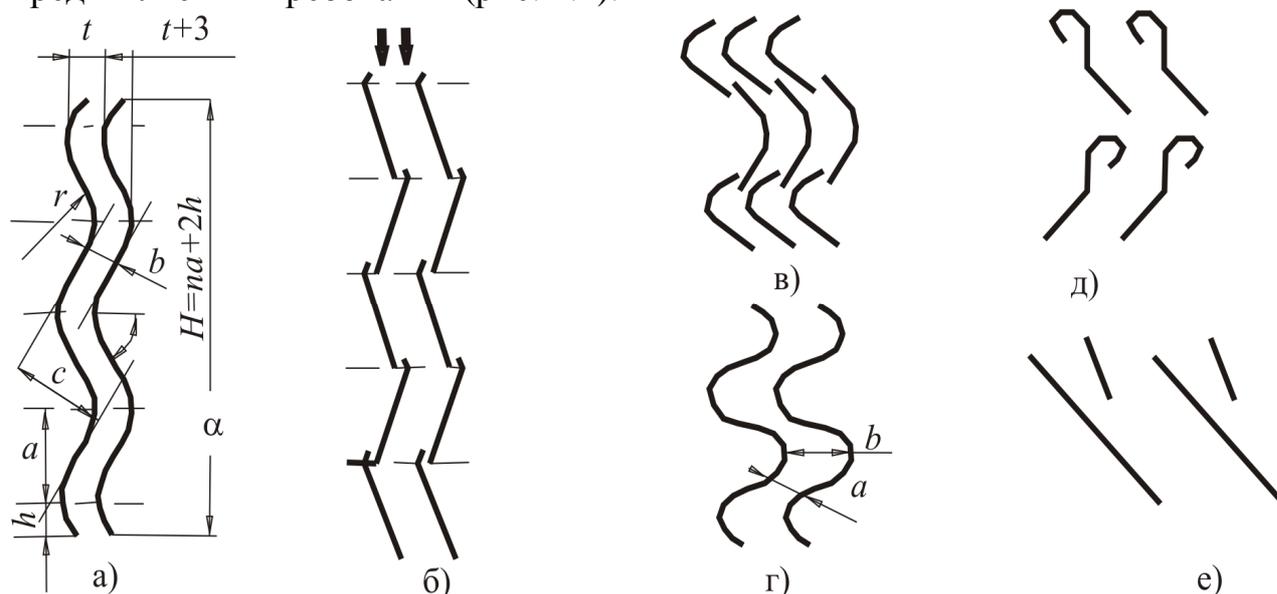


Рис. 4.4. Профили жалюзийных сепараторов: а, г – волнообразные; б – уголкового с выступами; в – волнообразные с разрывами; д – с ловушкой по ходу газа; е – пластинчатый с отбойными пластинками

Основными параметрами жалюзийного канала являются [1]:

- 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 конструкционных 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 в виду, 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) [1, 11].

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.

### ***Сеточные сепараторы (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 с 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.

## **4.2. Методы расчета эффективности сепараторов**

Существует 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 [12].

Коэффициент осаждения частиц под действием гравитационных сил представлена в виде зависимости:

$$\eta = f\left(\text{Re}; \frac{\text{Stk}}{\text{Fr}}\right). \quad (4.1)$$

Эффективность центробежного улавливания выражена зависимостью:

$$\eta = f(\text{Re}; \text{Stk}; \text{Fr}). \quad (4.2)$$

Эффективность осаждения при зацеплении определена в виде

$$\eta = f\left(\text{Stk}; \frac{\text{Stk}}{\text{Re}}\right). \quad (4.3)$$

В формулах (4.1.)–(4.3)  $\text{Stk}$  – число Стокса,  $\text{Fr}$  – число Фруда.

В турбулентном потоке на характер движения частиц оказывают влияние турбулентные пульсации. Расчеты [13] 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 [14] использовать формулу, аналогичную формуле Дейча

$$\eta = 1 - \exp\left(-4 \frac{\nu_{\text{ч.турб.}}}{\nu_{\Gamma}} \frac{L}{d_3}\right), \quad (4.4)$$

где  $v_{ч.турб.}$  – скорость турбулентного осаждения взвешенных частиц, м<sup>2</sup>/с;  $L$  – длина трубы или канала, м;  $d_э$  – эквивалентный диаметр канала, м.

Эффективность очистки может быть определена также по содержанию дисперсных частиц до поступления в газоочистной аппарат и на выходе из него [12]:

$$\eta = \frac{G_{ч}^{BX} - G_{ч}^{ВЫХ}}{G_{ч}^{BX}} = \frac{V_{Г}^{BX} c^{BX} - V_{Г}^{ВЫХ} c^{ВЫХ}}{V_{Г}^{BX} c^{BX}} = 1 - \frac{V_{Г}^{ВЫХ} c^{ВЫХ}}{V_{Г}^{BX} c^{BX}}, \quad (4.5)$$

где  $G_{ч}^{BX}$ ,  $G_{ч}^{ВЫХ}$  – массовый расход частиц (капель тумана) соответственно на входе и выходе из аппарата, кг/с;  $V_{Г}^{BX}$ ,  $V_{Г}^{ВЫХ}$  – объемный расход газов соответственно на входе и выходе из аппарата, м<sup>3</sup>/с;  $c^{BX}$ ,  $c^{ВЫХ}$  – 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 [12]:

$$\eta = \frac{G_{ч}}{V_{Г}^{ВЫХ} c^{ВЫХ}}, \quad (4.6)$$

где  $G_{ч}$  – количество уловленных дисперсных частиц, кг/с.

Эффективность по количеству уловленных аппаратом дисперсных частиц и их концентрации в газе, выходящего из аппарата [12]:

$$\eta = \frac{G_{ч}}{G_{ч} + V_{Г}^{ВЫХ} c^{ВЫХ}}. \quad (4.7)$$

Коэффициент очистки газов определяют по фракционной эффективности

$$\eta_{\phi} = \frac{\Phi^{BX} - \Phi^{ВЫХ} (1 - \eta)}{\Phi^{BX}}, \quad (4.8)$$

где  $\Phi^{BX}$ ,  $\Phi^{ВЫХ}$  – содержание фракции соответственно на входе и выходе из аппарата, %.

Эффективность улавливания может быть выражена в виде коэффициента проскока частиц, представляющий собой отношение концентрации частиц за аппаратом к их концентрации перед ним. Коэффициент проскока частиц:

$$\xi_{\Pi} = 1 - \eta. \quad (4.9)$$

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:

$$\eta_{\Sigma} = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2) \dots (1 - \eta_n), \quad (4.10)$$

где  $\eta_1, \eta_2, \eta_n$  – степень очистки газов соответственно в первом(ой), втором(ой) или  $n$ -ом 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 [7]

$$\eta = 1 - \exp(-2\pi \cdot n \cdot \text{Stk}), \quad (4.11)$$

где  $n$  – число полных (на  $360^\circ$ ) поворотов вокруг препятствий на всей

толщине насадки;  $\text{Stk} = \frac{u_{\text{ср}} \rho_i d_i^2}{18 \mu_{\Gamma} b}$  – 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  $0,1d_{\text{H}}$ ;  $u_{\text{ср}}$  – скорость газа в свободном сечении аппарата, м/с;  $\mu_{\Gamma}$  – 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

$$n = L / 2d_{\text{н}}, \quad (4.12)$$

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 [3]

$$\eta_i = 1 - \exp\left(-\frac{2\pi}{360} \cdot c_1 \cdot \sum \theta \cdot \text{Stk} \cdot \xi^{2/3}\right), \quad (4.13)$$

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.;  $\text{Stk} = \frac{u_{\text{к}} \rho_i d_i^2}{18 \mu_{\text{г}} b}$  (здесь  $u_{\text{к}}$  – скорость газа в межжалюзийном канале, м/с;  $b$  – ширина канала, м).

Сумма углов поворота  $\sum \theta$ , ширина канала  $b$  и скорость газового потока  $u_{\text{к}}$  определяются соотношениями

$$\sum \theta = (180 - 2\varepsilon)n, \quad (4.14)$$

где 
$$\varepsilon = \arctg \frac{\text{tg } \alpha}{\text{tg } \beta}; \quad (4.15)$$

$$b = (t - \delta) \sin \varepsilon; \quad (4.16)$$

$$u_{\text{к}} = u_{\text{ж.с.}} / \sin \varepsilon, \quad (4.17)$$

где  $u_{\text{ж.с.}}$  – 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 зависимости для расчета коэффициентов сопротивления (раздел 4.5):

$$\xi = f(\text{Re}). \quad (4.18)$$

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

$$\Delta P = \xi L \frac{u_{\text{ср}}^2 \rho_{\Gamma}}{2 \epsilon_{\text{св}}^2 d_{\text{э}}}, \quad (4.19)$$

где  $L$  – высота слоя насадки, м;  $u_{\text{ср}}$  – скорость газа в свободном сечении аппарата, м/с;  $\epsilon_{\text{св}}$  – свободный объем сухой насадки.

Подставляя вместо  $d_{\text{э}}$  его значение  $d_{\text{э}} = 4 \epsilon_{\text{св}} / a_{\text{в}}$ , получаем сопротивление 1 м насадки:

$$\frac{\Delta P}{L} = \xi \frac{\rho_{\Gamma}^2 u_{\text{ср}}^2 a_{\text{в}}}{8 \epsilon_{\text{св}}^3}. \quad (4.20)$$

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 [1]

$$\frac{u_{\text{ж.с.}}^* \sqrt{\rho_{\Gamma}}}{\sqrt[4]{g \sigma (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma})}} = \frac{0,26}{k_{\omega_2} k_{\omega_3} \sqrt{0,0085 + 1,8 \frac{\text{Re}_{\text{ж}}^{2/3}}{B} L \cdot \text{We}^{1/2} \frac{v_{\text{ж}}}{v_{\Gamma}}}}, \quad (4.21)$$

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 [15]. 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 [16, 17]:

$$\eta_{\text{к.у.}} = \eta_0(1 - \eta_{\Sigma}). \quad (4.22)$$

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.

### 4.3. Конструкции сепарирующих насадочных элементов

Насадочные сепараторы представляют собой аппараты, заполненные насадочными элементами различной формы (рис. 4.5).

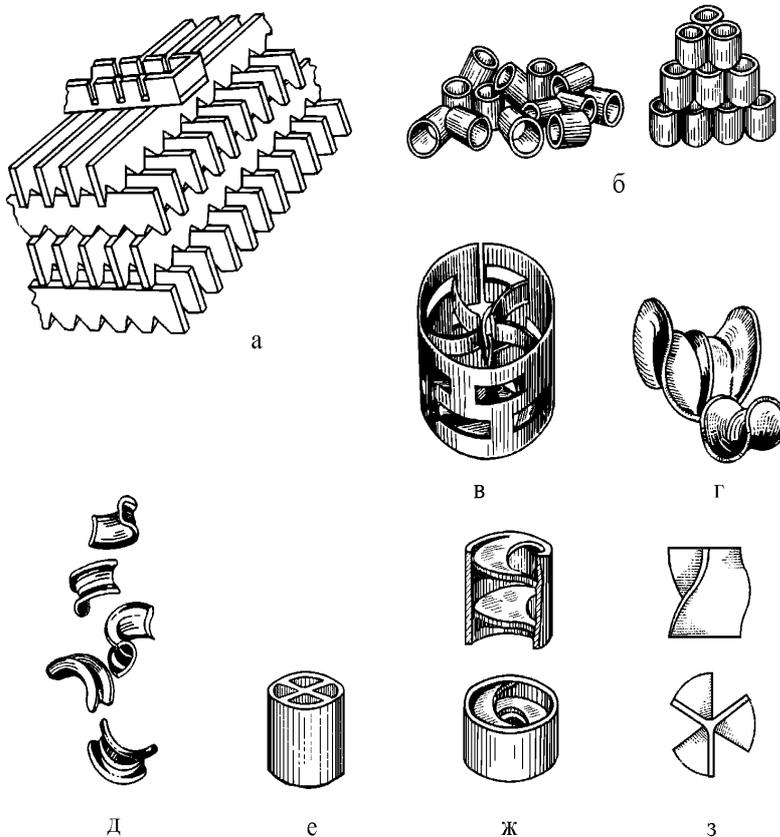


Рис. 4.5. Виды насадок:

- 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

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  $a_H$  и долей свободного объема  $\epsilon_H$ , высокой прочностью и химической стойкостью, низкими стоимостью и гидравлическим сопротивлением, способностью хорошо смачиваться жидкостью и равномерно распределять ее по сечению аппарата. В табл. 4.1 приведены характеристики некоторых типов неупорядоченной насадки.

Таблица 4.1. Характеристики насадок

Насадки	$a_H,$ $\frac{m^2}{m^3}$	$\epsilon_{св},$ $\frac{m^3}{m^3}$	$d_3,$ м	Число штук в $1 m^3$	Масса $1 m^3$ , кг
1	2	3	4	5	6
<b>Керамические кольца Рашига</b>					
10×10×1,5 мм	440	0,7	0,006	700000	700
15×15×2 мм	330	0,7	0,009	220000	690
25×25×3 мм	200	0,74	0,015	50000	530
35×35×4 мм	140	0,78	0,022	18000	530
50×50×5 мм	90	0,785	0,035	6000	530
<b>Стальные кольца Рашига</b>					
10×10×0,5 мм	500	0,88	0,007	770000	960
15×15×0,5 мм	350	0,92	0,012	240000	660
25×25×0,8 мм	220	0,92	0,017	55000	640
50×50×1 мм	110	0,95	0,035	7000	430
<b>Керамические кольца Палля</b>					
25×25×3 мм	220	0,74	0,014	46000	610
35×35×4 мм	165	0,76	0,018	18500	540
50×50×5 мм	120	0,78	0,026	5800	520
60×60×6 мм	96	0,79	0,033	3350	520
<b>Стальные кольца Палля</b>					
15×15×0,4 мм	380	0,9	0,01	230000	525
25×25×0,6 мм	235	0,9	0,015	52000	490
35×35×0,8 мм	170	0,9	0,021	18200	455
50×50×1 мм	108	0,9	0,033	6400	415

Продолжение табл. 4.1

1	2	3	4	5	6
Керамические седла Берля					
12,5 мм	460	0,68	0,006	570000	720
25 мм	260	0,69	0,011	78000	670
38 мм	165	0,7	0,017	30500	670
Керамические седла Инталокс					
12,5 мм	625	0,78	0,005	730000	545
19 мм	335	0,77	0,009	229000	560
25 мм	255	0,775	0,012	84000	545
38 мм	195	0,81	0,017	25000	480
50 мм	118	0,79	0,027	9350	530

Универсальной насадки, удовлетворяющей всем этим требованиям, не существует. Ряд требований является взаимоисключающим. 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 является 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.

#### 4.4. Некоторые виды новых насадок

Обзор конструкций новых регулярных и нерегулярных насадок дан в работах [18–21]. Рассмотрим некоторые виды из них, которые могут применяться в сепараторах дисперсной фазы.

##### *Регулярные насадки*

Регулярные насадки монтируются в сепараторе секциями или блоками.

Сотрудниками Института новых химических проблем АН СССР в 1991 году запатентована регулярная насадка [22] (рис. 4.6). Целью изобретения является повышение эффективности и эксплуатационных характеристик аппарата за счет развития поверхности контакта фаз, снижения гидравлического сопротивления, выравнивания градиентов концентраций и температур в поперечном относительно движения потока направлении и создания поперечной турбулентности.

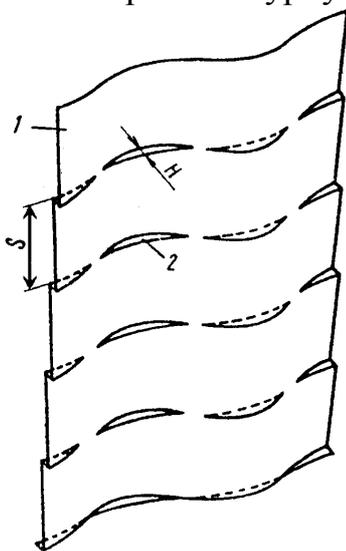


Рис. 4.6. Лист насадки ИНХП  
АН СССР

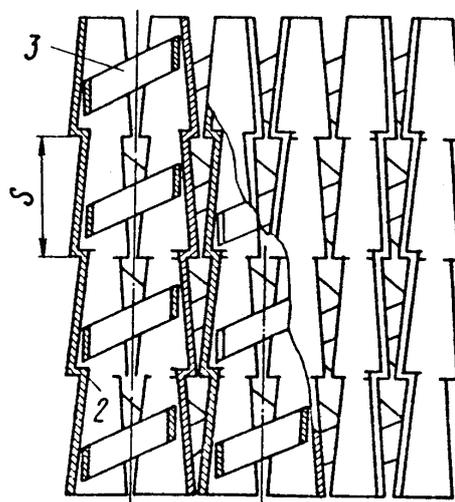


Рис. 4.7. Пакет насадки ИНХП  
АН СССР

Пакет насадки теплообменного аппарата состоит из вертикальных гофрированных листов 1, изготовленных из сетки с эквивалентным диаметром ячейки  $d_{\text{экв}} = 1,5 - 3$  мм. Листы насадки имеют поперечное профилирование в виде конусообразных выступов 2 с высотой

вглубь потока  $H$ , расположенное с шагом  $S$ , причем соотношение  $S/H=7\div 12$ . Профиль выступов 2 в поперечном сечении имеет вид синусоиды с тем же периодом и фазой, что и основной гофр листа 1, но с амплитудой, линейно изменяющейся на шаге  $S$  от значения  $\alpha$  до  $\alpha - H$ , где  $\alpha$  – амплитуда основного гофра.

Соседние между собой листы 1 в пакете (рис. 4.7) расположены зеркально, то есть впадины основного гофра образуют вертикальные каналы, в которые направлены выступы и в которые по всей длине установлены интенсифицирующие вставки – завихрители, выполненные в виде спиралей 3 или скрученных лент.

Насадка [23], разработанная в Киевском технологическом институте пищевой промышленности, (рис. 4.8) состоит из листов 1 с просечными отверстиями ромба, снабженных повторяющими форму отверстий лепестками 3. Между рядами отверстий выполнены гофры 4 в виде расширяющихся внутрь окружных канавок. Обращенные вниз поверхности лепестков имеют рифления.

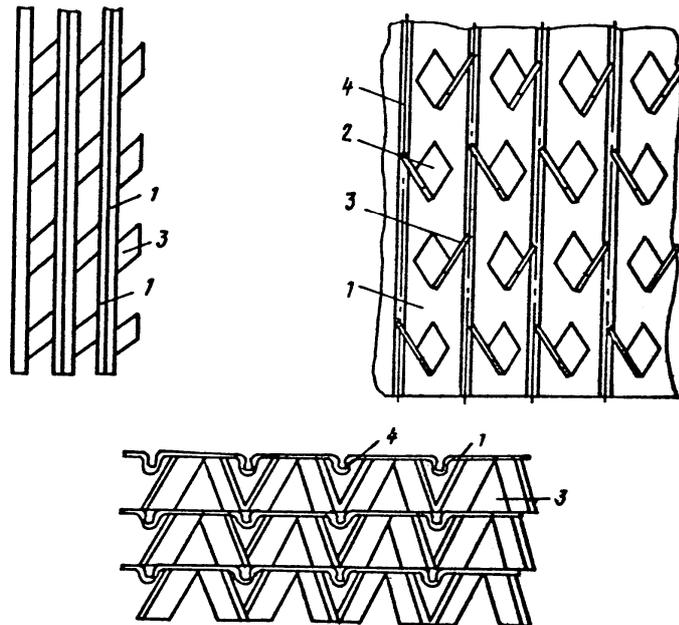


Рис. 4.8. Насадка

Другой вид регулярной насадки [24] представлен на рис. 4.9. Универсальный блок насадки для теплообменных аппаратов включает в себя зигзагообразные пластины 1, по торцам соединенные с вертикальными пластинами 2, и сетки 3. Блок отличается тем, что с целью обеспечения универсальности ее сборки и разборки, повышения эффективности использования площади поперечного сечения аппарата любого диаметра, он выполнен в виде трапеции или параллелограмма с углом при вершине  $120^\circ$ .

Зигзагообразные пластины приварены к вертикальным пластинам под углом  $60^\circ$  или параллельно одна к другой, причем сетки установлены между парой параллельно расположенных зигзагообразных пластин и снабжены крючками 4.

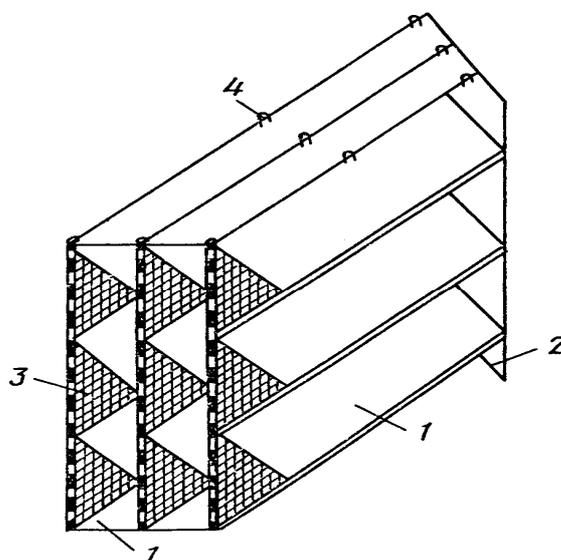


Рис. 4.9. Универсальный блок регулярной насадки

ИВЦ «Инжехим» (г. Казань) совместно с ОАО «Нижекамскнефтехим» разработал рулонную регулярную насадку *IRM*, представленную на рис. 4.10 [18]. Насадка обеспечивает высокую разделяющую способность при низких плотностях орошения в колоннах диаметром до 1,5 м. Ввиду низкого гидравлического сопротивления насадка может быть рекомендована для использования в вакуумных колоннах и сепараторах.

#### Характеристики насадки «IRM»

Свободный объем, $\text{м}^3/\text{м}^3$	Удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$	Эквивалентный диаметр, м	ВЭТС, м
0,8776	244,7	0,014	0,4 – 0,8



Рис. 4.10. Рулонная регулярная насадка *IRM*

На рис. 4.11 приведена фотография регулярной металлической насадки *VIM*, представляющей собой пакеты из гофрированных листов из тонкой ленты из нержавеющей стали. Гофрированные листы уложены в смежных слоях перекрестно, на поверхности листов выполнены микрогофры и лепестки. Микрогофры имеют горизонтальную ориентацию, что способствует эффективному перераспределению жидкой фазы в слое насадки. Лепестки предназначены для турбулизации газовой фазы. Указанная насадка выпускается трех типоразмеров *VIM – 12*, *VIM – 15* и *VIM – 20*, с высотой гофров, равной соответственно 12, 15 и 20 мм.



Рис. 4.11. Насадка *VIM* (Инжехим)

Конструктивной особенностью насадок *VIM* является многооперационная обработка поверхности насадки, выполненной из тонкой фольги из нержавеющей стали, включающая:

– нанесение микрорельефа в виде горизонтальных микрогофров, обеспечивающего максимальное растекание жидкости по поверхности насадки;

– выполнение лепесткообразных элементов, обеспечивающих интенсивную турбулизацию газовой и жидкой фаз, дополнительное формирование пленки жидкости;

– гофрирование фольги с целью обеспечения высокого свободного объема насадки и механической прочности.

Решена техническая задача по конструкции регулярной насадки, содержащей уложенные в пакет гофрированные листы с перекрестным расположением гофров в соседних листах, с выполненными на поверхности листов выступами, причем выступы расположены горизонтальными рядами, при этом расстояние между выступами в рядах меньше расстояния между рядами.

Новая упорядоченная насадка названа *IRG (Ingechim Regular Gofr)*, что означает регулярная гофрированная насадка ИВЦ «Инжехим».

Насадка выполнена из листа, имеющего параллельные гофры с вершинами. На боковых поверхностях гофров выполнены горизонтальные ряды выступов. Причем расстояние между выступами в рядах меньше расстояния между рядами выступов.

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. На поверхности пластин созданы фигурные шероховатости в виде выпуклостей. Пакет регулярной насадки показан на рис. 4.12.



Рис. 4.14. Пакет пластин насадки [18]

Такое конструктивное исполнение позволяет достичь высокого свободного объема насадки в аппарате за счет исключения взаимного проникновения насадки и равномерного распределения поверхности по сечению аппарата.

### *Неупорядоченные насадки*

Разработке и внедрению в производство новых высокоэффективных нерегулярных насадок также посвящено большое количество работ. Например, запатентована [25] насадка (рис. 4.13, 4.14). Целью изобретения является увеличение пропускной способности насадки. Насадка представляет собой две призмобразные фигуры, образованные из попарно отогнутых навстречу одна другой пластин 1, повернутые одна относительно другой на  $90^\circ$  и имеющие общую перегородку 2.

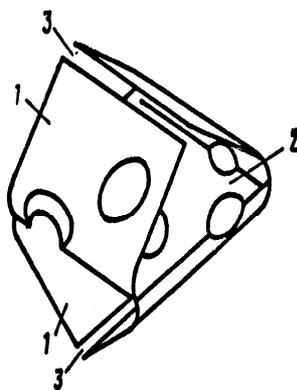


Рис. 4.13. Вид насадки в аксонометрии

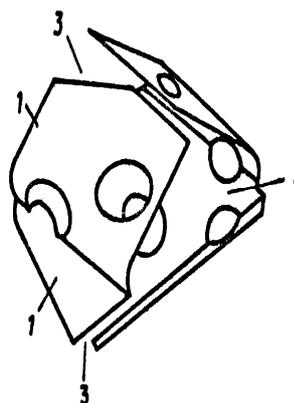


Рис. 4.14. Насадка с косыми срезами

Каждая пара пластин 1 направлена относительно другой пары в противоположную сторону. За счет неполной стыковки смежных пластин между ними образуются зазоры 3. Заготовка может быть выполнена с перфорацией.

На двух пластинах, образующих одну из призмобразных фигур, могут быть выполнены косые срезы. Выполнение насадки с косыми срезами позволяет уменьшить коэффициент использования материала с 1,65 до 1,6 по сравнению с насадкой без косых срезов.

Другой вид нерегулярной насадки [26] представлен на рис. 4.15. Целью изобретения является повышение эффективности за счет интенсивного обновления поверхности теплообмена жидкостной пленки при течении ее по насадке и обеспечения плотности ее засыпки.

Насадка содержит полосу 3, образующую замкнутое кольцо, один из концов которой повернут относительно другого на угол, кратный  $180^\circ$ , полоса выполнена с плавно циклически изменяющейся шириной и длиной, кратной шагу изменения ширины.

Полоса может быть выполнена с различной кратностью поворота концов и шага изменения ширины.

Во Всесоюзном НИИ синтетических и натуральных душистых веществ разработана насадка [27], выполненная в виде цилиндрического кольца 1 с внутренним элементом 2 в виде спирали Архимеда, наружный конец которой прикреплен к кольцу (рис. 4.16). По всей поверхности насадки имеются отверстия 3.

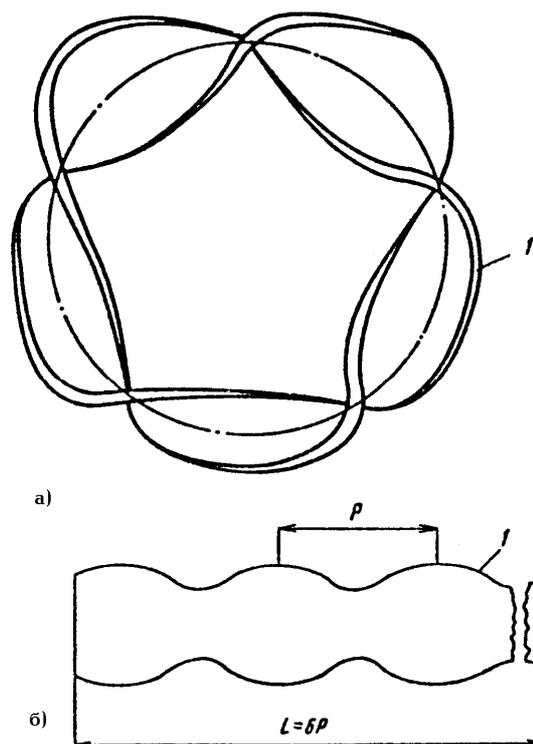


Рис. 4.15. Насадка Московского института управления: а – общий вид; б – полоса для изготовления насадки

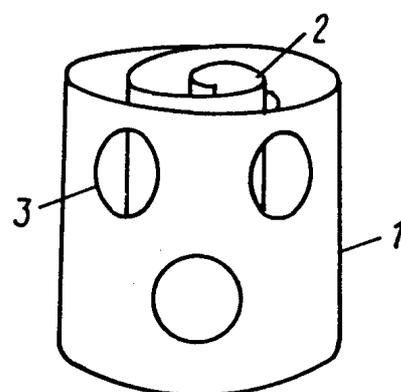


Рис. 4.16. Насадка в виде спирали Архимеда

Цель изобретения – интенсификация теплообменных процессов за счет увеличения поверхности контакта фаз, улучшения смачивания и омывания потоками поверхности насадки.

Разработка сотрудников Горьковского политехнического института [28] представляет собой элемент, содержащий полуцилиндры. Цель

изобретения – повышение эффективности работы за счет улучшения омываемости внутренних поверхностей и усиления турбулизации фаз.

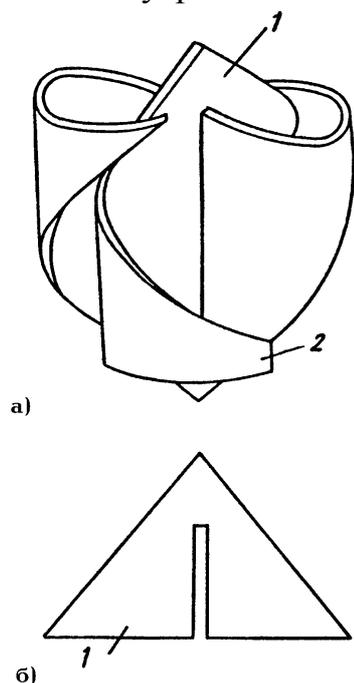


Рис. 4.17. Насадка из треугольных лепестков: а – насадка в аксонометрической проекции, общий вид; б – развертка (заготовка) элементов насадки

Представляет интерес насадка [29], представленная на рис. 4.17. Цель изобретения – повышение эффективности массообмена за счет усиления турбулизации потоков и упрощения изготовления насадки.

Насадку изготавливают из металлических пластин треугольной формы с поперечным разрезом в направлении прямого угла до половины расстояния между вершиной треугольника и основанием. В полученные разрезы вставляются оба треугольника и их концы заворачивают в противоположные стороны так, что они обхватывают друг друга и не дают насадке распадаться на исходные части.

Нерегулярные насадки могут быть выполнены из перфорированных полос. Насадка (рис. 4.18, 4.19) содержит кольцо 1 с отбортовками 2, контур которых выполнен с фигурным, например зубчатым профилем, образуя фигурные симметричные элементы 3, которые в противоположных отбортовках кольца взаимно смещены на половину шага ( $t/2$ ) между смежными фигурными элементами одной из отбортовок. Боковая поверхность кольца 1 имеет встречно расположенные треугольные лепестки 4, основания лепестков совмещены в один ряд, между каждыми парами лепестков установлены перемычки 5.

Лепестки 4 и перемычки 5 имеют отверстия 6 с одинаковыми или разными диаметрами. Лепестки 4 плавно по радиусу отогнуты внутрь кольца 1, при этом после сгиба лепестков по линии их раздела, совпадающей с гипотенузой, имеется зазор 7 с шириной "а". Согнутые лепестки 4 с перемычкой 5 в плане образуют полукольца 8. На рис. 4.18 представлена насадка, вид сверху; на рис. 4.19 – то же, продольный разрез.

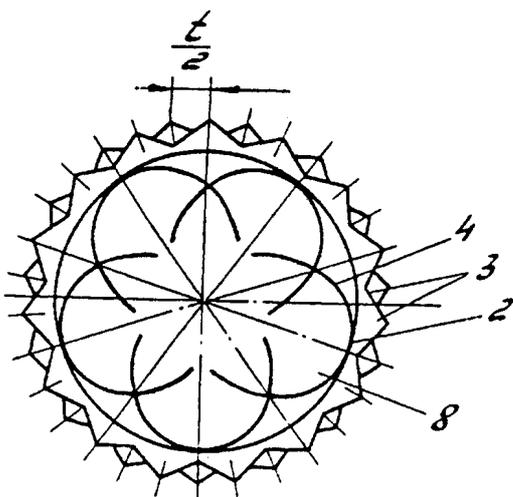


Рис. 4.18. Насадка из перфорированной полоски

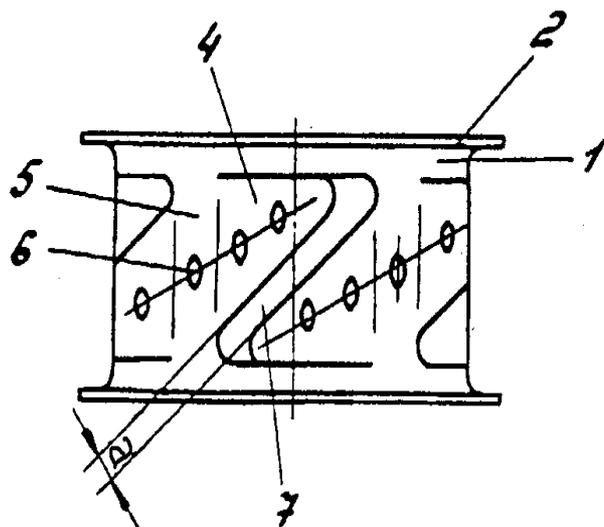


Рис. 4.19. Насадка в разрезе

ИВЦ «Инжехим» также разработал и запатентовал несколько видов неупорядоченной насадки (рис. 4.20, 4.21) [18 – 21, 30 – 34]. Все они отличаются технологичностью изготовления, простотой конструкции и обеспечивают высокие массообменные характеристики и низкое гидравлическое сопротивление.

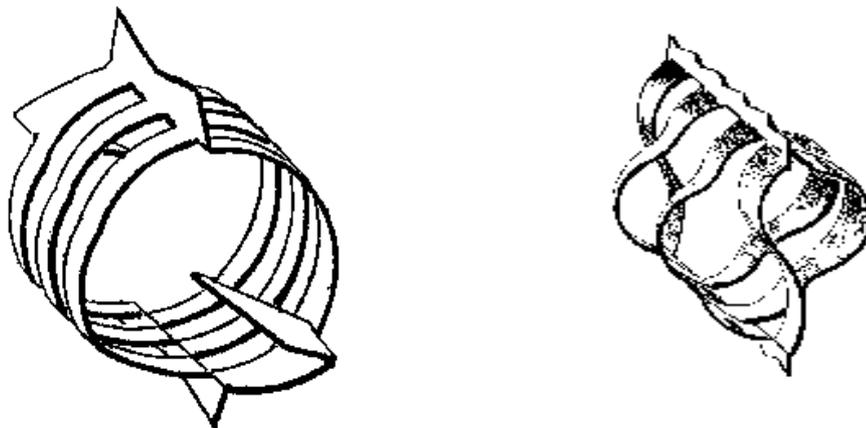


Рис. 4.20. Элементы насадок [18-21]

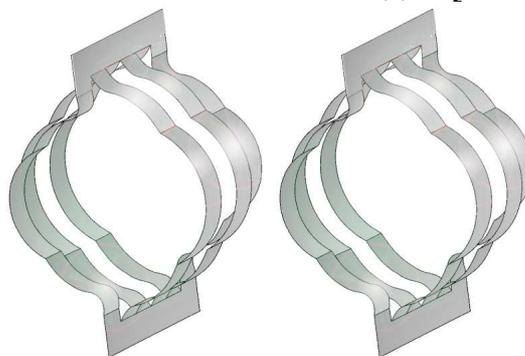


Рис. 4.21. Общий вид элементов насадки [21]

Хорошо себя зарекомендовали разработанные в ИВЦ «Инжехим» совместно со специалистами ОАО «Казаньоргсинтез» нерегулярные насадки «Инжехим – 2000» [19, 34 – 36], приведенные на рис. 4.22.



Рис. 4.22. Элемент насадки «Инжехим – 2000»

Характерной особенностью этих насадок является способность обеспечивать высокую разделяющую способность в широком диапазоне нагрузок как по газовой, так и по жидкой фазам. При этом насадки пригодны для колонн, работающих как под разрежением, так и при атмосферном и избыточном давлениях. Кроме того, эти насадки способны работать с загрязненными средами.

Как показывает опыт отечественных и зарубежных фирм при решении задач модернизации очень часто только заменой контактных устройств в промышленных аппаратах можно добиться значительного повышения эффективности проводимых процессов, снизить энергозатраты на единицу продукции.

#### **4.5. Гидравлические характеристики насадочных аппаратов**

##### *Перепад давления в насадочных аппаратах*

Перепад давления является функцией для определения эффективности сепарации частиц из газового потока (глава 6). Поэтому для изучения характера его изменения от различных параметров были проведены некоторые исследования [18, 39].

Все уравнения, приведенные в литературе, для определения перепада давления по газовой фазе в насадочных абсорбционных, десорбционных и ректификационных колоннах являются эмпирическими или полуэмпирическими, они в большинстве были получены при исследовании традиционных насадок и не могут быть применены к современным типам.

Сопротивление сухого насадочного слоя  $\Delta P_{\text{сух}}$  высотой 1 метр равно [37]:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi_{\text{сух}} \frac{1}{d_{\text{ЭКВ}}} \frac{\rho_{\Gamma} (u_{\text{ср}} / \epsilon_{\text{св}})^2}{2} \quad (4.23)$$

где  $\xi_{\text{сух}}$  – коэффициент гидравлического сопротивления,  $d_{\text{ЭКВ}}$  – эквивалентный диаметр насадки, рассчитываемый по выражению  $d_{\text{ЭКВ}} = \frac{4\epsilon_{\text{св}}}{a_{\nu}}$ .

Коэффициент гидравлического сопротивления насадки определяется в зависимости от режима движения газа в насадочном слое [37]:

$$\text{при } Re_{\Gamma} < 40, \quad \xi = \frac{140}{Re_{\Gamma}}, \quad (4.24)$$

$$\text{при } Re_{\Gamma} > 40, \quad \xi = \frac{16}{Re_{\Gamma}^{0.2}}, \quad (4.25)$$

где  $Re_{\Gamma}$  – критерий Рейнольдса, рассчитываемый по формуле  $Re_{\Gamma} = \frac{4u_{\text{ср}}\rho_{\Gamma}}{a_{\nu}\mu_{\Gamma}}$ .

Сопротивление орошаемого насадочного слоя высотой 1 метр [37]:

$$\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P_{\text{сух}} 10^{bq}, \quad (4.26)$$

где  $b$  – эмпирический коэффициент, значения которого для различных типов насадок приведены ниже в табл. 4.2 [38].

Таблица 4.2. Зависимость коэффициента  $b$  от типа насадки

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

В сепараторе-маслоуловителе (глава 8) используются насадки «Инжехим-2000», поэтому на рис. 4.23 и рис. 4.24 приводится сравнение

гидравлических характеристик насадки «Инжехим-2000» с близкими по геометрическим размерам существующими насадками. Как видно из рис. 4.23, сопротивление сухого слоя для этой насадки на 10–15 % ниже, чем у колец Палля размером 50×50 мм и в 2 и более раза ниже, чем у колец Рашига. Это объясняется более высокой порозностью слоя с новой насадкой, а так же тем, что ее геометрия практически исключает образование застойных зон [39].

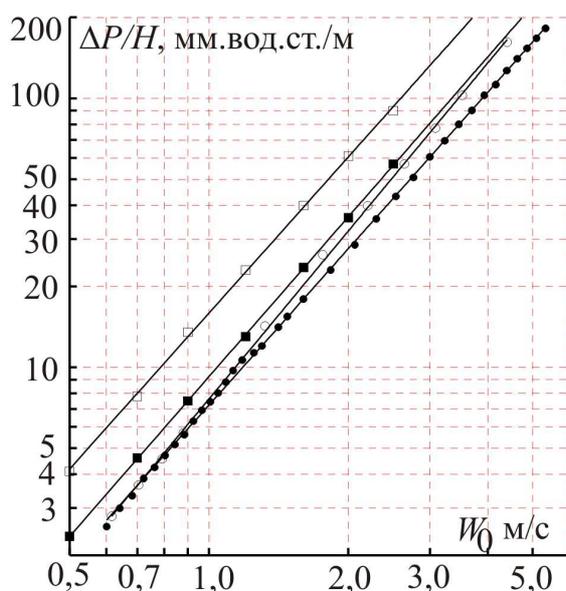


Рис. 4.23. Гидравлическое сопротивление слоя сухой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа [39]: ● – насадка «Инжехим-2000», ○ – кольца Палля металлические 50×50 мм, ■ – кольца Палля полипропиленовые 50×50 мм, □ – металлические кольца Рашига 50×50 мм

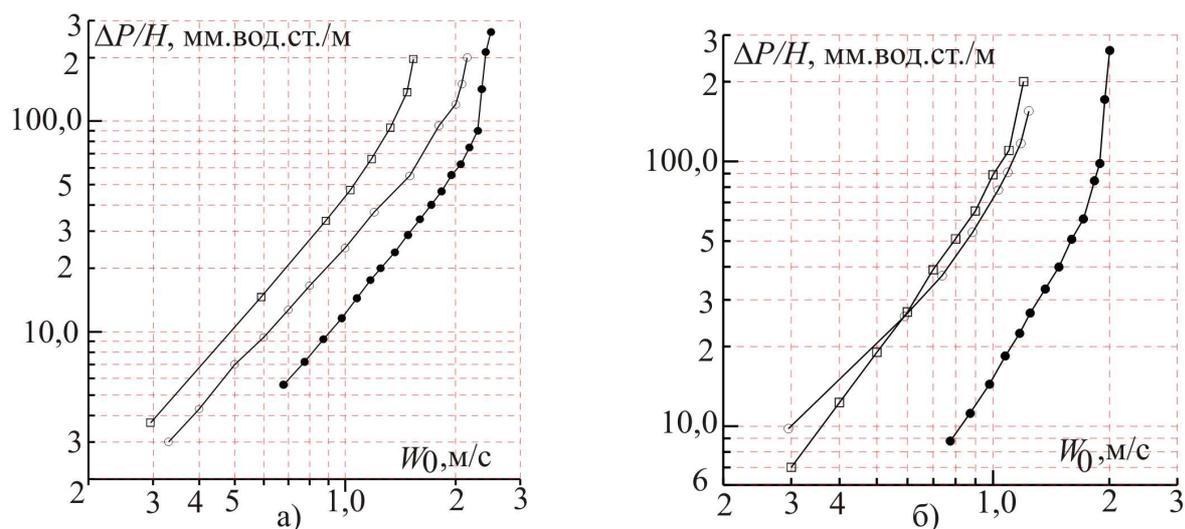


Рис. 4.24. Гидравлическое сопротивление слоя орошаемой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа [39]: а) плотность орошения  $40 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ ; б) плотность орошения  $80 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ . ● – насадка «Инжехим-2000», ○ – кольца Vialecki металлические 50×50 мм, □ – кольца Рашига 50×50 мм

Для расчета удельного сопротивления сухой насадки различные авторы часто используют уравнение

$$\Delta P/L = \xi_{\text{сух}} u_{\text{ср}}^2 \rho_{\Gamma} a_v / 8 \epsilon_{\text{св}}^3, \quad (4.27)$$

где  $\Delta P$  – гидравлическое сопротивление, Па;  $L$  – высота слоя, м;  $\xi_{\text{сух}}$  – коэффициент сопротивления;  $u_{\text{ср}}$  – фиктивная скорость газа, м/с;  $a_v$  – удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>.

По данным экспериментов для сухой насадки «Инжехим-2000» получена зависимость [39]

$$\xi_{\text{сух}} = 4,97 \cdot \text{Re}_{\Gamma}^{-0,04}, \quad (4.28)$$

где  $\text{Re}_{\Gamma} = 4u_{\text{ср}} \rho_{\Gamma} / a_v \mu_{\Gamma}$ ,  $\mu_{\Gamma}$  – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с.

Для определения гидравлического сопротивления орошаемой насадки используется уравнение вида

$$\Delta P_{\text{ор}} / \Delta P_{\text{сух}} = b \cdot q^c \cdot u_{\text{ср}}^d, \quad (4.29)$$

где  $q$  – плотность орошения, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч).

Для насадки «Инжехим-2000»:  $b = 0,708$ ,  $c = 0,247$ ,  $d = 0,198$ .

Уравнение Бейна–Хоугена для новой насадки имеет вид [39]:

$$\lg \left( \frac{w_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g \epsilon_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = -0,471 - 1,104 \left( \frac{L_{\text{ж}}}{G} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (4.30)$$

где  $w_3$  – скорость газа, соответствующая началу режима захлебывания, м/с;  $\mu_{\text{ж}}$  – коэффициент динамической вязкости жидкости, МПа·с;  $L_{\text{ж}}$ ,  $G$  – массовые расходы жидкости и газа, кг/с.

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)

$$L_{\text{ж}} = G(c_{\text{н}} - c_{\text{к}}), \quad (4.31)$$

где  $c_H$ ,  $c_K$  – начальное и конечное значения концентрации аэрозольных частиц на входе и выходе насадки, кг/кг.

Конечное значение  $c_K$  связано с эффективностью сепарации  $\eta$

$$c_K = c_H(1 - \eta). \quad (4.32)$$

Плотность орошения насадочного слоя имеет значение ( $\text{м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с}$ )

$$q = L_{\text{ж}} / (S \rho_{\text{ж}}), \quad (4.33)$$

где  $S$  – площадь поперечного сечения сепаратора с насадкой,  $\text{м}^2$ .

В качестве первого приближения в выражении (4.32) можно принять  $\eta \approx 0,9$ , а затем уточнить по уравнениям математической модели.

### ***Задержка жидкости и коэффициент смачиваемости поверхности насадочного слоя***

Для расчета эффективности насадочных сепараторов необходимо иметь выражения для расчета коэффициента смачиваемости  $\psi_w$  и коэффициент задержки жидкости  $\epsilon_{\text{ж}}$ .

*Количество удерживаемой жидкости*  $\epsilon_{\text{ж}}$  складывается из статической  $\epsilon_{\text{ж.ст}}$  и динамической  $\epsilon_{\text{ж.д}}$  составляющих [37]

$$\epsilon_{\text{ж}} = \epsilon_{\text{ж.ст}} + \epsilon_{\text{ж.д}}. \quad (4.34)$$

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 [37]

$$\epsilon_{\text{ж.д}} = A \text{Re}_{\text{ж}}^m \text{Ga}^{-k}, \quad (4.35)$$

где значения коэффициентов  $A$ ,  $m$ ,  $k$  определяются экспериментальным путем для каждого типа насадки.

При  $Re_{ж} = 4Q/a_v v_{ж}$  и  $Ga = g/v_{ж}^2 a_v^3$  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  $Re_{ж} = Qd_n/v_{ж}$ ,  $Ga = gd_n^3/v_{ж}^2$ , где  $d_n$  – наружный диаметр насадки, коэффициенты в выражении (4.35) имеют значения [37]:  $A = 41,8$ ,  $m = 0,5$ ,  $k = 0,5$ .

Для колец Рашига 10-25 мм в колонне диаметром 0,175 м Гильпериним получено:

$$\epsilon_{ж} = 3,86 \cdot 10^{-3} V_{ж}^{0,4} V_{г}^{0,19} d_{э}^{-0,68}, \quad (4.36)$$

где  $V_{ж}$ ,  $V_{г}$  – расход жидкости и газа соответственно ( $м^3/ч$ ).

В работе [40] рекомендуются критериальные выражения вида

$$\epsilon_{ж} = f(Ga, We, Pr, Re), \quad (4.37)$$

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 [41]

$$\epsilon_{ж} = k Re_{ж}^{1/3} (a_v v_{ж})^{2/3}, \quad (4.38)$$

где число Рейнольдса  $Re_{ж} = 4Q/a_v v_{ж}$ .

Коэффициент  $k$  для насадки из колец металлической сетки (КМС) равен  $k = 10$ , а для спирально-призматической насадки из нержавеющей стали и капрона –  $k = 3$  [41].

Уравнения для расчета статической составляющей задержки жидкости в насадке даны в работах [37, 40].

Результаты расчета динамической составляющей задержки жидкости по выражениям (4.35) и (4.36) в колоннах с кольцами Рашига различного диаметра показывают, что для колец размером до 15 мм удовлетворительное согласование  $\epsilon_{ж.д}$  с данными других авторов дает уравнение (4.35) с коэффициентами  $A = 41,8$ ,  $m = 0,5$ ,  $k = 0,5$ , а при  $d_n > 15$  мм уравнение (4.35) с коэффициентами  $A = 0,747$ ;  $m = 0,64$ ;  $k = 0,42$ .

*Коэффициент смачиваемости поверхности.* При пленочном режиме работы колонны ниже точки подвисяния 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 жидкостью, к геометрической поверхности. Экспериментальные данные коррелируются выражением [37].

$$\psi_w = 1 - A \exp(-m), \quad (4.39)$$

где коэффициенты по данным различны:

$$m = b \operatorname{Re}_{\text{ж}}^p, \quad A = 1,0. \quad (4.40)$$

Кольца 15–35 мм,  $b = 0,16$ ;  $p = 0,4$ .

Седла 12,5 мм,  $b = 0,089$ ;  $p = 0,7$ .

$$m = 1,26 \left( \frac{\sigma_{\text{кр}}}{\sigma} \right)^{0,75} \operatorname{Re}_{\text{ж}}^{0,1} \operatorname{Fr}^{0,15} \operatorname{We}^{-0,2}, \quad A = 1,0, \quad (4.41)$$

где  $\operatorname{Fr} = Q^2 a_v / g$ ;  $\operatorname{We} = \sigma a_v^2 / g \rho_{\text{ж}}$  – критерии Фруда и Вебера;  $\sigma_{\text{кр}}$  – критическое поверхностное натяжение, учитывающие влияние краевого угла смачивания (для воды и керамических насадок  $\sigma_{\text{кр}} / \sigma = 0,85$ ).

Проведенные расчеты по эмпирическим выражениям различных авторов, а так же анализ данных, представленных в работе [37], позволяют сделать вывод о том, что удовлетворительное согласование с результатами различных исследований дает уравнение (4.39) с коэффициентами (4.40).

Для расчета насадочных аппаратов может использоваться эквивалентный диаметр насадки, записанный с учетом  $\epsilon_{\text{ж}}$  и  $\psi_w$

$$d_3 = \frac{4(\epsilon_{\text{св}} - \epsilon_{\text{ж}})}{a_v \psi_w}. \quad (4.42)$$

Приведенные в данном разделе выражения далее применяются в уравнениях для расчета эффективности сепарации дисперсной фазы из газов.

**Библиографический список к четвертой главе**

1. Справочник по распыливающим, оросительным и каплеулавливающим устройствам / А.Н. Чохонелидзе, В.С. Галстов, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько М.: Энергоатомиздат, 2002.
2. Справочник по пыле-и золоулавливанию / Под общ. ред. А.А. Русанова. М.: Энергия, 1975.
3. Приходько В.П., Сафонов В.Н., Козловский Е.В. Аппараты с вихревыми контактными устройствами: конструкции, расчет, применение. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1990.
4. Газоочистное оборудование: Каталог. Аппараты мокрой очистки газов. М.: ЦИНТИХИМНефтемаш, 1987.
5. Stearman F., Williamson G.G. Gas purification processes for air pollution control in «Gas Purification Processes». London: Newnes-Butterworths, 1972.
6. Приходько В.П., Сафонов В.Н., Лебедюк Т.К. Центробежные каплеуловители с лопастными завихрителями. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979.
7. Sackson S., Calvert S. Entrained particle collection in packed beds // AJChEJ. 1966. № 6. P. 1075-1078.
8. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Очистка газов мокрыми фильтрами. М.: «Химия», 1972.
9. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. Киев: Техника, 1970.
10. Каплеуловители и их применение в промышленности / Г.Д. Лебедюк, А.Ю. Вальдберг, Н.П. Громова, В.П. Приходько. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1972.
11. Montgomery T.L., Corn M. Aerosol deposition on a pipe with turbulent air flow. J. Aerosol Sci., 1970, V. 1, № 3, P. 185-213.
12. Ужов В.Н. и др. Очистка промышленных газов от пыли. М.: Химия, 1981.
13. Фукс Н.А. Механика аэрозолей. М.: Изд-во АН СССР, 1955.
14. Медников Е.П. Промышленная и санитарная очистка газов. 1979, № 2.
15. Идельчик И.Е. Аэродинамика технологических аппаратов. М.: Машиностроение, 1983.
16. Марголин Е.В., Буркат В.С., Ключкин В.Л. Разработка метода определения величины каплеуноса из аппаратов мокрой очистки газов алюминиевого производства // Тр. ВАМИ. 1970. Вып. 71.

17. Mianame K., Tojok K., Yano I. // Chem. Eng. Sci. 1975. V. 30, № 11. P. 1415.

18. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Модернизация установок переработки углеводородных смесей. Казань: КГЭУ, 2004.

19. Лаптев А.Г., Кудряшов В.Н., Фарахов М.И. и др. Высокоэффективные насадочные элементы для аппаратов разделения // Сб. тр. Юбилейной научно-практ. конф., посвященной 40-летию ОАО «Казаньоргсинтез». Казань: 2003. С.272-304.

20. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Фарахов М.И. Энергосбережение при проведении процессов разделения: повышение производительности и эффективности массообменных колонн // Материалы конф. «Энергосбережение в химической технологии 2000». Казань: Издательство Казанского государственного технического университета, 2000. С.35-41

21. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте–и газопереработке. Казань: Издательство "Печатный двор", 2002.

22. А.с. СССР №1674950 Ю.П. Квурт, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько, В.Н. Бабак.

23. А.с. СССР №1554960 А.С. Марценюк.

24. А.с. СССР №1560305.

25. А.с. СССР № 1650222. А.М. Каган, А.С. Пушнов, Пальмов, С.В. Маренов, В.М. Куксо, Т.В. Панчева.

26. А.с. СССР №1699594. Н.А. Артамонов, З.И. Квасенкова, О.И. Квасенков.

27. А.с. СССР № 1627229. В.Г. Гвоздарев, З.В. Кашникова, Л.В. Самойлик, Б.С. Голубев.

28. А.с. СССР № 1606162. Л.А. Бахтин, Н.А. Кудрявцев, В.М. Косырев, А.А. Сидягин.

29. А.с. СССР №1701363. Е.Т. Агафонов, С.М. Русалин, А.А. Корольков.

30. Пат. РФ №96102736/20 Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн / Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. и др. от 20.02.96 г.

31. А.с. РФ №6727 Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн / Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. и др. от 26.06.97 г.

32. А.с. РФ №98119407/20 Насадка для тепло-массообменных процессов / Фарахов М.И., Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А. и др. от 25.11.98 г.

33. А.с. РФ №2000101491/20 (001405) Насадка для массообменных колонн / Фарахов М.И., Кудряшов В.Н., Черевин В.Ф. и др. от 22.06.2000.

34. Лаптев А.Г., Ясавеев Х.Н., Фарахов М.И. и др. Проектирование контактных элементов для массообменных насадочных колонн // Межвуз. научно-метод. сб. «Совершенствование подготовки учащихся и студентов в области графики, конструирования и стандартизации». Саратов: СГТУ, 1999. С. 115-118.

35. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Данилов В.А. и др. Реконструкция массообменных колонных аппаратов на АО «Казаньоргсинтез» // Тез.докл. Всерос. науч. конф. «Теория и практика массообменных процессов хим.технол.» (Марушкинские чтения). Уфа, 1996. С. 112-113.

36. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Данилов В.А. и др. Повышение эффективности узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена // Химическая промышленность. 2001. № 10. С.24-33.

37. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия. 1976.

38. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии.: Учебное пособие для вузов / Под ред. чл.-корр. П.Г. Романкова. 9 изд., Л.: Химия, 1981.

39. Шигапов И.М. Повышение эффективности насадочных колонн щелочной очистки пирогаза в производстве этилена. Дис. канд. техн. наук. Казань: КГТУ, 2000.

40. Зельвенский Я.Д., Титов А.А., Шалыгин В.А. Ректификация разбавленных растворов. Л.: Химия, 1974.

41. Зельвенский Я.Д. Насадочные ректификационные колонны для глубокой очистки летучих веществ // Хим. промышленность 1987. № 7. С. 425-427.

## ГЛАВА 5

### ХАРАКТЕРИСТИКИ И МОДЕЛИ ПОГРАНИЧНОГО СЛОЯ

Приведенные в монографии математические модели процессов сепарации (главы 1 и 6) включают ряд характеристик пограничного слоя. Поэтому в данной главе рассмотрены основные характеристики и наиболее широко применяемые математические модели турбулентного пограничного слоя. Получены уравнения для расчета характеристик пограничного слоя при наличии в газе дисперсной фазы.

#### 5.1. Общие характеристики пограничного слоя

Известно, что при движении среды (жидкости или газа) 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 межфазной 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.

При контакте турбулентного потока с обтекаемой поверхностью на передней кромке пластины образуется ламинарный пограничный слой. По достижении некоторого критического размера ламинарное движение в пограничном слое становится неустойчивым и развивается турбулентность. В переходной зоне турбулентность распространяется на всю толщину пограничного слоя, за исключением тонкого слоя вблизи стенки, называемого вязким подслоем. В нем имеет место струйное течение, которое подвергается интенсивным внешним возмущениям, вызванным проникновением турбулентных пульсаций из ядра потока.

Аналогично образованию гидродинамического пограничного слоя формируются диффузионный и тепловой пограничные слои. Эти слои также находятся в области, в которой преобладает турбулентный механизм

переноса и имеются тонкие области вблизи стенки, где более значительную роль начинают играть молекулярная диффузия и теплопроводность. Толщина этих областей далеко не всегда совпадает с толщиной вязкого подслоя. Это связано с тем, что если профиль скоростей определяется кинематической вязкостью  $\nu$ , то на профиль концентрации влияет коэффициент молекулярной диффузии  $D$ , а на профиль температур – коэффициент температуропроводности  $a$ .

Исследованию и моделированию процессов переноса в пограничном слое посвящены многочисленные публикации отечественных и зарубежных авторов. Можно отметить ряд наиболее известных монографий [1–8]. Следует отметить, что наиболее изучен и математически описан ламинарный и турбулентный слой в однофазных средах. Пограничный слой на межфазной поверхности двухфазных потоков газ – жидкость, пар – жидкость, жидкость – жидкость труднодоступен для экспериментального исследования и более сложен для теоретического описания, так как характеризуется подвижной межфазной поверхностью, волнообразованием, градиентом давления и поверхностного натяжения, процессами конденсации и испарения, возможным наличием поверхностно-активных веществ и рядом других факторов.

Практически во всех аппаратах разделения веществ движение потока рабочей среды осуществляется, в основном, в турбулентном режиме. Известно, что переход от ламинарного к турбулентному движению обусловлен достижением некоторого критического числа Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{U_{\infty} L}{\nu},$$

где  $L$  – характерный размер, м;  $U_{\infty}$  – скорость в ядре потока, м/с.

Так, например, в трубах развитое турбулентное движение происходит при  $\text{Re} > 10^4$ , на плоской пластине  $\text{Re} > 10^5$ , а в аппаратах с нерегулярными насадками  $\text{Re} > 2000$ .

Теоретическую основу описания процессов переноса в пограничном слое составляют фундаментальные законы сохранения и равновесия, одним из свойств которых является их инвариантность к масштабу и к взаимодействию с другими явлениями, т.е. структура математического описания пограничного слоя слабо зависит от размера аппарата (контактного устройства). Влияние характерного размера контактного устройства и влияние 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 на межфазной поверхности значительно меньше линейного размера дисперсного элемента (пузыря, струи, капли, насадки и т.д.), поэтому часто с достаточной точностью часто используется модель плоского пограничного слоя в декартовой системе координат.

Уравнение сохранения импульса в дифференциальной форме при турбулентном стационарном режиме движения среды в плоском пограничном слое записывается следующим упрощенным образом:

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} \left[ (v + v_T) \frac{\partial u}{\partial y} \right]. \quad (5.1)$$

Уравнение (5.1) дополняется уравнением неразрывности потока, которое по сути является законом сохранения массы:

$$\frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial u}{\partial x} = 0. \quad (5.2)$$

Законы сохранения массы (по переходящему компоненту с концентрацией  $C$ ) и тепла в дифференциальной форме имеют вид:

$$u \frac{\partial C}{\partial x} + v \frac{\partial C}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial y} \left[ (D + D_T) \frac{\partial C}{\partial y} \right], \quad (5.3)$$

$$u \frac{\partial t}{\partial x} + v \frac{\partial t}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial y} \left[ (a + a_T) \frac{\partial t}{\partial y} \right]. \quad (5.4)$$

К системе уравнений (5.1) – (5.4) устанавливаются граничные условия:

$$\text{при } y = 0, \quad u = v = 0, \quad t = t_{\text{ст}}, \quad C = C_{\text{ст}},$$

$$\text{при } y = \delta, \quad u = U_{\infty}, \quad t = t_{\infty}, \quad C = C_{\infty};$$

где  $u, v$  – продольная и поперечная составляющие вектора осредненной скорости жидкости, м/с;  $P$  – давление, Па,  $C$  – концентрация;  $D$  – коэффициент молекулярной диффузии, м<sup>2</sup>/с;  $t$  – температура, К;  $\rho$  – плотность, кг/м<sup>3</sup>;  $a$  – коэффициент температуропроводности, м<sup>2</sup>/с;  $x, y$  – продольная и поперечная координаты, м;  $\infty$  – значение параметра во

внешнем потоке;  $\sigma$  – значение параметра на стенке;  $\nu_T, D_T, a_T$  – коэффициенты, характеризующие турбулентный перенос субстанций в пограничном слое.

Левые слагаемые в этих двух последних уравнениях определяют конвективный перенос массы и тепла, а правые – перенос массы молекулярной и турбулентной диффузией и перенос тепла молекулярной и турбулентной теплопроводностью.

Известно, что значения коэффициентов  $\nu_T, D_T, a_T$  определяются не физическими свойствами среды, а характеристиками турбулентного движения – величиной пульсационной скорости  $V'$  и масштабом турбулентных пульсаций  $l$ :

$$\nu_T = V' \cdot l. \quad (5.5)$$

В ядре потоков обычно принимают  $\nu_T \approx D_T \approx a_T$ .

Расчет характеристик пограничного слоя в такой постановке в значительной мере зависит от принятой модели турбулентной вязкости.

Так, например, по модели Ландау структуру турбулентного движения можно рассматривать как результат наложения на основной поток турбулентных пульсаций. Турбулентные пульсации постепенно затухают в турбулентном пограничном слое, а коэффициенты турбулентного переноса зависят от поперечной координаты  $\nu_T(y), D_T(y), a_T(y)$  (раздел 5.3).

Следует отметить, что важными характеристиками пограничного слоя являются такие как, коэффициент сопротивления  $C_f$ , касательное напряжение  $\tau$  и толщина вязкого подслоя  $\delta_1$  и турбулентного пограничного слоя  $\delta$ . Определение данных параметров рассмотрено в следующих разделах.

## 5.2. Модели Кармана и Прандтля

Турбулентный пограничный слой согласно трехслойной модели Кармана состоит из вязкого подслоя, который соединяется с полностью развитой частью турбулентного течения переходной буферной областью.

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  $y^+ < 5$

$$\frac{u}{u_*} = \frac{u_* y}{\nu}, \quad \frac{v_T}{\nu} = 0, \quad (5.6)$$

в переходной области при  $5 \leq y^+ \leq 30$

$$\frac{u}{u_*} = -3,05 + 5 \ln \frac{u_* y}{\nu}, \quad \frac{v_T}{\nu} = \frac{u_* y}{5\nu} - 1, \quad (5.7)$$

в турбулентной области при  $y^+ > 30$

$$\frac{u}{u_*} = 5,5 + 2,5 \ln \frac{u_* y}{\nu}, \quad \frac{v_T}{\nu} = \frac{u_* y}{2,5\nu} - 1, \quad (5.8)$$

где  $y^+ = u_* y / \nu$  – безразмерная координата;  $u_*$  – динамическая скорость, м/с.

На основе данных уравнений построены различные полуэмпирические модели массо–и теплоотдачи в одно–и двухфазных системах.

С использованием трехслойной модели пограничного слоя Кармана определен коэффициент переноса импульса при турбулентном движении однофазного потока вдоль твердой поверхности. Для этого сопротивление переносу импульса в турбулентном пограничном слое толщиной  $\delta$  представлено в следующем виде [9]:

$$\frac{1}{\gamma} = \frac{\rho \Delta U_\infty}{\tau_w} = \int_0^\delta \frac{dy}{\nu + \nu_T(y)}, \quad (5.9)$$

где  $\gamma$  – коэффициент переноса импульса (импульсоотдачи), м/с;  $\tau_w$  – касательное напряжение, Па;  $\delta$  – толщина пограничного турбулентного слоя, м;  $\Delta U_\infty = (U_\infty - U_{гр})$  – движущая сила переноса импульса; м/с, на твердой стенке  $U_{гр} = 0$  и тогда  $\Delta U_\infty = U_\infty$ .

Согласно трехслойной модели (5.6) – (5.8) выражение (5.9) получит форму

$$\frac{1}{\gamma} = \int_0^{\delta_1} \frac{dy}{\nu + \nu_T} + \int_{\delta_1}^{\delta_2} \frac{dy}{\nu + \nu_T} + \int_{\delta_2}^\delta \frac{dy}{\nu + \nu_T} = \int_0^{\delta_1} \frac{dy}{\nu} + 5 \int_{\delta_1}^{\delta_2} \frac{dy}{u_* y} + 2,5 \int_{\delta_2}^\delta \frac{dy}{u_* y}. \quad (5.10)$$

где  $\delta_1 = 5\nu / u_*$ ;  $\delta_2 = 30\nu / u_*$ .

Первое слагаемое выражения (5.10) 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 (5.10) получено [9]

$$\frac{1}{\gamma} = \frac{5}{u_*} + \frac{5}{u_*} \ln 6 + \frac{2,5}{u_*} \left[ \ln \delta - \ln (30\nu/u_*) \right]. \quad (5.11)$$

Отсюда выражение для определения коэффициента переноса импульса в турбулентном пограничном слое на твердой поверхности записано в виде

$$\gamma = \frac{u_*}{5 \left[ 1 + \ln 6 + 0,5 (\ln \delta - \ln 30\nu/u_*) \right]} = \frac{u_*}{13,96 + 2,5 \ln \left( \frac{\delta u_*}{30\nu} \right)}. \quad (5.12)$$

Средняя толщина турбулентного пограничного слоя на пластине равна

$$\delta = \frac{1}{L} \int_0^L \frac{0,37x}{\text{Re}_x^{0,2}} dx = 0,205 \frac{L}{\text{Re}_L^{0,2}} \quad (5.13)$$

а средний коэффициент трения вычисляется по формуле

$$C_f = \frac{0,073}{\text{Re}_L^{0,2}} = \frac{2\tau_w}{\rho U_\infty^2}, \quad \text{Re}_L = \frac{U_\infty L}{\nu}. \quad (5.14)$$

где  $L$  – длина пластины, м; ( $10^5 < \text{Re}_L < 10^7$ ).

Отсюда находится динамическая скорость  $u_* = U_\infty \sqrt{C_f/2}$ .

Уравнение (5.12) проверено для различных случаев конвективной теплоотдачи от твердой стенки [9–13]. Для этого использовалась известная аналогия переноса импульса и тепла в виде  $\alpha = \rho C_p \gamma / \text{Pr}^{2/3}$ , где  $\alpha$  – коэффициент теплоотдачи;  $C_p$  – теплоемкость;  $\text{Pr}$  – число Прандтля.

### 5.3. Модель диффузионного пограничного слоя Ландау–Левича

Для математического описания массо- и теплоотдачи при турбулентном движении потока широкое применение получила модель диффузионного пограничного слоя Ландау-Левича, согласно которой в вязком подслое происходит постепенное затухание турбулентных пульсаций [14–16].

Вдали от границы фазы имеется область развитой турбулентности, являющейся областью постоянной концентрации. Концентрация вещества медленно снижается в турбулентном пограничном слое по логарифмическому закону. В этой области молекулярная диффузия не играет заметной роли и вещество переносится в основном турбулентными пульсациями. С приближением к границе фазы в вязком подслое изменение концентрации происходит заметно быстрее; турбулентные пульсации становятся столь малыми, что количество вещества, переносимое турбулентными пульсациями, оказывается меньше, чем количество вещества, переносимого молекулярной диффузией. Только в самой глубине вязкого подслоя, так называемом диффузионном подслое, молекулярный механизм переноса становится преобладающим.

Таким образом, затухание турбулентности происходит постепенно и непрерывно, и лишь у самой стенки пульсационная скорость становится равной нулю.

В турбулентном потоке крупномасштабные пульсации (с большими амплитудами) являются источником мелкомасштабных пульсаций (с малыми амплитудами). Поскольку энергия, переносимая при пульсационном движении, пропорциональна произведению амплитуды на их частоту, то, согласно механизму переноса энергии в турбулентном потоке, частота пульсаций должна возрастать с уменьшением масштаба пульсаций. Это вытекает из закона сохранения энергии. Поэтому крупномасштабные пульсации происходят с низкими частотами, а мелкомасштабные – с высокими. Так как энергия, диссипируемая в самых мелкомасштабных пульсациях, передается им пульсациями более крупного масштаба, то величина  $\varepsilon$  для данного турбулентного потока постоянна и независима от масштаба пульсаций. Поэтому ее можно выразить через пульсационную скорость, длину пути смешения (масштаб пульсационного движения)  $l$ :

$$\varepsilon = \rho v_T \left[ \frac{v'}{l} \right]^2, \quad (5.15)$$

где коэффициент турбулентной вязкости в вязком подслое толщиной  $\delta_1$  принимается в виде степенной функции:

$$\nu_T \approx u_* \delta_1 \left( \frac{y}{\delta_1} \right)^n, \quad (5.16)$$

где  $n=3-4$  – для твердой стенки и  $n=2$  – системы газ (пар) – жидкость.

Следует отметить, что все зависимости  $\nu_T(y)$  имеют полуэмпирический характер и ограниченную область применения. Например, по данным ряда исследователей, коэффициент турбулентной вязкости в вязком подслое пропорционален расстоянию от стенки в четвертой степени

$$\nu_T = b\nu \left( \frac{u_* y}{\nu} \right)^4 \quad (5.17)$$

где коэффициент пропорциональности  $b$  находится различными экспериментальными методами.

Согласно экспериментам, выполненным двумя независимыми методами в широком диапазоне изменения чисел Прандтля (до  $Pr=1,2 \times 10^6$ ), получено значение  $b \approx 2,7 \times 10^{-4}$ . Определение коэффициента  $b$  теоретическим путем [9, 10] дает значение  $b=2,1 \times 10^{-4}$ .

#### 5.4. Модель Клаузера

В работах Клаузера рассматривается двухслойная модель турбулентного пограничного слоя. Внешняя подобласть турбулентного пограничного слоя располагается между внешней границей «пристенной» подобласти и внешней границей (в номинальном ее понимании как конечной величины) пограничного слоя. В этой области движение жидкости определяется «законом следа», главной особенностью которого, в соответствии с гипотезой Клаузера, является постоянство (независимость от  $y$ ) коэффициента турбулентной длины – размер крупных вихрей, заполняющих внешнюю область пограничного слоя, пропорционального толщине пограничного слоя, введенной им как  $\Delta$ . Это привело Клаузера к формуле для кинематического коэффициента турбулентной вязкости  $\nu_T$  поперек пограничного слоя. Действительный характер изменения  $\nu_T$  вдоль этой области определяется «модифицированной гипотезой Клаузера»,

предложенной Ю.В. Лапиным и М.Х. Стрельцом. С развитием турбулентного пограничного слоя и переходом течения в диффузорную часть, весь пограничный слой и его «внешняя» подобласть утолщаются, а при приближении к точке отрыва «внешняя» подобласть стремится полностью занять все сечение пограничного слоя.

Клаузеру принадлежит также модель «закона следа». В основе ее лежит допущение о постоянстве кинематического коэффициента турбулентной вязкости  $\nu_T$  во внешней части сечений пограничного слоя при возможном изменении его от сечения к сечению. Опыты не оправдывают это допущение.

Как свидетельствуют современные данные, отношение  $\frac{\nu_T}{u\delta^*}$  в функции от

безразмерной координаты  $\frac{y}{\delta}$ , построенное для трех значений  $\beta = 0; 0,9$  и  $5,4$

(последнее значение  $\beta$  соответствует значительной диффузорности), при приближении к внешней границе пограничного слоя при всех значениях  $\beta$  убывает. Но, как отмечает в только что цитированной работе Брэдшоу, «терпимое приближение к профилю осредненной скорости было получено в предположении о постоянстве этой величины» (подразумевается  $\nu_T$ ). Это предположение с теми или другими поправками широко используется в современных методах расчета турбулентных пограничных слоев.

Заметив, что размерность  $\nu_T$  определяется произведением скорости на длину, Клаузер принял за характерную скорость динамическую скорость, а за

$$\nu_T = k u_* \Delta, \quad (5.18)$$

или эквивалентному ей следующему выражению гипотезы Клаузера:

$$\nu_T = kU \delta^* = k \int_0^{\infty} (U - u) dy, \quad (5.19)$$

где коэффициент пропорциональности  $k$  может быть функцией параметра  $\beta$ .

Обработка имевшихся к тому времени опытов дала ошибку этой зависимости и Клаузер предложил на всем протяжении пограничного слоя считать  $k$  постоянной величиной, равной в среднем  $k = 0,018$ . Современные авторы, пользующиеся допущением о постоянстве  $k$ , принимают  $k$  равным  $0,0168$ .

Гипотеза о постоянстве коэффициентов турбулентного обмена вдали от стенок принадлежит также Шервуду и Верду. Так при  $Re > 10^4$  в

прямоугольном канале коэффициент турбулентной диффузии частиц является постоянной величиной

$$D_T = 0,044 v_T \text{Re}_T^{0,75}. \quad (5.20)$$

При диаметре дисперсных частиц в газовом потоке  $d_{\text{ч}} < 20$  мкм они за счет турбулентных пульсаций равномерно распределяется по всему сечению канала.

Формула аналогичная (5.20) предложена Groenhoff

$$v_T = 0,007 v_T \text{Re}_T^{7/8}, \quad (5.21)$$

а так же рядом других отечественных и зарубежных исследователей.

Гипотеза о постоянстве турбулентной вязкости в ядре потока значительно упрощает расчет турбулентных течений.

### 5.5. Определение параметров пограничного слоя на основе диссипируемой энергии

Для расчета характеристик пограничного слоя в аппаратах различных конструкций необходимо определить среднее значение касательного напряжения  $\tau_w$  (или динамической скорости  $u_* = \sqrt{\tau_w/\rho}$ ).

Если известен коэффициент трения  $C_f$  или сопротивления  $\xi$  обтекаемых поверхностей, то записывают:

$$u_* = \bar{U}_\infty \sqrt{C_f/2}, \quad u_* = \bar{U}_\infty \sqrt{\xi/8}. \quad (5.22)$$

Вторая формула справедлива в основном для каналов круглого сечения.

В тех случаях когда значения  $C_f$  или  $\xi$  неизвестны (например, в аппаратах с вводом внешней энергии в контактирующие фазы), находит применение подход вычисления динамической скорости, используя среднюю диссипируемую энергию в единице объема среды [9, 10, 17–23].

В общем случае для несжимаемой жидкости количество диссипирующейся энергии, т.е. количество механической энергии, превращающейся в тепловую, отнесенное к единице времени и единице объема, определяется по выражению:

$$\varepsilon = \mu \left\{ \begin{array}{l} 2\left(\frac{\partial v_x}{\partial x}\right)^2 + 2\left(\frac{\partial v_y}{\partial y}\right)^2 + 2\left(\frac{\partial v_z}{\partial z}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_y}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial y}\right)^2 + \\ + \left(\frac{\partial v_z}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial z}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x}\right)^2 \end{array} \right\}, \quad (5.23)$$

где  $\mu$  – динамическая вязкость, Па·с.

Применение данного выражения для прикладных расчетов сопряжено со значительными трудностями, поэтому скорость диссипации энергии  $\varepsilon$  в жидкости, обусловленной вязкостью, при градиенте скорости  $du/dy$  представляют в виде:

$$\varepsilon = \mu \left( \frac{du}{dy} \right)^2. \quad (5.24)$$

Например, на основе этого уравнения записывают [19, 23]:

$$u_* = \chi \left( \frac{\varepsilon \nu}{\rho} \right)^{1/4}, \quad (5.25)$$

где коэффициент пропорциональности  $\chi$  находится экспериментально для каждого типа аппарата и установлен в интервале  $\chi = 1,6 - 2,9$ . Для большинства аппаратов рекомендуется принимать  $\chi \approx 2,2$ .

На основе использования данного подхода определим значение динамической скорости с учетом наличия дисперсной фазы при движении газа в каналах различной формы.

Известно [1–8, 24, 25], что турбулентный пограничный слой, как и всякая устойчивая статистическая система, имеет некоторые *консервативные свойства*. В турбулентных течениях с продольным градиентом давления в тонкой пристеночной области профиль скорости описывается логарифмическим законом и слабо зависит от градиента давления. На распределение скорости во внешней области турбулентного пограничного слоя, составляющей  $\approx 0,75\delta$ , градиент давления оказывает значительное влияние [3, 24].

Известны способы расчета турбулентного пограничного слоя с градиентом давления [1]. Общими особенностями всех этих способов является использование в качестве характерной толщины пограничного слоя

толщину потери импульса. Для характеристики профиля скоростей, сильно зависящего от градиента давления, вводят различные параметры.

Толщину потери импульса вычисляют при помощи теоремы импульсов [1], где касательное напряжение на стенке находят, используя закон сопротивления для продольно обтекаемой пластины. Такие способы, применяемые при расчете сопротивления трения тел различной формы, дают удовлетворительные результаты.

В прикладной аэро–и газовой динамике для расчетов сопротивления трения и теплообмена тел с различной кривизной поверхности получил применение метод эффективной длины [26, 27]. В данном случае влияние градиента давления, вызванного кривизной обтекаемой поверхности, учитывают подбором эффективной длины при условии выполнения равенства толщин потерь энергий градиентных и безградиентных пограничных слоев. При известной эффективной длине характеристики пограничного слоя с градиентом давления рассчитывают с помощью соответствующих формул для плоской пластины.

Описанные выше подходы основаны на известных свойствах консервативности законов трения в пограничном слое при наличии продольного градиента давления, в частности на том свойстве, что структура математического описания элементарных актов переноса инвариантна к различным возмущениям и масштабу аппарата. Эти возмущения *не изменяют структуру математического описания* пограничного слоя, что дает возможность учесть их *параметрически*. Таким образом, в качестве теоретической основы для определения среднего значения динамической скорости можно использовать математические модели плоского пограничного слоя без возмущений (например модели Кармана, Ландау-Левича), а влияние различных возмущений (градиента давления, шероховатости поверхности, наличия дисперсной фазы) учитывать с помощью интегрального соотношения баланса импульса, записанного для межфазной поверхности и основанного на использовании результатов физического моделирования процесса.

Аналитическим путем получим уравнения для расчета динамической скорости с учетом наличия аэрозолей в газовом потоке при движении в каналах различной формы. Для этого используем консервативные свойства пограничного слоя, а влияние аэрозолей и других возмущений будем учитывать параметрическим путем удовлетворения балансу импульса [9, 10, 22].

Поток импульса в турбулентном пограничном слое записывается в известной форме:

$$\tau_w = \rho(v + \nu_T) \frac{du}{dy}, \quad (5.26)$$

где для коэффициента турбулентного обмена в вязком подслое используются различные степенные функции, а за его пределами линейные. Например, согласно трехслойной модели функция вида (5.8):

$$\nu_T = \chi u_* y - \nu, \quad (5.27)$$

где  $\chi = 0,4$  – константа Прандтля.

Из выражения (5.26), (5.27) записывают значение производной:

$$\frac{du}{dy} = \frac{u_*}{\chi y}. \quad (5.28)$$

Как известно, интегрирование данного выражения дает логарифмическое распределение профиля скорости в турбулентной области пограничного слоя.

Касательное напряжение в турбулентном пограничном слое также записывается через осредненные значения составляющих пульсационных скоростей  $v'$  и  $u'$ :

$$\tau_w = \rho \overline{u'v'}. \quad (5.29)$$

Отсюда средняя плотность потока энергии имеет вид

$$e = \rho u \overline{u'v'} = u \tau_w. \quad (5.30)$$

По мере приближения к поверхности этот поток уменьшается, что связано с диссипацией энергии. Производная  $\frac{de}{dy}$  дает диссипацию энергии в единице объема среды

$$\varepsilon = \frac{de}{dy} = \tau_w \frac{du}{dy}. \quad (5.31)$$

Если значение производной  $\frac{du}{dy}$  в выражении (5.31) записать в виде (5.28), получим:

$$\varepsilon = \frac{\rho_{\Gamma}}{\chi y} \left( \frac{\tau_w}{\rho_{\Gamma}} \right)^{3/2} = \frac{\rho_{\Gamma} u_*^3}{\chi y}. \quad (5.32)$$

В формуле (5.32)  $\varepsilon$  – локальная диссипация энергии. Очевидно, что при некотором значении  $y = \delta_3$  локальная диссипация энергии  $\varepsilon$  будет совпадать со средней объемной диссипацией, то есть  $\varepsilon = \bar{\varepsilon}$  при  $y = \delta_3$ .

Используем подход, применяемый в прикладной аэродинамике [26, 27], 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  $\delta_3$  [22, 28].

Из соотношения (5.32) значение динамической скорости при  $y = \delta_3$  получит вид

$$u_* = \left( \frac{\bar{\varepsilon} \chi \delta_3}{\rho_{\Gamma}} \right)^{1/3}. \quad (5.33)$$

В выражении (5.33) основными параметрами являются диссипация энергии  $\bar{\varepsilon}$  и толщина пограничного слоя  $\delta_3$ . Среднюю диссипацию энергии будем находить, используя перепад давления в каналах, полученный экспериментально с учетом наличия дисперсной фазы. Среднюю толщину пограничного слоя получим на основе уравнения баланса импульса.

Сопротивление переносу импульса запишем в виде [9, 10]

$$\frac{1}{\gamma} = \frac{\rho_{\Gamma} \Delta \bar{u}_{\infty}}{\tau_w} = \int_0^{\delta_3} \frac{dy}{v + v_T(y)}, \quad (5.34)$$

где  $\gamma$  – коэффициент переноса импульса (импульсоотдачи), м/с.

Принимая трехслойную модель турбулентного пограничного слоя, характеристики турбулентного обмена запишем в известной форме с учетом затухания турбулентных пульсаций в вязком подслое (функция Дайсслера):

$$\frac{v_{\Gamma}}{v} = (0,124 y^+)^4 \quad \text{при } y^+ \leq 6, \quad (5.35)$$

$$\frac{v_{\Gamma}}{v} = \frac{y^+}{5} \quad \text{при } 6 < y^+ \leq 30, \quad (5.36)$$

$$\frac{v_{\Gamma}}{v} = \frac{y^+}{2,5} - 1 \quad \text{при } y^+ > 30. \quad (5.37)$$

Сопротивление переносу импульса на основе выражений (5.34)–(5.37) получит вид

$$\frac{1}{\gamma} = \int_0^{\delta_1} \frac{dy}{v + v(0,124 y^+)^4} + 5 \int_{\delta_1}^{\delta_2} \frac{dy}{u_* y} + 2,5 \int_{\delta_2}^{\delta_3} \frac{dy}{u_* y}, \quad (5.38)$$

где  $\delta_1 = \frac{6v}{u_*}$  – толщина вязкого подслоя, м;  $\delta_2 = \frac{30v}{u_*}$  – толщина буферной области пограничного слоя, м;  $y^+ = \frac{u_* y}{v}$  – безразмерная координата.

После интегрирования получено [9, 10]

$$\gamma = \frac{u_*}{13,73 + 2,5 \left( \ln \delta_3 - \ln \frac{30v}{u_*} \right)}. \quad (5.39)$$

Толщина пограничного слоя найдена, используя потоковое соотношение

$$\tau_w = u_*^2 \rho_{\Gamma} = \rho_{\Gamma} \gamma \Delta \bar{u}_{\infty}, \quad (5.40)$$

отсюда с коэффициентом переноса импульса (5.39) получено [22]:

$$\delta_3 = \exp \left[ \frac{1}{2,5} \left( \frac{\Delta \bar{u}_{\infty}}{u_*} - 13,76 + 2,5 \ln \frac{30v}{u_*} \right) \right]. \quad (5.41)$$

В уравнениях (5.40), (5.41)  $\Delta \bar{u}_\infty$  – средняя движущая сила переноса импульса  $\Delta \bar{u}_\infty = u_\infty \pm w_{\text{ГР}}$ . Скорость жидкости на межфазной поверхности пленки  $w_{\text{ГР}}$ , которая образуется на поверхности контактных устройств сепаратора, связана с толщиной пленки, расходом жидкости и вязкостью.

Для сравнения полученных результатов также можно использовать и другие функции для коэффициента турбулентной вязкости.

Например, выражения, предложенные в работе [29]:

$$\frac{v_{\text{T}}}{\nu} = 0,001(y^+)^3, \text{ где } y^+ \in [0;5], \quad (5.42)$$

$$\frac{v_{\text{T}}}{\nu} = 0,012(y^+ - 1,6)^2, \text{ где } y^+ \in [5;20], \quad (5.43)$$

$$\frac{v_{\text{T}}}{\nu} = 0,4(y^+ - 10), \text{ где } y^+ \in [20;\delta]. \quad (5.44)$$

Тогда сопротивление переносу импульса на основе выражения (5.34) примет вид

$$\frac{1}{\gamma} = \int_0^{\delta_1} \frac{dy}{\nu + 0,001\nu \left(\frac{u_* y}{\nu}\right)^3} + \int_{\delta_1}^{\delta_2} \frac{dy}{\nu + 0,012\nu \left(\frac{u_* y}{\nu} - 1,6\right)^2} + \int_{\delta_2}^{\delta_3} \frac{dy}{\nu + 0,4\nu \left(\frac{u_* y}{\nu} - 10\right)}, \quad (5.45)$$

где  $\delta_1 = 5\nu/u_*$  – толщина вязкого подслоя, м;  $\delta_2 = 20\nu/u_*$  – толщина буферной области пограничного слоя, м;  $y^+ = u_* y/\nu$  – безразмерная координата.

После интегрирования получен коэффициент переноса импульса [28]

$$\gamma = \frac{u_*}{11,73 + 2,5[\ln(0,4u_*\delta_3 - 3\nu) - \ln(5\nu)]}. \quad (5.46)$$

Используя потоковое соотношение (5.40) из (5.46) получено:

$$\delta_3 = \frac{2,5}{u_*} \left[ \exp \left[ \frac{1}{2,5} \left( \frac{\Delta \bar{u}_\infty}{u_*} - 11,73 \right) + \ln(5\nu) \right] + 3\nu \right]. \quad (5.47)$$

В итоге получена система уравнений (5.33), (5.47), (или 5.41), которая решается итерационным методом. Результатом решения являются средние значения динамической скорости и толщины турбулентного пограничного слоя.

В выражении для расчета движущей силы переноса импульса  $\overline{\Delta u_\infty}$  средняя скорость в пленке равна

$$w_{\text{ср}} = \frac{q_{\text{ж}}}{\delta_0}, \quad (5.48)$$

где  $q_{\text{ж}}$  – приведенный расход жидкости (к периметру течения),  $\text{м}^3/(\text{м}\cdot\text{с})$ .

При ламинарном течении пленки скорость на межфазной поверхности имеет вид [30, 31]

$$w_{\text{Гр}} = 1,5w_{\text{ср}}. \quad (5.49)$$

Выполненные оценки показывают, что скорость газового потока в сепараторе более чем на порядок выше скорости на межфазной поверхности пленки. Поэтому при расчетах значением  $w_{\text{Гр}}$  можно пренебречь.

Среднюю диссипацию энергии в выражении (5.33) запишем через перепад давления:

$$\overline{\varepsilon} = \frac{\Delta P_{\text{Г-ж}} S u_{\text{ср}}}{V_{\text{сл}}} = \frac{\Delta P_{\text{Г-ж}} G}{V_{\text{сл}} \rho_{\text{Г}}}, \quad (5.50)$$

где  $V_{\text{сл}}$  – рабочий объем сепаратора,  $\text{м}^3$ ;  $G$  – массовый расход газа,  $\text{кг/с}$ .

Выполним проверку полученных уравнений для случаев движения однофазных потоков в трубе и на пластине.

На рис. 5.1 представлена графическая зависимость динамической скорости от числа Рейнольдса в трубе.

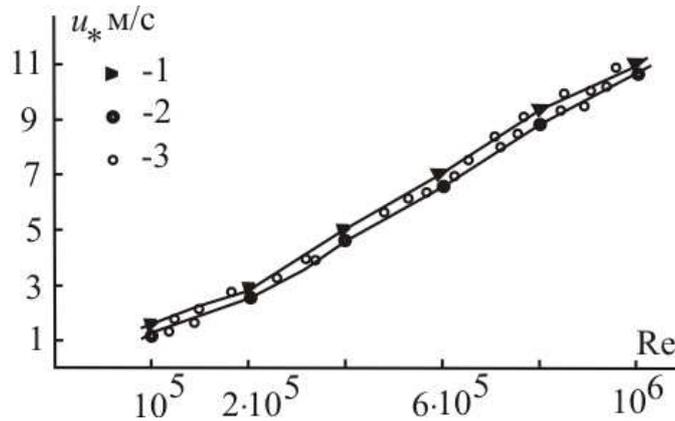


Рис. 5.1. Зависимость динамической скорости от числа Рейнольдса в трубе. Рабочая среда – воздух.  $d_3 = 0,05$  м. 1 – расчет по (5.51), 2 – расчет по (5.33), (5.47), 3 – экспериментальные данные [4]

Динамическая скорость определялась из решения системы уравнений (5.33), (5.47) – кривая 2 и известного уравнения (кривая 1)

$$u_* = u_{\text{ср}} \sqrt{\frac{\lambda}{8}}, \quad (5.51)$$

где коэффициент сопротивления определяется по формуле Блазиуса

$$\lambda = \frac{0,316}{\text{Re}^{0,25}}. \quad (5.52)$$

На рис. 5.2 представлена зависимость толщины пограничного слоя на пластине от продольной координаты.

Толщина пограничного слоя вычислялась по уравнению (5.47) и следующему выражению [5]

$$\delta = \frac{0,37x}{\text{Re}_x^{0,2}}, \quad (5.53)$$

$$\text{Re}_x = \frac{u_{\text{ср}}x}{\nu}. \quad (5.54)$$

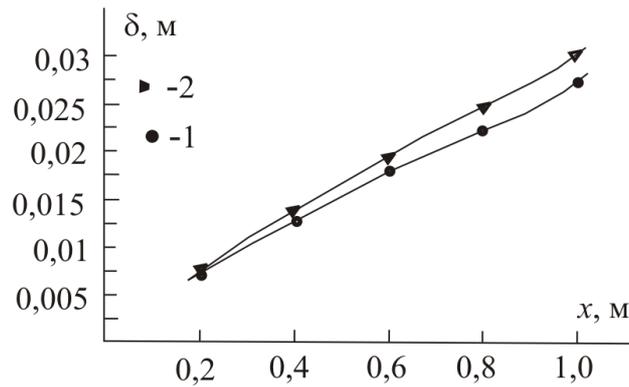


Рис. 5.2. Зависимость толщины пограничного слоя на пластине от продольной координаты. Рабочая среда – воздух.  $u_{\text{ср}} = 7,5$  м/с. 1 – расчет по уравнению (5.47), 2 – расчет по уравнению (5.53)

В уравнении (5.47) динамическая скорость определена по уравнению

$$u_* = u_{\text{ср}} \sqrt{\frac{C_{f_x}}{2}}, \quad (5.55)$$

где локальный коэффициент трения на пластине  $C_{f_x}$  [3] равен

$$C_{f_x} = \frac{0,058}{\text{Re}_x^{0,2}}. \quad (5.56)$$

На рис. 5.3 представлена зависимость толщины пограничного слоя на пластине от числа Рейнольдса.

В результате проверки системы уравнений (5.33), (5.47), (или 5.41) получены удовлетворительные согласования с известными выражениями.

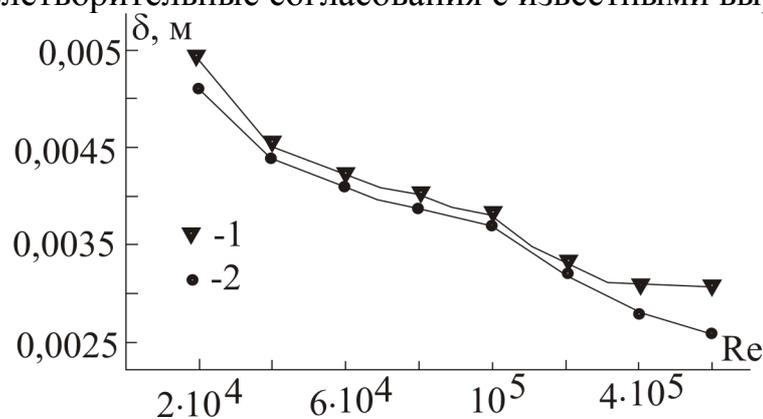


Рис. 5.3. Зависимость толщины пограничного слоя на пластине от числа Рейнольдса. Рабочая среда – воздух.  $x = 0,1$  м. 1 – расчет по уравнению (5.53), 2 – расчет по уравнению (5.47)

Выполненная проверка адекватности математической модели показала удовлетворительное согласование результатов расчета динамической скорости в трубе и толщины пограничного слоя на пластине. Сравнение результатов, полученных по известным формулам для трубы и пластины, дает расхождение  $\pm (5-7) \%$ . Следовательно, полученную систему уравнений для расчета динамической скорости можно использовать для потоков с различными возмущениями. Учет этих возмущений (кривизна и шероховатость поверхности, наличие дисперсной фазы и т.д.) учитывается путем удовлетворения баланса импульса, т.е. потоковому соотношению переноса импульса. Причем, в качестве экспериментальной информации об объекте необходимо использовать перепад давления рабочей зоны аппарата или коэффициент сопротивления [32, 33].

### Библиографический список к пятой главе

1. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. М.: Наука, 1974.
2. Кутателадзе С.С., Леонтьев А.И. Теплообмен и трение в пограничном слое. М.: Наука, 1981.
3. Романенко П.Н. Теплообмен и трение при градиентном течении жидкости. М., Л.: Энергия, 1964.
4. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. 6-е изд. М.: Наука, 1987.
5. Абрамович Г.Н. Прикладная газовая динамика. М.: Наука, 1976.
6. Когин Н.Е., Кибель И.А., Розе Н.В. Теоретическая гидромеханика. Ч. II, М.: Физматгиз, 1963.
7. Лойцянский Л.Г. Ламинарный пограничный слой. М.: Физматгиз, 1962.
8. Laminar boundary layers / Ed. Bu L. Rosenhead. Oxford: Clarendon press, 1963.
9. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. Казань: Изд-во КГУ, 1993.
10. Лаптев А.Г. Моделирование элементарных актов переноса в двухфазных средах и определение эффективности массо- и теплообмена в промышленных аппаратах.: Дис. ... д-ра техн. наук. Казань: КГТУ, 1995.
11. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Математическое моделирование теплоотдачи при турбулентном движении газожидкостной смеси в канале // Интенсификация процессов теплообмена в энергетических и технологических установках: Сб. науч. тр. / Москва: МЭИ. 1990. №244. С. 4-8.

12. Лаптев А.Г., Елизаров В.И., Дьяконов С.Г. Гидродинамическая аналогия процессов переноса при турбулентном движении одно- и двухфазных потоков на твердой стенке // Тепло- и массообмен в хим. технол.: Межвуз. сб. науч. тр. / Казань: КХТИ. 1990. С. 64-73.

13. Лаптев А.Г., Дьяконов С.Г., Елизаров В.И. Обобщение результатов математического моделирования тепло- и массоотдачи в одно- и двухфазных средах // Тепло- и массообмен в хим. технол.: Межвуз. сб. науч. тр. / КХТИ, Казань, 1992. С. 93-99.

14. Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. М.: Физматгиз, 1959.

15. Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М. Механика сплошных сред. М.: Гостехиздат, 1954.

16. Франк-Каменецкий Д.А. Диффузия и массопередача в химической кинетике. 3-е изд. М.: Наука, 1987.

17. Kawase Y., Moo-Young M. Mathematical models for design of bioreactors applications of Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence // Chem. Eng. J. 1990. V. 43. № 5. P. 1319-1341.

18. Рукенштейн Э. К вопросу о коэффициенте массо- и теплоотдачи в случае турбулентного движения // Журн. прикл. химии. 1963. Т. 36. № 5. С. 1000-1008.

19. Доманский И.В., Соколов В.Н. Обобщение различных случаев конвективного теплообмена с помощью полуэмпирической теории турбулентного переноса // Теор. основы хим. технол. 1968. Т. 2. № 5. С. 761-767.

20. Брагинский Л.Н., Бегачев В.Н., Барбаш В.М. Перемешивание в жидких средах: физические основы и инженерные методы расчета. Л.: Химия, 1984.

21. Дьяконов С.Г., Лаптев А.Г. Обобщение гидродинамической аналогии на градиентные потоки // ТОХТ. Т. 3. № 3. 1998. С. 229-236.

22. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками. Казань: Издательство «Печатный двор», 2003.

23. Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы. Л.: Машиностроение, 1976.

24. Кадер Б.А., Яглом А.М. Консервативные свойства турбулентного пограничного слоя // Итоги науки и техники. Механика жидкости и газа. М.: ВИНТИ, 1984. Т. 18. С. 3.

25. Кутаделадзе С.С. Консервативные свойства пристенной турбулентности // ТОХТ. 1971. Т. 5. № 7. С. 3-12.

26. Авдудевский В.С., Галицейский Б.М., Глебов Г.А. и др. Основы теплопередачи в авиационной и ракетно-космической технике / Под ред. В.К. Кошкина. М.: Машиностроение, 1975.

27. 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.: Вышш. шк., 1991.

28. Лаптев А.Г., Гусева Е.В., Фарахов М.И. Определение эффективности сепарации аэрозолей в насадочных сепараторах // Межвуз. темат. сб. науч. тр. «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань, 2004. С. 58-62.

29. Owen P. Dust deposition from a turbulent air stream. In: Aerodynamic Capture of Particles. London, New York, 1960. P. 8-25.

30. Тананайко Ю.М., Воронцов Е.Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов. Киев: Техника, 1975.

31. Бояджиев Х., Бешков В. Массоперенос в движущихся пленках жидкости. Перевод с англ. М.: Мир, 1988.

32. Лаптев А.Г., Миндубаев Р.Ф., Гусева Е.В. Определение характеристик пограничного слоя в потоках с аэрозолями // Матер. докл. Всерос. школы–семинара молодых ученых и специалистов под руков. акад. РАН В.Е. Алемасова «Проблемы тепломассообмена и гидродинамики в энергомашиностроении». Казань. 2002. С. 10-11.

33. Фарахов М.И., Лаптев А. Г., Миндубаев Р.Ф. Процессы переноса в газовых потоках с аэрозолями // Тез. докл. X – Российской конф. «Теплофизические свойства веществ». Казань: КГТУ. 2002. С. 101.

## ГЛАВА 6

### ЭФФЕКТИВНОСТЬ СЕПАРАЦИИ АЭРОЗОЛЕЙ

В технологических установках аэрозоли перемещаются по аппаратам со значительными скоростями, при которых имеет место ярко выраженный турбулентный режим течения газа. Этот режим отличается от ламинарного течения наличием случайных хаотических пульсаций скорости в продольных и всех других направлениях, перемешиванием элементарных объемов газа между собой и, как следствие, более интенсивной диффузией газа и резким падением его скорости у стенок.

Частицы вовлекаются в пульсационное движение газа с некоторым отставанием по фазе и амплитуде и совершают вместе с ним интенсивное диффузионное перемещение по потоку. Причем наличие весьма значительных градиентов осредненной скорости газов и ее пульсационных составляющих в пристеночной области потока вызывает появление еще двух форм движения частиц: продольное скольжение частиц относительно газа со скоростью, соизмеримой со скоростью его течения, и поперечная миграция частиц со скоростью, соизмеримой со скоростью турбулентных пульсаций газа.

Другим следствием турбулентности газа является резкое повышение интенсивности осаждения частиц из турбулентного потока на обтекаемых им стенках. Скорость осаждения возрастает с повышением скорости течения газа, что говорит об инерционной природе явления.

Причиной возникновения турбулентных пульсаций, как уже отмечалось ранее, являются периодически повторяющиеся локальные выбросы массы газа из гидродинамических неустойчивых замедленных участков пристеночной области потока, где газ испытывает сильное торможение и имеет место значительный градиент (сдвиг) скорости течения. Эти выбросы газа порождают вихри, уходящие вглубь потока, которые уже стимулируют появление новых локальных отрывов потока.

Течение в вязком подслое имеет резко выраженный пульсационный характер. Также в нем происходит непрерывная смена квазиламинарного и турбулентного режимов течения, сопровождающаяся периодическим вторжением в подслой турбулентных вихрей из смежных областей потока.

Кроме этого, необходимо учитывать, что развитие турбулентности в аппаратах с контактными элементами (насадками) происходит значительно раньше, чем в гладких трубах. Так, например, при прохождении газа через нерегулярную насадку границе ламинарного режима соответствует

$$\text{Re}_\Gamma = 15 \div 40, \text{ где } \text{Re}_\Gamma = \frac{4u_{\text{ср}} \rho_\Gamma}{a_\nu \mu_\Gamma}.$$

Полностью развитый турбулентный режим наступает при значениях  $\text{Re}_\Gamma$  от 2000 до 6000. Учитывая эти обстоятельства в данной работе, рассматривается только турбулентное стационарное движение газовых потоков с аэрозолями в нерегулярных насадках и ламинарно-турбулентное в регулярных насадках.

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 [1-3]

$$\eta_\Sigma = 1 - \prod_i (1 - \eta_i), \quad (6.1)$$

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 [4]. Влияние двух последних механизмов следует учитывать только при наличии в потоке значительных поперечных градиентов паров и температуры.

### **6.1. Эффективность сепарации по энергетическому методу в регулярной насадке**

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 [1-5]

$$\eta = 1 - \exp(-BA^k), \quad (6.2)$$

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. 6.1 представлена зависимость минимального размера улавливаемых частиц от энергетических затрат [6].

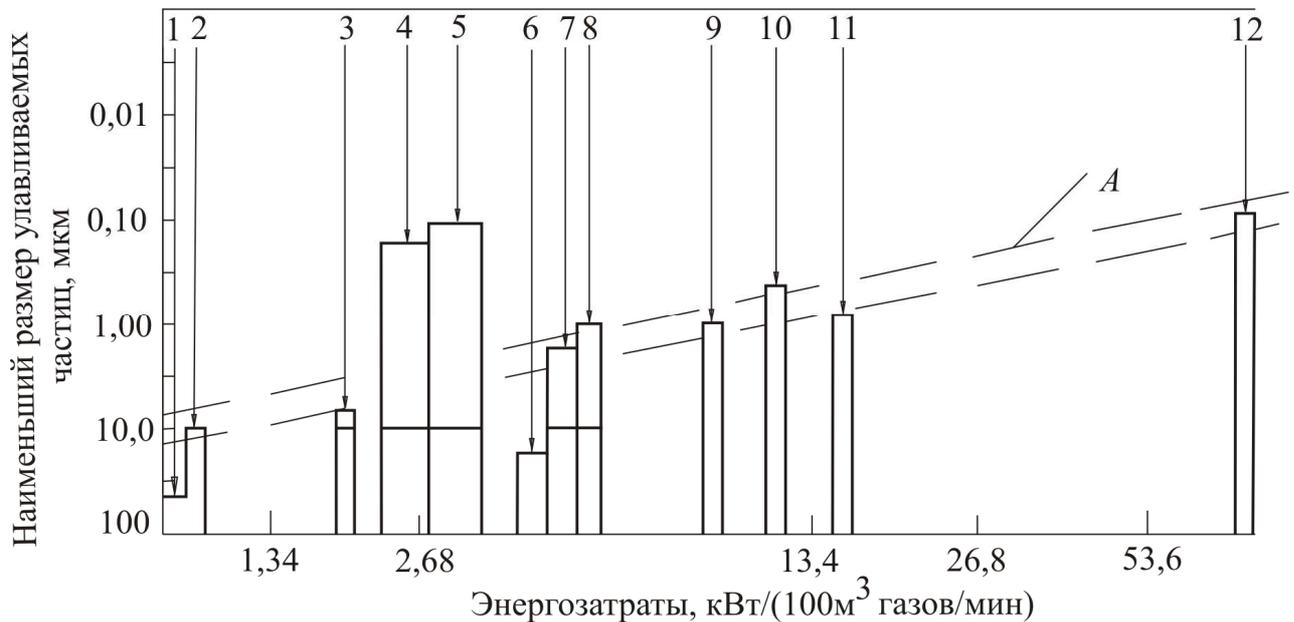


Рис. 6.1. Зависимость минимального размера улавливаемых частиц от энергетических затрат: 1 – осадительная камера; 2 – инерционные пылеуловители; 3 – оросительная камера; 4 – электрофильтр; 5 – рукавный фильтр; 6 – циклон; 7 – мокрый циклон; 8 – полый форсуночный скруббер; 9 – газопромыватель ударно-инерционного действия; 10 – дисковый скруббер; 11 – низконапорный скруббер Вентури; 12 – высоконапорный скруббер Вентури; А – 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. 6.2 приведены данные [7] в виде графической зависимости стоимости очистки от эффективности улавливания частиц менее 10 мкм. 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 [8].

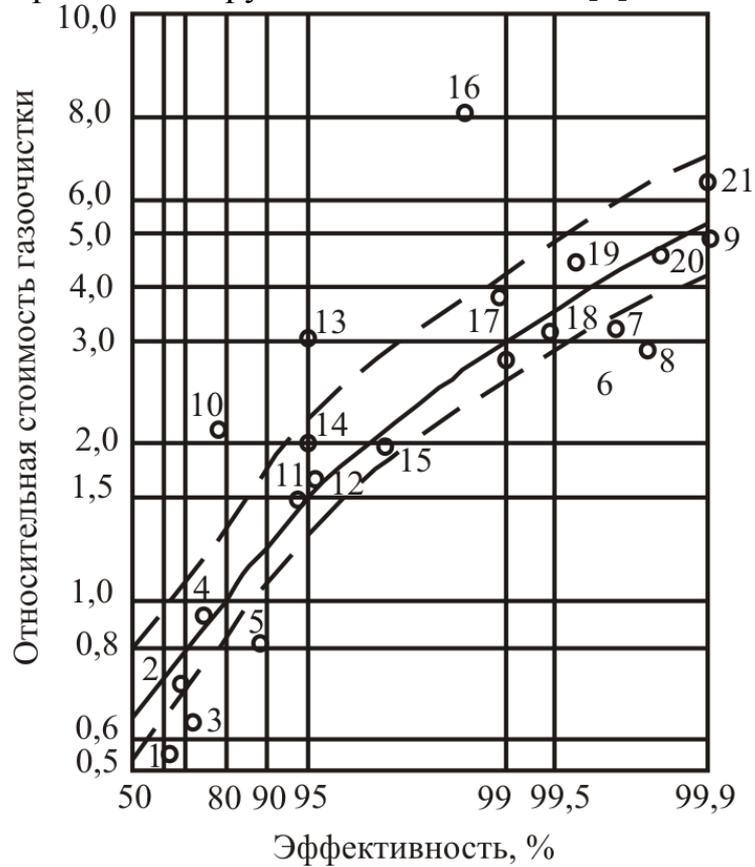


Рис. 6.2. Зависимость относительной стоимости очистки газов от эффективности работы аппаратов: 1 – инерционные пылеуловители; 2 – циклоны средней эффективности; 3 – прямоточные циклоны; 4 – циклоны высокой эффективности; 5 – батарейные циклоны; 6 – электрофильтры; 7 – рукавные фильтры со встряхиванием 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

По аналогии с процессами тепло- и массообмена степень очистки в энергетическом методе связывают с числом единиц переноса  $N$

$$\eta = 1 - \exp(-N). \quad (6.3)$$

Отсюда число единиц переноса связано с эффективностью очистки

$$N = \ln(1 - \eta)^{-1}. \quad (6.4)$$

Для удобства расчетов связь между  $N$  и  $\eta$  представляют в виде табл. 6.1 [5].

Таблица 6.1. 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 [5, 9] представлены значения эмпирических констант  $B$  и  $k$  в зависимости

$$N = BA^k, \quad (6.5)$$

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.

Рассмотрим приближенный подход моделирования эффективности очистки газов от масляного тумана, т.е. аэрозоля с размерами частиц  $< 1$  мкм.

В энергетических методах расчета степень очистки газов (эффективность сепарации  $\eta$ ) связывают с числом единиц переноса соотношением (6.3).

Как отмечено выше (рис. 1.2), аэрозоль (например, масляный туман) имеет размеры частиц от 0,02 до 1 мкм. Для частиц столь малого размера в некотором приближении можно использовать уравнения, аналогичные по форме соответствующим уравнениям из теории массообмена.

Пусть на входе в сепарирующую регулярную насадку газовый поток, содержащий масляный туман, имеет концентрацию  $y_H$ , а на выходе  $y_K$ . В ядре потока концентрация равна  $y_\infty$ , а у стенки канала  $y_{Гр}$ .

Для элемента поверхности канала  $dF$  уравнения материального баланса и массоотдачи можно записать в известной форме:

$$j = -Gdy, \quad (6.6)$$

$$j = \rho_{Г}\beta(y_\infty - y_{Гр}) dF, \quad (6.7)$$

где  $G$  – массовый расход газа, кг/с;  $\beta$  – коэффициент переноса (массоотдачи), м/с;  $j$  – удельный поток частиц;  $\rho_{Г}$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>.

Из (6.6), (6.7) следует

$$\rho_{Г}\beta(y_\infty - y_{Гр})dF = Gdy. \quad (6.8)$$

После разделения переменных и интегрирования по всей поверхности записывают

$$\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y_\infty - y_{Гр}} = \frac{\rho_{Г}\beta F}{G}, \quad (6.9)$$

где  $F$  – площадь поверхности канала, м<sup>2</sup>.

Если  $\beta$  величина постоянная, то

$$N = \int_{y_k}^{y_H} \frac{dy}{y_\infty - y_{\Gamma p}} = \frac{\rho_\Gamma \beta F}{G}. \quad (6.10)$$

В теории массопередачи величину  $N$  называют числом единиц переноса, отнесенным к концентрациям газа.

Для газов широко используется гидродинамическая аналогия переноса импульса и массы (при  $Pr \approx 1$ ). В этом случае коэффициенты переноса импульса и массы, приведенные к одной размерности, примерно равны, т.е.  $\beta \approx \gamma$ . Отсюда

$$N \approx \frac{\rho_\Gamma \gamma F}{G}. \quad (6.11)$$

Найдем значение  $\gamma$  при движении газа с аэрозольными частицами в регулярной насадке [10–12].

Регулярная насадка, в отличие от нерегулярной, характеризуется очень малым сопротивлением формы (лобовым сопротивлением) и практически все затраты энергии идут на трение.

Запишем условие баланса сил:

$$\tau_w F = \Delta P_{\text{тр}} S, \quad (6.12)$$

где  $S$  – площадь поперечного сечения каналов насадки,  $\text{м}^2$ ;  $\Delta P_{\text{тр}}$  – перепад давления, вызванный трением, Па;  $\tau_w$  – касательное напряжение, Па.

Касательное напряжение на стенке также можно записать по уравнению импульсоотдачи:

$$\tau_w = \rho_\Gamma \gamma \Delta \bar{u}_\infty = \rho_\Gamma \gamma (u_\infty \pm u_{\Gamma p}), \quad (6.13)$$

где  $\Delta \bar{u}_\infty$  – средняя движущая сила переноса импульса:  $\Delta \bar{u}_\infty = u_\infty \pm u_{\Gamma p}$ ;  $u_\infty$  – скорость на оси потока, м/с;  $u_{\Gamma p}$  – скорость на границе масляной пленки, м/с; «+» – противоток; «-» – прямоток.

Из уравнений (6.12) и (6.13) найдем

$$\gamma = \frac{\Delta P_{\text{тр}} S}{\rho_\Gamma F (u_\infty \pm u_{\Gamma p})}. \quad (6.14)$$

Тогда число единиц переноса (6.11) получит вид:

$$N = \frac{\Delta P_{\text{тр}} S}{G(u_{\infty} \pm u_{\text{тр}})}. \quad (6.15)$$

При ламинарном движении газа в канале профиль скорости описывается параболическим законом и  $u_{\infty} = 1,5u_{\text{ср}}$ , где  $u_{\text{ср}}$  – среднерасходная скорость газа.

Из уравнений (6.3) и (6.15) получим [10–12] выражение, справедливое для частиц субмикронного размера при движении в регулярной насадке

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\Delta P_{\text{тр}} S}{G(u_{\infty} \pm u_{\text{тр}})}\right), \quad (6.16)$$

где перепад давления в регулярной насадке находится экспериментально или по известным выражениям.

Значение скорости на межфазной поверхности пленки жидкости зависит от толщины пленки и расхода уловленной жидкой фазы.

Как показывают расчеты, значение  $u_{\text{тр}}$  при пленочном течении находится в пределах  $u_{\text{тр}} \approx 0,1 \div 0,5$  м/с.

Значением  $u_{\text{тр}}$  можно пренебречь, если  $u_{\infty} \gg u_{\text{тр}}$ . Тогда выражение (6.15) можно записать, используя уравнение Дарси:

$$\Delta P = \xi \frac{L}{d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\text{г}} u_{\text{ср}}^2}{2}, \quad (6.17)$$

где  $\xi$  – коэффициент сопротивления регулярной насадки (без местных сопротивлений);  $L$  – длина канала, м;  $u_{\text{ср}} = \frac{G}{\rho_{\text{г}} S}$  – средняя скорость газа, м/с;  $d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр канала, м.

Для ламинарного режима скорость газа на оси потока  $u_{\infty} = 1,5u_{\text{ср}}$ .

Тогда (6.11) запишется в виде

$$N = \frac{\xi L}{3 d_{\text{э}}},$$

и выражение для определения эффективности сепарации получит вид

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\xi L}{3 d_9}\right). \quad (6.18)$$

Следует отметить, что при исследовании перепада давления регулярной насадки необходимо исследовать только сопротивление слоя насадки, а местные сопротивления должны быть исключены.

Учитывая, что для насадок эквивалентный диаметр каналов записывают как  $d_9 = \frac{4\varepsilon_{св}}{a_v}$ , уравнение (6.18) примет форму

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\xi L a_v}{12\varepsilon_{св}}\right), \quad (6.19)$$

где  $a_v$  – удельная поверхность,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $\varepsilon_{св}$  – свободный объем,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ .

При работе насадки не вся поверхность смочена жидкостью (раздел 4.5). Выражение (6.19) с учетом смачиваемости поверхности и задержки жидкой фазы в насадке получит вид

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\xi L \Psi_w a_v}{12(\varepsilon_{св} - \varepsilon_{ж})}\right), \quad (6.20)$$

где  $\Psi_w$  – коэффициент смачиваемости;  $\varepsilon_{ж}$  – удельная задержка жидкости.

Полученное выражение позволяет качественно оценить влияние характеристики насадки и гидродинамики потока на эффективность сепарации частиц аэрозоля.

## **6.2. Математические модели очистки газов от аэрозольных частиц в дисперсно-кольцевых потоках**

При развитии 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 [1–26].

В работе [1] 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:

$$u_x \frac{\partial c}{\partial x} + u_y \frac{\partial c}{\partial y} + u_z \frac{\partial c}{\partial z} = D_{Tч} \left( \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right), \quad (6.21)$$

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:

$$D_{Tч} = 0,7 u_* y. \quad (6.22)$$

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:

$$D_{Tч} = 0,044\nu_{\Gamma} \text{Re}_{\Gamma}^{0,75}, \quad (6.23)$$

где  $\nu_{\Gamma}$  – коэффициент кинематической вязкости газов,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;

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 (6.23) предложена Groenhoff:

$$D_{Tч} = 0,007\nu_{\Gamma} \text{Re}_{\Gamma}^{7/8}, \quad (6.24)$$

а также рядом других отечественных и зарубежных исследований.

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 [26-28] получено выражение для удельного потока частиц,  $1/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ :

$$j = \frac{D^{3/4} \text{Re}^{7/8} \nu_{\Gamma}^{1/4}}{45 D} n, \quad (6.25)$$

где  $D$  – диаметр канала, м;  $n$  – численная концентрация частиц,  $\text{м}^{-3}$ .

Как отмечается [1], формула (6.25) 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:

$$l_{ч} = \frac{u_{ч} d_{ч}^2 \rho_{ч}}{18 \mu}, \quad (6.26)$$

и их начальная скорость соответствует средней квадратичной скорости турбулентных пульсаций  $u_{ч} = 0,9 u_*$ , где  $u_{ч}$  – скорость частицы,  $\text{м}/\text{с}$ ;  $d_{ч}$  – диаметр частицы, м или мкм;  $\rho_{ч}$  – плотность частицы,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\mu$  – динамическая вязкость газа, Па·с.

Согласно данному механизму получено выражение [2, 4]:

$$j = \frac{n(u_*)^2}{u \left\{ 1 + u_* \left[ 21,75 \left( \frac{l_{\text{ч}} u_*}{\nu} \right)^3 - 50,6 \right] \right\}}, \quad (6.27)$$

$u$  – 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):

$$u_t = \frac{j}{n} \quad (6.28)$$

– количеством частиц, осаждающихся на единице поверхности в единицу времени.

Отмечается [29, 30], 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.) [31-33]. На сухой поверхности удерживаются частицы не более 5 мкм, а на хорошо смоченной до 20–50 мкм.

В работе [1] дана таблица с 20-ю формулами различных авторов для расчета приведенной скорости турбулентного осаждения частиц:

$$u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}. \quad (6.29)$$

Для приближенной оценки интенсивности сепарации частиц на стенку (пленку) канала принимается [1], что в результате турбулентного перемешивания концентрация дисперсной фазы вдали от стенок (за пределами пограничного слоя) определяется только турбулентной миграцией и диффузией.

### ***Вероятностно–стохастическая модель***

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 [1, 34].

Траектория движения частицы в газовом потоке может рассматриваться как суммарный случайный путь: в процессе движения на нее оказывает влияние несколько факторов, некоторые из которых носят случайный характер.

Пусть за время  $dt$  газовый поток с дисперсными частицами проходит путь  $dz = u_{ср} dt$  и при этом концентрация частиц изменяется на величину  $dn$ . Тогда количество частиц, осевших на насадку

$$dN = -V_{\Gamma} dn dt = -u_{ср} S dn dt .$$

где  $V_{\Gamma}$  – объемный расход газа, м<sup>3</sup>/с;  $u_{ср}$  – средняя скорость газа (м/с) в канале с площадью поперечного сечения  $S$ , м<sup>2</sup>.

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

$$\frac{dn}{n} = -\frac{2u_t}{R} dt = -\frac{4u_t}{d} dt, \quad (6.30)$$

где  $d = 2R$  – диаметр канала, м.

После интегрирования уравнения (6.30) 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  $u_t = \text{const}$

$$n = n_0 \exp\left(-\frac{4Lu_t}{du_{cp}}\right) \approx n_0 \exp\left(-\frac{4u_t}{d} t_{cp}\right), \quad (6.31)$$

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 [1, 34]

$$\eta_t = \frac{n_0 - n}{n_0} = 1 - \exp\left(-\frac{4Lu_t}{du_{cp}}\right). \quad (6.32)$$

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 [1], экспоненциальные зависимости эффективности сепарации от длины канала, аналогичные по форме (6.32), получены и используются для расчета эффективности электрофильтров [4, 35, 36],

центробежных сепараторов, пластинчатых пылеуловителей [4, 37], скрубберов Вентури [38, 39] и других аппаратов с высокой интенсивностью перемешивания. Полученные выражения хорошо согласуются с энергетической теорией мокрого пылеулавливания [2, 38] и результатами экспериментальных исследований [40].

Можно отметить ряд эмпирических и полуэмпирических зависимостей для расчета приведенной скорости турбулентного осаждения частиц  $u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}$  связанных с временем релаксации скорости частиц:

$$\tau_p = \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{18\mu_{\Gamma}} = \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{18\rho_{\Gamma}v_{\Gamma}}, \quad (6.33)$$

где  $\tau_p$  – время релаксации (не путать с касательным напряжением из-за одинакового обозначения в литературе), с.

Безразмерное время релаксации записывается в виде

$$\tau^+ = \frac{\tau_p u_*^2}{v_{\Gamma}}. \quad (6.34)$$

В работах [1, 34] приведены следующие формулы различны авторов:

1. Liu и Agarwal при  $\tau^+ < 10$

$$u_t^+ = 6 \cdot 10^{-4} (\tau^+)^2. \quad (6.35)$$

2. Mc Coy и Hanratty

$$u_t^+ = 3,25 \cdot 10^{-4} (\tau^+)^2 \quad \text{при } \tau^+ \leq 22,9, \quad (6.36)$$

$$u_t^+ = 0,17 \quad \text{при } \tau^+ > 22,9. \quad (6.37)$$

3. Ужова и Медникова

$$u_t^+ = 7,25 \cdot 10^{-4} \cdot k \quad \text{при } k \leq 16,6, \quad (6.38)$$

$$u_t^+ = 0,2 \quad \text{при } k > 16,6, \quad (6.39)$$

$$\text{где } k = \left[ \frac{\tau_p u_*^2}{\nu_\Gamma} \cdot \left( 1 + \frac{\tau_p u_*}{0,05 d_\partial} \right)^{-1} \right]^2. \quad (6.40)$$

Для мелких и крупных капель общее решение эффективности сепарации получено, исходя из принципа аддитивности (6.1) [1]:

$$\eta_t = \left[ 1 - \exp \left( -4 \frac{u_t}{u_{cp}} \frac{L}{d_\partial} \right) \right] \left[ 1 - \exp \left( -0,16 \text{Re}^{-1/8} \frac{L}{d_\partial} \right) \right]. \quad (6.41)$$

В первом множителе значение  $u_t$  находится по одному из выражений (6.35), (6.36) или (6.38), а во втором – по (6.37) или (6.39), где динамическая скорость принята как для канала с однофазным потоком и гладкой стенки  $u_* = 0,2 u_{cp} / \text{Re}^{1/8}$ .

Из обобщенной зависимости следует, что для мелких частиц при невысоких скоростях газа интенсивность сепарации практически полностью лимитируется диффузионными процессами (первый сомножитель в формуле (6.41)). Для крупных частиц и при высоких скоростях газа интенсивность сепарации определяется в значительной мере инерционными механизмами и эффективность сепарации лимитируется вторым сомножителем. Как отмечается [1], 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 (6.35) – (6.40) скорость сепарации  $u_t$  в значительной мере зависит от значения динамической скорости  $u_*$  или касательного напряжения  $\tau_w \left( u_* = \sqrt{\tau_w / \rho} \right)$ .

В следующих разделах рассмотрены методы определения динамической скорости для контактных устройств различных конструкций и представлены результаты расчета эффективности сепарации аэрозолей.

### 6.3. Динамическая скорость в каналах различной формы

#### *Осевое движение в канале*

Рассмотрим движение газов с частицами аэрозолей в цилиндрическом канале. При этом на стенке канала находится пленка жидкости, образовавшаяся в результате коагуляции.

Динамическую скорость при осевом движении дисперсно-кольцевого потока можно вычислить на основе известного коэффициента сопротивления  $\xi_{ор}$  или трения  $C_{fr}$  [41-43]:

$$u_* = (u_{ср} - u_{гр}) \sqrt{\frac{\xi_{ор}}{8}} = (u_{ср} - u_{гр}) \sqrt{\frac{C_{fr}}{2}}, \quad (6.42)$$

где коэффициент  $\lambda_{ор}$  определяется, как правило, на основе экспериментальных исследований перепада давления в орошаемом канале.

В работах [44–46] предлагается метод расчета параметра с использованием известной скорости на оси газового потока или на основе экспериментальных результатов профиля скорости газа у поверхности раздела.

Суммарные затраты энергии при движении двухфазного дисперсно-кольцевого потока в цилиндрическом канале складываются из затрат энергии на ускорение пленки жидкости от начальной до средней, на срыв капель жидкости газовым потоком, на транспорт капель в канале и на трение газа о межфазную поверхность пленки [43]:

$$\Delta P_{ор} = \Delta P_{уск} + \Delta P_{ср} + \Delta P_{ун} + \Delta P_{г-ж}. \quad (6.43)$$

В работе [43] при исследовании системы воздух-вода показано, что затраты энергии на ускорение пленки жидкости  $\Delta P_{уск}$  составляют не более 0,25-0,5 % от  $\Delta P_{ор}$ , а затраты энергии на срыв капель с поверхности пленки  $\Delta P_{ср}$  не превышает 2–3 %. Расчет потери давления на транспорт капель жидкости без учета скорости скольжения, что приводит к завышенным результатам, составляет до 15–25 % от общего перепада давления. В то же время по данным работы [47] эта составляющая перепада давления находится в пределах до 6-11 % от  $\Delta P_{ор}$ . В результате можно сделать вывод, что

перепад давления обусловленный трением газа и жидкости  $\Delta P_{\Gamma-ж}$  находится в пределах

$$\Delta P_{\Gamma-ж} = (0,8 \div 0,95) \cdot \Delta P_{ор}. \quad (6.44)$$

Запишем условие баланса сил, действующих на газовый поток, для трубчатого устройства:

$$\Delta P_{\Gamma-ж} S_{\Gamma} = \tau_w F. \quad (6.45)$$

где  $S_{\Gamma}$  – площадь свободного сечения трубки,  $m^2$ ;  $F$  – поверхность,  $m^2$ .

Отсюда найдем динамическую скорость

$$u_* = (d - 2\delta_0) \sqrt{\frac{\pi \Delta P_{\Gamma-ж}}{4F\rho_{\Gamma}}}, \quad (6.46)$$

где  $d$  – диаметр канала, м;  $\delta_0$  – средняя толщина пленки, м.

Если в данном выражении значение межфазной поверхности записать как для гладкой пленки:

$$F = \pi(d - 2\delta_0)L, \quad (6.47)$$

то получим известное уравнение, которое широко применяется для вычисления динамической скорости в орошаемых трубках.

В работе [48] предлагается выражение для определения касательного напряжения с учетом веса газового ядра и капельного уноса

$$\tau_w = \frac{d - 2\delta_0}{4} \left\{ \frac{\Delta P_{\Gamma-ж}}{L} \pm g [\rho_{\Gamma} + (1 - \varphi)\rho_{ж}] \right\}, \quad (6.48)$$

где  $\varphi$  – газосодержание газочапельного ядра. Для аэрозолей  $\varphi \approx 0,99$  и влияние правого слагаемого незначительно.

### *Динамическая скорость в закрученном потоке*

Повышение эффективности работы трубчатых контактных устройств возможно путем закрутки газового потока. При закрученном движении усиливается турбулизация потока, повышается перепад давления и эффективность процессов переноса [43, 49–53].

Закрутку потока в цилиндрическом канале обычно организуют путем установки ленточных завихрителей (рис. 6.3):

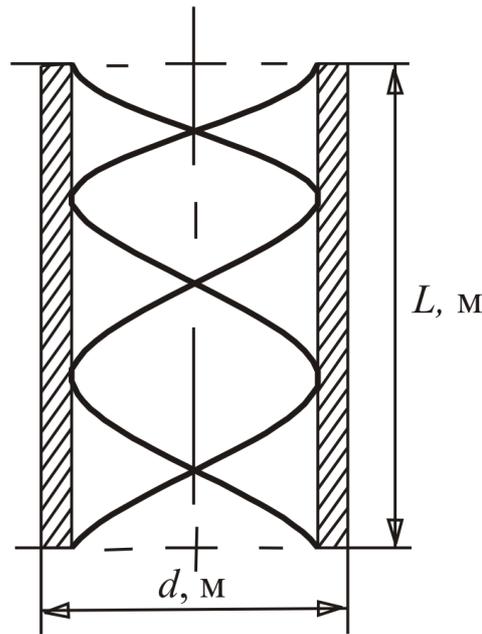


Рис. 6.3. Трубчатое контактное устройство с завихрителем

В закрученном турбулентном газожидкостном потоке в результате действия центробежных сил происходит разделение фаз на пристенный жидкостный слой средней толщины  $\delta_0$  и центральное газовое ядро.

Выразим динамическую скорость в трубке с ленточным завихрителем через перепад давления, обусловленный трением газа и жидкости на межфазной поверхности турбулентной пленки.

Перепад давления в закрученном дисперсно-кольцевом потоке газа и жидкости включает, кроме гидравлического сопротивления в канале и сопротивления переносу массы и импульса в вязком подслое.

Гидравлическое сопротивление на закрутку газового потока записывают в виде [43, 51]

$$\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P_{\text{уск}} + \Delta P_{\text{ср}} + \Delta P_{\text{ун}} + \Delta P_{\text{Г-ж}} + \Delta P_{\text{зак}}. \quad (6.49)$$

При винтовом движении фаз со скоростью и  $w_{тр} < 30$  м/с не наблюдается срыва капель жидкости с поверхности пленки. Срыву и уносу жидкости препятствуют центробежная сила, возникающая при вращении газожидкостного потока. Если скорость газа  $u_{ср} > 30$  м/с, то наблюдается срыв частиц жидкости с поверхности пленки, которые, однако, под действием центробежной силы снова прижимаются к пленке [51]. Следовательно, составляющие потери давления  $\Delta P_{уск}$ ,  $\Delta P_{ср}$  и  $\Delta P_{ун}$  пренебрежимо малы по сравнению с  $\Delta P_{ор}$  и их значения можно не учитывать.

Перепад давления, вызванный закруткой газового потока и трением о поверхность газового завихрителя, находится следующим образом [52, 53]:

$$\Delta P_{зак} = \xi_{зак} \frac{L \rho_{г} u_{ср}^2}{d_{э} 2}, \quad (6.50)$$

где  $d_{э}$  – эквивалентный диаметр канала:

$$d_{э} = \frac{\pi d + 4\delta_{лз}}{2 + \pi}. \quad (6.51)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления  $\xi_{зак}$  вычисляется по эмпирическому уравнению, полученному для турбулентного режима [53]:

$$\lambda_{зак} = \frac{0,705}{\text{Re}^{0,28}} \left( \frac{d}{d_3} \right)^{0,09} + 0,009 \left( \frac{d}{d_3} \right)^{0,65}. \quad (6.52)$$

Данная зависимость справедлива при  $S_{лз}/d = 3,6 \div 22$ , где  $S_{лз}$  – шаг витка ленты,  $d_3$  – диаметр кривизны спирального канала,  $\text{Re} = \frac{u_{ср} d_{э}}{\nu_{г}}$ ,  $\nu_{г}$  – коэффициент кинематической вязкости газов, м<sup>2</sup>/с.

При известном значении  $\Delta P_{зак}$  перепад давления, обусловленный трением газа и жидкости, будет равен

$$\Delta P_{г-ж} = \Delta P_{ор} - \Delta P_{зак}. \quad (6.53)$$

Запишем условие баланса сил, действующих на газовый поток в проекции на вертикальную ось:

$$\Delta P_{\Gamma-ж} S_{\Gamma} = \tau_{\Gamma-ж} F \cos \theta, \quad (6.54)$$

где площадь свободного сечения трубки имеет значение

$$S_{\Gamma} = \frac{\pi}{4} (d - 2\delta_0)^2 - b_{\text{ЛЗ}} \delta_{\text{ЛЗ}}, \quad (6.55)$$

где  $b_{\text{ЛЗ}}$  – ширина ленточного завихрителя,  $\delta_{\text{ЛЗ}}$  – толщина ленточного завихрителя.

Движение пленки жидкости во внутренней поверхности контактной трубки происходит по спирали с углом подъема винтовой линии

$$\theta = \arctg \frac{\pi d}{S_{\text{ЛЗ}}}. \quad (6.56)$$

Из уравнения баланса сил получим динамическую скорость

$$u_* = \sqrt{\frac{\Delta P_{\Gamma-ж} \frac{\pi}{4} (d - 2\delta_0)^2}{F \rho_{\Gamma} \cos \theta}}. \quad (6.57)$$

Представленные выражения для  $u_*$  используются в следующих разделах для расчета скорости сепарации аэрозолей.

### *Динамическая скорость в насадочных сепараторах*

Значение динамической скорости можно получить из решения системы уравнений (5.33), (5.47). Для сокращения времени расчета рассмотрим полуэмпирический подход определения динамической скорости на основе использования средней диссипируемой энергии (см. раздел 5.5).

Касательное напряжение (поток импульса) на стенке по уравнению Ньютона, как известно, имеет следующий вид:

$$\tau_0 = \mu \left. \frac{du}{dy} \right|_{y=0}. \quad (6.58)$$

Уравнение, характеризующее диссипацию энергии  $\varepsilon_0$  для ламинарного подслоя, представляется выражением [52, 54]

$$\varepsilon_0 = \mu \left( \frac{du}{dy} \right)^2. \quad (6.59)$$

Исключив из уравнений (6.58) и (6.59) величину производной  $\frac{du}{dy}$  и подставив найденное при этом значение

$$\tau_{w0} = (\mu \varepsilon_0)^{1/2} \quad (6.60)$$

в  $u_* = \sqrt{\frac{\tau_{w0}}{\rho_\Gamma}}$ , записывают [52]

$$u_* = \left( \frac{\varepsilon_0 \nu}{\rho_\Gamma} \right)^{1/4} \quad (6.61)$$

Для турбулентного движения потоков используют соотношение

$$\varepsilon_0 = k^4 \bar{\varepsilon}, \quad (6.62)$$

где  $k$  – эмпирический коэффициент пропорциональности.

Тогда выражение для динамической скорости представляют в виде

$$u_* = k \left( \frac{\bar{\varepsilon} \nu}{\rho_\Gamma} \right)^{1/4}, \quad (6.63)$$

где коэффициент  $k$  находят экспериментальным путем для каждой конструкции аппарата [52].

Для определения  $k$  при турбулентном движении газа в насадке запишем потоковое соотношение (5.40) с динамической скоростью (6.63). В результате имеем

$$\gamma \Delta \bar{u}_\infty = k^2 \left( \frac{\bar{\varepsilon} v}{\rho_\Gamma} \right)^{1/2}. \quad (6.64)$$

Отсюда найдем

$$k = \frac{(\gamma \Delta \bar{u}_\infty)^{1/2}}{\left( \frac{\bar{\varepsilon} v}{\rho_\Gamma} \right)^{1/4}}. \quad (6.65)$$

Многочисленные расчеты по формуле (6.65) показывают, что для слоя с насадками различных конструкций  $k$  имеет примерно постоянное значение  $k = 1,6 \div 1,9$ . В работе [55] для насадочного аппарата рекомендуется  $k = 2,0$ . Примем среднее значение  $k = 1,8$ . Тогда динамическую скорость в насадке можно вычислить по выражению (6.63)

$$u_* = 1,8 \left( \frac{\bar{\varepsilon} v_\Gamma}{\rho_\Gamma} \right) = 1,8 \left( \frac{\Delta P u_{\text{ср}} v_\Gamma}{L \rho_\Gamma} \right)^{1/4}, \quad (6.66)$$

где перепад давления  $\Delta P$  находится с учетом наличия дисперсной фазы в насадочном слое.

#### 6.4. Расчет эффективности сепарации

Из (6.33), (6.34) и (6.66), получим безразмерное время релаксации аэрозольных частиц в насадочном слое [56]

$$\tau^+ = 0,18 \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{(\rho_\Gamma v_\Gamma)^{1,5}} \sqrt{\frac{\Delta P u_{\text{ср}}}{L}}. \quad (6.67)$$

Для выполнения условия в формуле (6.35) ( $\tau^+ < 10$ ) расчетами установлено, что в сепараторе с насадками размер частиц должен быть менее

10 мкм (рис. 6.4). Безразмерное время релаксации частичек размером 0,1 мкм очень мало.

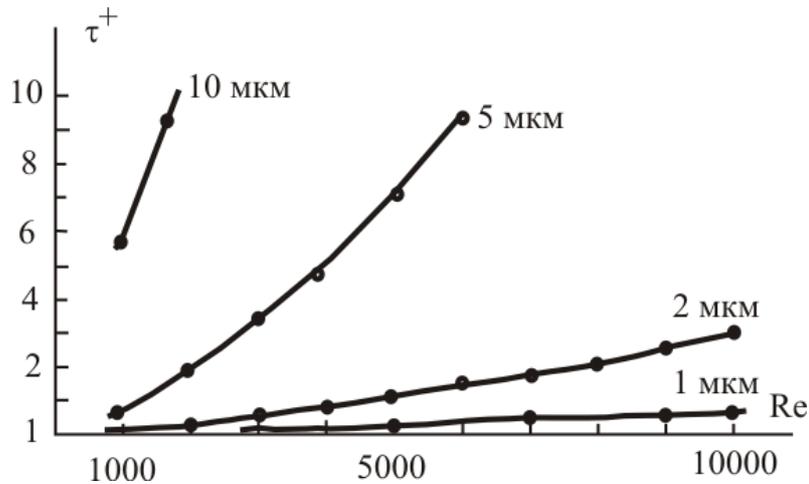


Рис. 6.4. Зависимость безразмерного времени релаксации частиц от числа Рейнольдса в сепараторе с насадкой из колец Рашига. Рабочая среда воздух – капли воды.  $d_э = 0,015$  м,  $u_{ср} = 1 \div 10$  м/с,  $L = 1$  м

Скорость турбулентного осаждения частиц для сепараторов с насадками выразится как [56]

$$u_t = 0,36 \cdot 10^{-4} \frac{d_{ч}^4 \rho_{ч}^2}{v_{г}^{2,75} \rho_{г}^{3,25}} \left( \frac{\Delta P u_{ср}}{L} \right)^{5/4}, \quad (6.68)$$

где  $u_t$  записано с использованием выражения (6.35).

Из (6.32) и (6.68) найдем значение эффективности сепарации в выражении (6.32) в аппаратах с насадками для мелких частиц [56]

$$\eta_t = 1 - \exp \left[ -1,40 \cdot 10^{-4} \frac{d_{ч}^4 \rho_{ч}^2 \Delta P^{1,25}}{v_{г}^{2,75} \rho_{г}^{3,25} d_э} \left( \frac{u_{ср}}{L} \right)^{0,25} \right]. \quad (6.69)$$

Эффективность сепарации крупных капель с учетом (6.32) и (6.37) или (6.39) равна [56]

$$\eta_t = 1 - \exp \left[ -1,44 \frac{1}{d_э} \left( \frac{L}{u_{ср}} \right)^{0,75} \left( \frac{\Delta P v_{г}}{\rho_{г}} \right)^{0,25} \right]. \quad (6.70)$$

В выражениях (6.69) и (6.70) эквивалентный диаметр насадки  $d_3$  по выражению (4.42)

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.

Результаты расчета эффективности сепарации мелких и крупных капель в сепараторах с насадкой из колец Рашига и «Инжехим-2000» даны на рис. 6.5, 6.6 и 6.7.

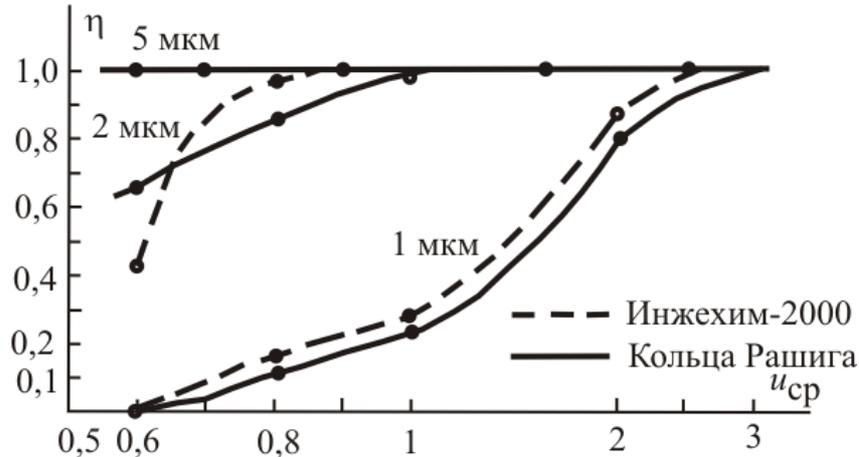


Рис. 6.5. Зависимость эффективности сепарации от средней скорости движения газового потока для частиц различного размера.

Рабочая среда воздух – капли воды.  $d = 0,015$  м,  $L = 1$  м

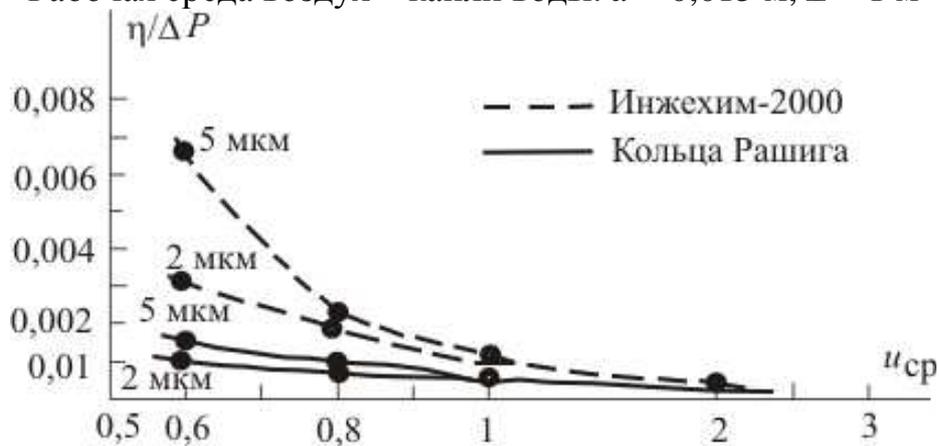


Рис. 6.6. Отношение эффективности сепарации к гидравлическому сопротивлению насадки в зависимости от фиктивной скорости газа

Из графиков видно, что эффективность сепарации в аппарате с насадкой «Инжехим-2000» выше, чем с кольцами Рашига.

Следует отметить, что эффективность сепарации частиц размером менее 1 мкм очень мала.

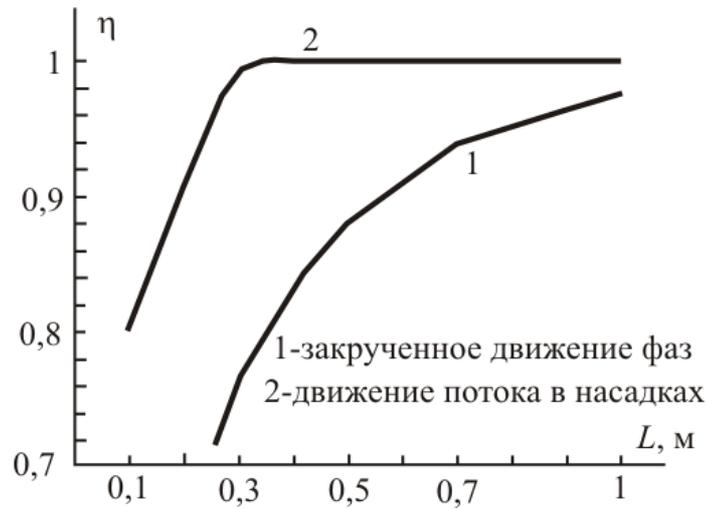


Рис. 6.7. Зависимость эффективности сепарации от длины канала для крупных капель. Рабочая среда – воздух.  $u_{\text{ср}} = 2$  м/с,  $L = 0,1 \div 1$  м,  $d_3 = 0,015$  м

Используем данные [43, 51] по зависимости перепада давления от скорости газа для расчета и сравнения эффективности сепарации дисперсной фазы при закрученном движении фаз (кривая 1) и в каналах с насадкой из колец Рашига (кривая 2) на системе воздух-вода.

Из графика видно, что при закрученном движении фаз сепарация дисперсной фазы ниже на 6–40 % (в зависимости от длины канала), чем при сепарации насадками.

Общую эффективность сепарации крупных и мелких частиц можно вычислить по уравнению аддитивности (6.1).

Разработанная математическая модель сепарации аэрозолей позволяет оценить эффективность использования насадочных элементов при модернизации или проектировании сепараторов.

Таким образом для расчета эффективности сепарации в аппарате с насадками необходимо [10–12, 56]:

- выбрать конструкцию контактных устройств и изготовить небольшую опытную партию;
- в лабораторных условиях на нескольких модельных потоках исследовать макет туманоуловителя и получить функцию по перепаду давления;
- с полученным экспериментальным путем перепадом давления вычислить динамическую скорость - основной параметр математических моделей процессов сепарации аэрозолей;

- вычислить скорость осаждения аэрозолей и эффективности сепарации в макете туманоуловителя с заданными типами контактных устройств;

- изменяя конструктивные характеристики туманоуловителя, обеспечить заданную эффективность очистки газового потока при соблюдении требований по ограничению перепада давления.

В следующих главах показаны примеры использования насадочных сепараторов для очистки газов от масляных туманов и капель воды.

### **Библиографический список к шестой главе**

1. Сугак Е.В., Войнов Н.А., Николаев Н.А. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами. Казань: РИЦ «Школа», 1999.

2. Ужов В.Н. и др. Очистка промышленных газов от пыли. М.: Химия, 1981.

3. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Подготовка промышленных газов к очистке. М.: Химия, 1975.

4. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. М.: Энергия, 1980.

5. Зиганшин М.Г., Колесник А.А., Посохин В.Н. Проектирование аппаратов пылегазоочистки. М.: «Экопресс – 3М», 1998.

6. Dawson P.R. *Filtr. a. Sep.*, 1978. V. 15. № 6. P. 535-538.

7. Stairmand C.J. *Chem. Eng. (London)*, 1965. V. 194. P. 310-326.

8. Kane J.M. *Heating, Piping a. Air Condit.*, 1968. V. 65. № 1. P. 188-194.

9. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Очистка газов мокрыми фильтрами. М.: Издательство «Химия», 1972.

10. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками. Казань: Издательство «Печатный Двор», 2003.

11. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Гусева Е.В. Энергетический метод расчета эффективности сепарации аэрозольных частиц // Тез. докл. XIV школы–семинара под рук. акад. РАН А.И. Леонтьева «Проблемы гидродинамики и теплообмена в энергетических установках». Рыбинск. 2003. С. 263-265.

12. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Гусева Е.В. Эффективность сепарации аэрозолей в аппаратах с насадками при ламинарном и турбулентном режимах: Тез. докл. XVI Междунар. научн. конф. «Математические методы в технике и технологиях» (ММТ-16) Т. 10. С-Пб, 2003. С. 44-45.

13. Lui Y.H., Ilori T.A. Aerosol deposition in turbulent pipe flow. – *Environm. Sci. Technol.*, 1974. V. 8. № 1. P. 351-356.
14. Friedlander S.K., Johnstone H.F. Deposition of suspended particles from turbulent gas streams. – *Ind. and Eng. Chem.*, 1957. V. 49. № 7. P. 1151-1156.
15. Cleaver J.W., Yates B.A. Sublayer model for the deposition of particles from a turbulent flow. – *Chem. Eng. Sci.*, 1975. V. 30. № 8. P. 983-992.
16. Rouhiainen P.O., Stachiewicz J.W. On the deposition of small particles from turbulent streams. – *Trans. ASME, Ser. C.*, 1970. V. 92, № 1. P. 169-177.
17. Montgomery T.L., Corn M. Aerosol deposition on a pipe with turbulent air flow. – *J. Aerosol Sci.*, 1970. V. 1. № 3. P. 185-213.
18. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. М.: Энергия, 1980.
19. Злобин В.В. Осаждение примесей при турбулентном течении двухфазной примеси. – В кн.: Процессы переноса в турбулентных течениях со сдвигом. Теплофизика. Т.1. Таллин: Ин-т термофизики и электрофизики АН ЭССР. 1973. С. 200-219.
20. Невский Ю.В. К теории осаждения монодисперсного аэрозоля на гладкие стенки из турбулентного потока в трубе. – В кн.: Мат. 5-й научн. конф. по мат. мех. Т 2. Томск: Томский ун-т, 1975. С. 44-45.
21. Кафанов В.И. Осаждение частиц на стенках канала. *Изв. вузов. Машиностроение*, 1979. № 5. С. 73-78.
22. Sehmel G.A. Particle deposition from turbulent air flow. – *J. Geophys. Res.*, 1970. V. 75. № 9. P. 1766-1781.
23. Медников Е.П. Миграционная теория осаждения аэрозольных частиц из турбулентного потока на стенках труб и каналов. *Докл. АН СССР*. 1972. Т. 206. № 1. С. 51-54.
24. Клекаль А.Э., Дрейзин-Дудченко С.Д., Дикий Л.И. Расчет характеристик осаждения аэрозоля в плоском канале. – В кн.: Очистка водных и воздушных бассейнов на предприятиях черной металлургии. М.: Металлургия, 1974. № 2. С. 82-86.
25. Eldighidy S.M., Chen R.Y., Comparin R.A. Deposition of suspensions in the entrance of a Channel. – *Trans. ASME. Ser. D.* 1977. V. 99. № 2. P. 164-170.
26. Фукс Н.А. *Механика аэрозолей*. М.: Изд-во АН СССР, 1955.
27. Левич В.Г. *Физико-химическая гидродинамика*. М.: Физматгиз, 1959.
28. Фукс Н.А. *Успех механики аэрозолей*. М.: Изд-во АН СССР, 1961.
29. Заостровский Ф.П., Шабалин К.Н. Скорость улавливания пыли в скрубберах // *Хим. промышленность*, 1951. № 5. С. 148-149.

30. Заостровский Ф.П. Скорость улавливания крупнодисперсной пыли в скрубберах // Хим. пром-сть, 1953. № 8. С. 299-300.
31. Forney L.J., Spilman L.A. Deposition of coarse aerosols from turbulent flow. J. Aerosol Sci. 1974. V. 5. № 3. P. 257-271.
32. Страус В. Промышленная очистка газов. М.: Химия, 1981.
33. Пирумов А.И. Обеспыливание воздуха. М.: Стройиздат, 1981.
34. Алексеев Д.В., Николаев Н.А., Лаптев А.Г. Комплексная очистка стоков промышленных предприятий методом струйной флотации. Казань: КГТУ, 2005.
35. Ужов В.Н. Очистка промышленных газов электрофильтрами. 2 изд. М., 1967.
36. Дейч М.Е., Филиппов Г.А. Газодинамика двухфазных сред. М.: Энергия, 1968.
37. Медников Е.П. Эффективность улавливания взвешенных частиц в трубчатых и пластинчатых насадках // Пром. и сан. очистка газов. 1979. № 2. С. 15-16.
38. Мурашкевич И.Ф. Эффективность пылеулавливания в турбулентном промывателе // Инж.-физический журнал. 1959. Т. 2. № 11. С. 48-55.
39. Галустов В.С. Прямоточные распылительные аппараты в теплоэнергетике. М.: Энергоатомиздат, 1989.
40. Сугак Е.В. Моделирование и интенсификация процессов очистки промышленных газовых выбросов в турбулентных газодисперсных потоках. Дис. ... д-ра техн. наук. Красноярск: Сиб. ГТУ, 1999.
41. Кулов Н.Н. Гидродинамика и массообмен в нисходящих двухфазных пленочно-дисперсных потоках: Дис. ... д-ра техн. наук. М.: ИОНХ АН СССР, 1984.
42. Лаптев А.Г., Елизаров В.И., Дьяконов С.Г. Теоретические методы моделирования массо- и теплоотдачи в пленочных аппаратах. Деп. в ОНИИТЕ-ХИМ г. Черкассы, № 485-хп-91, 1991.
43. Николаев Н.А. Исследование и расчет ректификационных и абсорбционных аппаратов вихревого типа: Дис. ... д-ра техн. наук. Казань: КХТИ, 1972.
44. Ильиных А.А., Мемедляев З.Н., Носач В.А., Кулов Н.Н. Определение динамической скорости газа в кольцевых газожидкостных потоках // Теоретические основы химической технологии. 1982. Т. 16. № 5. С. 717-718.
45. Мемедляев З.Н. К определению межфазного касательного напряжения в кольцевых газожидкостных потоках // Тез. докл. VII

Республиканской конф. «Повышение эффективности, совершенствования процессов и аппаратов химических производств». Львов. 1988. Ч. 2. С. 9-10.

46. Ellis S.R., Gay B. The parallel flow of two – phase streams interfacial shear and fluid – fluid interaction. Trans. Inst. Chem. Eng. 1959. V. 37. P. 206-213.

47. Чепурной М.И., Шнайдер В.Э., Синюх Н.И. Закономерности нисходящего дисперсно–кольцевого течения // Инженерно–физический журнал. 1987. Т. 52. № 6. С. 925-928.

48. Сасаки Т. Анализ падения давления в восходящем потоке газожидкостной смеси // Химическая технология (Япония). 1964. Т. 28. №2. С. 110-116. Перевод 16Д7Б, 68/92172. Бюро переводов ВИНТИ, Москва.

49. Andreussi P. The onset of droplet entrainment in annular downward flows. Can. J. Chem. Eng. 1980. V. 58. № 2. P. 267-270.

50. Малафеев Н.А., Малюсов В.А. О влиянии искусственной турбулизации потоков контактирующих фаз на массообмен при прямоточной ректификации // Химическое и нефтехимическое машиностроение. 1968. № 9. С. 20-22.

51. Булкин В.А. Разработка и исследование массообменного аппарата с прямоточными вихревыми контактными устройствам: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КХТИ, 1970.

52. Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы. Л.: Машиностроение, 1976.

53. Щукин В.К. Теплообмен и гидродинамика внутренних потоков в полях массовых сил. 2-е изд. М.: Машиностроение, 1980.

54. Когин Н.Е., Кибель И.А., Розе Н.В. Теоретическая гидромеханика. Ч. 2. М.: Физматгиз, 1963.

55. Дьяконов С.Г., Лаптев А.Г. Обобщение гидродинамической аналогии на градиентные потоки // Теоретические основы химической технологии. Т.3. № 3. 1998. С. 229-236.

56. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Гусева Е.В. Определение эффективности сепарации аэрозолей в насадочных сепараторах // Межвуз. темат. сб. науч. тр. «Тепломассообменные апп. в химической технологии». Казань: КГТУ, 2004.

## ГЛАВА 7

### ОЧИСТКА ГАЗОВ НА УСТАНОВКАХ ГАЗОРАЗДЕЛЕНИЯ И ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЕ\*

В данной главе дано описание теплотехнологической схемы узла деметанизации установки газоразделения Э-100 и рассмотрены некоторые ее недостатки. Представлены результаты расчета тепловых потоков и сделан вывод о необходимости модернизации схемы. На основе выполненных расчетов проведен анализ тепловых и эксергетических потоков по элементам оборудования и систем в целом (как единый объект). Приведены эксергетические потоковые диаграммы существующей и предлагаемой модернизируемой системы. Представлены технические решения по энергосбережению за счет модернизации теплотехнологической схемы с установкой насадочных сепараторов.

#### 7.1. Основные задачи очистки газов

Мелкодисперсная фаза, попадая в рабочую среду, сильно ее загрязняет. При движении такой загрязненной рабочей среды вдоль стенок аппаратов происходит осаждение дисперсной фазы на поверхностях оборудования. Со временем количество этих отложений увеличивается вследствие коалесценции или коагуляции. То есть, например, при турбулентном движении потока рабочей среды мелкие капельки в результате поступательного и броуновского движений, образования вихрей сталкиваются между собой, со стенками различного оборудования и образуют более крупный аэрозоль, прилипающий к стенке и увеличивающий тем самым толщину отложений. Наличие таких отложений и дополнительная фаза не лучшим образом сказываются на работе аппаратов.

Например, подобные проблемы наблюдаются на ОАО «Казаньоргсинтез», ОАО «Нижекамскнефтехим» и других предприятиях, а также предприятиях теплоэнергетики при работе компрессоров при сжатии и транспортировании газов.

---

Работа выполнялась по заданию руководства ОАО «Казаньоргсинтез»

Одна из выше перечисленных проблем наблюдается на ОАО «Казаньоргсинтез» в производстве этилена при работе холодильников, расположенных на участке низкотемпературного разделения пирогаза (установка газоразделения Э-100), где необходима очистка газа на различных стадиях процесса, таких как [1]:

1. *Пиролиз этана в трубчатых печах.* На данной стадии очистка газа от дисперсной фазы необходима из-за угрозы засорения горелок в пиролизных печах.

2. *Компрессия и межступенчатое охлаждение пирогаза.* Здесь необходима установка сепараторов для очистки газов в связи с тем, что работа компрессорного оборудования сопровождается частичным уносом масляной фазы с газовым потоком. Образуется масляный аэрозоль (туман). Последующая коагуляция масла вызывает снижение качества теплоносителей и получаемых продуктов, а также эффективности работы теплообменных аппаратов вследствие дополнительного термического сопротивления на поверхности теплообмена. Кроме этого для очистки теплообменных поверхностей от масляной пленки несколько раз в год выполняются внеплановые остановы установки газоразделения, что ведет к сокращению выпуска этилена.

3. *Щелочная очистка и осушка пирогаза.* При работе узла очистки пирогаза от углекислого газа, сероорганических соединений и сероводорода при помощи 10 %-го водного раствора щёлочи с массообменных колонн происходит частичный унос жидкой фазы, которая далее поступает на узел осушки. Поэтому для повышения срока службы осушителей также необходима установка сепаратора для улавливания жидкой фазы.

4. *Низкотемпературное разделение пирогаза.* Поступающий из узла осушки пирогаз последовательно проходит холодильники, в которых охлаждается, а образованная газожидкостная смесь поступает в кубовую часть укрепляющей секции метановой колонны.

5. *Транспортирование товарного этилена на заводы ПНД и ПВД.* На этом участке товарный этилен, поступающий с установок газоразделения, должен быть очищен от дисперсной фазы перед подачей его на заводы по производству полиэтилена.

## **7.2. Очистка газов узла деметанизации в производстве этилена**

Завод «Этилен» ОАО «Казаньоргсинтез» производит этилен, фенол, ацетон, пропилен. Этилен служит исходным сырьем для производства полиэтилена и окиси этилена.

Завод «Этилен» является первым в технологической цепочке заводом по получению этилена на ОАО «Казаньоргсинтез», и большая часть продукции передается на заводы «Полиэтилена высокого давления» (ПВД), «Полиэтилена низкого давления» (ПНД), «Оргпродуктов» для дальнейшей переработки.

Производство этилена состоит из одной технологической линии. Этилен получается путем термического разложения углеводородного сырья с последующим разделением газов пиролиза конденсационно-ректификационным методом.

### *Низкотемпературное разделение пирогаза (узел деметанизации)*

Узел деметанизации установки газоразделения Э-100 завода «Этилен» ОАО «Казаньоргсинтез» включает в себя низкотемпературное разделение пирогаза и процесс ректификации в колонне К-11.

Теплотехнологическая схема узла деметанизации представлена на рис. 7.1.

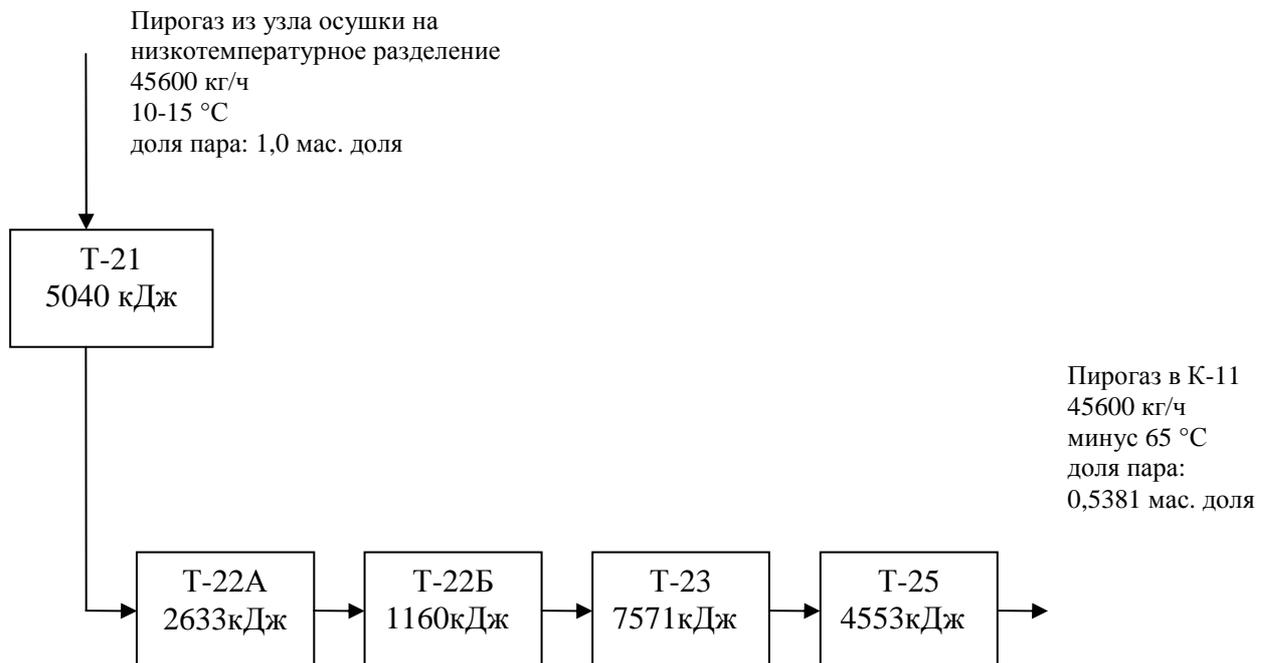


Рис. 7.1. Схема работы холодильников на установке газоразделения Э-100 перед колонной-деметанизатором К-11

В отделение низкотемпературного разделения осушенный пирогаз подается из адсорберов К-9 (поток 24).

Поступающий из узла осушки при давлении 36-37 кгс/см<sup>2</sup> пирогаз последовательно проходит холодильники Т-21, Т-22 А/Б, Т-23, Т-25, в которых охлаждается до температуры минус 64°С и поступает в кубовую часть укрепляющей секции метановой колонны К-11.

По данным промышленной эксплуатации установки деметанизации имеются следующие проблемы:

- нерациональное использование тепловых потоков при охлаждении потока на входе в колонну К-11;

- потери этилена с МВФ (с дистиллятом) до 3-5 %, масс.;

- загрязнение поверхности теплообменных труб дефлегматоров (Т-23, Т-25 и Т-32) масляной фазой, попадающей с этиленом-хладоагентом после узла компримирования;

- останovy в период эксплуатации установки на 6-12 часов (1-2 раза в год) для очистки водяным паром поверхности теплопередачи дефлегматоров Т-23, Т-25 и Т-32, и, как следствие, снижение выпуска товарного этилена из-за этих простоев установки.

Схематично расположение холодильников на установке деметанизации (колонна К-11) представлено на рис. 7.1.

Характеристики холодильников Т-21, Т-22А/Б, Т-23 и Т-25 приведены в табл. 7.1.

На каждом холодильнике происходит частичная конденсация углеводородов. Затем жидкая смесь поступает на тарелку питания ректификационной колонны.

Таким образом, жидкая фаза в каждом холодильнике переохлаждается, и тем самым увеличивается нагрузка на последующий холодильник, а также в колонну поступает неразделенная газожидкостная смесь.

Таблица 7.1. Характеристики холодильников Т-21, Т-22А/Б, Т-23 и Т-25

Характеристика	Т-21	Т-22А/Б	Т-23	Т-25
1	2	3	4	5
Описание	этановый испаритель – холодильник пирогаза, вертикальный с витым трубным пучком	горизонтальный кожухотрубчатый теплообменник с U- образными трубками	горизонтальный кожухотрубчатый теплообменник с U- образными трубками	горизонтальный кожухотрубчатый теплообменник с U- образными трубками
Кол-во труб, шт.	447	516	514	514
Корпус: $P_{расч}$ , кгс/см <sup>2</sup> $T_{раб}$ , °С	15 (-50)÷(-20)	17 до (-40)	12 не менее (-65)	9 не менее (-80)
Трубы: $P_{расч}$ , кгс/см <sup>2</sup> $T_{раб}$ , °С	41 (-30)÷(-10)	41 до (-35)	41 не менее (-60)	41 не менее (-75)
Размер труб: длина, мм; диаметр, мм	10400 16×1,6	8000 16×1,6	8000 16×1,6	6000 16×1,4
Диаметр корпуса, мм	900×20	1200×12	1200×10	1200×12
Объем труб, м <sup>3</sup>	0,97	0,90	0,913	0,79
Объем меж/труб, м <sup>3</sup>	1,62	2,87	3,42	2,89
Поверхность теплообмена, м <sup>2</sup>	135	151	202	151
Высота, мм	5900	4020	5030	4080

Рассмотрена возможность энергосбережения при работе холодильников-дефлегматоров на участке низкотемпературного разделения пирогаза, представленных на рис. 7.2, путем включения после каждого холодильника сепаратора жидкой фазы [2 – 4].

В результате чего отсепарированная жидкая фаза в зависимости от ее температуры будет подаваться на соответствующие тарелки по высоте колонны. Таким образом, упадет нагрузка на холодильники и создастся более благоприятный температурный профиль в ректификационной колонне.

Кроме энергосбережения обеспечится снижение потерь этилена вверху колонны с метано-водородной фракцией. Увеличится время бесперебойной работы оборудования, снизятся газовые выбросы на факел за счет стабильной работы установки.

Кроме этого необходима установка маслоуловителей на трубопроводах товарного этилена.

Несмотря на то, что в «технологическую цепочку», состоящую из холодильников, предложено установить «дополнительное сопротивление» (сепараторы С-1, С-2, С-3), перепад давления в линии не увеличится, и не будет соответственно увеличиваться нагрузка на привод компрессора, потому что  $\Delta P \sim G^{-1,75}$ . А поскольку количество отведенной жидкости составляет 60 %, следовательно, из-за снижения расхода рабочей среды на каждый последующий теплообменник (вследствие отвода отсепарированной жидкой фазы), перепад давления будет уменьшаться:

$$\Delta P_{C-1} = \left( \frac{45600}{43538} \right)^{-1,75} = 0,91, \quad \Delta P_{C-2} = \left( \frac{43538}{34042} \right)^{-1,75} = 0,66,$$

$$\Delta P_{C-3} = \left( \frac{34042}{18060} \right)^{-1,75} = 0,28.$$

Общий перепад давления снизится на 38 %.

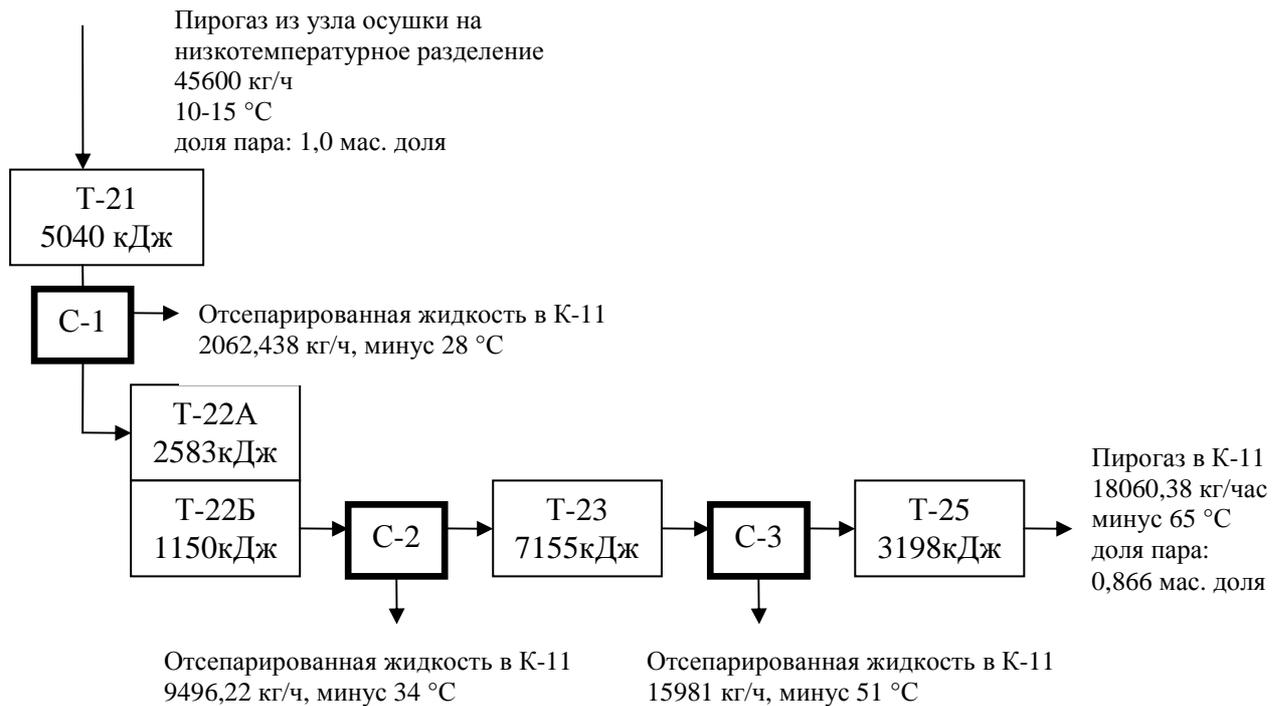


Рис. 7.2. Модернизация теплотехнологической схемы с установкой сепараторов

Также рассмотрена возможность установки сепаратора на установке Э-100 для очистки этилена-хладоагента от масла в холодильном цикле после узла компримирования (рис. 7.3), так как работа компрессорного оборудования почти всегда сопровождается частичным уносом масляной фазы с газовым потоком.

Это обеспечит более эффективную работу дефлегматоров колонны-деметанизатора за счет очистки теплообменной поверхности от загрязнений. Так, наличие масляных аэрозолей вызывает снижение качества теплоносителей и получаемых продуктов. Масляная пленка создает дополнительное термическое сопротивление на поверхности и эффективность работы теплообменных аппаратов снижается [5].

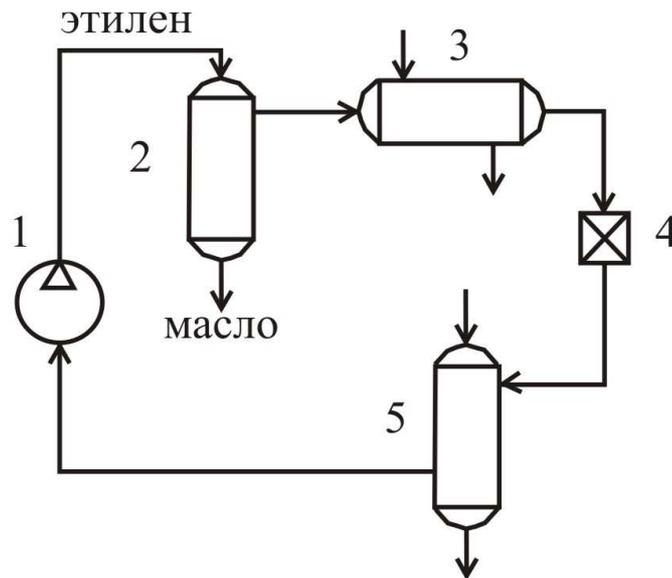


Рис. 7.3. Схема установки сепаратора-маслоуловителя в холодильном цикле:  
 1 – компрессор; 2 – сепаратор-маслоуловитель; 3 – теплообменник-охладитель; 4 – дросселирующее устройство; 5 – теплообменники-дефлегматоры

Расчеты тепловых потоков рассматриваемых теплообменников приведены ниже в табл. 7.2. Расчеты были выполнены с помощью пакета прикладной программы CHEMCAD 5.2.

Таблица 7.2. Результаты расчетов тепловых потоков для теплообменников – холодильников

Рассматриваемые параметры	До установки сепараторов	После установки сепараторов
Расход пирогаза на входе в Т-21	45600 кг/час	45600 кг/час
Расход пирогаза на выходе из Т-25	45600 кг/час	18060 кг/час
Температура на входе в Т-21	плюс 10-15 °С	плюс 10-15 °С
Температура на выходе из Т-25	минус 65 °С	минус 65 °С
Доля пара на выходе из Т-25	0,531 мас. доля	0,866 мас. доля
Количество тепла на выходе из Т-25	20956 МДж/час	19126 МДж/час

Тем самым экономия тепла составит 1830 МДж/час за счет отвода из сепараторов отсепарированной жидкой фазы.

Благодаря тому, что в колонне создастся более благоприятный температурный профиль, также снизится нагрузка на теплообменник Т-28 и кипятильник Т-27, и теплоноситель – пропилен соответственно охладится до более низких температур.

Характеристики теплообменника Т-27 и кипятильника Т-28 приведены в табл. 7.3.

Таблица 7.3. Характеристики теплообменника Т-27 и кипятильника Т-28

Характеристика	Т-27	Т-28
Описание	Этиленовый холодильник пирогаза, вертикальный кожухотрубчатый	Испаритель извлеченной жидкости, вертикальный с витым трубным пучком
Кол-во труб, шт.	1921	238
Корпус: $P_{расч}$ , кгс/см <sup>2</sup> $T_{раб}$ , °С	41 20	41 не менее (-75)
Трубы: $P_{расч}$ , кгс/см <sup>2</sup> $T_{раб}$ , °С	22 не менее (-85)	25 не менее (-45)
Размер труб: длина, мм диаметр, мм	3370 16×1,6	7000 16×1,4
Диаметр корпуса, мм	1000×14	572×10
Объем труб, м <sup>3</sup>	1,32	0,36
Объем меж/труб, м <sup>3</sup>	1,4	0,31
Поверхность теплообмена, м <sup>2</sup>	314,6	63
Высота, мм	4600	3900

Были выполнены расчеты тепловых потоков этих теплообменников, результаты которых представлены в табл. 7.4.

Таблица 7.4. Результаты расчетов тепловых потоков для теплообменника Т-28 и кипятильника Т-27

Тепловые потоки, МДж/час	До модернизации	После модернизации	Экономия тепла
Теплообменник Т-28	915	949,6	-34,6
Кипятильник Т-27	14727	13042	1685
Хладоагент в Т-28	-1269,5	-1294	24,5
Теплоноситель в Т-27	-9076	-9227,9	152

«←» – отводимое тепло

Тем самым экономия тепла составит 1592,1 МДж/ч (381 Мкал/час).

Выполненные расчеты являются основой для выполнения эксергетического анализа.

### 7.3. Анализ тепловых и эксергетических потоков установки деметанизации

#### *Методика проведения анализа\**

В задачах по исследованию степени термодинамического совершенства промышленных объектов используются исходные данные и результаты исследований материальных и энергетических балансов. Балансы эксергии являются основным инструментом для проведения таких исследований.

В [6] отмечается, что термодинамический анализ целесообразно проводить для объектов, для которых характерно наличие двух признаков:

1) в структуре энергобаланса объекта значительную долю имеют процессы превращения энергии, для исследования которых следует применять второе начало термодинамики;

2) функционирование объекта происходит в условиях контакта с равновесной окружающей средой, параметры которой не зависят от данного объекта.

Эти признаки присутствуют при рассмотрении двух видов технических систем – энергетических и технологических.

Механические, электрические и электромеханические системы не являются объектами исследования термодинамического анализа, если в них не играют значительную роль диссипативные процессы. Кроме того, в процессах, в которых передаваемая энергия близка к химической эксергии,

---

В работе принимала участие И.А.Конахина

дальнейший анализ не может дать сколько-нибудь существенных результатов [7]. К ним, в частности, относятся и процессы горения в высокотемпературных установках.

Таким образом, применение термодинамического анализа необходимо в тех случаях, когда имеет место комбинация энергетических потоков различных типов или существенное влияние имеют тепловые процессы.

Полная эксергия потока состоит из множества компонентов: химического, теплового, избыточного давления, напряженности электрического поля, напряженности магнитного поля и т.д. В действительности все эти компоненты данного вектора встретиться не могут. Обычно имеет значение лишь один или два члена. Поэтому на практике при разработке алгоритма проведения анализа эксергетическим методом выделяются определяющие компоненты, и дальнейший расчет опирается только на их значения.

Для анализа термодинамической эффективности энергетических систем и теплотехнологии промышленных производств, существенное значение имеет тепловой компонент эксергетического вектора и расходные характеристики.

Методика составления эксергетического баланса и его последующего анализа базируется на исследованиях, проведенных авторами работ [6 – 8]. Порядок проведения эксергетического анализа теплоэнергетической эффективности теплотехнологических процессов нефтехимической промышленности включает в себя ряд этапов.

**Этап 1.** Определяются условия проведения технологического процесса и принимаются параметры, необходимые для построения эксергетических функций: параметры окружающей среды, ограничения и допущения, а также составляется балансовая теплотехнологическая схема анализируемой системы. На схему наносятся все элементы технологической схемы, в которых происходит существенное изменение термодинамических параметров потоков теплоты и вещества.

Выбираются параметры окружающей среды, от которых непосредственно зависят результаты проведения термодинамического анализа. Как отмечается в [6], при расчете эксергетических температурных функций это влияние оказывается весьма значительным. Рекомендуется выбирать параметры окружающей среды по их средним значениям за наиболее напряженный период их работы.

Так, для систем теплоснабжения целесообразно в качестве уровня отсчета выбирают параметры наружного воздуха, соответствующие максимально-зимнему режиму. В этом случае при определении

термодинамических характеристик объекта на этом уровне необходимо учитывать эксергетические потери, связанные с замерзанием потоков вещества.

Для систем хладоснабжения, осуществляющих передачу теплоты при температурах ниже температуры окружающей среды, напротив, наиболее напряженный период наблюдается летом – в июле месяце. Поскольку в рассматриваемой системе практически все технологические процессы идут в области отрицательных температур, за уровень отсчета эксергии принимается  $t_0 = 27 \text{ }^\circ\text{C}$ .

**Этап 2.** Определяются действительные термодинамические параметры рассматриваемых потоков на входе и выходе из элементов (или составляются системы дифференциальных уравнений для анализа эффективности процессов, происходящих в рабочих областях оборудования), на основе построенных материальных и тепловых балансов.

**Этап 3.** Определяются значения эксергии на входе и выходе элементов, составляется эксергетический баланс, и вычисляются потери эксергии для отдельных элементов и всей системы в целом.

Эксергетический баланс для стационарного процесса, имеет вид:

$$\sum_i E_i^{\text{ПОДВ}} = \sum_i E_i^{\text{ПОЛ}} + \sum_i E_i^{\text{ПОТ}}, \quad (7.1)$$

где  $E_i^{\text{ПОДВ}}$  – подведенная к объекту эксергия с  $i$ -тым потоком, кВт;  $E_i^{\text{ПОЛ}}$  – полезно воспринятая в объекте эксергия  $i$ -того потока, кВт;  $E_i^{\text{ПОТ}}$  – потери эксергии  $i$ -го потока в ходе проведения технологического процесса в рассматриваемом объекте, кВт.

1. Эксергия однородного вещества определяется из соотношения

$$\Delta_0 e = i - i_0 - T_0(s - s_0), \quad (7.2)$$

или

$$\Delta_0 e = \int_{T_0}^{T_j} c_p dT + q_j + \int_{T_j}^T c_p dT - T_0 \left( \int_{T_0}^{T_j} c_p \frac{dT}{T} + \frac{q_j}{T_j} + \int_{T_j}^T c_p \frac{dT}{T} \right) + RT_0 \ln \left( \frac{p}{p_0} \right), \quad (7.3)$$

где  $T_0$  и  $p_0$  – соответственно, температура (К) и давление (Па) окружающей среды, принятые за начало отсчета;  $i_0$  и  $s_0$  – энтальпия и энтропия рабочего

вещества, определенная при выбранных параметрах окружающей среды, кДж/кг;  $T$  и  $P$  – рабочие параметры – температура (К) и давление вещества (Па);  $i$  и  $s$  – энтальпия и энтропия вещества, определенная при рабочих параметрах, кДж/кг;  $q_j$  – скрытая теплота фазового перехода, кДж/кг;  $T_j$  – температура фазового перехода, К;  $c_p$  – средняя теплоемкость рабочего вещества, кДж/(кг·К);  $R$  – универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К).

2. Если рабочее вещество – смесь, которую можно рассматривать как идеальную, то в этом случае эксергия вещества определяется по выражению

$$\Delta_0 e_{\text{см}} = e_{\text{ф}}^{\text{см}} + e_0, \quad (7.4)$$

где  $e_{\text{ф}}^{\text{см}}$  – физическая (термомеханическая) эксергия смеси, определенная при рабочих параметрах ( $p, T, \sum x_i$ ), кДж/кг;  $e_0$  – нулевая химическая эксергия, кДж/кг;  $x_i$  – молярная доля компонентов в смеси.

Нулевая эксергия определяется из условия, что в начале отсчета  $p_i = p_0$ . Ее значение находится по выражению:

$$e_0 = -T_0 \Delta s_{\text{см}} = -RT_0 \cdot \sum \frac{p_i}{p_0} = -RT_0 \cdot \sum x_i \cdot \ln(x_i), \quad (7.5)$$

где  $p_i$  – парциальное давление компонента в смеси.

Интегральное выражение эксергии смеси, имеет вид

$$\begin{aligned} \Delta_0 e_{\text{см}} = & \int_{T_0}^{T_j} c_p^{\text{см}} dT + q_j^{\text{см}} + \int_{T_j}^T c_p^{\text{см}} dT - T_0 \left( \int_{T_0}^{T_j} c_p^{\text{см}} \frac{dT}{T} + \frac{q_j^{\text{см}}}{T_j} + \int_{T_j}^T c_p^{\text{см}} \frac{dT}{T} \right) + \\ & + \frac{RT_0}{M_{\text{см}}} \left( \sum x_i \ln(x_i) + \ln \left( \frac{p}{p_0} \right) \right), \end{aligned} \quad (7.6)$$

где  $c_p^{\text{см}}$  – теплоемкость смеси, кДж/(кг·К);  $M_{\text{см}}$  – молекулярная масса смеси.

3. Эксергия теплового потока рассчитывается с помощью соотношения

$$E_q = \tau_e \cdot Q = \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \cdot Q, \quad (7.7)$$

где  $\tau_e = 1 - \frac{T_0}{T}$  – эксергетическая температурная функция, определяющая ценность содержащейся в потоке теплоты.

4. Изменение эксергии при осуществлении химических превращений в элементах системы, определяется по разности значений термомеханической эксергии на входе и выходе элемента за вычетом потерь эксергии, связанных с наружным охлаждением ограждающих конструкций через изоляцию, падением давления в элементе и прочие.

**Этап 4.** Оценивается степень совершенства теплотехнологических процессов. Для этого может использоваться эксергетический КПД, определяемый для каждого элемента и системы в целом с помощью соотношения:

$$\eta_e = \frac{\sum E_i^{\text{пол}}}{\sum E_i^{\text{подв}}} = \frac{\sum E_i^{\text{подв}} - \sum E_i^{\text{пот}}}{\sum E_i^{\text{подв}}}. \quad (7.8)$$

С целью наглядного изображения энергетических и эксергетических балансов установки составляются диаграммы потоков энергии и эксергии. На этих диаграммах отдельные элементы установки соединяются изображениями потоков, ширина полос которых соответствует значениями энергии и эксергии.

**Этап 5.** Анализ полученных результатов.

### *Результаты исследований*

Результаты проведенного термодинамического анализа представлены в виде таблиц (табл. 7.5 – 7.7) и потоковых эксергетических диаграмм (рис. 7.4, 7.5) [4]. В табл. 7.5 и 7.6 приведен анализ существующей и предлагаемой систем по элементам оборудования.

Таблица 7.5. Термодинамический анализ существующей системы по элементам оборудования

Элементы схемы	Эксергия		
	$E_{\text{перед.}}, \text{ МДж/ч}$	$E_{\text{полезн.}}, \text{ МДж/ч}$	$\eta_e$
1	2	3	4
Теплообменник Т-21	-1182,22	-716,21	0,606
Теплообменник Т-22А	-722,87	-618,00	0,855

Продолжение табл. 7.5

1	2	3	4
Теплообменник Т-22Б	-314,97	-290,46	0,922
Теплообменник Т-23	-2924,81	-2283,43	0,781
Теплообменник Т-25	-2190,46	-1794,61	0,812
Смеситель S	-2439,09	-19044,27	0,803
Колонна	-32633,76	-25500,81	0,781
Теплообменник Т-32	-6661,87	-5065,03	0,760
Теплообменник Т-33	-1393,57	-1086,79	0,780
Теплообменник Т-28	-157,30	-42,76	0,272

Таблица 7.6. Термодинамический анализ предлагаемой системы по элементам оборудования

Элементы схемы	Эксергия		
	$E_{\text{перед.}}$ , МДж/ч	$E_{\text{полезн.}}$ , МДж/ч	$\eta_e$
Теплообменник Т-21	-1182,22	-716,21	0,606
Теплообменник Т-22А	-709,12	-606,16	0,855
Теплообменник Т-22Б	-312,24	-287,94	0,922
Теплообменник Т-23	-2762,93	-2172,7	0,786
Теплообменник Т-25	-1371,99	-1267,99	0,924
Колонна	-22639,21	-17484,36	0,772
Смеситель S1	-13134,28	-12139,95	0,924
Смеситель S2	-16558,72	-13188,25	0,796
Смеситель S3	-13631,41	-12636,40	0,927
Теплообменник Т-32	-6774,22	-5145,42	0,760
Теплообменник Т-33	-1420,65	-1107,91	0,780
Теплообменник Т-28	-163,21	-56,45	0,346

Здесь не указаны элементы, в которых не происходит существенного изменения тепловых и термодинамических параметров системы (делители и емкости). Отрицательное значение эксергии указывает направление теплового потока по отношению к окружающей среде (из окружающей среды к потоку, что свойственно для холодильных систем).

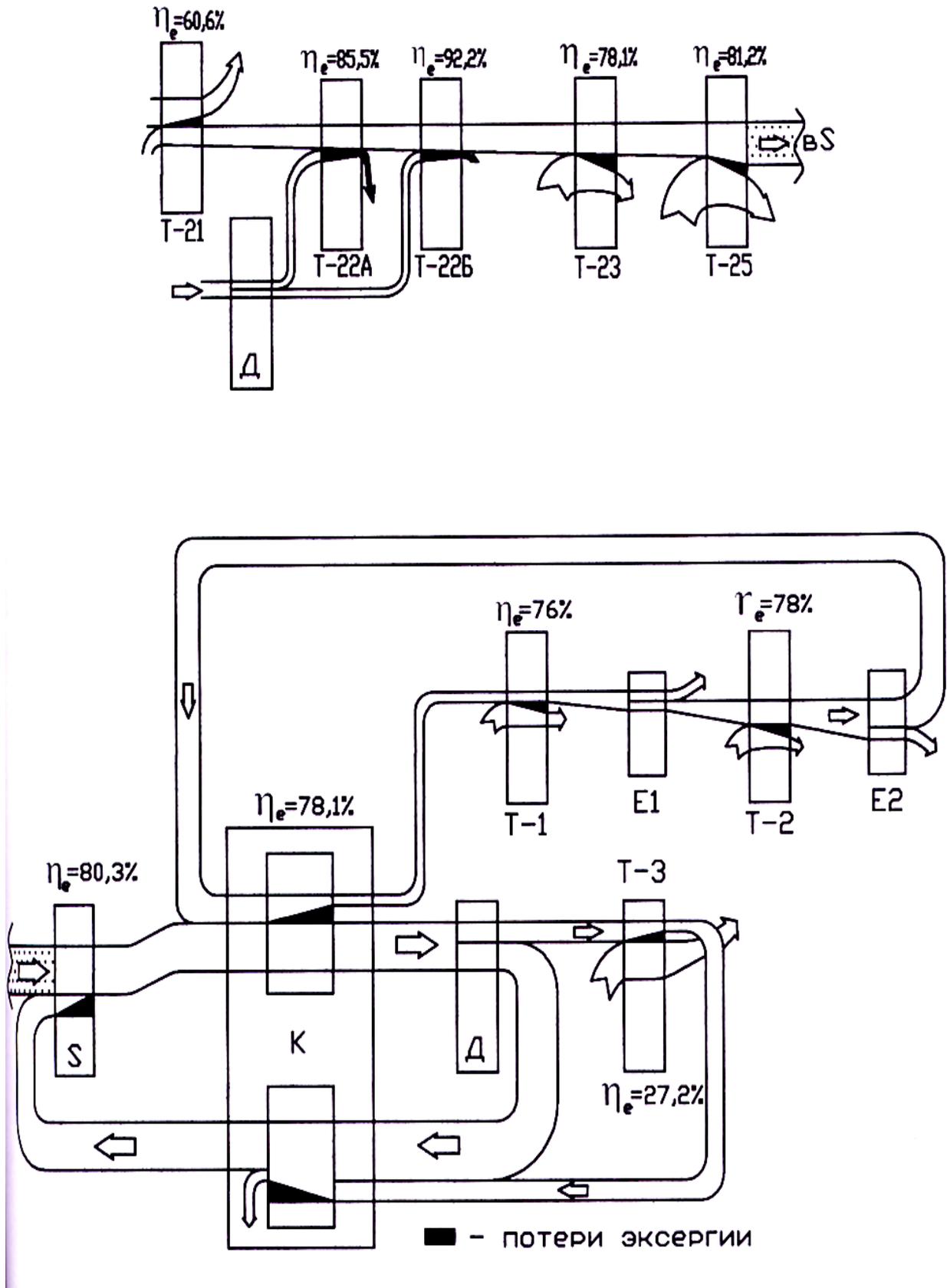


Рис. 7.4. Эксергетическая потоковая диаграмма существующей системы:  
 Д – делитель; К – метановая колонна; S – смеситель; E1, E2 – сосуды

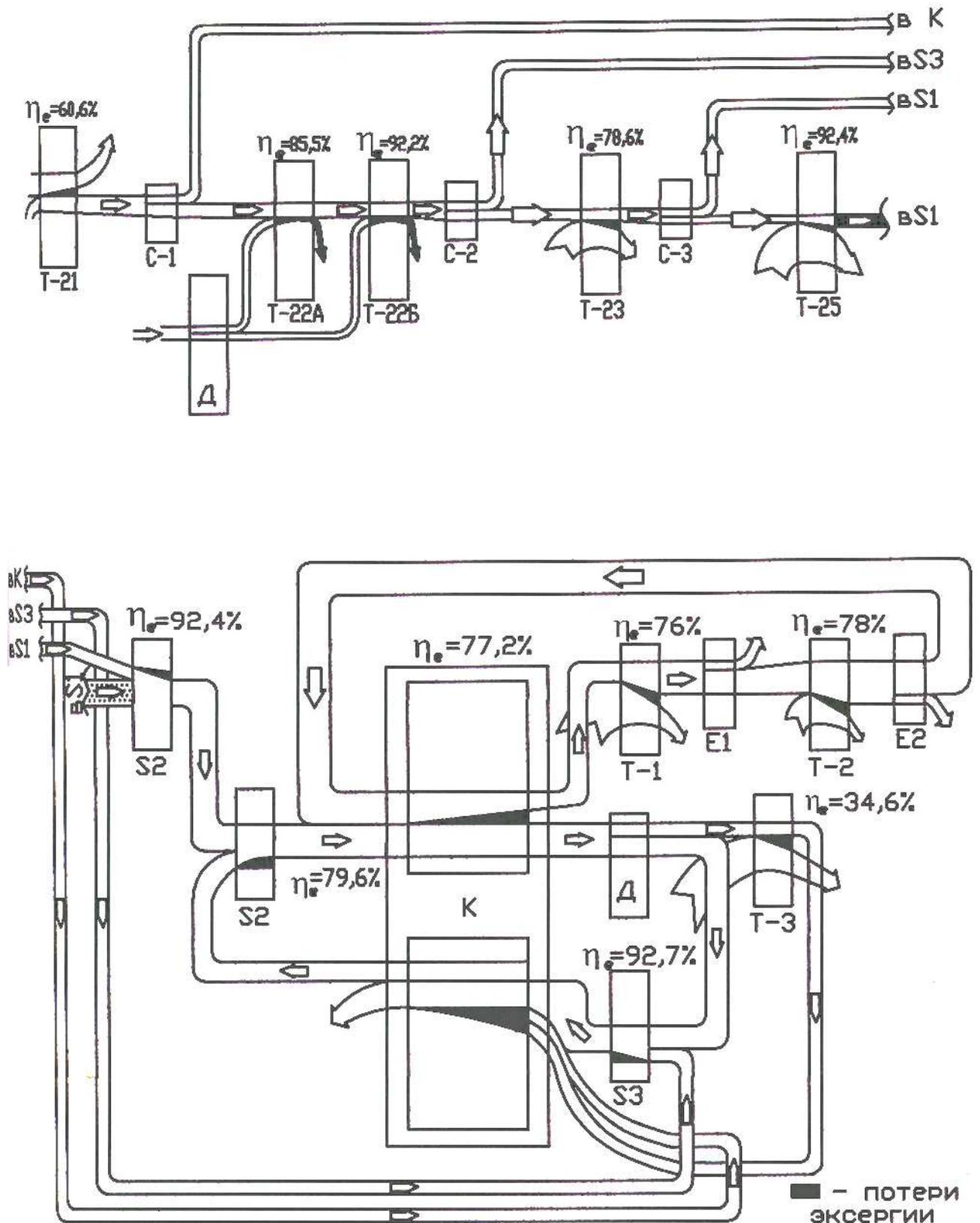


Рис. 7.5. Эксергетическая потоковая диаграмма предлагаемой модернизированной системы:  
 Д – делитель; К – метановая колонна; S1-S3 – смесители; C-1-C-3 – предлагаемые сепараторы жидкой фазы; E1, E2 – сосуды

В табл. 7.7 представлены результаты анализа систем в целом (как единый объект).

Таблица 7.7. Сравнительный анализ существующей и предлагаемой систем

Вид схемы	Эксергия		
	$E_{\text{перед.}}, \text{кВт}$	$E_{\text{полезн.}}, \text{кВт}$	$\eta_e$
Существующий	-40110,1	-20576,9	0,513
Предлагаемый	-32534,6	-19349	0,60

Как видно из таблиц, эксергетический КПД модифицированной схемы, представленной на рис. 7.7, на 9 % выше, чем у существующей схемы. Одновременно достигается почти 20 %-е снижение требуемого подвода эксергии от внешних источников, и соответствующее снижение затрат энергоресурсов.

### ***Технические решения по энерго- и ресурсосбережению***

Как отмечено выше, в ходильном цикле этилен-хладоагент, поступающий из узла компримирования в теплообменники, содержит мельчайшие масляные частицы. Масляный аэрозоль оседает на стенках и на поверхностях теплообменных труб аппаратов. В результате образования масляной пленки на поверхности теплообмена повышается термическое сопротивление и в частности метано-водородная фракция (МВФ), поступающая в трубное пространство теплообменника, охлаждается с меньшей эффективностью. Результатом является повышенное содержание этилена в МВФ. Кроме этого необходимо производить очистку теплообменника водяным паром.

Для обеспечения нормальной работы узла деметанизации необходимо установить маслоуловитель в холодильном цикле [4, 5, 9 – 11].

Установка маслоуловителя значительно снизит содержание масляных аэрозольных частиц в этилене-хладоагенте. Повысится эффективность теплообменного процесса, что даст снижение температуры МВФ.

Для повышения энергосбережения на участке низкотемпературного разделения пирогаза необходима установка сепараторов жидкой фазы после каждого холодильника (Т-21, Т-22А/Б, Т-23).

В результате установки сепараторов для разделения газожидкостной смеси после каждого холодильника перед входом в метановую колонну

значительно снизятся тепловые нагрузки на эти холодильники и увеличится эффективность работы ректификационной колонны. Экономия теплоты после установки сепараторов составит 3494 ГКал в год.

Сепаратор E-214, установленный перед узлом осушки пирогаза на установке газоразделения Э-200, представляет собой полую емкость. Поскольку пирогаз проходит водную промывку от остатков щелочи, некоторое количество влаги уносится с газовым потоком далее в узел осушки. Сепаратор E-214 необходим для отделения крупных капель влаги. Однако эффективность работы данного сепаратора невелика, и адсорбент узла осушки имеет небольшой срок службы. Поэтому для обеспечения нормальной работы узла осушки пирогаза и увеличения срока службы адсорбентов необходимо модернизировать действующий сепаратор E-214. Модернизация заключается в установке контактных устройств сепарационного действия. В результате установки такого устройства повышена эффективность процесса сепарации [4].

Расчет и конструкции рассмотренных сепараторов даны в 8 главе.

#### **7.4. Очистка этилена-хладогента от масляных аэрозольных частиц**

В данном разделе рассмотрена производственная задача повышения эффективности дефлегматора путем очистки этилена-хладогента от масляных аэрозолей на установке газоразделения ЭП-60(2) на ОАО «Казаньоргсинтез». Масляные аэрозоли образуются после узла компримирования и ухудшают работу теплообменных аппаратов, в частности дефлегматора Н-126 узла деметанизации С-107.

Производство этилена II очереди введено в эксплуатацию в июне 1968 года. Проектная мощность производства 60 тыс. тонн в год этилена и 27 тыс. тонн в год пропилена. Производство этилена состоит из одной технологической линии. Этилен получается путем термического разложения углеводородного сырья с последующим разделением газов пиролиза конденсационно-ректификационным методом.

Этилен является сырьем для получения полиэтилена и окиси этилена. Пропилен используется для получения изопропилбензола и в производстве полиэтилена.

Пропан-пропиленовая фракция используется в качестве хладогента в цехе газоразделения I очереди. Отбор – периодический. Метановодородная фракция используется в качестве топливного газа для печей пиролиза, а также для регенерации адсорбента в осушителях пирогаза и пропан-пропиленовой фракции.

### **Выделение метано-водородной фракции (колонна С-107)**

Осушенный пирогаз из осушителей под давлением  $37 \text{ кгс/см}^2$  ( $3,7 \text{ МПа}$ ) с температурой  $16 \text{ }^\circ\text{C}$  поступает в трубное пространство холодильника, где охлаждается потоком остаточного газа с верха колонны С-107 до  $11 \text{ }^\circ\text{C}$ . Из холодильника пирогаз поступает в трубное пространство пропиленового холодильника (изотерма минус  $22 \text{ }^\circ\text{C}$ ), где охлаждается до минус  $14 \text{ }^\circ\text{C}$ , а затем проходит следующий холодильник, где охлаждается потоком этановой фракции с куба колонны С-109 до минус  $22 \text{ }^\circ\text{C}$ . Далее пирогаз последовательно охлаждается в пропиленовом холодильнике (изотерма минус  $42 \text{ }^\circ\text{C}$ ) до минус  $34 \text{ }^\circ\text{C}$ , в этиленовом холодильнике (изотерма минус  $71 \text{ }^\circ\text{C}$ ) до минус  $57 \text{ }^\circ\text{C}$  и в виде парожидкостной смеси подается на питающую тарелку (24) колонны С-107 (рис. 7.6).

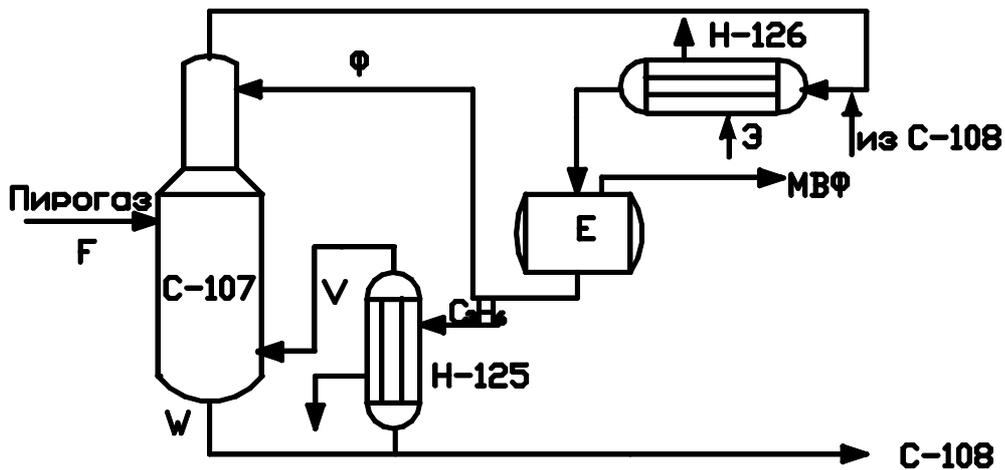


Рис. 7.6. Теплотехнологическая схема установки деметанизации

Установка С-107 предназначена для выделения из пирогаза метановодородной фракции (МВФ), отбираемой в виде пара из емкости Е. Для снижения потерь этилена с МВФ используется абсорбент – кубовая жидкость С-108, содержащая пропан-пропиленовую фракцию.

Режим работы колонны (по регламенту):

Давление  $32 \div 37 \text{ кгс/см}^2$

Температура верха колонны  $(-70) \div (-100) \text{ }^\circ\text{C}$

куба колонны  $(-10) \div (-30) \text{ }^\circ\text{C}$

Колонна С-107 снабжена выносным кипятильником Н-125 и дефлегматором Н-126 и Н-127, работающими последовательно.

По данным действующего производства содержание этилена в МВФ иногда достигает 4,6 % масс. Это приводит к потерям этилена.

Пары с верха колонны охлаждаются и частично конденсируются в этиленовом дефлегматоре Н-126 (изотерма минус 98 °С).

Парожидкостная смесь из дефлегматора Н-126 поступает в сепаратор. Из сепаратора жидкая фаза насосом подается в качестве флегмы в колонну С-107.

Часть газообразной метано-водородной фракции из сепаратора подается в систему получения 95 %-го водорода, другая часть дросселируется до 6,3 кгс/см<sup>2</sup> (0,63 МПа).

Чтобы довести потери этилена с верхним продуктом из сепаратора до минимума, в аппарат Н-126 подается часть кубовой жидкости этановой колонны С-108, которая поступает в водяной холодильник, где охлаждается до 35 °С, затем насосом прокачивается через змеевиковые теплообменники, сепараторов пропиленового холодильного цикла, где охлаждается соответственно до 16 °С и минус 14 °С и направляется во вторую секцию холодильника. Охлажденная до минус 90 °С кубовая жидкость этановой колонны подается в дефлегматор Н-126 и затем в сепаратор.

Метановодородная фракция из холодильника с температурой минус 37 °С подается в пирогазовый холодильник, откуда направляется в качестве греющего агента на регенерацию осушителей или топливную сеть предприятия.

### *Этиленовый холодильный цикл*

Самые низкие уровни температуры, применяемые в цехе газоразделения – минус 98 °С и минус 71 °С, создаются этиленовым холодильным циклом.

Пары этилена, образующиеся в холодильнике Н-126 с температурой минус 98 °С и давлением 0,4 кгс/см<sup>2</sup> (0,04 МПа) проходят межтрубное пространство переохладителя жидкого этилена, где нагреваются до температуры минус 42 °С.

Нагретые пары этилена поступают в каплеотбойник, где отбиваются капли унесенной жидкости, после чего направляются на первый всас компрессора К-105. Пары этилена, образующиеся в холодильниках, с температурой минус 71 °С и давлением 3,6 кгс/см<sup>2</sup> (0,36 МПа) проходят

межтрубное пространство переохладителя жидкого этилена, где нагреваются до температуры минус  $51\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Нагретые пары этилена поступают в каплеотбойник, где отбиваются капли унесенной жидкости, после чего направляются на компрессор К-105.

Этиленовый компрессор выполнен в виде двухступенчатой машины.

### *Диагностика работы установки С-107*

Используя потарелочный метод выполнены расчеты колонны С-107 с основным оборудованием. Установлено, что кроме относительно невысокой эффективности контактных устройств колонны потери этилена с МВФ обусловлены также работой теплообменника-дефлегматора Н-126. Содержание этилена в МВФ выше проектной и достигает  $4,6\text{ \% масс}$  [12-14]. В кубовом продукте С-107 содержание метана незначительно и не превышает  $1\text{ \%}$ .

Расчеты показывают, что снижение температуры орошения С-107 с  $(-82)\text{ }^{\circ}\text{C}$  до  $(-92)\text{ }^{\circ}\text{C}$  (рис. 7.7) приводит к уменьшению содержания этилена с  $6,88\text{ \% масс}$  до  $3,1\text{ \% масс}$ .

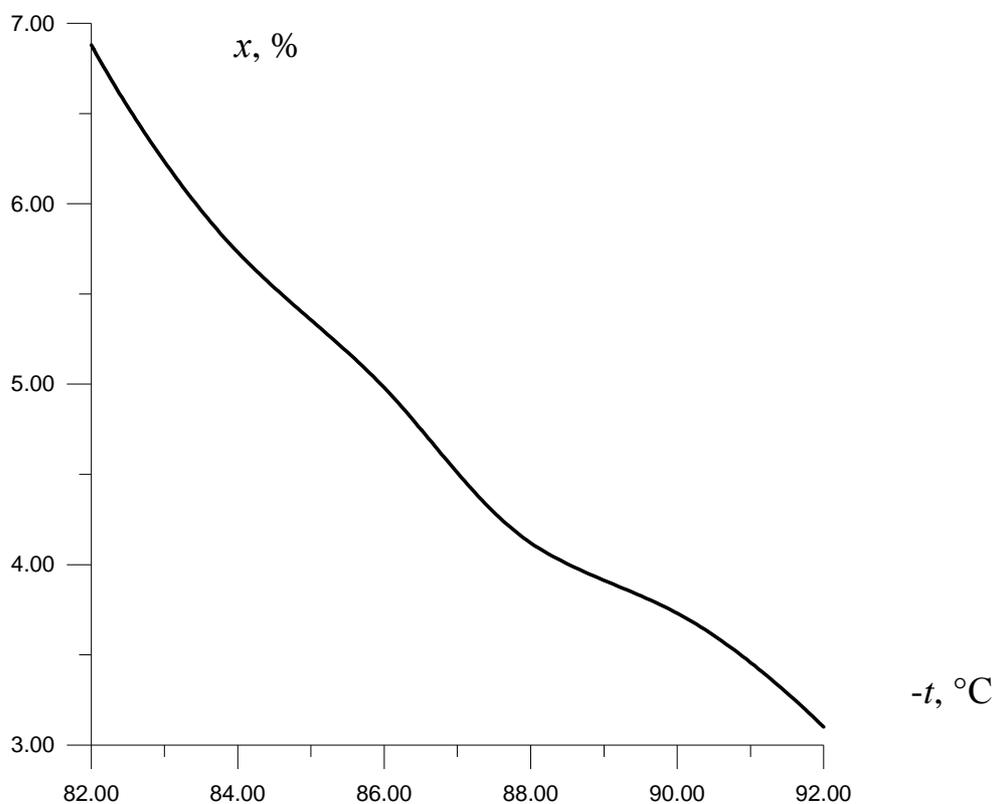


Рис. 7.7. Влияние температуры орошения в С-107 на содержание этилена в метановодородной фракции [13]

Уменьшить температуру орошения возможно за счет повышения эффективности теплообмена в дефлегматоре Н-126 за счет установки аппарата очистки от масляных аэрозолей этилена в холодильном цикле.

### *Анализ работы теплообменника Н-216*

Этиленовый дефлегматор Н-126 представляет собой кожухотрубчатый U-образный теплообменник, имеющий следующие технические характеристики:

- корпус: рабочее давление  $(0,3 \div 0,4)$  кгс/см<sup>2</sup>; расчетное давление 10,6 кгс/см<sup>2</sup>; рабочая температура минус 98 °С; расчетная температура минус 101 °С/плюс 66 °С;
- трубы: рабочее давление 34,2 кгс/см<sup>2</sup>; расчетное давление 38,7 кгс/см<sup>2</sup>; рабочая температура минус 80 °С/ минус 90 °С; расчетная температура минус 101 °С/плюс 66 °С;
- количество труб 308;
- размеры труб: диаметр 19,05×1,65 мм; объем труб 0,55 м<sup>3</sup>; объем межтрубного пространства 2,08 м<sup>3</sup>; внутренний диаметр 895/578 мм; поверхность теплообмена 107,8 м<sup>2</sup>.

Теплообменник Н-126 выполнен в виде цилиндрического горизонтального корпуса, в верхней и нижней частях которого выполнены патрубки для ввода вывода рабочих сред. Внутри корпуса закреплены U-образные трубки, составляющие поверхность теплообмена дефлегматора.

Пары МВФ, поступающие с верха колонны С-107, подаются в верхнюю часть корпуса теплообменника. С температурой примерно минус 65 °С они поступают через входной патрубок и попадают в трубное пространство. Этилен-хладоагент поступает через нижний входной патрубок с температурой минус 98 °С, двигаясь в межтрубном пространстве. В результате процесса теплообмена МВФ охлаждается, частично конденсируется и выводится через выходной патрубок с рабочей температурой минус 77 – 78 °С.

Для анализа работы теплообменника Н-126 был выполнен расчет [15] с целью определения коэффициента теплопередачи и энергетической эффективности дефлегматора.

Для расчета теплообменника Н-126 использовались уравнения теплового баланса:

$$Q = G_3 r, \quad (7.9)$$

$$Q = G_{\text{МВФ}}(H_1 - H_2), \quad (7.10)$$

и основное уравнение теплопередачи:

$$Q = KF \Delta t_{\text{ср}}, \quad (7.11)$$

где  $G_3$  – расход этилена-хладоагента;  $G_{\text{МВФ}}$  – расход метановодородной фракции;  $r$  – теплота парообразования;  $H$  – энтальпия,  $\Delta t_{\text{ср}}$  – средняя разность температур.

Среднюю разность температур для данной противоточной схемы определяют как среднее логарифмическое значение по формуле:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}} = \frac{33 - 20}{\ln \frac{33}{20}} = 26^0, \quad (7.12)$$

где  $\Delta t_{\text{б}}$  и  $\Delta t_{\text{м}}$  – большая и меньшая разности температур на входе и выходе рабочих сред из аппарата.

Из уравнения (7.11) получено значение коэффициента теплопередачи:

$$K = \frac{Q}{F \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{448181}{107,8 \cdot 26} = 185,93 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}. \quad (7.13)$$

Энергетическая эффективность теплообменника:

$$E_0 = \frac{Q}{\Delta P V} = \frac{448181 \cdot 1,163}{27468 \cdot \frac{4087/3600}{560}} = 9369, \quad (7.14)$$

где  $\Delta P = 0,28 \text{ кгс/см}^2 = 27468 \text{ Па}$  – перепад давления;  $V = G_3 / \rho_3$  – объемный расход этилена;  $G_3 = 4087 \text{ кг/ч}$  – массовый расход этилена;  $\rho_3 = 560 \text{ кг/м}^3$  – плотность этилена.

Результаты анализа работы теплообменника Н-126 после установки сепаратора-маслоуловителя даны в разделе 8.3.

**Библиографический список к седьмой главе**

1. Гусева Е.В., Тарпи И.А. Задачи очистки газовых потоков на установках газоразделения в производстве этилена // Теплообменные аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. Казань, КГТУ. 2004. - С. 32-38.

2. Гусева Е.В., Лаптев А.Г. Снижение энергозатрат на установке дегидратации в производстве этилена // Тез. докл. на Всерос. школьно-семинаре под рук. Акад. РАН В.Е. Алимасова «Проблемы теплообмена и гидродинамики в энергомашиностроении» Казань. КГЭУ. 2004. С. 397-403.

3. Лаптев А.Г., Гусева Е.В. Энергосбережение на установках газоразделения в производстве этилена за счет сепарации дисперсной фазы из газовых потоков // V Междунар. симп. «Ресурсоэффективность и энергосбережение в современных условиях хозяйствования». Казань. 2004. С. 541-547.

4. Гусева Е.В. Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы установки дегидратации в производстве этилена: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2005.

5. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Гусева Е.В. Очистка газов от масляных туманов и повышение эффективности теплообменных аппаратов // Научно-техн. и общественно-информационный журнал «Энергосбережение в Республике Татарстан». № 1-2 (15-16). 2004. С. 77-79.

6. Бродянский В.М., Верхивкер Г.П., Карчев Я.Я. и др. Эксергетические расчеты технических систем: Справ. пособие. Киев: Наук. Думка, 1991.

7. Шелгинский А.Я. Разработка энергосберегающих и экологически прогрессивных направлений производства минеральных удобрений на основе высокоэффективных тепловых схем и интенсификации теплообмена: Дис. ... д-ра техн. наук. М.: МЭИ, 1997.

8. Аракелов В.Е., Кремер А.И. Методические вопросы экономии энергоресурсов. М.: Энергоатомиздат, 1990.

9. Миндубаев Р.Ф. Очистка газовых потоков от аэрозолей в холодильных циклах // Известия вузов «Проблемы энергетики». Казань. КГЭУ. № 9-10, 2002. С. 152-154.

10. Гусева Е.В., Миндубаев Р.Ф. Определение характеристик потоков с аэрозолями и их влияние на эффективность теплообмена // III Российская национ. конф. по теплообмену: Сб. докл. Москва, 2002.

11. Миндубаев Р.Ф., Фарахов М.И., Лаптев А.Г. Аппарат для очистки газовых потоков от аэрозолей (туманов) // Межвуз. тематич. сб. науч. трудов

«Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань. КГТУ. 2001. С. 173-177.

12. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Данилов В.А. Моделирование и реконструкция деметанизатора в производстве этилена // Тез. докл. Междунар. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях». (ММТТ-14). Т. 6. Смоленск, 2001.

13. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. Казань: «Печатный двор», 2002.

14. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. Модернизация установки деметанизации в производстве этилена // Межвуз. тематич. сб. науч. трудов «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань. КГТУ. 2004. С. 101-103.

15. Миндубаев Р.Ф. Повышение энергетической эффективности тепломассообменной установки разделения пирогаза за счет очистки газов – теплоносителей от аэрозольных частиц: Дис. ...канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2003.

## ГЛАВА 8

### РАСЧЕТ КОНСТРУКЦИЙ СЕПАРАТОРОВ ЖИДКОЙ ФАЗЫ ИЗ ГАЗОВ ДЛЯ УСТАНОВОК ГАЗОРАЗДЕЛЕНИЯ

В данной главе показаны примеры расчета сепараторов для установок газоразделения в производстве этилена (глава 7).

#### 8.1. Конструкция и расчет сепараторов жидкой фазы из исходной смеси

Согласно производственным требованиям сепаратор жидкой фазы из исходной смеси колонны К-11 на установке газоразделения Э-100 должен иметь следующие характеристики:

- степень сепарации не менее 95 %;
- рабочее давление 36-37 кгс/см<sup>2</sup>;
- гидравлическое сопротивление – не более 10000 Па;
- режим работы – непрерывный.

Опыт работы авторов над аналогичными задачами, а также анализ литературных источников показывает, что для данных промышленных условий подойдут сепараторы жалюзийного типа. Сечение корпуса – круглое.

В данном сепараторе пакеты жалюзи будут установлены вертикально; число пакетов в ярусе выбирается от 4 до 12; ярус будет один.

Вертикальные жалюзийные сепараторы применяются при больших скоростях газа (более 100 тыс. м<sup>3</sup>/ч). Наиболее рациональные формы применяемых пластин – волнообразная с параметрами  $r/b = 0,6$ ,  $2\alpha = 90^\circ$ , а также с шагом профилей 90 мм [1].

Исходя из этого, выбираем геометрические характеристики профилей жалюзийного сепаратора (рис. 8.1) и конструкцию аппарата (рис. 8.2):

- число ступеней сепарации  $n = 6$  шт,
- шаг пластин в пакете  $t = 90$  мм,
- угол раскрытия профиля  $2\alpha = 90^\circ$ ,
- радиус закругления кромок изгиба  $r = 36,5$  мм,
- расстояние  $t_1 = 95$  мм,
- расстояние  $a = 122$  мм.

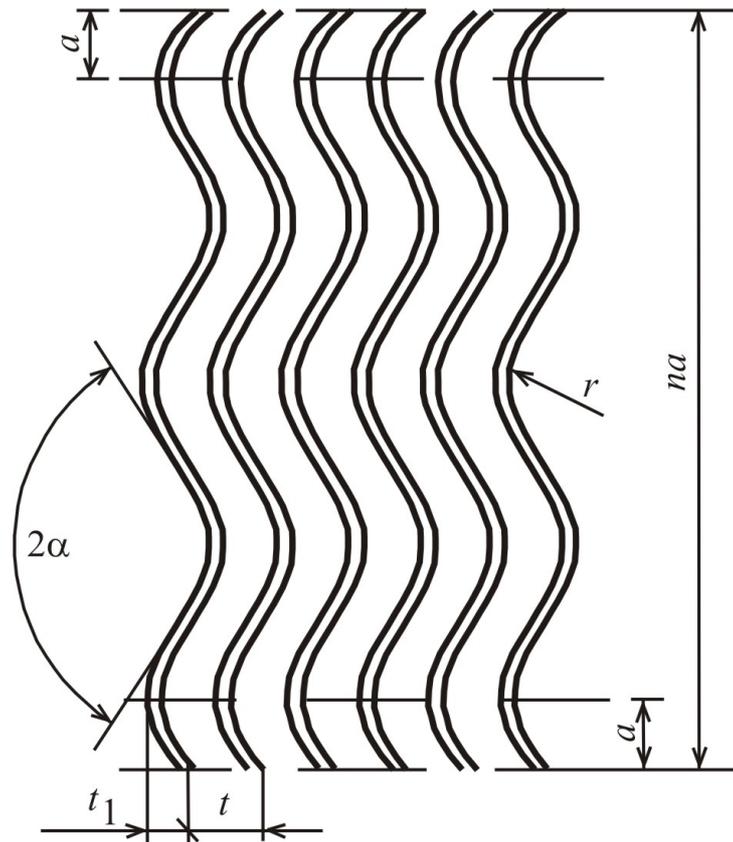


Рис. 8.1. Пакет жалюзи вертикального сепаратора

На рис. 8.2 представлена конструкция жалюзийного сепаратора.

Сепаратор имеет вид двойного цилиндра, внутри которого размещены контактные элементы жалюзийного типа. Пакеты жалюзи установлены вертикально с определенным шагом друг от друга. Профиль регулярной насадки – волнообразный.

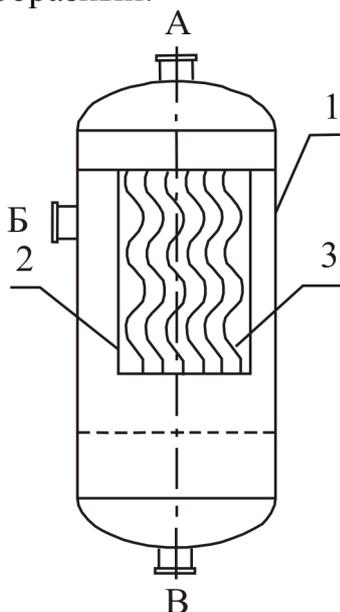


Рис. 8.2. Схема сепаратора:  
 А – вход пирогаза; Б – выход пирогаза; В – дренаж; 1 – корпус аппарата;  
 2 – внутренний цилиндр;  
 3 – контактные элементы жалюзийного типа

Пирогаз поступает через верхний штуцер аппарата во внутреннюю обечайку. Капли жидкости, поступающие с газовым потоком, при контакте с на-

садкой оседают в криволинейных каналах под действием инерционных сил. Жидкая фаза по поверхности насадки стекает в нижнюю часть аппарата. По мере накопления определенного объема жидкости внизу аппарата она выводится через нижний штуцер, и с определенной температурой подается на соответствующую тарелку укрепляющей части колонны. Основное назначение данного сепаратора – выделение крупных капель жидкой фазы из потока пирогаза. Эффективность сепарации должна составлять не менее 95 %.

Для проектирования были проведены расчеты каждого сепаратора [1 – 3].

### ***Расчет первого сепаратора С-1 (после холодильника Т-21)***

1. Площадь сечения сепаратора (внутреннего цилиндра):

$$F_{\text{ж.с.}} = \frac{Q}{3600w_{\text{ж.с.}}} = \frac{G/\rho}{3600w_{\text{ж.с.}}} = 0,60\text{ м}^2, \quad (8.1)$$

здесь  $Q$  – объемный расход пирогаза,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $G$  – массовый расход пирогаза, равный  $45600 \text{ кг}/\text{ч}$ ;  $\rho$  – плотность пирогаза, равная  $46,8 \text{ кг}/\text{м}^3$  при давлении  $36 \text{ атм}$ ;  $w_{\text{ж.с.}} = 4,5 \text{ м}/\text{с}$  – рекомендуемая скорость газа в живом сечении сепаратора.

2. Определяем диаметр живого сечения сепаратора

$$F_{\text{ж.с.}} = \frac{\pi d_{\text{ж.с.}}^2}{4}, \quad d_{\text{ж.с.}} = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,60}{\pi}} = 0,88\text{ м}. \quad (8.2)$$

3. Рабочую длину жалюзи  $l_p$  следует выбирать в пределах  $500\text{--}800 \text{ мм}$ .

Из рис. 8.1 и выбранных геометрических характеристик  $l_p = na = 6 \cdot 122 = 732 \text{ мм}$ , что удовлетворяет данным условиям.

4. Число пластин сепаратора  $n_1$

$$2l_p(n_1 - z) = \frac{2F_{\text{ж.с.}}}{(t - \delta)\cos\beta}, \quad (8.3)$$

здесь  $z$  – число отдельных секций,  $z = 0$ ;  $\delta$  – толщина материала насадки, равная  $3 \text{ мм}$ . Тогда  $n_1 \approx 9,42 = 9 \text{ шт.}$

С другой стороны из рис. 8.1  $n_1 = d_{\text{апп}}/(t + \delta) \approx 9,46 = 9 \text{ шт.}$

Следовательно, число пластин соответствует 9.

## 5. Гидравлическое сопротивление пакетов жалюзи:

$$\Delta P = l_p (2,5k_{w1}n + 0,4) \rho w_{ж.с.}^2 / 2 = 0,732(2,5 \cdot 0,22 \cdot 6 + 0,4) \cdot 46,8 \cdot 4,5^2 / 2 = 1283 \text{ Па,}$$

здесь  $k_{w1} = f(r/b)$  принимается по рис. 8.3;

или

$$\Delta P = l_p \xi \frac{\rho w^2}{2} = 0,732 \cdot 3,7 \frac{46,8 \cdot 4,5^2}{2} = 1283 \text{ Па,} \quad (8.4)$$

где коэффициент сопротивления  $\xi = (2,5k_{w1}n + 0,4) \text{ctg}^2 \alpha =$   
 $= (2,5 \cdot 0,22 \cdot 6 + 0,4) \text{ctg}^2 45 = 3,7.$

6. Расстояние от выходной кромки верхнего пакета сепаратора до стенки корпуса должно составлять не менее одной высоты рабочей части пакета, т.е. высота крышки  $l_{кр} \geq l_p \approx 750$  мм.

7. Определим диаметр аппарата. Площадь сечения аппарата (за минусом площади живого сечения) принимаем равной площади живого сечения, т.е.  $F_{апп} = F_{ж.с.} = 0,60 \text{ м}^2$ . Данное равенство обусловлено тем, что при равных площадях обеспечивается оптимальный гидродинамический режим потока: скорость газа в сепараторе приближается к критической скорости, что соответствует максимальной эффективности и минимальным габаритам аппарата.

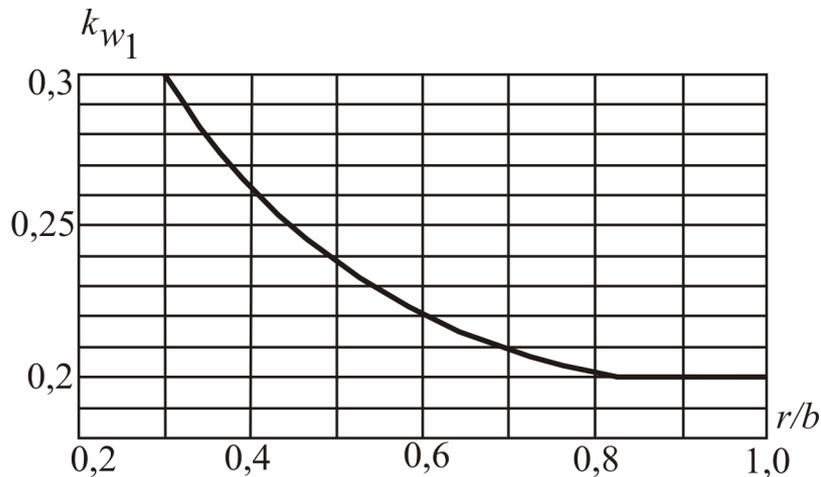


Рис. 8.3. Зависимость коэффициента неравномерности поля скоростей в межжалюзийном канале  $k_{w1}$  от относительного радиуса  $r/b$

Тогда  $F_{апп} = F_{ж.с.} \pi (R_{апп}^2 - R_{ж.с.}^2)$  или

$$R_{\text{апп}} = \sqrt{F_{\text{ж.с.}} / \pi + R_{\text{ж.с.}}^2} = \sqrt{\frac{2F_{\text{ж.с.}}}{\pi}} \quad (8.5)$$

отсюда  $R_{\text{апп}} = \sqrt{0,6 / \pi + 0,44^2} = 0,62$  м или  $d_{\text{апп}} = 1,24$  м.

8. Высоту днища  $l_{\text{дн}}$  выбираем исходя из того, что  $l_{\text{дн}} = d_{\text{апп}} = 1,24$  м.

9. Высота аппарата будет равна:

$$L_{\text{апп}} = l_{\text{кр}} + l_{\text{р}} + l_{\text{дн}} = 0,750 + 0,732 + 1,24 = 2,72 \text{ м.}$$

10. Приблизенно эффективность такого аппарата определим по (6.18):

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\xi L}{3 d_{\text{э}}}\right) = 1 - \exp\left(-\frac{3,7}{3} \cdot \frac{0,732}{0,09}\right) = 0,999,$$

здесь  $d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр насадки, м.  $d_{\text{э}} = t = 0,09$  м

### ***Расчет второго сепаратора С-2 (после холодильника Т-22)***

1. Площадь сечения сепаратора (8.1):

$$F_{\text{ж.с.}} = 0,57 \text{ м}^2,$$

здесь  $G = 43537,6$  кг/ч;  $\rho = 46,8$  кг/м<sup>3</sup> при давлении 36 атм.

2. Диаметр живого сечения сепаратора (8.2)

$$d_{\text{ж.с.}} = 0,85 \text{ м.}$$

3. Рабочую длину жалюзи оставим, выбранную ранее для сепаратора С-1.

4. Определим число пластин сепаратора  $n_1$  (8.3)

$$n_1 \approx 8,95 = 9 \text{ шт.}$$

5. Гидравлическое сопротивление пакетов жалюзи (8.4)  $\Delta P = 1283$  Па.

6. Расстояние от выходной кромки верхнего пакета сепаратора до стенки корпуса должно составлять не менее одной высоты рабочей части пакета, т.е. высота крышки  $l_{\text{кр}} \geq l_{\text{р}} \approx 750$  мм.

7. Диаметр аппарата (8.5)  $d_{\text{апп}} = 1,2$  м.

8. Высоту днища  $l_{\text{дн}}$  выбираем исходя из того, что  $l_{\text{дн}} = d_{\text{апп}} = 1,2 \text{ м}$ .

9. Высота аппарата будет равна:

$$L_{\text{апп}} = l_{\text{кр}} + l_{\text{р}} + l_{\text{дн}} = 0,750 + 0,732 + 1,2 = 2,68 \text{ м}.$$

### ***Расчет третьего сепаратора С-3 (после холодильника Т-23)***

1. Площадь сечения сепаратора (8.1):

$$F_{\text{ж.с.}} = 0,45 \text{ м}^2,$$

здесь  $G=34041,4 \text{ кг/ч}$ ;  $\rho = 46,8 \text{ кг/м}^3$  при давлении 36 атм.

2. Диаметр живого сечения сепаратора (8.2)

$$d_{\text{ж.с.}} = 0,76 \text{ м}.$$

3. Рабочую длину жалюзи оставим, выбранную ранее для сепаратора С-1 и С-2.

4. Определим число пластин сепаратора  $n_1$  (8.3)

$$n_1 \approx 7,07 = 8 \text{ шт.}$$

5. Гидравлическое сопротивление пакетов жалюзи (8.4):

$$\Delta P = 1283 \text{ Па}.$$

6. Расстояние от выходной кромки верхнего пакета сепаратора до стенки  $l_{\text{кр}} \geq l_{\text{р}} \approx 750 \text{ мм}$ .

7. Диаметр аппарата (8.5).

$$d_{\text{апп}} = 1,06 \text{ м}.$$

8. Высоту днища  $l_{\text{дн}}$  выбираем исходя из того, что  $l_{\text{дн}} = d_{\text{апп}} = 1,06 \text{ м}$ .

9. Высота аппарата будет равна:

$$L_{\text{апп}} = l_{\text{кр}} + l_{\text{р}} + l_{\text{дн}} = 0,750 + 0,732 + 1,06 = 2,54 \text{ м}.$$

В результате выполненных расчетов разработаны конструкции промышленных сепараторов с жалюзийными контактными устройствами для разделения газожидкостной смеси на установке газоразделения Э-100.

## 8.2. Конструкция и расчет сепаратора-маслоуловителя в холодильном цикле

Как отмечено в главе 7, 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 этого для очистки теплообменных поверхностей от масляной пленки выполняются внеплановые остановы установки газоразделения, что ведет к сокращению выпуска этилена.

Сепарация масляного тумана специальным аппаратом позволит исключить остановы оборудования и потери продукта, повысить эффективность теплообмена, что даст реальный экономический эффект около 200 тысяч евро в год. [3 – 7] на одной установке газоразделения.

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, разработанные в Инженерно-внедренческом центре (ИВЦ) «Инжехим» (г. Казань) совместно со специалистами ОАО «Казаньоргсинтез» и ОАО «Нижнекамскнефтехим», – нерегулярные насадки «Инжехим-2000» (рис. 4.22) и «Инжехим-2002», регулярную насадку «IRR» (аналог IRM, рис. 4.10), представленных на рис. 8.4 и рис. 8.5. [8 – 10].



Рис. 8.4. Элемент неупорядоченной насадки «Инжехим-2002»

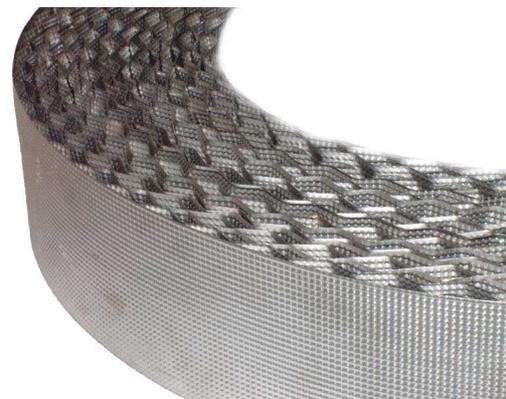


Рис. 8.5. Рулонная регулярная насадка «IRR»

Насадки «Инжехим» отличаются технологичностью изготовления, простотой конструкции, обеспечивают высокие массообменные характеристики и имеют низкое гидравлическое сопротивление. Характерной особенностью этих насадок является способность обеспечивать высокую разделяющую способность в широком диапазоне нагрузок как по газовой, так и по жидкой фазам. Кроме того, эти насадки способны работать с загрязненными средами. В табл. 8.1 представлены основные характеристики насадки «Инжехим-2000».

Рулонная регулярная насадка «IRR» обеспечивает высокую разделяющую способность при низких плотностях орошения в аппаратах диаметром до 1,5 м, характеризуется низким гидравлическим сопротивлением. В табл. 8.2 представлены характеристики этой насадки.

В результате расчетов разработана следующая конструкция промышленного аппарата-маслоуловителя (рис. 8.6).

Таблица 8.1. Характеристики насадки «Инжехим-2000»

Номинальный размер, мм	Удельный свободный объем, м <sup>3</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

Таблица 8.2. Характеристики насадки «IRR»

№ п/п	Характеристика насадки	Единица измерения	Численное значение
1	Удельная поверхность	м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	320
2	Свободный объем	м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	0,904
3	Эквивалентный диаметр	м	0,0113
4	Гидравлическое сопротивление при факторе пара $P = 2,6$	Па/м	120
5	Высота, эквивалентная одной теоретической тарелке (ВЭТТ)	м	0,5÷0,6

Маслоуловитель представляет собой цилиндрическую обечайку (1) внутренним диаметром 1000 мм с эллиптическим днищем (2) и крышкой (3) и содержит три ступени очистки. Высота аппарата составляет 4235 мм. Давление внутри аппарата 2,5 МПа.

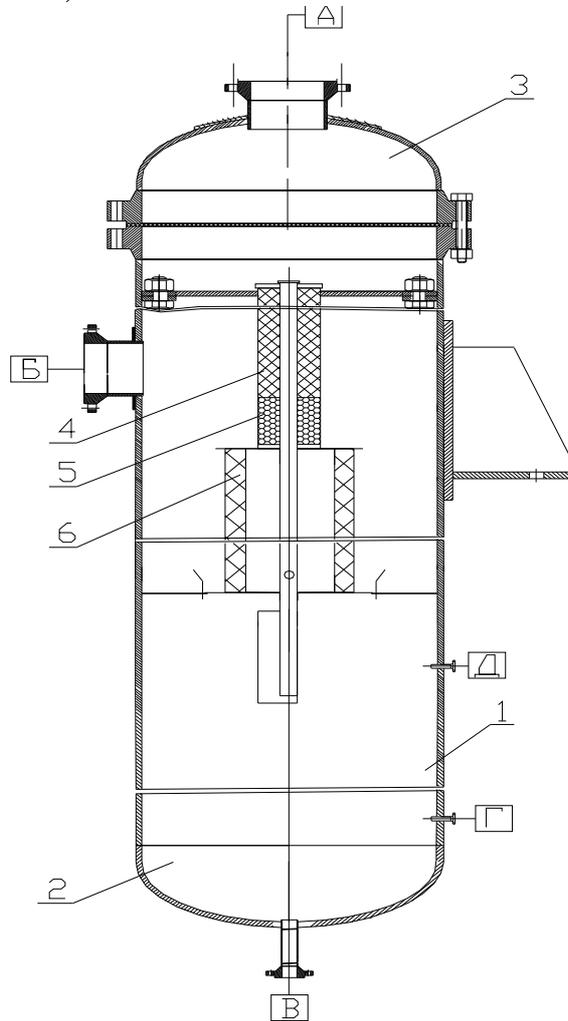


Рис. 8.6. Схема сепаратора-маслоуловителя: А – вход газа на очистку; Б – выход газа; В – слив масла; Г, Д – штуцера для контроля

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. 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. 8.1. 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 прямого тока. 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 ей.

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 (6) 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 (глава 6).

Согласно условию аддитивности (6.1) суммарная степень очистки газовой фазы от масляной фазы составляет выше 99 %.

Установка маслоуловителя значительно снизит содержание масляных аэрозольных частиц в этилене-хладоагенте. Повысится эффективность теплообменного процесса, что даст снижение температуры МВФ. Кроме энергосбережения обеспечится еще и снижение потерь этилена вверху колонны с метано-водородной фракции. Увеличится время бесперебойной работы оборудования, снизятся газовые выбросы на факел за счёт более стабильной работы установки.

### 8.3. Анализ работы теплообменника Н-126 после внедрения маслоуловителя

После внедрения маслоуловителя на установке газоразделения ЭП-60 на заводе «Этилен» (раздел 7.4) наблюдается значительное улучшение работы теплообменника. Температура МВФ на выходе из аппарата снизилась на 10 °С и стала равной минус 90 °С. За период 2001 – 2002 г.г. был сделан повторный расчет тех же параметров и проведен сравнительный анализ [4].

$$\begin{array}{ccc} -98^{\circ}\text{C} & \xrightarrow{\text{этилен-хладоагент}} & -98^{\circ}\text{C} \\ -90^{\circ}\text{C} & \xleftarrow{\text{МВФ}} & -75^{\circ}\text{C} \end{array}$$

Для расчета теплообменника использовались уравнения (7.27) – (7.32).

Тогда коэффициента теплопередачи  $K$  равен:

$$K = \frac{Q}{F \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{613938}{107,8 \cdot 14} = 473,02 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2\text{К}}.$$

## Энергетическая эффективность теплообменника

$$E_0 = \frac{Q}{\Delta PV} = \frac{613938 \cdot 1,163}{19629 \cdot \frac{4087/3600}{560}} = 17951.$$

Сравнивая полученные данные со значениями, приведенными в разделе 7.4, можно отметить, что коэффициент теплопередачи  $K$  и энергетическая эффективность  $E_0$  теплообменника значительно выше. Это говорит о том, что улучшилась теплопередача, снизилось термическое сопротивление, следовательно, уменьшились отложения масла на поверхности теплообмена.

Определим толщину масляных отложений. Для этого коэффициент теплопередачи  $K$  представим как функцию коэффициентов теплоотдачи  $\alpha_1$  и  $\alpha_2$  по обеим сторонам от разделяющей стенки, а термических сопротивлений стенки  $\delta_{ст}/\lambda_{ст}$  и загрязнений  $\delta_3/\lambda_3$ :

$$\frac{1}{K_1} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_3}{\lambda_3}, \quad (8.6)$$

$$\frac{1}{K_2} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}}, \quad (8.7)$$

где  $K_1$  – значение коэффициента теплопередачи в теплообменнике Н-126 до установки маслоуловителя, а  $K_2$  – после установки маслоуловителя и удаления масляной пленки.

Учитывая, что расходы теплоносителей остались неизменными, можно предположить, что  $K_1 < K_2$  за счет термического сопротивления  $\delta_3/\lambda_3$ .

Отсюда определим значение  $\delta_3$ :

$$\delta_3 = \left( \frac{1}{K_1} - \frac{1}{K_2} \right) \lambda_3 = \left( \frac{1}{185,93} - \frac{1}{473,02} \right) 0,140 = 0,00105 \text{ м}. \quad (8.8)$$

Объем загрязнений равен

$$V_3 = \delta_3 F = 0,00105 \cdot 107,8 = 0,1131 \text{ м}^3. \quad (8.9)$$

В результате расчетов получили, что на поверхности теплообменных труб в аппарате Н-126 накапливалось  $\sim 0,1131 \text{ м}^3$  масел, что соответствует толщине пленки масла  $\sim 0,001 \text{ м}$ .

Так, за счет снижения термического сопротивления стенки, повысился коэффициент теплопередачи, также повысился энергетический коэффициент  $E_0$  после очистки теплообменной поверхности от масла. В результате повышения эффективности проведения процесса ректификации (см. рис. 7.7) снизились потери этилена с МВФ на 300 т/год (см. табл. 8.3).

Результатом повышения энергетической эффективности теплообменника-дефлегматора Н-126 является снижение температуры охлаждения МВФ в колонне С-107, и как следствие, снижение потерь этилена с МВФ.

Таблица 8.3. Характеристики работы теплообменника-дефлегматора (данные промышленной эксплуатации)

Параметр	До установки маслоуловителя	После установки маслоуловителя	
Температура МВФ ( $t_{\text{МВФ}}$ )	Вход: минус $65 \text{ }^\circ\text{C}$ Выход: минус $78 \text{ }^\circ\text{C}$	Вход: минус $75 \text{ }^\circ\text{C}$ Выход: минус $90 \text{ }^\circ\text{C}$	на 15 % на 15 %
Коэффициент теплопередачи ( $K$ )	185,93	473,02	увеличился в 2,5 раза
Энергетический коэффициент ( $E$ )	9369	17951	увеличился на 48 %
Перепад давления ( $\Delta P$ ), $\text{кгс/см}^2$	0,28	0,2	понижился на 40 %
Потери этилена с МВФ, т/год	974	670	снизились на 30 %
Потери этилена, т	$\sim 270$	потери исключены	
Экономический эффект более 5 млн. рублей в год (в ценах на 2003 г.)			

Разработанная математическая модель сепарации аэрозолей и подход использования оригинальных насадочных элементов в сепараторах были успешно применены при модернизации туманоуловителя на ОАО «Нижнекамскнефтехим» на заводе СКИ-3 и других производствах.

#### **8.4. Конструкция модернизированного сепаратора Е-214 узла осушки пирогаза**

На установке газоразделения Э-200 после узла щелочной очистки пирогаза (колонна К-203) установлен сепаратор Е-214 для улавливания капель воды со щелочью. Емкость Е-214 не была оборудована сепарирующими элементами, за исключением небольшого слоя сетки в верхней части, из-за чего степень очистки была очень низкая. По цеховым данным и данным расчета унос жидкой фазы с потоком пирогаза после колонны К-203 составляет 552 кг/ч при нагрузке 60 т/ч по пирогазу и 250 кг/ч при нагрузке 50 т/ч.

Технические характеристики емкости Е-214:

- диаметр 1,6 м;
- высота 6 м;
- рабочее давление 38 атм;
- температура пирогаза 16-18 °С.

Руководством ОАО «Казаньоргсинтез» была поставлена задача, повысить эффективность сепарации капель воды за счет модернизации сепаратора Е-214.

Технические требования:

- гидравлическое сопротивление – не более 3 кПа;
- увеличение перепада давления после модернизации – не более чем на 30 %;
- степень очистки газового потока – не менее 95 %.

ИВЦ «Инжехим» совместно с обслуживающим персоналом цеха выполнены замеры отсепарированной жидкой фазы. Установлено, что при нагрузке 50 т/ч степень улавливания воды составляет 45 %, т.е. из 250 кг/ч улавливается около 120 кг/ч, в их 552 кг/ч – 250 кг/ч. Остальная вода поступает на узел осушки.

ИВЦ «Инжехим» было предложено устройство каркасной конструкции, создающей сепарационную зону, заполненную сепарационными элементами в виде перфорированных специальным образом листов нержавеющей стали. Принцип работы такого аппарата (рис. 8.7) будет заключаться в том, что газовый поток, войдя в аппарат (1) через верхний штуцер (А), изменит направление своего движения за счет отклоняющей перегородки (3).

При этом более крупные частицы дисперсной фазы будут выделяться из газового потока. Затем газовый поток будет проходить через сепарационную зону (2), в которой за счет инерционных сил и эффектов, возникающих на поверхности контактных элементов, будет происходить выделение дис-

персной фазы. Пройдя сепарационную зону, очищенный газовый поток будет подниматься вверх и покидать аппарат через верхний штуцер (Б).

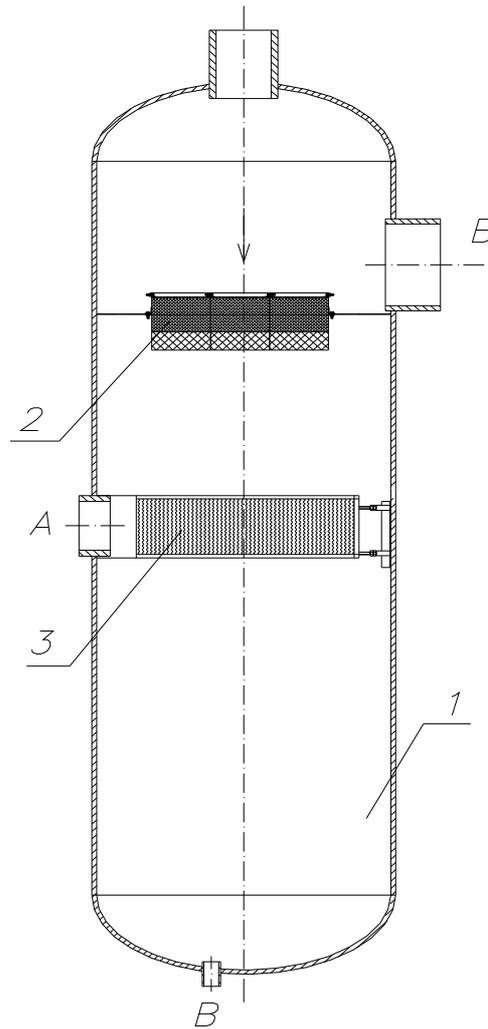


Рис. 8.7. Схема сепаратора Е-214: А – вход пирогаза, Б – выход пирогаза, В – слив жидкости

Каркасная конструкция помимо сепарационной зоны содержит каркасные элементы и перегородки. Все внутренние устройства крепятся внутри аппарата без приварки к его корпусу.

Технические требования модернизированного сепаратора:

- расход пирогаза 72 т/час (260 тыс. тонн товарного этилена в год);
- рабочее давление 38 атм;
- температура пирогаза 16 – 18 °С;
- степень очистки (сепарации) не менее 95 %.

В апреле 2005 года была выполнена модернизация сепаратора. По данным промышленной эксплуатации эффективность сепарации капель воды повысилась в три раза и составляет 98 – 99 %.

### 8.5. Энерго- и ресурсосбережение после внедрения сепараторов

Для повышения энерго- и ресурсосбережения на участке низкотемпературного разделения пирогаза во второй главе данной работы был сделан вывод о необходимости включения сепараторов жидкой фазы после каждого холодильника (Т-21, Т-22А/Б, Т-23). В результате этого отсепарированная жидкая фаза, составляющая 60 % от общего потока пирогаза, поступающего на участок низкотемпературного разделения, в зависимости от ее температуры будет подаваться на соответствующие тарелки по высоте колонны. Таким образом, упадет нагрузка на рассматриваемые холодильники и создастся более благоприятный температурный профиль в ректификационной колонне. Что дополнительно даст снижение нагрузки на теплообменник Т-28 и кипятильник Т-27.

Экономия тепла от установки сепараторов по результатам расчетов составляет 3494 Гкал в год (1830 МДж/ч).

В результате изменения температурного режима в колонне экономия тепла на теплообменнике Т-28 и кипятильнике Т-27 составляет 3048 Гкал в год (1500 МДж/ч).

Следовательно ожидаемый экономический эффект составит около 65 тыс. евро в год.

Потери этилена вверху колонны вызвано рядом факторов, основным из которых является относительно невысокая разделяющая способность колонн с устаревшими контактными устройствами, а также снижение эффективности работы дефлегматоров из-за наличия масляной фазы на поверхности теплопередачи. Поэтому включение маслоуловителя в холодильный цикл значительно снизит содержание масляных аэрозольных частиц в этилене-хладоагенте. Повысится эффективность теплообменного процесса, что даст снижение температуры МВФ. Исключатся внеплановые остановы установки для очистки теплообменной поверхности дефлегматоров от загрязнений.

По результатам расчетов, проведенных в главе 7, снижение потерь этилена с МВФ составляет 30 – 35 %, относительных, от существующего в настоящее время расхода.

Следовательно, снижение потерь этилена составит около 60 тонн в год.

Энергетический коэффициент работы теплообменника-дефлегматора после внедрения маслоуловителя повысился на 48 %. По данным опытно-промышленной эксплуатации эффективность очистки этилена-хладоагента составляет 99 %.

Аналогичный сепаратор-маслоуловитель внедрен на линии товарного этилена на установке газоразделения Э-100 [4, 5].

**Библиографический список к восьмой главе**

1. Справочник по распыливающим, оросительным и каплеулавливающим устройствам / А.Н. Чохонелидзе, В.С. Галустов, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько. М.: Энергоатомиздат, 2002.

2. Марголин Е.В., Буркат В.С., Ключкин В.Л. Разработка метода определения величины каплеуноса из аппаратов мокрой очистки газов алюминиевого производства // Тр. ВАМИ. 1970. Вып. 71.

3. Гусева Е.В. Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы установки деметанизации в производстве этилена: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2005.

4. Миндубаев Р.Ф. Повышение энергетической эффективности тепло-массообменной установки разделения пирогаза за счет очистки газов – теплоносителей от аэрозольных частиц: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2003.

5. Миндубаев Р.Ф., Фарахов М.И., Лаптев А.Г. Аппарат для очистки газовых потоков от аэрозолей (туманов) // Межвуз. тематич. сб. науч. тр. «Тепломассообменные аппараты в хим. технол.». Казань, КГТУ, 2001. С. 173-177.

6. Лаптев А.Г., Миндубаев Р.Ф., Гусева Е.В. Проектирование аппарата для очистки газовых потоков от аэрозолей // Тез. докл. на Всерос. школе-семинаре под рук. акад. РАН В.Е. Алемасова «Проблемы теплообмена и гидродинамики в энергомашиностроении» Казань. КГЭУ. 2002. С. 71-72.

7. Лаптев А.Г., Гусева Е.В., Фарахов М.И. Энергосбережение на установке деметанизации в производстве этилена // Известия вузов «Проблемы энергетики». Казань. КГЭУ. 2005. № 9-10. С. 84-89.

8. Лаптев А.Г., Ясавеев Х.Н., Фарахов М.И. Проектирование контактных элементов для массообменных насадочных колонн // Межвуз. научно-метод. сб. «Совершенствование подготовки учащихся и студентов в области графики, конструирования и стандартизации». Саратов. СГТУ. 1999. С. 115-118.

9. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Данилов В.А. и др. Реконструкция массообменных колонных аппаратов на АО «Казаньоргсинтез» // Тез. докл. Всерос. науч. конф. «Теория и практика массообменных процессов хим. технол.» (Марушкинские чтения). Уфа. 1996. С. 112-113.

10. Лаптев А.Г., Кудряшов В.Н., Фарахов М.И. и др. Высокоэффективные насадочные элементы для аппаратов разделения // сб. трудов Юбилейной научно-практ. конф., посв. 40-летию ОАО «Казаньоргсинтез», 2003. С. 272-304.

## ГЛАВА 9

### АППАРАТЫ ДЛЯ СЕПАРАЦИИ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ ИЗ ЖИДКОСТЕЙ ПОД ДЕЙСТВИЕМ ГРАВИТАЦИОННЫХ СИЛ

В главе рассмотрены общие вопросы очистки жидкостей от дисперсной фазы. Наибольшее внимание уделяется конструкциям и методам расчета тонкослойных отстойников.

#### 9.1. Процессы отстаивания

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 имульсий 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 [1]. 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.

### *Горизонтальные первичные отстойники*

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 [2].

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 объемом 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 так же если быстро удаляется осадок.

Повышение эффективности работы горизонтальных отстойников возможно за счет установки в них трубчатых или полочных блоков. Сточная вода поступает в камеру предварительного отстаивания, где отделяется

основная часть механических примесей. В трубчатом блоке осаждаются 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 3 раза по сравнению с обычными отстойниками не нарушает эффекта очистки.

### ***Радиальный первичный отстойник***

Радиальный отстойник представляет собой круглый в плане бассейн, оборудованный подводящим и отводящим воду трубопроводами, водораспределительными и водосборными устройствами, а так же скребковым механизмом, предназначенным для непрерывного удаления из отстойника выпавшей взвеси. Осветляемая вода движется в радиальных отстойниках горизонтально обычно от центра к периферии. Иногда применяют отстойники с движением воды от периферии к центру.

Отстойники с периферийным впуском воды и многоярусными блоками применяются для механической очистки бытовых и производственных вод.

Сочная 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 распределению сточной воды в отстойнике по периметру и по глубине.

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 входит 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.

## 9.2. Тонкослойные отстойники

Сепарация дисперсной фазы в гравитационных отстойниках является наиболее простым в аппаратурном оформлении процессом. Однако при использовании в качестве отстойников полых емкостей эффективность процесса разделения ограничивается целым рядом факторов.

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 [24]. 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 приводит 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 жидкости 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.

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 [3] 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 [4] и канализационных [5] 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-е годы в Европе стали применять тонкослойные отстойники при очистке промышленных и бытовых сточных вод, а также питьевых.

К другим не менее важным преимуществам тонкослойных отстойников по сравнению с другими конструкциями сепарационных аппаратов можно отнести простоту конструкции, отсутствие приводов и вращающихся частей, простота 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.

Тонкослойные отстойники рекомендуют для механической очистки производственных сточных вод химической, нефтяной, угольной и других отраслей промышленности. Они могут быть классифицированы по следующим признакам:

- по конструкции наклонных блоков (трубчатые и полочные), устанавливаемых под углом  $45 - 60^\circ$  (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 поперечное сечение, 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.

В отстойниках 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 гидравлическая крупность 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, м<sup>3</sup>/с;  $u$  – наименьшая гидравлическая крупность, подлежащих содержанию частиц, мм/с;  $C_1, C_2$  – концентрация взвешенных веществ соответственно в исходной и очищенной воде, мг/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  $P$ , кг/м<sup>3</sup>.

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.

В работе [6] описана конструкция нефтеловушки, снабженная батареей поперечно-наклонных пластин с углом наклона 45°, зазором между ними 25 мм и направлением движения потока вниз и вверх. В качестве эталона была принята обычная нефтеловушка. В процессе эксплуатации установлено, что при прочих равных условиях эффективность задерживания нефтепродуктов в аппарате, снабженном пакетами наклонных пластин, повысилась в 2,5 раза и достигла 82 % вместо 54 % у эталона. Однако при значительном содержании взвеси в исходной воде пластины быстро засорялись, что вынуждало периодически опорожнять сооружение для смыва

осадка. Для глубокой очистки воды от нефтепродуктов во Франции [7] были применены нефтеловушки выполненные в виде тонкослойных элементов из гофрированного стеклопластика, с расстоянием между полками 19 мм, установленными под углом  $45^\circ$ . При габарите установки  $1 \times 1 \times 1,75$  м ее производительность доведена до  $20 \text{ м}^3/\text{ч}$ , остаточное содержание в воде нефти не превышает 30 мг/л.

Испытание тонкослойных отстойников на очистной станции Чеполле (Швеция) при осветлении воды после аэротенков позволила 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 впуске 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 конструкторн компани АБ» для очистки стоков после аэротенков, производительностью от 3 до 6 тыс.  $\text{м}^3/\text{сут}$ . Как показывает опыт их эксплуатации, отстаивание эффективно протекает при концентрации взвеси не выше 125 мг/л, 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  $5 \text{ м}^3/\text{ч}$  и размерами  $1,5 \times 1,5 \times 1,8$  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 мм (длиной 3 м) [8]. 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. Понаморев, И.И. Куренщикова и др. [9 – 11]. Исследованиями Ю.В. Кедрова [12] 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 [13] тонкослойный отстойник производительностью 540 м<sup>3</sup>/ч, площадь зеркала воды отстойной части которого составляет лишь 12 м<sup>2</sup>. При очистке шахтных вод и стоков углебоготительных фабрик Донбасса удельная нагрузка возросла по сравнению с радиальными отстойниками до 50 раз, а снижение содержания взвеси при расходе флокулянта 0,4 – 1,0 г/м<sup>3</sup> характеризовалась – 75 г/м<sup>3</sup> в исходной и 1 г/м<sup>3</sup> в осветленной воде. Для очистки вод шахтного водослива этим же институтом разработана конструкция пакетов, содержащих 120 листов под углом 55 °, устанавливаемых в железобетонную емкость. Впуск воды и ее отвод осуществлены с торцов пакетов. При гидравлической крупности взвеси 0,15 мм/с производительность отстойника доведена до 50 м<sup>3</sup>/ч. При сечении потока 2,4 м<sup>2</sup> горизонтальная скорость составила 5,8 мм/с, что при задержании частиц гидравлической крупностью 0,15 мм/с позволило снизить объем отстойной части сооружения по сравнению с традиционной конструкцией с 260 до 12 м<sup>3</sup> т.е. в 21 раз.

Для устройства разделительных полок в конструкции тонкослойного отстойника Донецким Промстройниипроектom [14] 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. Рекомендуемые 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 [15] 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 затрат 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 [16], 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  $800 - 3000 \text{ мг/л}$  и содержанием нефтепродуктов  $20 - 80 \text{ мг/л}$ . Скорость движения вод изменялась в пределах  $0,2 - 10 \text{ мм/с}$ . При этом продолжительность пребывания сточных вод в отстойнике составляла соответственно  $2,7 - 0,1$  ч.

Эффективность осветления в тонкослойном отстойнике ( $80 - 90 \%$ ) в течение  $0,2 - 3$  ч соответственно в  $6-1,5$  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 – 70 – 80 %.

С 1974 г. по разработкам ВНИИ ВОДГЕО и Южгипрорудхоза на очистных сооружениях г. Азова эксплуатируется отстойник диаметром 8 м, снабженный тонкослойными элементами с радиальным течением воды [17]. В качестве сравнения принят осветлитель тех же геометрических размеров. При одинаковом качестве исходной воды и дозе коагулянта в тонкослойном многоярусном отстойнике нагрузка возросла с  $174 \text{ м}^3/\text{ч}$  до 478, 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 [18]. Такие исследования были проведены на опытной установке АзНИИ водных проблем на воде реки Куры 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 течении 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. При угле 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 трубок – 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  $30$  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 Куры  $6000$  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  $70\%$ -й очистки.

Тонкослойные отстойники могут быть использованы и на севере для очистки буровых сточных вод на море [19]. 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.

Целью исследования была разработка безреагентной схемы очистки буровых вод. Исследования проводились на установках по размерам, близким к размерам промышленных очистных сооружений, которые при некотором повторении могли увеличить необходимую производительность буровой установки. Изучались процессы тонкослойного отстаивания, гидроциклонирования и доочистки на намывных фильтрах.

Исследования проводились на крупной модели трубчатого отстойника. Диаметр выбранных трубок  $50$  мм, длина  $120$  см. При их расположении под

углом  $60^\circ$  высота отстаивания составляла  $h=100$  мм. Отстойник исследовался при изменении гидравлической нагрузки в пределах  $1 - 15 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Исходная концентрация взвешенных веществ изменялась в пределах  $950 - 7000$  мг/л. Анализ результатов свидетельствует, что гидравлическая нагрузка на отстойник не должна превышать  $4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . При этой нагрузке в зависимости от исходной концентрации в отстойнике обеспечивается  $78 - 85 \%$  выделение взвешенных загрязнений гидравлической крупностью более  $0,3 - 0,6$  мм/с. Дальнейшее увеличение нагрузки нецелесообразно, так как приводит к значительному снижению эффекта очистки при колебании исходной концентрации взвесей.

При некотором увеличении концентрации взвешенных веществ в исходной воде наблюдается повышение эффекта очистки и увеличивается величина гидравлической крупности частиц. Это свидетельствует о хорошей агломерируемости, что при регулировании гидравлического режима потоков в отстойнике может позволить повысить эффективность очистки.

Конструкция тонкослойного отстойника типа «Струя» [20] успешно применялась на станциях небольшой производительности (до  $1,0$  тыс.  $\text{м}^3/\text{сут}$ ). 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 – усугубило 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.

Наиболее универсальной в диапазоне производительности  $100 - 800 \text{ м}^3/\text{сут}$  является реконструкция установки «Струя - М» [21] 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 –  $100, 200, 400, 800 \text{ м}^3/\text{сут}$ ; 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 так же водоочистные установки типа «Моноблок» оригинальной конструкции, который не имеют 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, уплотнение осадка и применение 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 ВНИИ ВОДГЕО [22] 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 упрощают 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 разделении 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 (флокулянтном). 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 [23] 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 использовать 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, позволили 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 так же гидравлическим режимом работы отстойных сооружений.

### *Конструкции тонкослойных отстойников*

Одинаковый эффект осаждения достигается при равенстве соотношений [24, 25]:

$$\frac{h_1}{h_2} = \frac{t_1}{t_2},$$

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 [20 – 26].

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 [27]. Во Франции фирмой «Дегремон» [28] 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 [20, 29 – 37].

В Ленинградском институте инженеров железнодорожного транспорта [26] 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.

В работе [38] рассматривается длина рабочей зоны при отстаивании ламинарного потока в плоском наклонном канале. Установлено существование переходной зоны, где происходит формирование профиля скорости и области установившегося течения.

Изучение гидродинамики тонкослойного отстаивания показало [20, 39], 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 происходит 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 [40 – 48], 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 форму.

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 [20, 30, 33]. Расстояние между пластинами в тонкослойном пластинчатом отстойнике – от 20 до 150÷200 мм [18, 20, 26, 34 – 36]. 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 [12, 18, 19]. Отношение длины к диаметру трубы принимают равным  $10 \div 20$  при угле наклона не более  $40^\circ$  [37]. Оптимальный угол наклона тонкослойных элементов, в зависимости от вида и концентрации примесей, находится, как правило, в интервале  $45 \div 60^\circ$  [18, 20, 26, 34 – 36]. 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, так как для избежания 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. 9.1.) [49] уменьшает живое сечение яруса или приводит к вынужденному увеличению высоты.

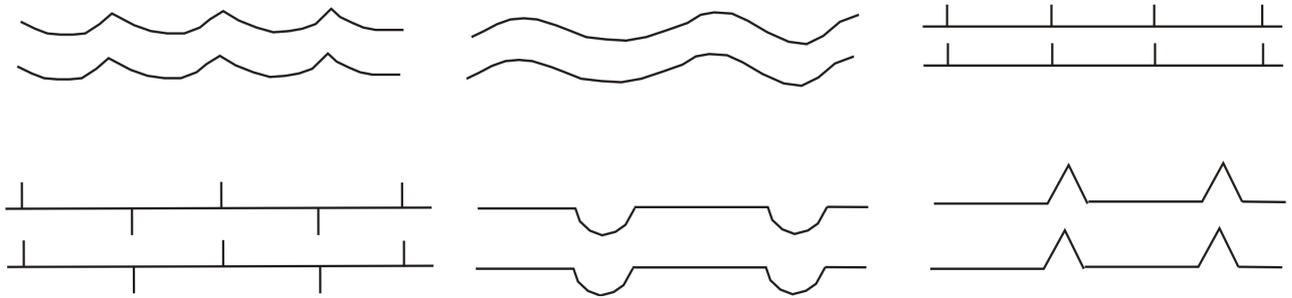


Рис. 9.1. Конструкции тонкослойных блоков, работающих по перекрестной схеме

Представляет интерес конструкция тонкослойного отстойника (рис. 9.2) [50], в котором тонкий слой создается гофрированными листами, расположенными вертикально. 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.

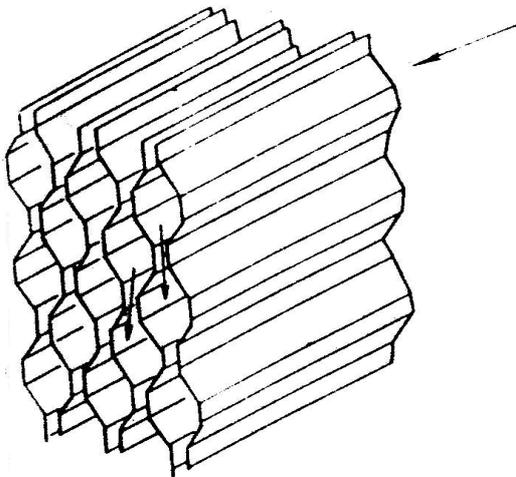


Рис. 9.2. Блок пластин тонкослойного отстойника с гофрированными листами

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 [29], 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.

В целях экономии материала для формирования тонкого слоя разработано несколько конструкций тонкослойных блоков, в которых тонкий слой образован пленкой, растянутой в жестком каркасе [50 – 52].

С целью интенсификации процесса отстаивания, предложены изогнутые гофрированные тонкослойные элементы, в виде спиральных коробов [53], выполненные с монотонно увеличивающимся расстоянием между ними [54] и имеющие на поверхности продольные ребра. Предложены конструкция и технология изготовления тонкослойных ячеек [55].

Конструкции блоков тонкослойных элементов для отстойников, работающих по противоточно-прямоточным схемам, отличаются большим разнообразием.

Для обеспечения жесткости пластины могут иметь ребра жесткости или им может быть придана гофрированная форма (рис. 9.3.) [56, 57]. Для блоков, как правило, используются пластмассовые листы, но может быть использован и металл.

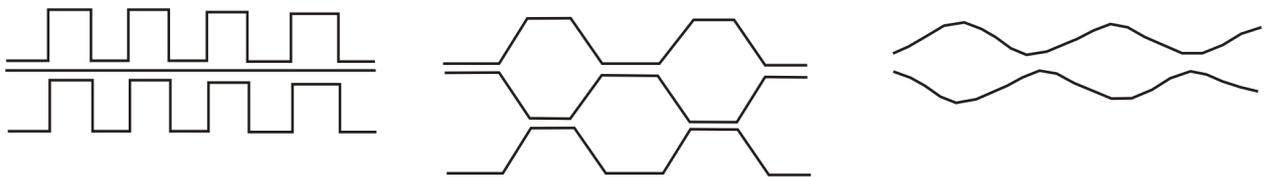


Рис. 9.3. Форма пластин для трубчатых отстойников

Тонкослойные отстойники таких конструкций получили название трубчатых. Одним из достоинств этих отстойников является возможность использования в трубчатых блоках тонкого пленочного материала.

На рис. 9.4. 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. 9.4. а).

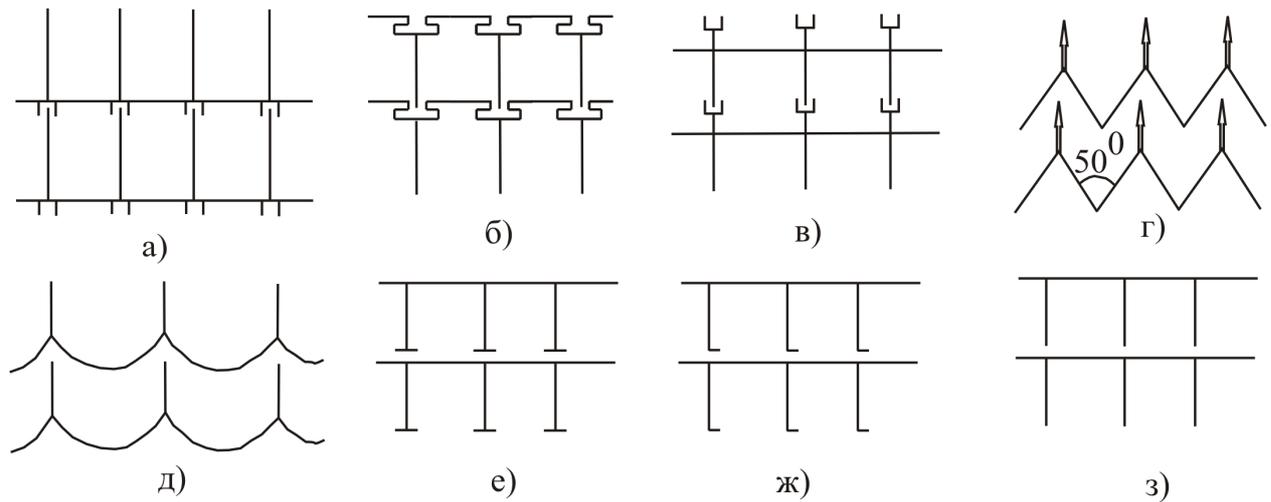


Рис. 9.4. Различные варианты стыковки пластин в трубчатых блоках

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, так как для трубчатых отстойников, как правило, используется пластмасса [58]. Схемы узлов достаточно сложны в изготовлении; из них «з» (рис. 9.4.) наиболее простая и применена в конструкции трубчатого отстойника, разработанного ДонУГИ [59]. Существуют конструкции, в которых блок набран из отдельных труб [60]. 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 [61], где в трубы вставлена закрученная винтом полоса (рис. 9.5), 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.

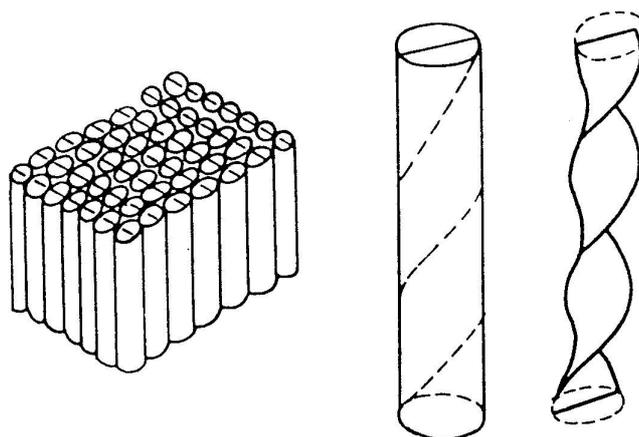


Рис. 9.5. Трубчатый блок с элементами закрутки потока

Имеются технические решения, в которых для оборудования отстойников тонкослойными модулями предлагаются блоки, состоящие из параллельных листов, имеющих ребра (рис. 9.6).

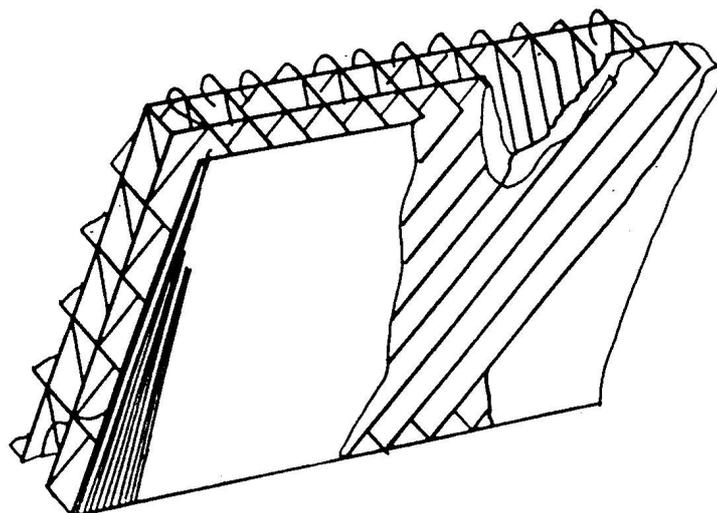


Рис. 9.6. Трубчатый блок с наклонным расположением элементов

Листы соединены так, что если в одном слое образующиеся каналы наклонены в одну сторону, то в последующем – в другую [62]. Это придает блоку достаточную жесткость без дополнительного канала. Ими рекомендуется оборудовать отстойники с вертикальным движением основного рабочего потока. В целях экономии материала для формирования тонкого слоя разработано несколько конструкций блоков, в которых тонкий слой образован пленкой, растянутой в жестком каркасе [63, 64].

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.

### 9.3. Методы 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:

$$G_{\text{см}} = G_{\text{осв}} + G_{\text{ос}}; \quad (9.1)$$

по дисперсной фазе:

$$G_{\text{см}}c_{\text{см}} = G_{\text{осв}}c_{\text{осв}} + G_{\text{ос}}c_{\text{ос}}, \quad (9.2)$$

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 (9.1) и (9.2) позволяет определить количество осветленной жидкости  $G_{\text{осв}}$  и количество осадка  $G_{\text{ос}}$ , получаемых при заданном содержании вещества в осадке и осветленной жидкости:

$$G_{\text{осв}} = G_{\text{см}} \frac{c_{\text{ос}} - c_{\text{см}}}{c_{\text{ос}} - c_{\text{осв}}}, \quad (9.3)$$

$$G_{\text{ос}} = G_{\text{см}} \frac{c_{\text{см}} - c_{\text{осв}}}{c_{\text{ос}} - c_{\text{осв}}}. \quad (9.4)$$

Пусть за время  $t$  (с) 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>/с) выразится уравнением:

$$V_{\text{осв}} = \frac{hF}{t}. \quad (9.5)$$

За то же время частицы, осаждающиеся со скоростью  $U_{\text{ос}}$ , должны проходить путь  $h$  (м). Следовательно

$$h = U_{\text{ос}} t. \quad (9.6)$$

Подставляя значение  $h$  из уравнения (9.6) в уравнение (9.5) записывают:

$$V_{\text{осв}} = \frac{U_{\text{ос}} \tau F}{t} = U_{\text{ос}} F. \quad (9.7)$$

Уравнение (9.7) 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, и для частиц шаровой формы ее выражают зависимостью (2.13).

Скорость осаждения частиц, форма которых отличается от сферических, меньше, чем скорость шарообразных частиц. Скорость осаждения необходимо умножить на поправочный коэффициент  $\phi$ , называемый коэффициентом формы

$$U'_{\text{ос}} = \phi \cdot U_{\text{ос}}.$$

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

$$F = \frac{V_{\text{осв}}}{U_{\text{ос}}}. \quad (9.8)$$

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:

$$F = \frac{G_{\text{осв}}}{\rho_{\text{осв}} U_{\text{ос}}}. \quad (9.9)$$

Подставляя из уравнения (9.3) значение  $G_{\text{осв}}$  в выражение (9.9), определим поверхность осаждения:

$$F = \frac{G_{\text{см}}}{\rho_{\text{осв}} U_{\text{ос}}} \left( \frac{c_{\text{ос}} - c_{\text{см}}}{c_{\text{ос}} - c_{\text{осв}}} \right). \quad (9.10)$$

При выводе уравнения (9.10) 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. 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 (9.10), обычно увеличивается, согласно экспериментальным данным, ориентировочно на 30 – 35 %.

При расчете многоярусных отстойников общую расчетную поверхность осаждения делят поровну между ярусами.

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:

$$U(r, \alpha) = U(r) \cdot \varphi(\alpha), \quad (9.11)$$

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 [67]:

$$\varphi(\alpha) = (1 - \alpha)^n. \quad (9.12)$$

Из приведенных формул видно, что основное влияние на скорость осаждения капель оказывает 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

$$t = \frac{L}{U_{\text{ж}}} = \frac{LBH}{Q_{\text{ж}}}, \quad (9.13)$$

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:

$$Q_{vr} = V_{\text{ж}} C_0 \frac{W_{\text{ч}} t}{H}, \quad (9.14)$$

где  $V_{\text{ж}}$  – объем сплошной фазы, протекающей за время  $t$  через зону отстоя;  $C_0$  – исходная концентрация частиц дисперсной фазы радиусом  $r$ , в объемных долях.

Остаточная концентрация частиц определяется как:

$$C = C_0 \left( 1 - \frac{W_{\text{ч}} t}{H} \right). \quad (9.15)$$

Существующие методы расчета тонкослойных отстойников основаны на использовании приведенных выше закономерностей осаждения одиночных капель.

При расчете тонкослойных пластинчатых отстойников следует учитывать три фактора:

- время осаждения частиц заданного размера  $t_{\text{ос}}$  ;
- время пребывания жидкости в тонкослойном элементе  $t_{\text{преб}} (t_{\text{ос}} < t_{\text{преб}})$ ;
- наличие ламинарного режима течения жидкости при обязательном сохранении устойчивости потока [20, 37], т.е.:

$$\text{Re} = \frac{\nu H}{\nu} < 500, \quad (9.16)$$

$$\text{Fr} = \frac{\nu^2}{\frac{g}{4} H} > 10^{-5}, \quad (9.17)$$

где  $\nu$  – скорость движения жидкости в тонкослойном элементе;  $H$  – расстояние между пластинами;  $\nu$  – кинематическая вязкость жидкости;  $g$  – ускорение силы тяжести.

Методики расчета тонкослойных отстойников [20, 37, 66 – 69], как правило, сводятся к определению максимальной скорости движения жидкости  $\nu_{\text{max}} (\nu_{\text{min}} < \nu < \nu_{\text{max}})$ , рабочей длины зоны осаждения  $L$ , т.е. длины тонкослойных элементов, и общего количества ячеек  $n$ . Расстояние между пластинами, их ширина, концентрация взвеси при этом принимаются.

Максимально допустимая скорость движения воды в тонкослойных элементах из условия (9.16) должна быть [33]:

$$\nu_{\text{max}} \leq 500 \frac{\nu}{H}. \quad (9.18)$$

Для определения значений величин максимальной и минимальной скорости движения жидкости в различных конструкциях тонкослойных отстойников получены формулы [67] (табл. 9.1)

Таблица 9.1.

Параметр	Тонкослойные отстойники с наклоном элементов			
	продольным			поперечным
	трубчатые		пластинчатые	
	Прямоугольного сечения	круглого сечения		
$Re_{\text{опт}}$	$\frac{\nu H b}{2\nu(H+b)} < 500$	$\frac{\nu H}{4\nu} < 500$	$\frac{\nu H}{2\nu} < 500$	
$\nu_{\text{max}}$	$1000\nu \left( \frac{1}{b} + \frac{1}{H} \right)$	$\frac{2000\nu}{H}$	$\frac{1000\nu}{H}$	
$\nu_{\text{min}}$	$10[u] \cos \alpha + u \sin \alpha$			$\frac{H}{[u] \cos \beta}$

В табл. 9.1.  $b$  – ширина тонкослойного элемента;  $u$  – гидравлическая крупность частиц;  $\alpha$  – угол продольного наклона тонкослойных элементов;  $\beta$  – угол поперечного наклона тонкослойных элементов.

Для тонкослойных элементов горизонтальных и радиальных отстойников скорость движения жидкости рекомендуется [33] принимать  $\nu = 2 \div 10$  мм/с, а для отстойников с восходяще-нисходящим течением жидкости  $\nu = 2 \div 5$  мм/с.

Расчетная длина  $L$  тонкослойных элементов может быть определена по формуле:

$$L = \frac{H\nu}{u \cos \alpha}. \quad (9.19)$$

Гидравлическую крупность частиц следует определять экспериментально путем осаждения взвесей в покое в слое жидкости, равной высоте их осаждения в тонкослойных элементах.

В ряде работ [66, 68, 69] в формулу (9.18) вводится также эмпирический коэффициент, учитывающий реальные гидродинамические условия в тонкослойном элементе.

Общее количество ячеек определяется по формуле:

$$n = Q/c, \quad (9.20)$$

где  $Q$  – производительность отстойника;  $c$  – удельная нагрузка на ячейку.

Удельная нагрузка на ячейку равна:

$$c = \nu b H. \quad (9.21)$$

На практике наибольшее применение получила методика расчета тонкослойных отстойников [20] с учетом зависимостей (9.13), (9.14).

Учет профиля скорости сплошной фазы в межполочном пространстве учитывается введением поправочного коэффициента в формулу (9.16) [67].

Численное исследование работы тонкослойных отстойников показано в следующей главе.

### Библиографический список к девятой главе

1. Очистка производственных сточных вод / Яковлев С.В., Карелин Я.А., Ласков Ю.М., Воронов Ю.В. М.: Стройиздат, 1979.
2. Клячко В.А., Апельцин В.А. Очистка природных вод. М.: Стройиздат, 1971.
3. Гомеля К. Доклад на международной ассоциации по проблемам водоснабжения. Франция: Брайтон, 1974.
4. Livingston A. LWSW, № 6, 1970.
5. Renof S. Australion Chemical Eng., V 13. № 3, 1972.
6. Талов М.А. Нефтеловушки с параллельными наклонными пластинами // Водоснабжение и сан. техн. № 9. 1963.
7. Guignes F. T. P. S/C.P.Z., 1969, № 140.
8. Glup G., Conley W., Journal offsite Sanitary Engineering Division, October, 1969.
9. А.С. 446472 (СССР). Отстойник для осветления воды / П.Ф. Малевный, И.И. Подгорный, В.А. Клячко, Н.С. Лебедева. Опубликовано в Б.И. 1972.
10. А.С. 439480 (СССР). Многоярусный горизонтальный отстойник / М.С. Павлов, Ю.М. Симонов, Н.И. Виноградов. Опубликовано в Б.И. 1974, № 30.
11. А.С. 593711 (СССР). Наклонный отстойник для разделения несмешивающихся жидкостей / Н.И. Козлов, В.М. Колинко, В.А. Вайдуков. Опубликовано в Б.И. 1978, № 7.
12. Кедров Ю.В. Лабораторные исследования многоярусных отстойников: Тр. ВНИИВОДГЕО. М.: 1971. Ч. 1. Вып. 33.
13. Казмиренко Н.В. Отстойник непрерывного действия для осветления оборотных и шламовых вод гидрошахт и обогатительных фабрик // Обзоры по межотраслевой технике. Сер. 7. Обезвоживание и утилизация сточных вод. М.: ГОСИНТИ, 1969.

14. Фролова М.К., Хайт Ю.А., Азарева Р.П., Шилко Н.В. Отстойник для очистки сточных вод // Водоснабжение и сан. техн. № 9. 1986.
15. Симонов Ю.М., Иванов В.Г., Павлов М.С. Испытание тонкослойных отстойников на малоцветной воде малой мутности // Водоснабжение и сан. техн. № 1. 1979.
16. Очистка поверхностных сточных вод тонкослойным отстаиванием / В.А. Казарян, Х.К. Саркисян, Н.А. Залетова, В.М. Карабельников // Водоснабжение и сан. техн. № 3. 1986.
17. Клячко В.А., Либерман Б.С. Тонкослойный многоярусный пластинчатый отстойник // Водоснабжение и сан. техн. № 11ю 1976.
18. Бабаев И.С. Безреагентные методы очистки высокомутных вод. М.: Стройиздат, 1978.
19. Понаморев В.Г., Сулейманов Т.Р. Очистка буровых сточных вод на море // Водоснабжение и сан. техн. № 3ю 1987.
20. Демура М.В. Проектирование тонкослойных отстойников. Киев: Будивельник, 1981.
21. Карабельников В.М. Новое поколение компактных водоочистных установок // Водоснабжение и сан. техн. № 2. 1993.
22. Мясников Н.М. Сооружения физико-химической очистки промышленных сточных вод // Водоснабжение и сан. техн. № 1. 1992.
23. Вольфтруб Л.И., Карабельников В.М. Развитие методов хлопьеобразования и осаждения при очистке сточных вод // Водоснабжение и сан. техн. № 3. 2000.
24. Покровский В.Н., Аракчеев Е.П. Очистка сточных вод тепловых электростанций. М.: Энергия, 1980.
25. Шпаковский Э.П. Отстаивание сточных вод в тонком слое. В кн.: Очистка и использование природных и сточных вод. Минск, 1973.
26. Иванов В.Г., Радци В.А. Исследование работы многоярусных отстойников // Темат. сб. науч. тр. «Очистка природных и сточных вод» 1975. № 171. С. 3.
27. Tanaka Karumi. Коцудрай сигэн. J. Jan Aggregate Technol., 1983, 15. № 58.
28. Технические записи по проблемам воды. Пер. с англ. / Барак, Ж. Бернар и др.; Под ред. Т.А. Карюхиной, И. Н. Чурбановой. М.: Стройиздат, 1983.
29. Miura M. Advances in Liquid Separation. Chem. Eng – ng Progr., 1978. № 4.
30. Непаридзе Р.Ш., Разумовский Э.С., Исаева Н.В. Результаты эксплуатационных испытаний установок заводского изготовления для

очистки сточных вод с применением тонкослойных модулей // Науч. тр. АКХ. 1981. № 188. С. 35.

31 Клячко В.А., Либерман Б.С. Тонкослойный многоярусный отстойник с радиальным течением воды для очистки природных вод // Водоснабжение и сан. техн. 1976. № 11. С. 25.

32. Очистка производственных сточных вод / С.В. Яковлев, Я.А. Карелин, Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов. М.: Стройиздат. 1979.

33. Курганов А.М., Федоров Н.Ф. Гидравлические расчеты систем водоснабжения и водоотведения. Справочник / Под общ.ред.А.М.Курганова. Л.: Стройиздат. Ленингр. отд., 1986.

34. Либерман Б.С. Исследование и разработка конструкции многояруснотонкослойного отстойника для очистки природных вод: Автореф. дис...канд. техн. наук. М.: 1978.

35. Очистка поверхностных сточных вод тонкослойным отстаиванием / В.А. Казарян, Х.К. Саркисян, Н.А. Залетова, В.М. Корабельников // Водоснабжение и сан. техн., 1986. № 3. С. 14.

36. Проскуряков В.А., Шмидт Л.И. Очистка сточных вод в химической промышленности. Л.: Химия, Ленингр. отд. 1977.

37. Николадзе Г.И., Минц Д.М., Кастальский А.А. Подготовка воды для питьевого и промышленного водоснабжения. М.: Высшая школа, 1984.

38. Определение движения потока на ламелите при тонкослойном отстаивании. Калинин П. «Год. высш. ин-т archit. и. стр-во. София», 1981 - 1982 (1983). С. 7-29.

39. Демура М.В., Чижов В.И. Разделение суспензий в наклонном элементе. В кн.: Процессы и сооружения для разделения взвесей при очистке природных и сточных вод: Материалы семинара. М., 1980. С. 43.

40. Терновцев В.Е., Пухачев В.М. Очистка промышленных сточных вод. Киев: Будівельник, 1986.

41. А.с.841640(СССР). – Б.И., 1981, №24.

42. А.с.927269 (СССР). – Б.И., 1982, №18.

43. А.с. 1176908 (СССР). – Б.И., 1985, №33.

44. Патент 56 – 37.845 (Япония).

45. А.с.1005823 (СССР). – Б.И., 1983, №11.

46. А.с.861333 (СССР). – Б.И., 1981, №33.

47. А.с.660693 (СССР). – Б.И., 1979, №17.

48. А.с.712104 (СССР). – Б.И., 1980, №4.

49. Пат. 1351801 Великобритании, 1971.

50. Патент 2116061 (Великобритания).

51. А.с.1174054 (СССР). – Б.И., 1985, №31.

52. Патент 54 – 11.545 (Япония).
53. Патент 3307673 (ФРГ).
54. А.с.783240 (СССР). – Б.И., 1980, №44.
55. А.с.778745 (СССР). – Б.И., 1980, №42.
56. Пат. 177339 ГДР, 1980
57. Пат. 2721833 ФРГ, 1977
58. Пат. 3852199 США, 1974.
59. Отстойник для очистки шахтных вод / М.К. Фролова, Ю.А. Хайт, Р.П. Азараева, Н.В. Шилко // Водоснабжение и сан. техн. 1986. №9. С. 19-20.
60. Пат. 2030618 ФРГ, 1978.
61. Пат. 50-6663 Япония, 1972.
62. Пат. 1914593 ФРГ, 1969.
63. А.С. 1072874 СССР, 1984.
64. Пат. 3239470 ФРГ, 1984.
65. Ашанин В.В., Павлов Г.Д. Достижение в технологии водоподготовки и обработки осадков природных вод для промышленных предприятий. В сб. науч. тр. ВНИИВОДГЕО: Совершенствование систем водоснабжения, очистки сточных вод и сооружений промышленной гидротехники. М. 1984. С. 13.
66. Новые конструкции отстойников / Л.Я. Ясипович, В.В. Зинкевич, В.М. Колинко, М.Г. Лейбовский. Обзорная информация. Хим. и нефтехим. машиностроение. ЦИНТИхимнефтемаш, 1985.
67. Шпаковский Э.П. Исследование процессов седиментации грубодисперсных примесей в тонкослойных отстойниках. Автореф. дис. ... канд. техн. наук. М.: ВНИИВОДГЕО, 1975.
68. Егоров А.И. Современные методы обработки воды. – В сб. науч. тр. ВНИИВОДГЕО: Совершенствование систем водоснабжения, очистки сточных вод и сооружений промышленной гидротехники. М. 1984. С. 15.
69. Кобозев И.С. Осветители со взвешенным осадком, оборудованные тонкослойными модулями. – В сб.: Процессы и сооружения для разделения взвесей при очистке природных и сточных вод: Материалы семинара. М. 1980. С. 49.

## ГЛАВА 10

### МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ И ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА СЕПАРАЦИИ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ ИЗ ЖИДКОСТИ

Для выполнения расчетов при проектировании или выборе вариантов модернизации отстойников ниже рассмотрена математическая модель процессов сепарации.

#### 10.1. Модель многоскоростного континуума

В дисперсных многофазных системах, встречающихся при осуществлении различных химико-технологических процессов, в сплошной фазе (жидкости или газе) 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 ненужной, так как на практике интерес представляют только некоторые осредненные величины. Поэтому математическое описание осуществляется при помощи осредненных величин.

Обычно предполагается, что такие системы можно изучать, используя представления механики взаимопроникающих взаимодействующих сплошных сред (континуумов) [1 – 11]. Применение указанных представлений правомерно только в том случае, если для рассматриваемой многофазной системы существует физически бесконечно малый объем. 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 изменяются). 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 про-

странстве, 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 фаз, скорости фаз и т.п.

Согласно этому понятию дисперсная среда 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. Для каждой фазы  $i$  вводится 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 вещества фазы  $i$  обозначить  $\rho_i^0$ , то получим для  $N$  фазной смеси

$$\rho_i = \rho_i^0 \alpha_i \quad i = 1 \dots N, \quad \sum_{i=1}^N \alpha_i = 1, \quad i = 1 \dots N, \quad (10.1)$$

(в дальнейшем будем считать что индекс  $i=1$  относится к несущей, а  $i = 2 \dots N$  к дисперсным элементам).

Уравнение переноса импульса и массы  $i$ -й фазы записываются в виде

$$\rho_i \frac{d_i V_i}{dt} = \nabla \sigma_i + \rho_i \vec{F}_i + \sum_{j=1; j \neq i}^m (\vec{P}_{ji} - J_{ji} V_i), \quad (10.2)$$

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \nabla(\rho_i V_i) = \sum_{j=0; j \neq i}^m J_{ji} \quad (i=1, \dots, m). \quad (10.3)$$

где  $\sigma_i$  – тензор напряжения в  $i$ -той фазе;  $\vec{P}_{ji}$  – сила межфазного взаимодействия, отнесенная к единице объема смеси;  $V_i$  – вектор скорости;  $J_{ji}$  – поток массы из  $j$  фазы в  $i$  фазу за счет фазовых переходов;  $\vec{F}_i$  – массовые силы.

Система уравнений гидромеханики многофазных систем (10.2), (10.3) 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 неударными, то есть выполняется оценка

$$\rho_i \frac{d_i V_i}{dt} \sim \alpha_i \rho_i^0 V_0 t_0^{-1} \ll \alpha_1 \alpha_2 K_\mu^* V_0, \rho_i^0 \alpha_i g,$$

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 [1]:

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \frac{\partial \alpha_i V_i}{\partial z} = 0, \quad \sum_i^m \alpha_i = 1, \quad (10.4)$$

$$-\alpha_i \frac{\partial p}{\partial z} - K_\mu^* \alpha_i \alpha_{i+1} (V_1 - V_2) - \rho_1^0 \alpha_1 g = 0, \quad (10.5)$$

$$\left( K_\mu^* = \frac{9\mu_i}{2r^2} \psi_a(\alpha_{i+1}) \right).$$

Здесь сила межфазного взаимодействия задана, как в монодисперсной смеси в квазистационарном приближении в соответствии с законом Стокса с учетом степенности частиц, задаваемой коэффициентом  $\psi_a(\alpha_{i+1}) = (1 - \alpha_{i+1})^{-m}$  ( $m = 3 - 5$ ).

### *Модель дрейфа*

Суммирование уравнений (10.4) дает уравнение сохранения объемного расхода смеси, а суммирование уравнений (10.5) – уравнение равновесия смеси

$$\sum_i^m \alpha_i V_i = W(t), \quad \partial p / \partial z = -\rho g \left( \rho = \sum_i^m \rho_i^0 \alpha_i \right). \quad (10.6)$$

Из уравнения движения фаз нетрудно получить выражение для скорости скольжения фаз

$$W_{i+1,i} = V_{i+1} - V_i = \frac{W_0}{\psi_a(\alpha_{i+1})}, \quad W_0 = \frac{(\rho_i^0 - \rho_{i+1}^0) g a^2}{9/2\mu_i}, \quad (10.7)$$

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

$$\frac{\partial \alpha_2}{\partial t} + W_2'(t, \alpha_2) \frac{\partial \alpha_2}{\partial z} = 0,$$

$$W_2' = \frac{\partial W_2}{\partial \alpha_2} = W(t) + W_0 \frac{d}{d\alpha_2} J(\alpha_2), \quad J(\alpha_2) = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\psi_\alpha(\alpha_2)}. \quad (10.8)$$

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 (9.6) определяется  $W_{12}$ , с помощью которого находится  $V_1(t, z)$  [1].

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. Ниже рассматривается приближенная модель сепарации дисперсной фазы [9].

Так как нас интересует ламинарное, бездиссипативное 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.

Уравнения для сохранения массы (10.3) примут вид

$$\int_V \frac{\partial \rho_i}{\partial t} dV F = - \int_s \rho_i V_i^n ds + \int_V \sum_{j=1}^N J_{ji} dV, \quad J_{ji} = -J_{ij} = 0, \quad i = 1 \dots N, \quad (10.9)$$

где величина  $J_{ji}$  численно равна массе передаваемого вещества из  $j$  в  $i$  фазу в единице объема, за единицу времени.

Уравнения сохранения импульса (10.3) можно представить в виде

$$\int_V \frac{\partial(\rho_i V_i)}{\partial t} dV = - \int_s \rho_i V_i V_i^n ds + \int_s \sigma_i^n ds + \int_V \rho_i g_i + \int_V \sum_{j=1}^N P_{ji} dV, \quad i=1 \dots N, \quad (10.10)$$

$$P_{ji} = -P_{ij}, \quad P_{ii} = 0,$$

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  $P_{ji}$  характеризует интенсивность обмена импульсом между фазами, он численно равен импульсу передаваемому из  $j$  в  $i$  фазу в единице объема, за единицу времени.

Следуя методам механики сплошной среды, воспользуемся теоремой Остроградского-Гаусса для получения дифференциальных уравнений модели процессов переноса

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \nabla_k (\rho_i V_i^k) = \sum_{j=1}^N J_{ji}, \quad i=1 \dots N, \quad (10.11)$$

$$\frac{\partial(\rho_i V_i)}{\partial t} + \nabla_k (\rho_i V_i^k V_i) = \nabla_k \sigma_i^k + \rho_i g + \sum_{j=1}^N P_{ji}, \quad i=1 \dots N, \quad (10.12)$$

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 (10.1), можно получить

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k X_i^k = \frac{1}{\rho_i^0} \sum_{j=1}^N J_{ji}, \quad i=1 \dots N, \quad (10.13)$$

$$\frac{\partial X_i}{\partial t} + \nabla_k (X_i^k V_i) = \nabla_k \sigma_i^k + \alpha_i g + \frac{1}{\rho_i^0} \sum_{j=1}^N P_{ji}, \quad i=1 \dots N. \quad (10.14)$$

Использование данной системы уравнений рассмотрено в следующих разделах.

## 10.2. Уравнения для эмульсий (бесстолкновительная модель)

Система уравнений (10.13), (10.14) может 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 межфазного обмена  $J_{ji}$ ,  $P_{ji}$ .

Если не учитывать межфазный обмен массой и импульсом, что справедливо для малых значений объемных долей капель, такую модель называют бесстолкновительной [1, 2]. 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 [1, 2] показано, что при данных допущениях законы сохранения могут быть представлены в следующем виде

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k X_i^k = 0, \quad i=1 \dots N, \quad (10.15)$$

$$\frac{\partial X_i}{\partial t} + \nabla_k (X_i^k V_i) = -\frac{\alpha_i \nabla P}{\rho_i^0} + \frac{F_{1i}^\mu}{\rho_i^0} + \alpha_i g, \quad i=2 \dots N, \quad (10.16)$$

$$\frac{\partial X_1}{\partial t} + \nabla_k (X_1^k V_1) = -\frac{\alpha_1 \nabla P}{\rho_1^0} - \frac{1}{\rho_1^0} \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \alpha_1 g, \quad (10.17)$$

где  $F_{1i}^\mu$  – сила трения для малых значений числа Рейнольдса между дисперсной фазой  $i$  и несущей жидкостью, рассчитываемая по Стоксу

$$F_{1i}^\mu = \alpha_1 \alpha_i K_{1i}^\mu (V_i - V_1), \quad K_{1i}^\mu = \frac{9\mu_1}{2r_i^2} \psi(\alpha_d) \Phi_i. \quad (10.18)$$

Здесь функция  $\Phi_i$  учитывает циркуляцию жидкости в капле по Адамару-Рыбчинскому

$$\Phi_i = \frac{3\mu_i + 2\mu_1}{3\mu_i + 3\mu_1}, \quad (10.19)$$

а функция  $\psi(\alpha_d)$  учитывает стесненность движения капель в дисперсной среде. Для этой функции при малых стесненностях  $\alpha_d$  рекомендуется выражение [1]

$$\psi(\alpha_d) = (1 - \alpha_d)^{-n}, \quad n \approx 5, \quad \alpha_d = \sum_{i=2}^N \alpha_i. \quad (10.20)$$

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 [11], тогда уравнение (2.10) изменится и получит вид

$$\frac{\partial X_1}{\partial t} + \nabla_k (X_1^k V_1) = -\frac{\alpha_1 \nabla P}{\rho_1^0} - \frac{1}{\rho_1^0} \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \alpha_1 g + \frac{\mu_1 \alpha_1 \nabla^2 V_1}{\rho_1^0}, \quad (10.21)$$

здесь  $\nabla^2$  – оператор Лапласа. Полученная система уравнений математической модели динамики движения многофазных эмульсий (10.15), (10.16), (10.21) является аналогами уравнения непрерывности (неразрывности потока) и уравнений Навье-Стокса для сплошных сред.

Используем приведенную систему уравнений для расчета движения капель жидкости одинакового радиуса  $r$  в горизонтальном ламинарном потоке несущей жидкости вдоль координаты  $x$ . Пусть в начале рабочей области объемная доля капель меняется вдоль координаты  $z$  по заданному закону  $\alpha_2(0, z)$ , а скорости капель и жидкости имеют только горизонтальную состав-

ляющую, заданной общей функцией  $U(0, z)$ . Задача заключается в нахождении объемных долей капель и скоростей в рабочей области аппарата, после установления стационарного режима течения. Даже при учете стационарности уравнения (10.15) – (10.17) остаются достаточно сложными для аналитического решения и приходится использовать добавочные упрощения. Если расписать производные и использовать выражение (10.15), то можно представить систему уравнений в следующем виде

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla_k (\alpha_i V_i^k) = 0, \quad i=1 \dots N, \quad (10.22)$$

$$\rho_1^0 \alpha_1 \frac{dV_1}{dt} = -\alpha_1 \nabla P - \sum_{j=2}^N F_{1j}^\mu + \rho_1^0 \alpha_1 g, \quad (10.23)$$

$$\rho_i^0 \alpha_i \frac{dV_i}{dt} = -\alpha_i \nabla P + F_{1i}^\mu + \rho_i^0 \alpha_i g \quad i=2 \dots N, \quad (10.24)$$

где  $\frac{dV_i}{dt}$  является субстанциональной производной от скорости фазы  $V_i$

$$\frac{dV_i}{dt} = \frac{\partial V_i}{\partial t} + V_i^k \nabla_k V_i. \quad (10.25)$$

Первое допущение рассматривается в работе [2], где автор обосновывает предположение, что для устоявшегося режима движения частиц при малых скоростях и близких плотностях можно принять субстанциональные производные от скоростей равными нулю (безынерционная модель).

Второе допущение заключается в предположении, что горизонтальные составляющие скоростей капель 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 капель на скорость несущей фазы в вертикальном направлении. Поэтому будем считать, что вертикальная составляющая несущей фазы равна нулю.

Сделанные предположения позволяют упростить систему уравнений (10.22) – (10.24). Обозначим через  $U(x, z)$  горизонтальную составляющую скорости капли, а через  $V(x, z)$  – вертикальную. Тогда уравнения примут вид:

$$\frac{\partial(U(1-\alpha_2))}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial(U\alpha_2)}{\partial x} + \frac{\partial(V\alpha_2)}{\partial z} = 0, \quad (10.26)$$

$$F_{12}^{\mu} + \alpha_1\alpha_2g(\rho_2^0 - \rho_1^0) = 0. \quad (10.27)$$

Индексы: 1 – сплошная фаза; 2 – дисперсная фаза.

В такой модели изменение скорости капли происходит только из-за изменения стесненности, которая влияет на силу трения.

Из соотношений (10.26), (10.27) получается выражение для вертикальной составляющей поля скоростей капли [12 – 14]

$$V_2 = \frac{2r^2g(\rho_1^0 - \rho_2^0)}{9\mu_1\Phi\Psi(\alpha_2)}. \quad (10.28)$$

Используем граничные условия  $\alpha_2(0, z)$  и  $U(0, z)$  в уравнении (10.26) и получим

$$U(x, z) = \frac{U(0, z)(1 - \alpha_2(0, z))}{1 - \alpha_2(x, z)}, \quad (10.29)$$

$$U(0, z)(1 - \alpha_2(0, z)) \frac{\partial\left(\frac{\alpha_2}{1 - \alpha_2}\right)}{\partial x} + A \frac{\partial(\alpha_2(1 - \alpha_2)^5)}{\partial z} = 0, \quad (10.30)$$

где  $A = \frac{2r^2g(\rho_1^0 - \rho_2^0)}{9\mu_1}$ .

Согласно [1, 2], уравнение (10.30) является однородным квазилинейным уравнением первого порядка в частных производных, оно имеет неявное аналитическое решение, получаемое путем исключения параметра  $P$  из уравнений

$$\alpha_2(x, z) = \alpha_2(0, P),$$

$$x(1 - \alpha_2(x, z))(1 - 6\alpha_2(x, z))A = \int_p^z U(0, \lambda)(1 - \alpha_2(0, \lambda))d\lambda. \quad (10.31)$$

На основе приведенной выше математической модели разработаны программы для ЭВМ [15 – 18], позволяющие рассчитывать траектории движения капель для различных гидродинамических условий и физических характеристик сред.

### 10.3. Расчет геометрических характеристик сепарационной зоны

На базе предложенной модели выполнены расчеты двумерного поля объемных долей капель, а также скоростей капель и несущей жидкости в горизонтальном гравитационном отстойнике, состоящем из свободной области и области занятой горизонтальными тонкослойными полками. В первой области моделируется осаждение крупных капель, а в межполочном пространстве – осаждение мелких. Программы ЭВМ позволяют оперативно менять параметры исследуемой системы и рассматривать различные варианты схем осаждения капель [9, 18].

Программы базируются на принятых приближениях и основаны на итерационном решении полученных уравнений модели монодисперсной смеси (10.31) для поля объемных долей в точке  $(x, z)$  путем подбора параметра  $P$ . Эти уравнения для удобства счета записываются в виде

$$\alpha_2(x, z) = \alpha_2(0, P), \quad x(z) = \frac{\int_p^z U(0, \lambda)(1 - \alpha_2(0, \lambda))d\lambda}{(1 - \alpha_2(x, z))^{(n+1)}(1 - (n + 1)\alpha_2(x, z))A}. \quad (10.32)$$

Здесь параметр  $A$  является скоростью осаждения одиночной капли  $V_2$  в дисперсной среде с объемной долей  $\alpha_2$  (уравнение (10.28)), а  $\alpha_2(0, P)$  и  $U(0, P)$  – функции, задающие профили объемной доли и скорости смеси на входе в отстойник. Исходя из физического смысла, уравнения (10.28), (10.32) можно рассматривать как уравнение линии  $x(z)$  для которых объемная доля капель одинакова и равна  $\alpha_2(0, P)$ . На базе использования уравнений (10.28), (10.32) создано два типа программ для моделирования процесса на ЭВМ [15 – 18]:

1 тип – расчет распределения объемных долей и скоростей в межполочном пространстве для монодисперсных систем при наличии начальных профилей объемной доли и скорости;

2 тип – расчет зон осаждения в свободной зоне и межполочном пространстве для полидисперсных систем при наличии начального профиля скорости и однородности профилей объемных долей.

Программы второго типа для моделирования полидисперсных систем используют формулы алгоритма расчета для монодисперсных систем [1, 2]. Это можно делать для однородного профиля объемных долей капель на входе и малых долях, так как в этом случае дисперсные фазы разделяются строго согласно изменению радиуса капель и образуют в пространстве зоны одинаковых концентраций. Первая сверху зона содержит капли самые малые по размерам и ее доля равна начальной объемной доле этих капель; вторая сверху зона содержит самые малые и следующие по размерам капли и ее доля дисперсной фазы складывается из начальных долей первых двух по малости размеров капель; для следующих зон эти законы также выполняются; в последней зоне имеются капли всех размеров, а ее доля равна сумме всех начальных долей. Вследствие такого регулярного распределения капель по зонам по формулам (10.19), (10.20) можно рассчитать граничные траектории капель разных размеров, они будут совпадать с границами зон. При таких расчетах по формулам (10.28), (10.31) необходимо вместо объемной доли  $\alpha_2$  брать суммарную объемную долю дисперсной фазы в этой зоне, а для  $U(0, z)$  – общий для всех фаз профиль скорости смеси на входе.

После запуска программы для расчетов, по какой либо базе данных, необходимо дополнительно ввести предполагаемую длину свободной зоны  $L1(m)$ , полки  $L2(m)$  и задать вариант учета стесненности (1 – без учета стесненности при  $n = 0$ ; 2 – учет стесненности при  $n = 5$ ; 3 – учет стесненности при  $n=2,67$ ). Результаты счета выводятся в виде изображения границ распределения зон и максимальных расстояний оседания капель на полках, а также таблицы данных и параметров зон:  $Z$  зоны – координата  $z$  для каждой зоны в начале полок;  $X_{max}$  – максимальная длина осаждения капель при отсутствии полок;  $V_0$  – скорость оседания капли в зоне, где они еще остаются. Произвольный профиль для  $U(0, z)$  задается непосредственно в программе с помощью десяти опорных значений. Аппроксимация и интерполяция этих значений проводится с помощью кубических сплайнов, что позволяет непрерывным образом моделировать достаточно сложные экспериментальные профили скоростей на входе (рис. 10.1.) [15 – 17].

Для точного расчета геометрических размеров зоны тонкослойного отстаивания конкретного сепаратора с помощью описанной выше программы необходимо знание профиля скорости.

Профиль скорости сплошной фазы определяется способом ее ввода в аппарат, конструкцией аппарата и распределительного устройства.

Ввиду сложности геометрии получение строгого аналитического решения уравнений переноса для получения профиля скорости сплошной фазы связано с принципиальными трудностями и практически неосуществимо.

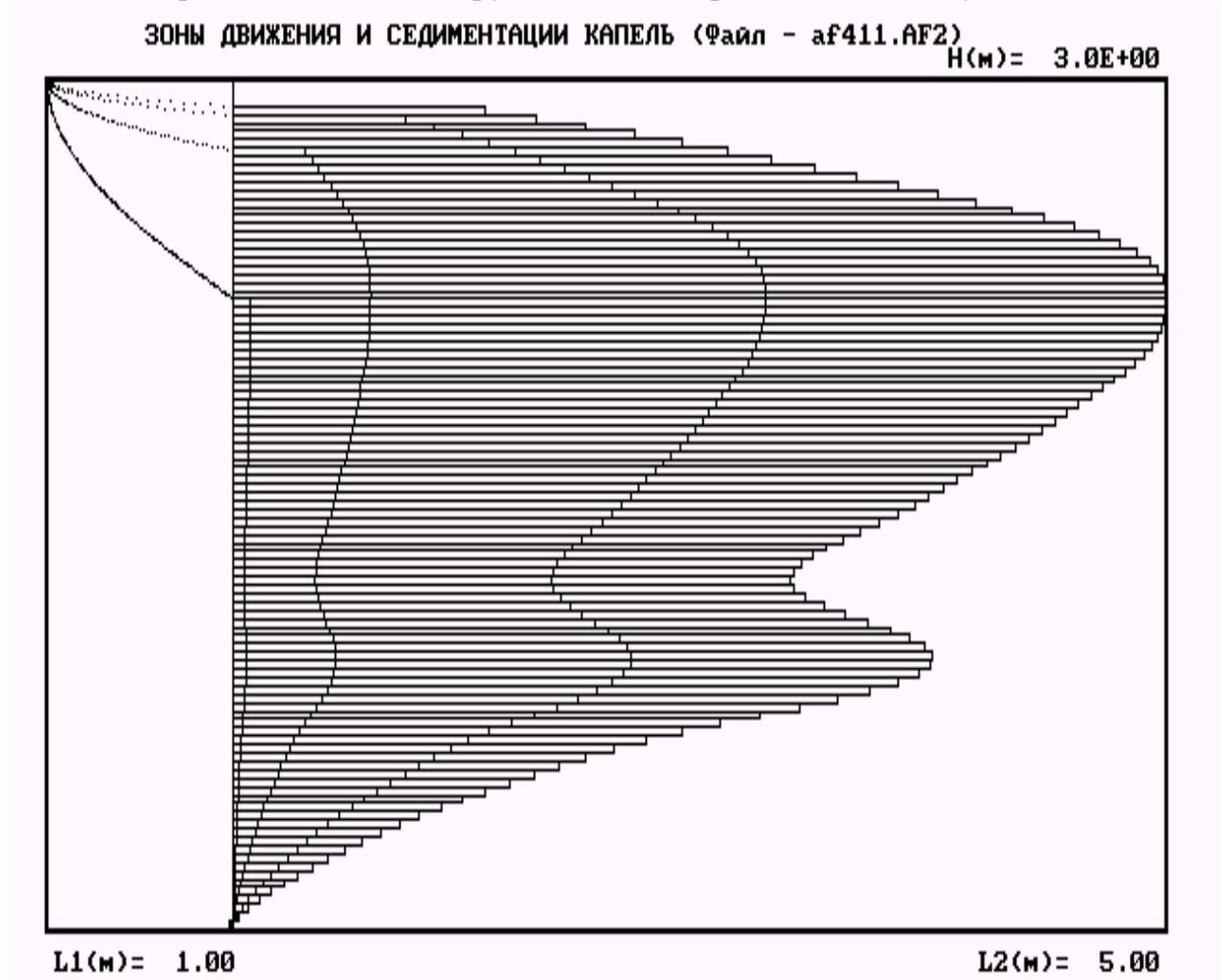


Рис. 10.1. Данные по составу и параметрам зон седиментации (число полок = 100) для системы: вода – пентан

№	$R, \text{ мм}$	Пл, $\text{кг/м}^3$	Вяз, $\text{Па}\cdot\text{с}$	Доля к %	Доля ж %	$U_0, \text{ мм/с}$	$X_{\text{max}}, \text{ м}$	$Z_{\text{зоны}}, \text{ м}$
1	0,007	1000	0,1E-2	0,5	99,5	1,36E-1	0,21E+3	2,91
2	0,010	1000	0,1E-2	0,5	99,0	2,42E-1	0,12E+3	2,88
3	0,020	1000	0,1E-2	1,0	98,0	9,67E-1	0,30E+2	2,75
4	0,060	1000	0,1E-2	4,0	94,0	8,71E+0	0,37E+1	2,23
Носитель:	626,0	0,24E-0	$U_{\text{max}}=15 \text{ мм/с}$ $U_{\text{мин}}=0 \text{ мм/с}$ $n=2,67$					

Выбор оптимальных конструктивных характеристик аппарата на основе физического моделирования связан с большими затратами времени и

средств. Поэтому важное значение приобретает компьютерное моделирование гидродинамики двухфазных потоков. Современная вычислительная техника и численные методы открывают возможности для успешного решения этих задач.

#### 10.4. Численное исследование гидродинамики в отстойниках и их модернизация

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 системы 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 (глава 12).

Что касается использования программного комплекса PHOENICS для моделирования процесса гравитационного осаждения, то можно отметить работу [19], имеющей целью уменьшение влияния сложного характера движения двухфазной среды на эффективность систем ирригации. Эта работа получила дальнейшее развитие [20] применительно к вихревым трубчатым экстракторам, причем были использованы математические процедуры, заложенные в программном продукте PHOENICS. В результате были выработаны рекомендации по выбору рациональной геометрии и технологических режимов работы аппаратов.

**Постановка задачи.** Конструкция гравитационного отстойника представлена на рис. 10.2.



Рис.10.2. Конструкция гравитационного отстойника Е-30 до модернизации

Ввод исходной водонефтяной эмульсии осуществляется через вертикально расположенную трубу, а отвод – из нижней части. Диаметр цилиндрической части аппарата составляет 3 м, длина – 1,34 м, а 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 широкую фракцию легких углеводородов (ШФЛУ) слишком незначительна для того, чтобы изменить ее свойства, то расчеты проведены в приближении однофазного течения несжимаемой ньютоновской жидкости [19, 20].

Решался получаемый на расчетной сетке дискретный аналог дифференциальных уравнений переноса субстанции, которые в стационарном случае имеют обобщенный вид:

$$\operatorname{div}(u\rho F - \mu \operatorname{grad}F) = S, \quad (10.33)$$

$\rho$  – 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  $K$ - $\epsilon$  модель турбулентности Чена и Кима (Chen, Kim) [21, 22], которая по сравнению со стандартной  $K$ - $\epsilon$  моделью турбулентности является более приемлемой для описания отрывных течений с циркуляционными зонами. Уравнения (10.33) дополняются уравнением неразрывности

$$\operatorname{div}(u) = 0. \quad (10.34)$$

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. 10.2. На твердых поверхностях задавались встроенные в PHOENICS граничные условия для модифицированной  $K$ - $\epsilon$  модели турбулентности [21], полагая, что скорость на твердой поверхности равна нулю. На горизонтальной поверхности, расположенной на высоте заполнения аппарата, поставлены граничные условия, соответствующие скольжению без тре-

ния. 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 искомых функций: давления  $p$ , трех компонент вектора скорости  $u$ , удельной кинетической энергии турбулентности  $K$  и ее диссипации  $\epsilon$ . Визуализация рассчитанного векторного поля скорости представлена на рис. 10.3 и 10.4. Видна 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. 10.3 и 10.4. Обратные течения, наблюдаемые на рис. 10.4, могут существенно снижать эффективность работы гравитационных отстойников.

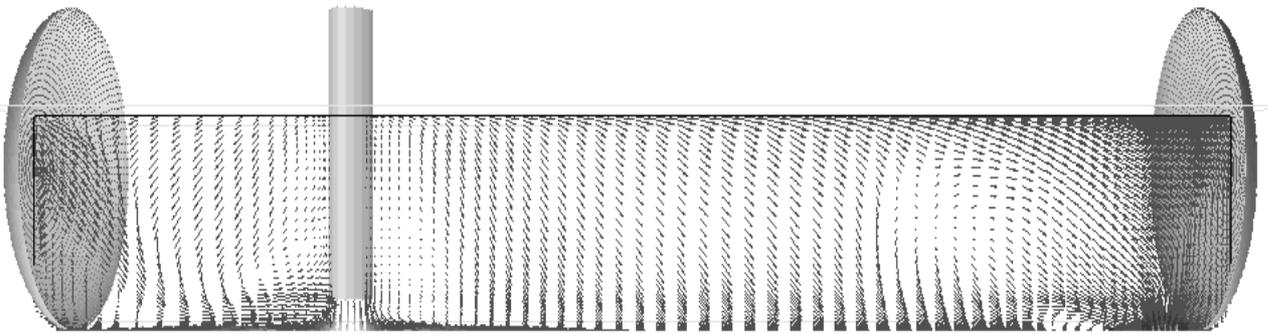


Рис. 10.3. Векторное поле скоростей в центральном вертикальном продольном сечении

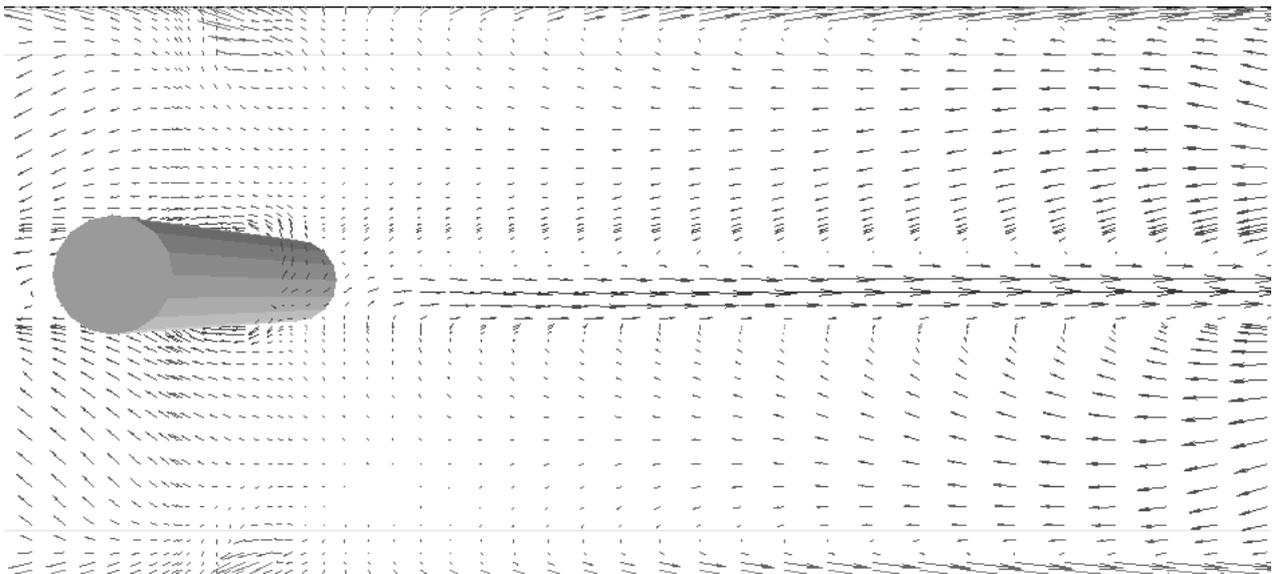


Рис. 10.4. Векторное поле скоростей в центральном горизонтальном продольном сечении (фрагмент)

Проведенный численный анализ структуры потока в аппарате рассматриваемой конструкции выявил необходимость его модернизации с целью повышения однородности поля скорости. Одним из способов выравнивания поля скорости является ввод потока в направлении, противоположном основному направлению движения среды в аппарате. Схема такого модернизированного аппарата представлена на рис. 10.5.



Рис. 10.5. Вариант модернизации гравитационного отстойника

Визуализация рассчитанного поля скорости в модернизированном аппарате представлена на рис. 10.6, 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 [23].

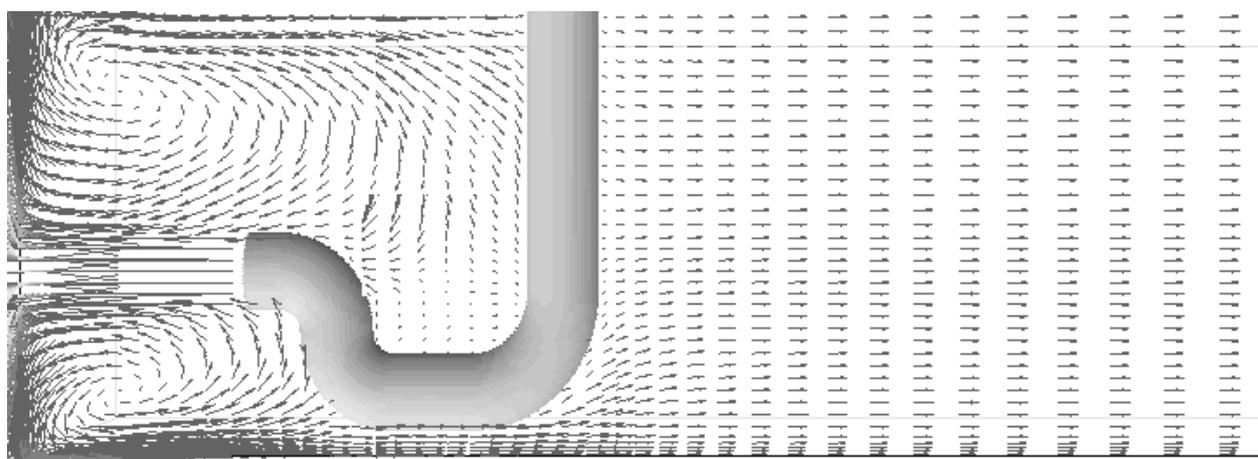


Рис. 10.6. Векторное поле скоростей в центральном вертикальном продольном сечении после модернизации (фрагмент)

Сравнение графиков изменения продольной компоненты скорости вдоль выбранных координатных линий на рис. 10.7, 10.8 подтверждает преимущество модернизированного аппарата по сравнению с прежней конструкцией [9, 18].

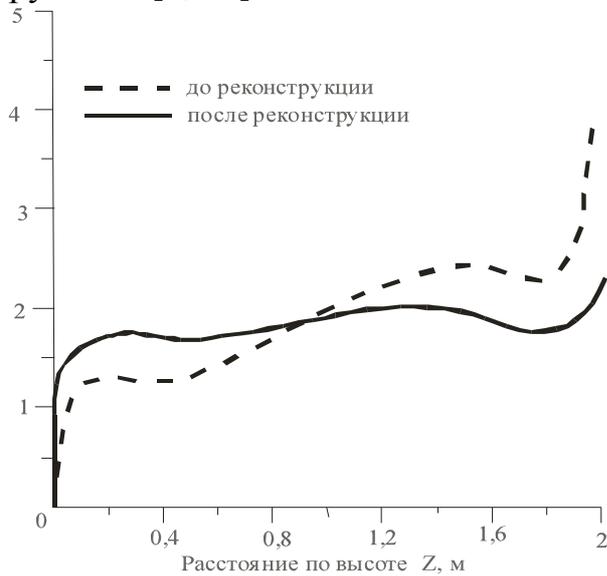


Рис. 10.7. Профили продольной скорости по высоте при  $X=5$  м,  $Y=1,5$  м

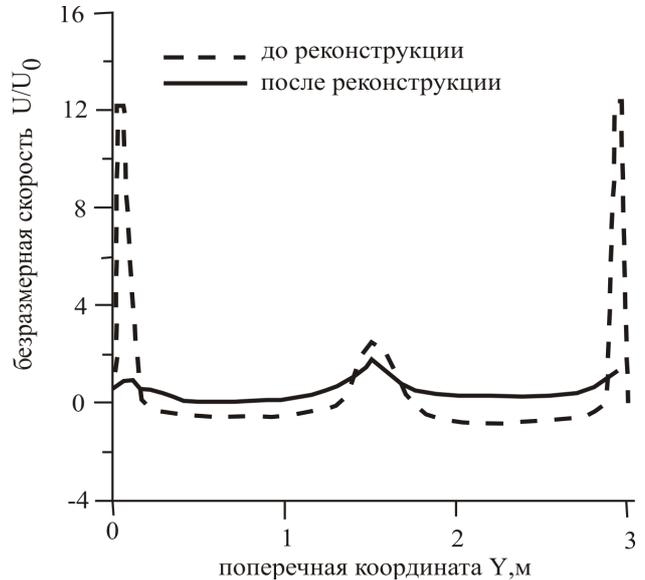


Рис. 10.8. Профили продольной скорости вдоль поперечной горизонтальной координаты при  $X=5$  м,  $Z=1$  м

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. 10.9). Расчеты про-

ведены для однофазной среды. В качестве демонстрации результатов расчета на рис. 10.10 представлен профиль продольной компоненты скорости вдоль выбранной вертикальной координатной линии ( $X = 5\text{ м}$ ;  $Y = 1,5\text{ м}$ ).

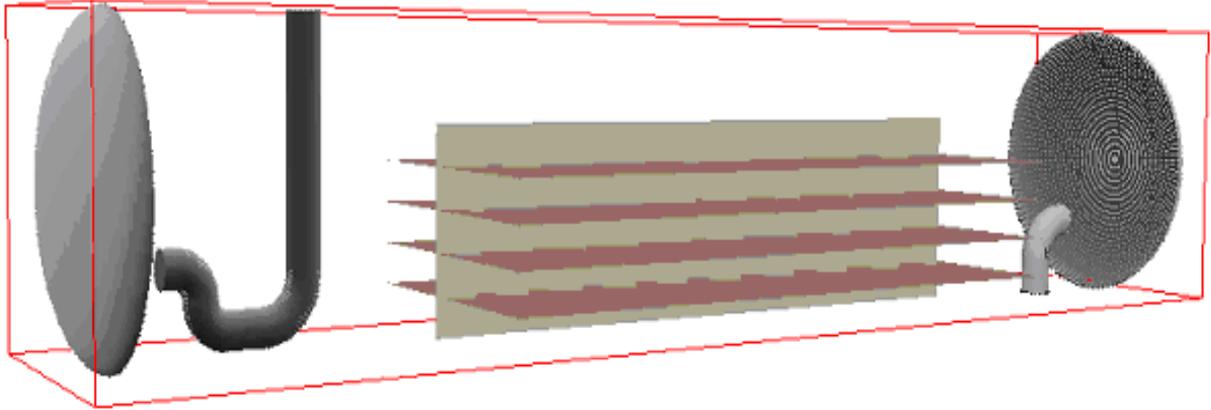


Рис. 10.9. Вариант реконструкции существующего гравитационного отстойника

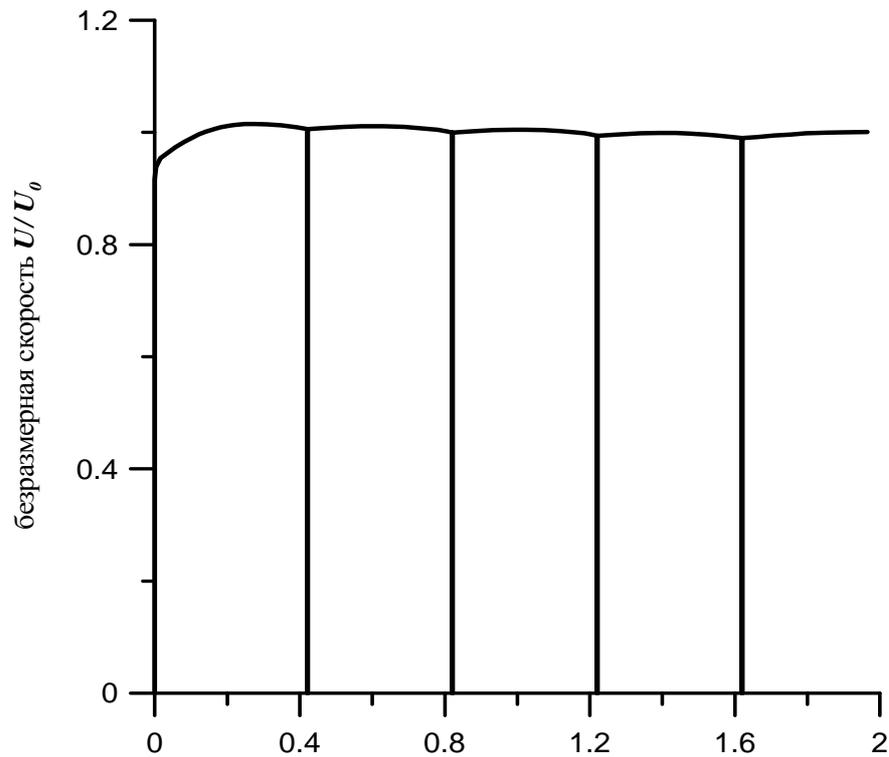


Рис. 10.10. Профили продольной скорости по высоте аппарата с перегородками при  $X = 5\text{ м}$ ,  $Y = 1,5\text{ м}$

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 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.

### **10.5. Идентификация моделей структуры потоков**

От гидродинамической обстановки в промышленных аппаратах существенно зависит эффективность многих протекающих тепло-массообменных и реакционных процессов и тем самым она 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 тепло-массообменных 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, что при импульсном вводе трассера на вход, кривая отклика на выходе после соответствующей нормировки и переходу 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. 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 [24]. 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 будет 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. Коэффициент использования объема равен 0,95.

В силу указанных выше факторов, в данной работе для подтверждения адекватности теоретических расчетов гидродинамики было выбрано сопоставление теоретических и опытных кривых отклика [9]. Аналогичные сопоставления по структуре потока в распылительной колонке показаны в работе [10].

Для снятия экспериментальных кривых использован сосуд, выполненный в виде параллелепипеда с размерами 2 м × 0,2 м × 0,375 м [9, 18]. 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, 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, исключающий 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. 10.13 ( $X$ - $Z$  плоскость,  $Y = 0,1$  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. 10.11 дает вполне реалистичное поле скорости с незначительными отклонениями от зеркальной симметрии.

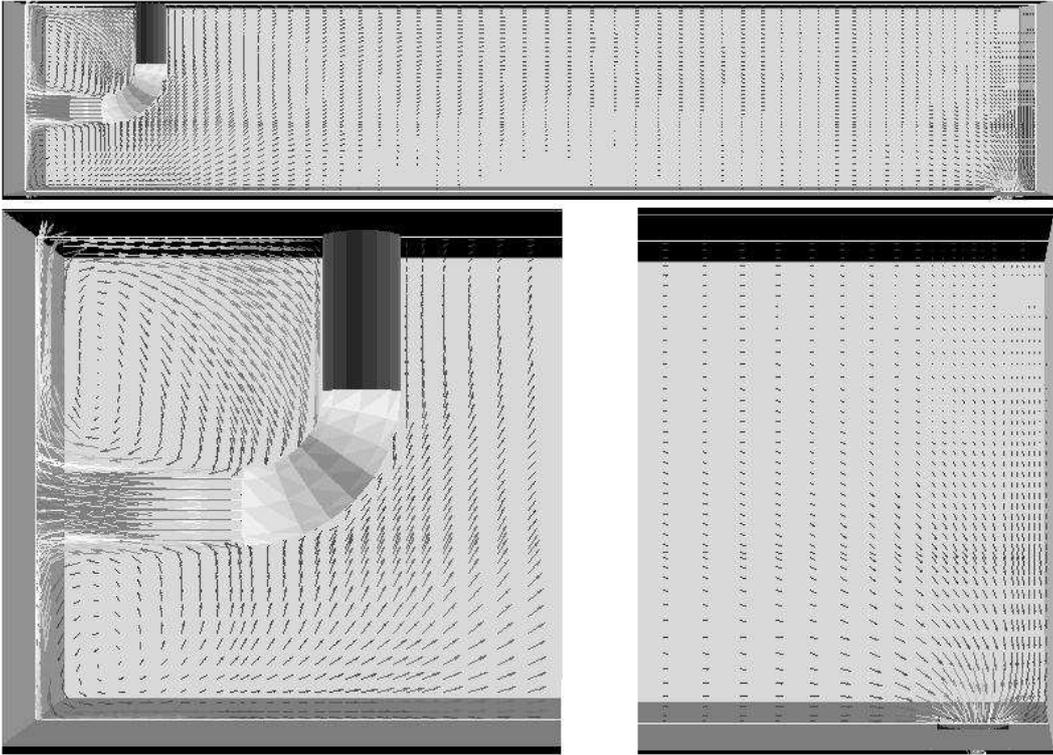


Рис. 10.11. Векторное поле скорости сплошной фазы,  $Y = 0,1$  м

После того, как было получено поле скорости, решалась задача переноса скаляра при фиксированном поле скорости.

На рис. 10.12 приведен характерный график сравнения экспериментальных и теоретических кривых отклика, снятых в различных точках [9, 18].

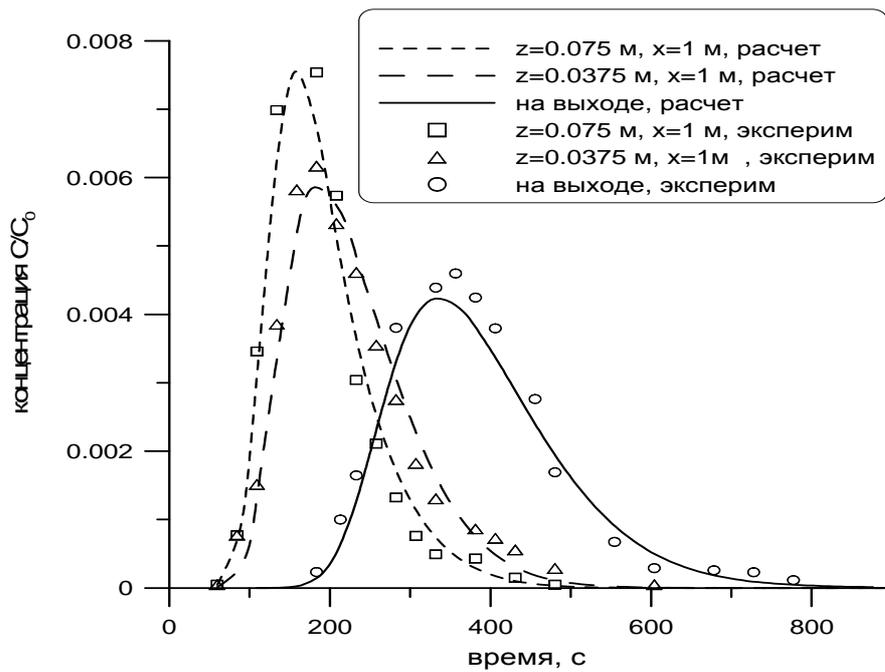


Рис. 10.12. Расчетные и экспериментальные кривые отклика на импульсный ввод трассера

Приведенные кривые получены для скорости жидкости в полном поперечном сечении 0,005 м/с. 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-ю равноудаленными точками измерения от 0,5 м до 1,8 м.

В общей сложности было снято и рассчитано 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 вариантов модернизации отстойников.

### **Библиографический список к десятой главе**

1. Нигматуллин Р.И. Основы механики гетерогенных сред. М.: Наука. 1978.
2. Нигматуллин Р.И. Динамика многофазных сред. М.: 1987.
3. Рахматуллин Х.А. Газовая и волновая динамика. М.: Химия, 1983.
4. Deen N.G., Solberg T., Hjertager B.H. Numerical Simulation of the Gas-Liquid Flow in a Cross-sectioned Bubble Column // 14th Int. Congr. of Chem. and Process Eng.- Praha, Aug. 27-13. 2000. P. 1-18.
5. Jakobsen H.A. Sannaes B.H., Grecskott S., Svendsen H.F. Modeling of vertical bubble-driven flows // Ind. Chem. Res. 1997. 36. P. 4052-4074.
6. Markatos N.C. Mathematical modelling of single and two-phase flow problems in the process industries // Revue de l'Institut Frangais du Pe'trole. 1993. v.48. № 6. P. 631-662.
7. Sato Y., Sekoguchi K. Liquid velocity distribution in two-phase bubble flow // Int. J. Multiphase Flow. 1975. V. 2. P. 79.
8. Hewitt G.F. et al., Multiphase science and technology // Washington-N.J.-London, Hemisphere Publishing Corporation. 1987.

9. Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Афанасьев И.П. Сепарация дисперсной фазы из жидких углеводородных смесей в нефтепереработке и энергосбережение. Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005.

10. Лаптев А.Г. Модели переноса и эффективность жидкостной экстракции. Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005.

11. Протодьяконов И.О. Гидродинамика и массообмен в дисперсных системах жидкость-твердое тело. Л.: Химия. 1987.

12. Моделирование разделения двухфазных сред в горизонтальном динамическом отстойнике / М.И.Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. Казань. 1998. С. 86-93.

13. Моделирование течения двухфазных сред / М.И. Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. Казань. 1998. С. 211-219.

14. Расчет течений жидких дисперсных сред / М.И.Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Сб. тр. 12-й междунар. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях. Смоленск, 2001. Т. 3. С. 34-36.

15. Численное моделирование всплытия и осаждения капель в жидкости / М.И.Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. Казань. 1998. С. 70-75.

16. Математическое моделирование процесса разделения двухфазных жидких смесей в динамических сепараторах / М.И.Фарахов, И.П. Афанасьев, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев // Тез. докл. V-й конф. по интенсификации нефтехимических процессов «Нефтехимия-99». Нижнекамск: 1999. Т. 2. С. 166-168.

17. Моделирование движения капель в отстойниках / М.И. Фарахов, И.Х. Садыков, С.А. Казанцев, И.П. Афанасьев // Массообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. Казань. 2001. С. 219-224.

18. Афанасьев И.П. Энергосбережение в промышленной теплотехнологической установке при получении компонентов нефтяных топлив. Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2005.

19. Гидродинамика потоков в аппаратах гравитационного разделения водонефтяных эмульсий / М.И.Фарахов, Тахавутдинов Р.Г., И.Х. Садыков, И.П. Афанасьев // Сб. тр. 14-й междунар. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях». Смоленск, 2001. Т. 3. С. 18-20.

20. Компьютерное моделирование гидродинамики проточного гравитационного отстойника / М.И. Фарахов, Р.Г. Тахавутдинов, И.Х. Садыков, А.Р. Альтапов, И.П. Афанасьев, С.Ф. Грачев // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. Казань. 2001. С. 160-167.

21. Y.S.Chen and S.W.Kim, 'Computation of turbulent flows using an extended k-e turbulence closure model', NASA CR-179204, (1987).

22. D.J.Monson, H.L.Seegmiller, P.K.McConnaughey and Y.S.Chen, 'Comparison of experiment with calculations using curvature-corrected zero and two-equation turbulence models for a two- dimensional U-duct', AIAA 90-1484, (1990).

23. Фарахов М.И., Афанасьев И.П., Казанцев С.А. Учет влияния профиля скорости дисперсного потока при моделировании работы отстойника // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. Казань. 2002. С. 161-166.

24. Гельперин Н.И., Пибалк В.Л., Кастанян А.Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. М.: Химия, 1977.

## ГЛАВА 11

### МОДЕРНИЗАЦИЯ ОТСТОЙНИКА УЗЛА ОХЛАЖДЕНИЯ ПИРОГАЗА В ПРОИЗВОДСТВЕ ЭТИЛЕНА\*

В главе рассмотрена производственная задача по модернизации отстойника установки газоразделения в производстве этилена.

#### 11.1. Описание технологического узла охлаждения пирогаза и очистки воды

Узел водной промывки пирогаза предназначен для охлаждения и отмывки пирогаза от кокса и смолы, а также для отстоя и отделения химически загрязненной воды от пиролизных смол с последующим ее охлаждением перед подачей вновь в колонну на промывку пирогаза.

Пирогаз от печей пиролиза и испарительно-закалочных аппаратов с температурой 380 – 400 °С и давлением 0,6 – 0,8 кгс/см<sup>2</sup> поступает в колонну водной промывки К-201 и движется противотоком для закаливания воды (рис. 11.1).

На входе в колонну пирогаз охлаждается циркуляционной водой, подаваемой насосом на впрыск, до температуры 100 – 105 °С.

Колонна водной промывки пирогаза К-201 имеет 7 уголковых и 7 клапанных тарелок. Уголковые тарелки расположены в нижней части колонны. Пирогаз, проходя через эти тарелки, отмывается от кокса и смол циркуляционной водой, поступающей в среднюю часть колонны.

Клапанные тарелки расположены в верхней части колонны. На этих тарелках происходит дополнительная отмывка пирогаза от смол и кокса и охлаждение до 45 °С циркуляционной водой, поступающей в верхнюю часть колонны.

Охлажденный и счищенный пирогаз с температурой 40 – 45 °С и давлением 0,5 – 0,6 кгс/см<sup>2</sup> направляется на всас пирогазовых компрессоров цеха газоразделения.

В колонне К-201 пар, легкие и тяжелые смолы, кокс, поступающие с пирогазом, конденсируются и стекают в куб колонны.

---

\*Работа выполнялась по заданию ОАО «Казаньоргсинтез»

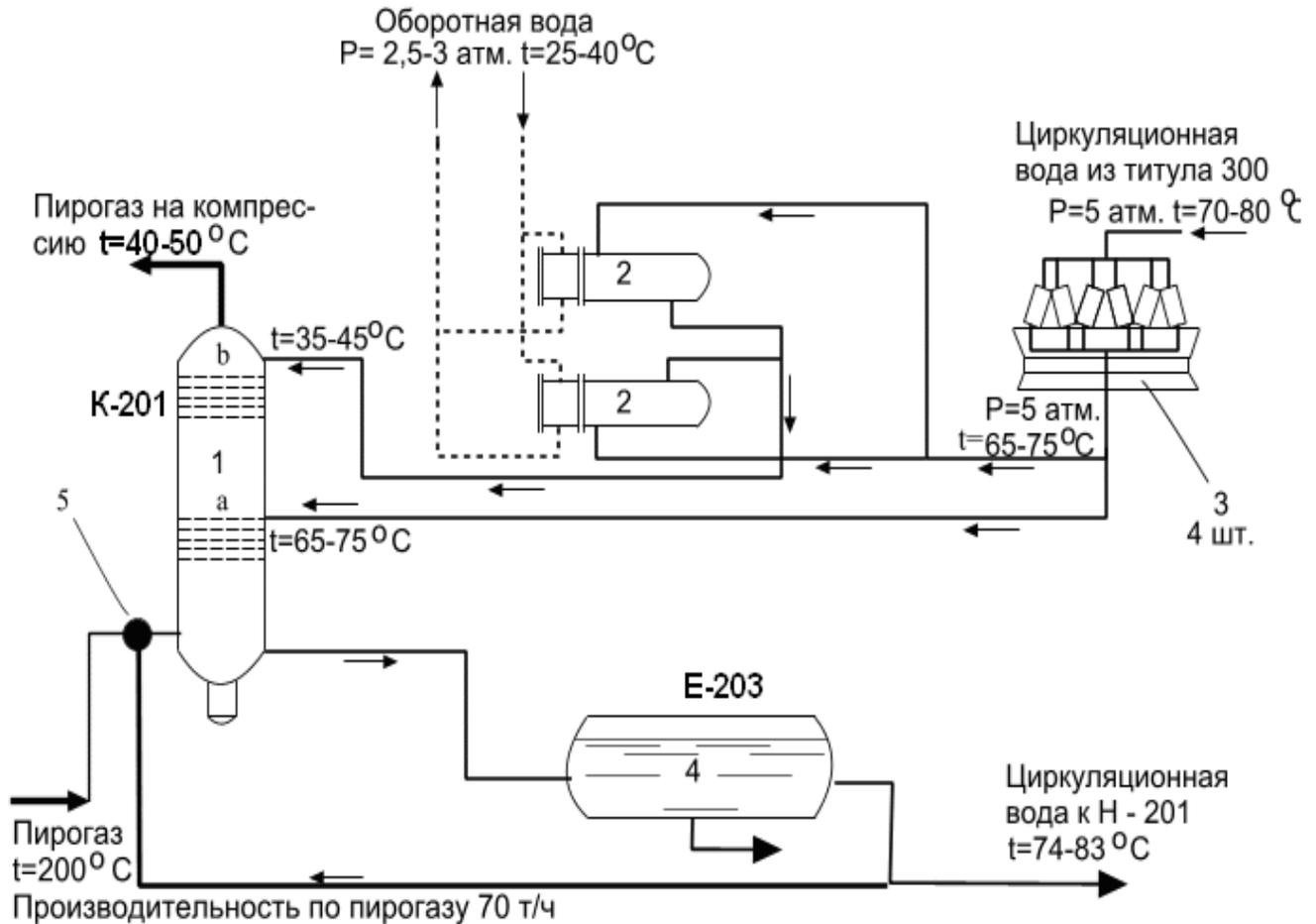


Рис. 11.1. Существующая схема охлаждения пирогаза в колонне К-201:  
 1 – колонна К-201; 2 – холодильник циркуляционной воды Т-203 а, б;  
 3 – холодильник циркуляционной воды Т-201 а, б, в,г; 4 – отстойник циркуляционной воды Е-203; 5 – устройство впрыска воды в поток пирогаза;  
*a* – нижняя секция колонны, состоящая из семи уголкового провальных тарелок; *b* – верхняя секция колонны, состоящая из семи колпачковых тарелок

Далее из кубовой части закалочной колонны направляются в отделитель закалочной воды – отстойник Е-203. В Е-203 имеется три отделения, где вода отделяется от углеводородов.

Очистка воды в пустотелом отстойнике малоэффективна и значительная часть химических загрязнений возвращается в колонну. Поэтому необходима модернизация действующего отстойника [1 – 3].

В табл. 11.1 представлены близкие к проектным расходы рабочих сред и температуры на входе и выходе колонны К-201.

Таблица 11.1. Расход рабочих сред и их рабочая температура

Показатели	На входе					На выходе	
	пирогаз	ЦВ перед К-201	ЦВ в верх.ч. К-201	ЦВ в ср.ч. К-201	ЦВ впрыск	пирогаз	ЦВ
Расход, т/ч	47-79	64-70	138	520-550	22	47-79	
Температура, °С	98-108	46-64	35	65		35-40	70-80

### *Результаты расчета отстойника E-203*

Емкость-отстойник циркуляционной воды E-203 предназначена для отстоя и отделения циркуляционной химически загрязненной воды от кокса и смолы. Отстойник представляет собой цилиндрический аппарат с обогревом и имеет следующие характеристики:

Объем – 200 м<sup>3</sup>

Диаметр – 4000 мм

Длина – 17068 мм

Давление рабочее – 2,5 кгс/см<sup>2</sup>  
расчетное – 6 кгс/см<sup>2</sup>

Температура рабочая – + 75 ÷ 80 °С

Расход осветленной жидкости – 600 т/ч.

Время пребывания потока в отстойнике

$$t = \frac{V_{E-203}}{V_{осв}} = \frac{200 \text{ м}^3}{600 \text{ т/ч}} = 20 \text{ мин.} \quad (11.1)$$

Следовательно, время пребывания в отстойнике E-203 составляет 20 мин. То есть за это время смогут осесть частицы, время осаждения которых менее 20 мин.

Зная время пребывания потока в отстойнике, можно определить высоту слоя осветленной жидкости  $h$  по уравнению (11.2) и скорость осаждения частиц  $U_{ос}$  по уравнению (11.3):

$$h = \frac{V_{осв} \cdot t}{F}, \quad (11.2)$$

$$U_{oc} = \frac{V_{ocв}}{F}, \quad (11.3)$$

где  $F$  – площадь отстойника,  $m^2$ .

Из уравнений (11.2) и (11.3) высота слоя осветленной жидкости составляет 0,8 м, а скорость осаждения частиц 4,2 мм/с.

Из уравнения (2.13) можно определить максимальный размер частиц, которые осаждаются в данном отстойнике:

$$U_{oc} = \sqrt{\frac{4(\rho_m - \rho_{cp})}{3 \xi \cdot \rho_{cp}}} dg = 0,0042, \quad (11.4)$$

где  $\rho_m$  и  $\rho_{cp}$  – плотность материала частиц и сплошной среды соответственно,  $kg/m^3$ ;  $\xi$  – коэффициент сопротивления;  $d$  – диаметр частиц, м;  $g$  – ускорение свободного падения,  $m^2/c$ .

Диаметр равен 4 мкм. То есть частицы с размером менее 4 мкм остаются в потоке и уносятся в технологический цикл. Их можно заметить даже невооруженным глазом. После отстаивания циркуляционной воды более 30 суток, взятой на выходе из колонны К-201, наблюдались всплывшая «легкая» углеводородная фракция, выпавший осадок – «тяжелая» углеводородная фракция и частички сажи и копоты в виде взвеси, то есть вода даже после столь длительного отстаивания оставалась мутной.

Необходимая поверхность осаждения находится из следующего выражения:

$$F = \frac{V_{ocв}}{U_{oc}} \quad (11.5)$$

и составляет примерно  $238 m^2$ , и практически равная площади отстойника.

Согласно производственным данным во время плановых капитальных ремонтов из первой зоны отстойника удаляется около 5 – 6 тонн «тяжелых» углеводородов.

Также производственные данные показывают, что значительная часть «легких» углеводородов не осаждается в отстойнике, циркулирует по технологическому циклу и поступает вновь в колонну. Вследствие этого ухудшается процесс промывки пирогаза и загрязняются контактные устройства в колонне К-201. Для повышения эффективности очистки воды необходимо использование химических методов с подбором коагулянтов.

## 11.2. Коагулянты для очистки химзагрязнений воды\*

Коагулирование – технологический процесс обработки воды реагентами, который завершается коагуляцией ее коллоидных примесей. Коагуляция является физико-химическим процессом слипания коллоидных частиц и образования грубодисперсных хлопьев, выпадающих в осадок и удаляемых из воды осаждением их в осветлителях или фильтрованием в осветлительных фильтрах. Вещества, способные вызвать коагуляцию частиц, называют в общем случае коагуляторами, а в водоподготовке – коагулянтами или гидролизующимися коагулянтами.

В результате процессов коагулирования и осветления увеличивается прозрачность воды, снижается окисляемость и происходит ее обесцвечивание. При правильно налаженных режимах коагуляции воды удаляется примерно 60 – 80 % органических веществ [4].

Важнейшая особенность коллоидных систем, определяющая всю сумму наблюдаемых поверхностных явлений, состоит в существовании двойного электрического слоя ионів и скачка потенциала на границе раздела фаз. Причинами возникновения двойного электрического слоя являются разница в диэлектрических свойствах материала среды и дисперсной фазы, специфические молекулярные силы, обуславливающие избирательную адсорбцию ионов из раствора, или ионизация поверхностных молекул вещества самой дисперсной фазы.

Распределение ионов вблизи поверхности раздела определяется действием противоположно направленных сил: сил молекулярного притяжения, удерживающих ионы у поверхности, сил электростатического притяжения или отталкивания и диффузионных сил, стремящихся выравнять концентрацию ионов в объеме среды [5].

Строение двойного слоя можно представить схемой, показанной на рис. 11.2 [6].

Частица дисперсной фазы коллоидного раствора – коллоидная частица – состоит из ядра, адсорбирующего из окружающей среды ионы одного вида, которые равномерно распределяются по его поверхности. Эти ионы называют потенциалобразующими, их химическая природа близка химической природе ядра коллоидной частицы. Благодаря этим ионам поверхность приобретает заряд и вокруг частицы группируются ионы противоположного знака – противоионы.

---

\*В работе принимала участие Г.Г. Сафина

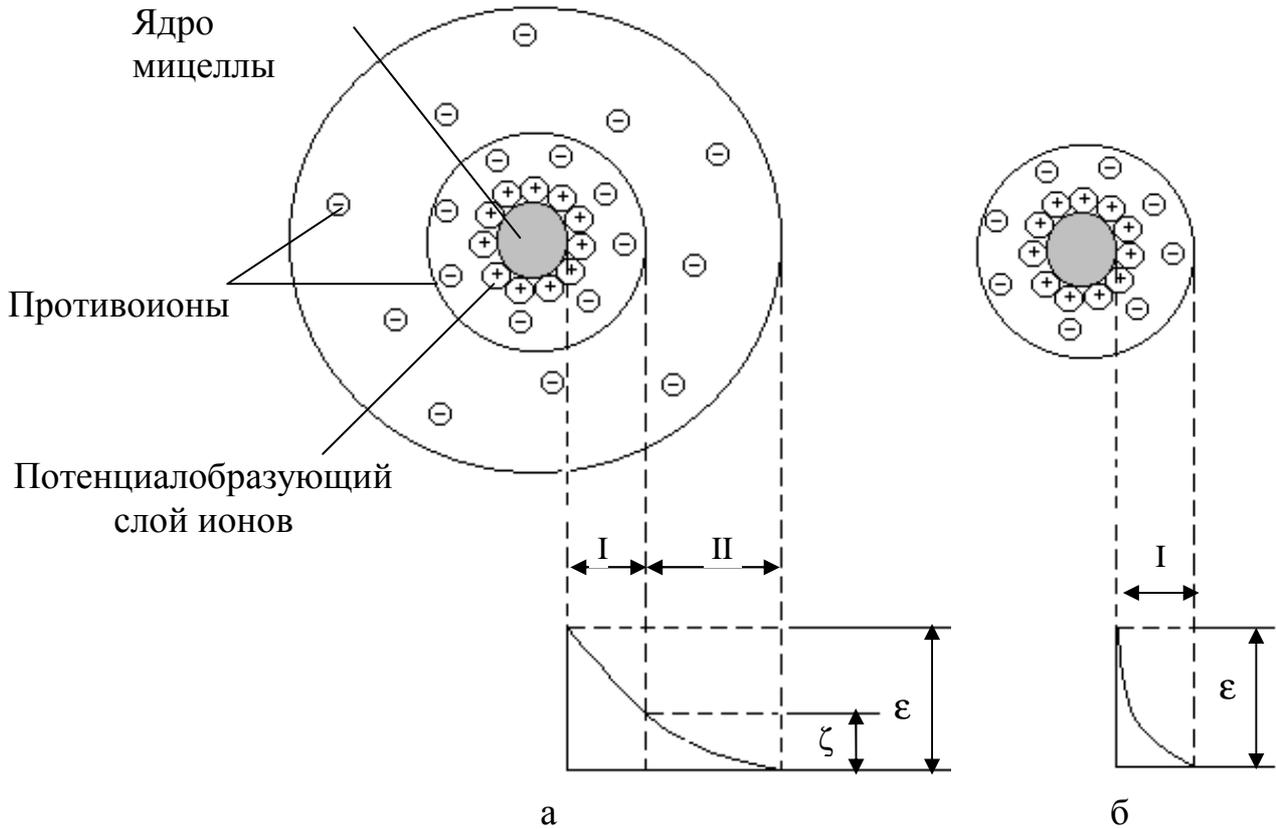


Рис. 11.2. Схема строения мицеллы: а –  $\zeta > 30$  мВ, б –  $\zeta = 0$ ; I – плотный слой; II – диффузный слой;  $\epsilon$  – потенциал всей мицеллы,  $\zeta$  – электрокинетический потенциал

Часть противоионов удерживается поверхностью на сравнительно близком расстоянии, порядка нескольких ангстрем, образуя так называемый плотный ионный слой I. Однако их заряд меньше заряда потенциалообразующих ионов и вокруг оболочки I образуется оболочка II, также состоящая в основном из противоионов. Они образуют внешний диффузный слой, в котором в упорядоченное распределение ионов вмешиваются силы теплового движения. Под действием диффузии этот слой оказывается как бы «размытым» в направлении от поверхности раздела в глубину раствора.

Частицу с окружающим ее плотным слоем ионов называют гранулой, а с двойным слоем – мицеллой [5].

Значение потенциала в плотном слое при удалении от потенциалообразующих ионов снижается линейно до потенциала диффузного слоя, а затем изменяется по экспоненте.

При движении коллоидных частиц в жидкости, т. е. при относительном перемещении фаз, происходит разрыв двойного электрического слоя по плоскости скольжения. Часть диффузного слоя захватывает частица, а часть ионов остается в растворе, в результате устанавливается разность потенциалов между движущейся коллоидной частицей и окружающей ее средой на поверхности скольжения при отрыве части диффузного слоя. Потенциал на поверхности скольжения называется электрокинетическим потенциалом или  $\zeta$  (дзета)-потенциалом.

Величина  $\zeta$ -потенциала зависит от толщины диффузного слоя ионов. Чем сильнее размыт диффузный слой, тем выше  $\zeta$ -потенциал, и, наоборот, при предельном сжатии диффузного слоя значение  $\zeta$ -потенциала приближается к нулю.

Коллоидные растворы отличаются достаточно высокой устойчивостью, что обусловлено способностью коллоидных частиц, благодаря броуновскому движению, не опускаться на дно сосуда под действием гравитационного поля (кинетическая устойчивость) и способностью, благодаря наличию одноименного электрического заряда частиц дисперсной фазы, вызывающего их взаимное отталкивание, сохранять свои размеры (агрегативная устойчивость). Наличие гидратных оболочек также увеличивает устойчивость коллоидных частиц.

При снижении электрического заряда частиц, т.е. при уменьшении  $\zeta$ -потенциала, силы отталкивания уменьшаются и становится возможным слипание частиц – процесс коагуляции коллоида. Таким образом, величина  $\zeta$ -потенциала частицы определяет ее способность к коагуляции и во многих случаях является основным критерием полноты протекания процесса. Силы взаимного притяжения между коллоидными частицами начинают преобладать над электрическими силами отталкивания при  $\zeta$ -потенциале системы менее 30 мВ. При дальнейшем понижении величины  $\zeta$ -потенциала, скорость коагуляции увеличивается. При  $\zeta=0$  коагуляция происходит с максимальной интенсивностью, состояние коллоидной системы в этом случае носит название изоэлектрического состояния [6]. Гидратная оболочка частицы в изоэлектрическом состоянии в значительной мере разрушена. Коллоидные частицы не защищены и при столкновениях слипаются, укрупняются. Процесс укрупнения частиц, потери агрегативной устойчивости коллоидного раствора называется *коагуляцией*. Из схемы мицеллы видно, что для уменьшения заряда необходимо ввести в раствор ионы, способные адсорбироваться на ядре мицеллы, и имеющие заряд, противоположный по знаку уже адсорбированным частицам. Коагуляция коллоидного раствора приводит к потере его кинетической устойчивости,

которая выражается в образовании осадка. Этот процесс называют *седиментацией*.

Изоэлектрическое состояние является оптимальным для протекания коагуляции, однако не всегда может быть достигнуто. Если доза коагулянта превысит оптимальное значение, то возникнет опасность перезаряда коллоидной частицы, что приведет к повышению ее устойчивости. Таким образом, коагуляция возможна в интервале  $\zeta$ -потенциалов  $+ 30 \div - 30$  мВ.

С увеличением адсорбируемости противоионов  $\zeta$ -потенциал снижается интенсивнее. Без труда проникают к поверхности твердой фазы ионы водорода  $H^+$ , имеющие по сравнению с прочими очень малые размеры. Ионы гидроксидов  $OH^-$  адсорбируются легко благодаря своему большому дипольному моменту, поэтому рН среды оказывает сильное влияние на величину и знак  $\zeta$ -потенциала.

Снижение рН увеличивает положительный заряд золь, заряженных положительно, и уменьшает отрицательный заряд золь, заряженных отрицательно.

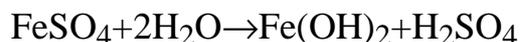
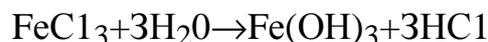
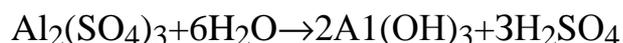
Влияние на  $\zeta$ -потенциал температуры среды также двойко. С повышением температуры, с одной стороны, возрастает интенсивность теплового движения противоионов и может произойти увеличение толщины диффузного слоя и  $\zeta$ -потенциала; с другой стороны, уменьшится адсорбция противоионов диффузного слоя, что приведет к падению  $\zeta$ -потенциала [5].

Предварительная очистка природных и сточных вод от коллоидных примесей методом коагуляции производится добавлением минеральных солей с гидроизолирующими катионами (коагулянтов), анодным растворением металлов или изменением рН среды в тех случаях, когда в сточных водах содержатся в достаточном количестве катионы, способные при гидролизе образовывать труднорастворимые соединения.

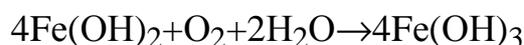
При подготовке добавочной воды используют вариант коагуляции, связанный с взаимной коагуляцией разнородных дисперсных систем – *гетерокоагуляцией*. Гетерокоагуляция происходит тем эффективнее, чем полнее произойдет нейтрализация зарядов частиц в смешиваемых дисперсных системах с противоположными знаками заряда коллоидных частиц природных вод (обычно заряженных отрицательно) и искусственно созданной коллоидной системой с положительным зарядом.

Для осуществления технологического процесса коагулирования содержащихся в воде коллоидных примесей в качестве коагулянтов обычно применяются сульфат алюминия  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ , сульфат железа  $FeSO_4 \cdot 7H_2O$  и хлорное железо  $FeCl_3$ .

В результате реакций гидролиза

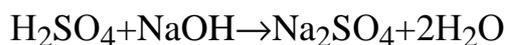
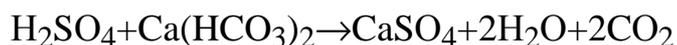


и последующего окисления гидрата закиси железа растворенным в воде кислородом

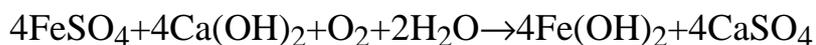


образуются почти нерастворимые в воде гидраты окисей алюминия и железа, которые являются неустойчивыми компонентами коллоидной системы.

Приведенные реакции гидролиза могут протекать лишь при условии, если образующаяся при этом серная или соляная кислота будет частично нейтрализована содержащимися в воде бикарбонатами кальция и магния, а при их отсутствии или недостатке – добавляемыми в воду щелочными реагентами: известью  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , содой  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  или едким натром  $\text{NaOH}$  с доведением рН до оптимальной величины. Например:



Приведенная выше реакция окисления гидрата закиси железа в гидрат окиси железа в кислой и нейтральной средах протекает медленно, и процесс коагуляции не завершается в очистных сооружениях. Так как при  $\text{pH} > 8$  скорость этого процесса повышается, необходимо одновременно с введением в воду сернокислого железа добавлять щелочь, сочетая коагуляцию, например, с известкованием воды. В этом случае реакция образования гидрата окиси железа может быть изображена следующим образом:



В целях уменьшения расходов коагулянтов процесс коагуляции следует осуществлять в диапазоне оптимальных величин рН. Так, значения рН при

оптимальных условиях коагуляции: для  $Al(OH)_3$  – от 4,5 до 7; для  $Fe(OH)_2$  – от 8,5 до 10,5, а для  $Fe(OH)_3$  – от 4 до 6 и от 8 до 10.

Для ускорения процесса коагуляции применяются подогрев коагулируемой воды до 30–40 °С и перемешивание ее. Благодаря этому частицы загрязнений и коагулянта испытывают более частые и сильные столкновения, что приводит к их слипанию.

Наиболее эффективным способом интенсификации очистки воды гидролизующимися коагулянтами является *флокуляция*. Применяемые в практике водоподготовки флокулянты – это неорганические или органические высокомолекулярные соединения. Добавление флокулянта, например полиакриламида, в коагулируемую воду после образования хлопьев коагулянта даже в очень малых дозах (0,5–2,0 мг/кг) способствует значительному укрупнению и утяжелению хлопьев коагулянта, что приводит к ускорению их осаждения и дает возможность повысить скорость подъема воды в осветлителях и их производительность [4].

Одним из важнейших технологических параметров процесса очистки воды коагуляцией является доза коагулянта. Оптимальная доза коагулянта, т.е. то его минимальное количество, которое обеспечивает максимальное снижение концентрации коллоидных и грубодисперсных примесей в обрабатываемой воде, определяется главным образом качественным и количественным составом коллоидных и растворенных примесей, их физическими и физико-химическими свойствами. При недостаточной дозе коагулянта плохие результаты очистки воды объясняют чаще всего неполной дестабилизацией частиц загрязнений, при избыточной – новой стабилизацией (рестабиллизацией) частиц вследствие их перезарядки. В обоих случаях коагуляция протекает вяло, обработанная вода опалесцирует, содержит в заметных количествах остаточные алюминий и железо. Оптимизация режима коагулирования составляет важную технологическую задачу.

В настоящее время теоретические разработки не дают возможности точного расчетного выбора необходимой дозы коагулянта. Поэтому оптимальные дозы коагулянта устанавливаются опытным путем для каждого процесса водоочистки в характерные периоды года методом параллельного введения в термостатированные сосуды с определенным объемом воды различных количеств коагулянта с последующей оценкой интенсивности хлопьеобразования, скорости оседания хлопьев и определением остаточных концентраций органических веществ, железо- и кремнесодержащих соединений, ионов алюминия. Результаты пробной коагуляции полезно подтвердить измерением  $\zeta$ -потенциала коагулирующей системы [7].

Большое влияние на дозу коагулянта оказывает температура воды. С уменьшением температуры доза коагулянта сильно возрастает, особенно в случае мутных вод. С уменьшением мутности воды влияние температуры сказывается в меньшей мере.

При одинаковом содержании в воде грубо- и тонкодисперсной взвеси расход коагулянта больше во втором случае, так как при этом возрастает удельная поверхность. Для высокоцветных вод с увеличением их щелочности доза коагулянта увеличивается, а для мутных – уменьшается [8].

Как показали проведенные расчеты действующего отстойника Е-203 (рис. 11.1) и результаты лабораторных исследований состава циркуляционной воды и динамики ее отстоя, остающаяся после отделения «легкой» и «тяжелой» смольных пиролизных фаз водная фаза содержит твердые и жидкие частицы с плотностью очень близкой к плотности воды, которые не могут быть отделены отстаиванием. Кроме того, эти частицы за счет одноименного заряда и наличия «бронирующего слоя» изолированы друг от друга, что препятствует их коагуляции.

Устойчивость золя можно нарушить, устранив одноименный заряд коллоидных частиц и защитную оболочку. Потеря агрегативной устойчивости может быть вызвана коагуляцией. Особенностью коагуляционной очистки воды является необходимость применения коагулянтов, не вызывающих вторичного загрязнения воды.

Для выбора эффективной технологии очистки циркуляционной воды был проведен анализ литературных данных по аналогичным производствам. Наиболее близким по технической сути оказалось решение проблемы очистки оборотной воды в производстве ацетиленов.

В процессе производства ацетиленов термоокислительным пиролизом природного газа для охлаждения технологических газов и их очистки от сажи и смол применяется оборотная вода. При непосредственном соприкосновении с газами вода загрязняется сажой, смолами, фенолами, конденсированными ароматическими углеводородами, продуктами неполного сгорания и продуктами пиролиза метана. Для стабилизации солевого состава и органических загрязнений оборотной воды часть ее (50 – 160 м<sup>3</sup>/ч в зависимости от мощности производства и режима работы) необходимо постоянно выводить из цикла. Выводимая из оборотного цикла вода имеет резкий специфический запах и содержит до 50 мг/л сажи, до 32 мг/л фенолов, до 28 мг/л смол и некоторых других продуктов, в том числе конденсированных ароматических углеводородов. Вначале был отработан режим коагуляции сажи и смол в присутствии сернокислого алюминия в статических условиях. В дальнейшем очистку сточных вод проводили во

взвешенном слое. Сточные воды с определенным количеством сернокислого алюминия поступали в смеситель, куда подавали также раствор гидрата окиси кальция. Смесь направлялась в конусный осветлитель снизу. Избыток осадка, получаемого в процессе коагуляции, отводился по боковому патрубку в шламоуплотнитель. Количество образующегося в процессе коагуляции шлама составляло 0,5 % от объема осветленной жидкости, влажность его после уплотнения – 94 %, после фильтрации – 30 %. Для обезвреживания шлама был испытан метод термической обработки. Установлено, что при температуре 500 °С происходит полное выгорание органических веществ.

На лабораторной установке (при использовании осветлителя диаметром 100 мм) коагуляцию проводили при температуре не выше 30 °С. Как известно, вода после сажеотстойников имеет температуру 67 – 70 °С, но после прохождения по трубопроводу (длиной около 550 м), проложенному по эстакаде, температура воды на входе в смеситель колеблется от 40 до 55 °С. Существенного различия результатов коагуляции при температуре не выше 30 °С и при температуре 40 – 55 °С не наблюдалось. Однако при низких температурах взвешенный слой работает стабильно, осаждаются более плотные хлопья коагулянта, граница взвешенный слой – осветленная вода более четкая.

Температура поступающей в осветлитель воды не должна резко колебаться, так как это приводит к нарушению структуры взвешенного слоя, что в свою очередь сказывается на качестве очистки.

Степень и качество очистки вод в значительной мере зависят также от величины рН. В опытах она регулировалась подачей в смеситель известкового молока. Очистка сточных вод происходит примерно одинаково в интервале рН от 6,2 до 8,5, но в кислой среде наблюдается размывка и проскок хлопьев коагулянта.

Проведенные исследования показали, что коагуляция во взвешенном слое эффективна для очистки сточных вод производства ацетилена не только от сажи и смол, но и от конденсированных ароматических углеводородов.

Для подбора эффективного коагулянта для очистки циркуляционной воды охлаждения и отмывки пирогаза необходимо проанализировать свойства и механизм действия всех доступных и выпускаемых отечественной промышленностью коагулянтов. Результаты такого анализа приведены ниже.

### 11.3. Анализ свойств и механизма действия коагулянтов

Обработка воды коагулированием производится добавлением к ней минеральных солей с гидролизующимися катионами, анодным растворением металлов или простым изменением рН среды, если в обрабатываемой воде (сточной жидкости) уже содержатся в достаточном количестве катионы, способные образовывать при гидролизе малорастворимые соединения.

В практике очистки питьевых и сточных вод в качестве коагулянтов обычно используют соли алюминия, соли железа или их смеси в разных пропорциях. В редких случаях находят применение соли магния, цинка и титана.

Состав наиболее распространенных коагулянтов приведен в табл. 11.2.

Таблица 11.2. Алюминий и железосодержащие коагулянты

Коагулянты	Химические формулы	Содержание, в %		
		Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> или Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Нераств. примесей	
Сульфат алюминия: неочищенный	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ·18H <sub>2</sub> O	> 9	< 23	
	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ·18H <sub>2</sub> O	> 13,5	< 1	
	очищенный	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ·14H <sub>2</sub> O	17 – 19	-
		Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ·14H <sub>2</sub> O	28,5	31
Алюминат натрия	NaAlO <sub>2</sub>	45 – 55	6 – 8	
Полихлорит (оксихлорид) алюминия	Al <sub>2</sub> (OH) <sub>n</sub> Cl <sub>(6-n)</sub>	40-44	-	
Квасцы алюмокалевые аммиачные	KAl(SO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> ·12H <sub>2</sub> O	10,2-10,7	0,04 – 0,2	
	NH <sub>4</sub> Al(SO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> ·12H <sub>2</sub> O	11,0 – 11,2		
Хлорное железо	FeCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O	> 95	-	
Железный купорос	FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	> 47	< 1	
Хлорированный железный купорос	Fe(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> + FeCl <sub>3</sub>	-	-	
Сернокислая окись железа (сульфат железа)	Fe(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ·2H <sub>2</sub> O	68 – 76	< 40	

### *Сульфат алюминия*

Наиболее универсальный коагулянт. Его используют для очистки мутных и цветных вод: очищенный – при высокой мутности, неочищенный или содержащий в качестве ингредиентов глины и силикатные материалы – при низкой мутности воды. Этот коагулянт эффективен в диапазоне значений  $pH = 5 - 7,5$ , причем чем выше жесткость воды и ниже ее цветность, тем выше оптимальные значения  $pH$  среды. Относительно низкая стоимость, хорошая растворимость, отсутствие особых требований к обращению с сухим растворенным продуктом сделали сульфат алюминия наиболее распространенным коагулянтом.

Установлено, что сульфат алюминия обладает большей эффективностью, чем соли железа, при удалении из воды дубильных и гуминовых веществ. Попутно с обесцвечиванием воды происходит заметное снижение ее окисляемости. Например, при обработке воды с исходной цветностью 30 – 45 град., дозой  $Al_2(SO_4)_3$  равной 100 мг/л в области значений  $pH 6 - 6,5$  происходило снижение цветности на 89 %, а перманганатной окисляемости – на 67 %.

Отмечено, что сульфат алюминия с повышенным содержанием  $Al_2O_3$  (28,5 %) отличается от обычного коагулянта лучшей обесцвечивающей способностью, которая может быть объяснена иными структурно-химическими свойствами продуктов гидролиза.

Сернокислый алюминий относится к числу кислотных: в ходе гидролиза концентрация ионов водорода в воде возрастает, и показатель  $pH$  снижается. Собственно процесс подкисления воды и определяет эффективность сульфата алюминия по отношению к целой группе органических загрязнений. Однако при слишком больших дозах  $Al_2(SO_4)_3$  и недостаточно высоком щелочном резерве воды величина  $pH$  может снизиться до 4. В этих условиях продукты гидролиза алюминия растворяются и образования хлопьев не происходит. Чтобы повысить  $pH$ , к воде перед вводом раствора коагулянта или сразу же после него добавляют определенное количество щелочи. Теоретически на нейтрализацию 100 мг  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$  расходуется 0,9 мг-экв  $HCO_3^-$ . Практически же удельная потребность в щелочах определяется конкретными химическими условиями коагуляции и находится в пределах от 0,47 (для высокоцветных вод) до 0,7 – 0,82 мг-экв  $HCO_3^-$ . Применение «черного» коагулянта – сернокислого алюминия с добавкой активного угля – рекомендовано для вод невысокой мутности при наличии органических веществ, обуславливающих запахи и привкусы.

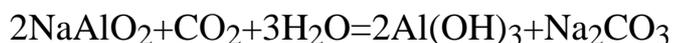
Сульфат алюминия выпускается в форме кусков неопределенных размеров массой до 10 кг. Или чешуек с содержанием 14 – 16,3 %  $Al_2O_3$ . В небольших количествах сульфат алюминия поставляется потребителю в виде раствора, содержащего 6,7 – 7,7  $Al_2O_3$ , а также в виде неочищенного продукта, представляющего собой смесь сульфата алюминия и нерастворимого остатка, преимущественно диоксида кремния (табл. 11.3).

При содержании в продукте менее 15 %  $Al_2O_3$  наблюдается слеживание, что приводит к значительным затруднениям при его использовании. Существенным недостатком неочищенного сульфата алюминия является низкое содержание полезного компонента (сульфата алюминия), а также повышенное содержание нерастворимого осадка и свободной серной кислоты; этот продукт характеризуется неудовлетворительным товарным видом. Это вызывает большие затруднения при подготовке коагулянта к употреблению, повышенную агрессивность растворов и увеличение транспортных расходов.

### *Алюминаты*

Алюминат натрия в отличие от сульфата алюминия – щелочной реагент, и его использование позволяет получить воду с показателем стабильности, близким к единице. В некоторых случаях замена сернокислого алюминия алюминатом натрия дает экономические преимущества.

Алюминат натрия гидролизуется при  $pH < 10,5$ , а при  $pH = 9,3 – 9,8$  образует быстроосаждающиеся хлопья. Однако оптимальным условием очистки воды отвечают значения  $pH = 4,5 – 8,0$ . Для нейтрализации избыточной щелочности необходимо добавление кислоты. В технологии очистки воды для подкисления иногда используют дымовые газы. Реакция нейтрализации проходит по уравнению:



В большинстве описанных в литературе случаев при низкой щелочности обрабатываемой воды нейтрализация достигается за счет совместного использования алюмината натрия и сульфата алюминия.

Самостоятельное употребление алюмината натрия вследствие довольно высокой его стоимости ограничивается случаями низких значений  $pH$  обрабатываемой воды.

Таблица 11.3. Требования к качеству сульфата алюминия

Продукт	ГОСТ или ТУ	Сорт	Нормируемые показатели					Отношение н.о.: Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> , не более
			Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> , % не менее	Содержание, % не более				
				н.о.	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	
Алюминий сернокислый (очищенный)	ГОСТ 12966-75	Высший	17,0	-	0,02	0,02	0,003	-
		I	16,3	-	0,04	0,04	0,003	-
		II	15,0	0,05	0,70	0,70	0,003	-
Алюминий Сернокислый (очищенный в жидком виде)	ТУ 6-08-438-79	-	7,2 ± 0,5	0,1	0,1	0,1	0,003	-
Алюминий сернокислый технический (неочищенный)	ГОСТ 5155-74	A	9,5	2,0	0,5	0,5	0,003	2,2
		B	9,5	3,0	0,9	0,9	0,003	2,7

\* н.о. – нерастворимый осадок

Сульфат алюминия и алюминат натрия дозируют в обрабатываемую воду в соотношениях 1:10 – 1:20, руководствуясь при этом достижением оптимальных значений pH. Обычно расход алюмината в сочетании с сульфатом алюминия колеблется в пределах 0,5 – 2 мг/дм<sup>3</sup> по Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> [8]. Реакция нейтрализации протекает по уравнению:



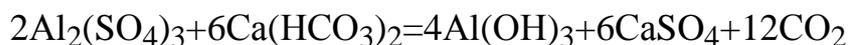
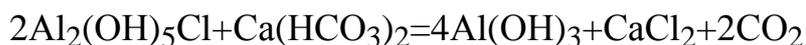
Совместное применение NaAlO<sub>2</sub> и Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> дает возможность повысить эффект осветления и обесцвечивания воды, увеличить плотность и скорость осаждения хлопьев коагулированной взвеси, расширить зону оптимума pH, уменьшить отрицательное влияние низких температур [5].

В отличие от алюмината натрия алюминат калия, как более дорогой продукт, в качестве коагулянта не применяется. Но это вовсе не означает, что в случае наличия промышленных отходов, содержащих алюминат калия, их невозможно применять в качестве коагулянта [8].

### *Хлорид и гидроксохлориды алюминия*

Из хлорсодержащих соединений алюминия наибольшее применение при очистке воды нашли хлорид алюминия и особенно гидроксохлориды Al<sub>2</sub>(OH)<sub>n</sub>Cl<sub>6-n</sub>. В настоящее время в промышленных масштабах производят и широко применяют в практике водоподготовки пентагидроксохлорид алюминия Al<sub>2</sub>(OH)<sub>5</sub>Cl, что обусловлено рядом его положительных свойств.

При использовании этого коагулянта интенсифицируется хлопьеобразование и ускоряется осаждение коагулированной взвеси. Значительно уменьшается расход коагулянта при очистке малоцветных вод с малым содержанием солей и взвешенных частиц. Зона оптимальных значений pH существенно расширяется, особенно в сторону низких значений. Поскольку пентагидроксохлорид алюминия имеет меньшую кислотность, то пригоден для очистки вод с небольшим щелочным резервом, [8]. Например, в реакциях:



Снижение щелочности от оксихлорида алюминия в 6 раз меньше, чем от эквивалентного (по Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) количество сульфата алюминия [5].

Учитывая малое содержание хлор-иона в коагулянте, при его применении солесодержание очищенной воды увеличивается в меньшей мере, чем в случае использования сульфата алюминия. Кроме этого, уменьшается количество остаточного алюминия в обработанной воде.

Пентагидрохлорид алюминия характеризуется значительно более высоким содержанием водорастворимого алюминия, а его растворы не требуют применения нержавеющей стали и противокоррозионной защиты аппаратуры и трубопроводов. При хранении коагулянт не слеживается и не стареет. Хлорид алюминия  $AlCl_3$  – кристаллический порошок белого цвета плотностью  $2470 \text{ кг/м}^3$ , кристаллизуется в виде бесцветных псевдогексагональных пластинок [8].

Растворимость хлорида алюминия в воде:

Температура, °С	0	20	100
Растворимость, %	30,5	31,4	32,9.

Пентагидрохлорид алюминия может быть получен в виде стекловидных пластин или зернистого порошка с насыпной массой около  $1000 \text{ кг/м}^3$ . Он легко растворяется в воде. Некоторые физико-химические свойства 1 М растворов хлорида и гидроксхлоридов алюминия приведены в табл. 11.4 [8].

Таблица 11.4. Свойства водных растворов хлорида и гидроксхлоридов алюминия

Соединения	Концентрация, $\text{г/м}^3$		Плотность, $\text{кг/м}^3$		Вязкость, $\text{Н} \cdot 10^{-3}, \text{Па} \cdot \text{с}$		Удельная электропроводимость, $\text{Ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1}$		рН
	соли	алю-миния	25 °С	75 °С	25 °С	75 °С	25 °С	75 °С	
$AlCl_3$	133,5	27	1108	1088	2,08	0,786	1,09	2,12	2,63
	405	81	1315	1295	26,13	5,47	0,45	1,51	0,38
$Al(OH)Cl_2$	115	27	1088	1066	1,66	0,63	0,95	1,97	3,40
	345	81	1266	1245	8,65	2,56	0,92	2,25	2,51
$Al(OH)_2Cl$	96,5	27	1063	1039	1,27	0,507	0,53	1,11	3,76
	289,5	81	1190	1167	2,88	1,15	1,18	2,35	2,95
$Al_2(OH)_5Cl$	174,5	54	1114	1089	1,89	0,70	1,143	0,193	4,46
	349	108	1226	1202	5,13	1,79	0,157	0,220	4,30

### *Алюминиевые квасцы*

Алюминиевые квасцы как коагулянты имеют то же назначение, что и сульфат алюминия, однако нашли более ограниченное применение. Это обусловлено, прежде всего, их большей стоимостью. Кроме того, содержащиеся в их составе сульфаты щелочных металлов, по существу, участия в очистке воды не принимают и засоляют ее. В качестве коагулянтов могут применяться натриево-, калиево- или аммониево-алюминиевые квасцы, которые более доступны и дешевле. Аммиачные квасцы используют для обработки хлорированной воды. За счет образования хлораминов уменьшается запах хлора в воде.

Алюмонатриевые квасцы  $\text{NaAl}(\text{SO}_4)_2 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$  кристаллизуются в виде бесцветных кристаллов октаэдрической формы, имеют плотность  $1670 \text{ кг/м}^3$ . Растворимость  $\text{NaAl}(\text{SO}_4)_2$  в 100 кг воды при  $0^\circ\text{C}$  составляет 37,4 кг, при  $20^\circ\text{C}$  – 40,8 и  $40^\circ\text{C}$  – 44,3 кг.

Алюмокалиевые квасцы  $\text{KAl}(\text{SO}_4)_2 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$  образуют бесцветные октаэдрические или кубические кристаллы в кубической сингонии плотностью  $1757 \text{ кг/м}^3$  и твердостью 2 с кисловатым вяжущим вкусом. В воде алюмокалиевые квасцы растворяются с отрицательным тепловым эффектом, составляющим  $42,5 \text{ кДж/моль}$ .

Температура,  $^\circ\text{C}$  0 15 30 60 92,5 100

Растворимость  $\text{KAl}(\text{SO}_4)_2$  в 100 кг воды, кг 2,95 5,04 8,40 24,8 119,5 154

Безводные квасцы гигроскопичны, на воздухе не распыляются, имеют плотность  $2750 \text{ кг/м}^3$ .

Алюмоаммониевые квасцы  $\text{NH}_4\text{Al}(\text{SO}_4)_2 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$  образуют бесцветные октаэдрические кристаллы кубической сингонии, плотностью  $1645 \text{ кг/м}^3$  и твердостью 1,5 и изоструктурны с калиевыми квасцами.

Аммониевые квасцы образуют твердые растворы с  $\text{KAl}(\text{SO}_4)_2 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ , а также  $(\text{NH}_4)\text{Fe}$ -квасцами. Они хорошо растворяются в воде, и с увеличением температуры их растворимость значительно увеличивается:

Температура,  $^\circ\text{C}$  0 10 20 30 40 50 60 95

Растворимость, % 2,05 4,75 7,18 9,86 12,95 16,73 21,07 52,3

### *Железосодержащие коагулянты*

Из солей железа наиболее употребительны сульфаты железа и хлорид железа (III). К преимуществам солей железа по сравнению с солями алюминия относят:

- 1) лучшее их действие при низких температурах обрабатываемой воды;
- 2) более широкую зону оптимальных значений pH среды;
- 3) большую прочность и гидравлическую крупность хлопьев, лучшее тиксотропные свойства;
- 4) применимость для вод с более широким диапазоном солевого состава;
- 5) способность устранять запахи и привкусы, обусловленные присутствием сероводорода, удалять марганец, сорбировать соединения меди и мышьяка, катализировать окисление фенола, сахара и других органических соединений.

Некоторые авторы указывают на меньший расход солей железа по сравнению с сульфатом алюминия, а также на их лучшую обесцвечивающую способность [5]. Так, к примеру, на сталинской фильтровальной станции г. Москвы испытано в производственных условиях обесцвечивание и осветление воды путем одновременного введения в нее  $Al_2(SO_4)_3$ ,  $FeCl_3$  и  $Cl_2$ . Для снижения цветности воды с 37 до 11 ° (январь 1953 г.) требовалось введение в нее 2,5 мг/л  $Cl_2$  и 91 мг/л  $Al_2(SO_4)_3$ . Такое же снижение цветности при той же дозе  $Cl_2$  достигалось при введении 53 мг/л  $Al_2(SO_4)_3$  и 25,3 мг/л  $FeCl_3$  1 мг  $FeCl_3$  заменяет около 2 мг/л  $Al_2(SO_4)_3$ , при этом отмечается некоторое обогащение фильтрованной воды железом (0,3 мг/л). Также проводились исследования по доочистке сточных вод анилинокрасочной промышленности методом коагуляции. В качестве коагулянтов были испытаны сульфаты алюминия и железа, хлориды алюминия и железа. Установлено, что лучшими коагуляционными свойствами обладает сульфат железа (II). При расходе коагулянта сульфат железа (II) 400-600 мг/л снижается цветность сточных вод на 80 – 90 %, органических загрязнений (определяемых по ХПК<sub>бихр</sub>) на 15 – 25 %. Для умягчения и снижения pH воды, был испытан метод рекарбонизации углекислым газом.

Среди недостатков солей железа отмечают:

- 1) образование при реакции катионов железа с некоторыми органическими соединениями сильно окрашенных растворимых комплексов;
- 2) сильные кислотные свойства, корродирующее действие на аппаратуру;

3) менее развитую поверхность хлопьев;

4) необходимость добавления извести или хлора для окисления  $\text{Fe}^{2+}$  при использовании солей закисного железа. В противном случае хлопьеобразование сильно замедляется (например, при содержании 52 %  $\text{Fe}^{2+}$  в смеси с  $\text{Fe}^{3+}$  скорость протекания коагуляции примерно в 2,5 раза ниже, чем при отсутствии  $\text{Fe}^{2+}$ ).

Наилучшая коагуляция примесей воды солями железа имеет место при рН 3,5 – 6,5 или 8,0 – 11,0. Существование двух зон оптимума рН может быть объяснено сильной нейтрализующей способностью катионов железа в кислой среде и хорошими адсорбционными и адгезионными свойствами гидроокиси железа в зоне высоких значений рН. Обесцвечивание протекает наилучшим образом в зоне рН 3,5 – 5,0. Замена солей алюминия солями железа позволяет достигнуть оптимума рН при меньших затратах коагулянта. Необходимость в подщелачивании отпадает и может даже возникнуть потребность в подкислителях [5].

Результаты проведенных исследований указывают на преимущество солей железа при очистке мутных жестких вод с высокими значениями рН (например, паводочных вод), а также при обработке стоков. Это объясняется их способностью хорошо осветлять воду при более низкой остаточной щелочности и катализировать окисление органических примесей растворенным кислородом. Примесь титана не препятствует использованию солей железа, поскольку в ходе коагуляции концентрация  $\text{Ti}^{4+}$  в воде уменьшается от значений, близких к 1 мг/л, до 0,04 – 0,085 мг/л.

При коагулировании солями закисного железа главная технологическая задача состоит в заблаговременном переводе двухвалентного железа в трехвалентное. Окисление  $\text{Fe}^{2+}$  кислородом, содержащимся в воде, происходит медленно. Его скорость зависит от величины рН среды и достигает приемлемой для практических целей величины лишь при рН > 8.

Для интенсификации процесса окисления прибегают к подщелачиванию воды, ее перемешиванию, аэрации, обработке хлором.

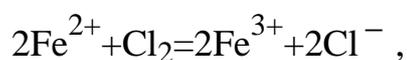
Необходимость подщелачивания сильно усложняет процесс. К тому же добавленная щелочь может затруднить обесцвечивание воды. Поэтому  $\text{FeSO}_4$  используют в качестве коагулянта главным образом при реагентном умягчении воды известью или содой.

В замкнутой системе (без доступа воздуха)  $\text{Fe}^{2+}$  окисляется примерно в 4 раза медленнее, чем в открытой. Для полного окисления 550 мг  $\text{Fe}^{2+}$  при аэрации воды с интенсивностью подачи воздуха 8 л/мин требуется 14 мин. В ходе аэрации происходит временное снижение рН воды (от 8,05 до 7,35),

которое Рюммель объясняет тем, что реакция гидролиза  $\text{Fe}^{2+}$  с выделением водорода протекает быстрее, чем нейтрализация  $\text{H}^+$  добавленной известью. После завершения гидролиза величина рН повышается.

Для ускорения окисления железа Сато (яп. пат. 49-26657 (1971)) предлагает проводить аэрацию воды в присутствии активного угля, утверждая, что такой способ дает хорошие результаты даже при рН = 2. Скорость окисления  $\text{Fe}^{2+}$  повышается при фильтрации воды через кварцевый песок, причем ранее образовавшееся трехвалентное железо катализирует процесс. Эффективность действия песка возрастает с увеличением жесткости исходной воды.

Если исходить из предположения, что в присутствии хлора реакция окисления проходит по уравнению:



то расход хлора на 1 мг  $\text{Fe}^{2+}$  составляет 0,63 мг. Фактически же количество затрачиваемого хлора зависит от целого ряда условий – величины рН воды, дозы хлорсодержащего реагента, солевого состава воды. Исследования, проведенные в ЦКНИИ НПС, показали, что удельные затраты хлора на окисление 1 мг двухвалентного железа, полученного электролитическим путем, находятся в пределах от 0,42 до 1,05 мг.

Исследованиями, проведенными в Академии коммунального хозяйства им. К.Д. Памфилова, установлено, что снижение щелочности воды после добавления к ней железного купороса зависит от дозы введенного хлора. В частности, от добавления 100 мг/л  $\text{FeSO}_4$  при дозе хлора 13 мг/л щелочность снижалась на 1,1 мг-экв/л, а при дозе 20 мг/л – на 1,4 мг-экв/л.

На основании этих результатов сделан вывод о необходимости при обработке воды хлорированным железным купоросом, иметь щелочной резерв порядка 1,5 мг-экв/л.

Использование хлорированного железного купороса при обесцвечивании воды дает лучшие результаты по сравнению с другими солями железа [5]. Технические требования, предъявляемые к железному купоросу, представлены в табл. 11.5.

Таблица 11.5. Технические требования, предъявляемые к техническому железному купоросу [4]

Показатели	ГОСТ 6981-75		ТУ 6-08-186-70
	марка А	марка Б	
Содержание сернокислой закиси железа ( $\text{FeSO}_4$ ), %, не менее	53,0	47,0	47,0
Содержание свободной серной кислоты, % не более	0,25	1,0	5,0
Содержание нерастворенного остатка, %, не более	0,4	1,0	5,0
Внешний вид и цвет	Зеленовато-голубые кристаллы разной формы		

### *Сульфат железа*

Безводный сульфат железа (III) образует ромбические кристаллы плотностью  $3100 \text{ кг/м}^3$ , гигроскопичен и расплывается при взаимодействии с атмосферной влагой.

Показана возможность применения гранулированного сульфата железа (III) в процессах физико-химической очистки сточных вод при щелочности очищаемой воды выше 1 мг-экв/л. При более низких значениях этого показателя требуется дополнительная обработка воды щелочными реагентами.

К недостаткам гранулированного сульфата железа (III) следует отнести наличие в нем нерастворимого в воде остатка, что затрудняет дозирование рабочих растворов реагента и увеличивает количество шлама в отстойниках.

Расход гранулированного сульфата железа (III) (содержащего 32 – 37 % водорастворимого железа (в пересчете на  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) в том числе 0,2 – 1,5 % сульфата железа (II), 0,1 – 1,5 % свободной серной кислоты и 12 – 20 % нерастворимого остатка) в среднем на 20 – 25 % больше (в пересчете на  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ), чем хлорида железа (III).

Преимущества этого коагулянта – удобство транспортировки и хранения, быстрая растворимость в воде и меньшая агрессивность растворов, а также отсутствие пыления, что улучшает санитарно-гигиенические условия труда.

Следовательно, более эффективными, особенно при низких температурах воды, считаются основные сульфаты железа. Они работают в

более широком интервале значений pH и оказывают меньшее корродирующее действие на аппаратуру [8].

Хлорид железа (II) ( $\text{FeCl}_2$ ) безводный представляет собой гигроскопичную бесцветную массу, расплывающуюся на воздухе; при повышенной температуре летуч. Он легко растворяется в воде и спирте. При  $20\text{ }^\circ\text{C}$  в 0,1 кг воды растворяется 0,685 кг  $\text{FeCl}_2$ . С повышением температуры растворимость в воде повышается.

Безводный хлорид железа (III)  $\text{FeCl}_3$  осаждается из водных растворов в виде гексагональных кристаллов зеленоватого или темно-коричневого цвета плотностью  $2900\text{ кг/м}^3$ . Хлорид железа (III) гигроскопичен и жадно поглощает воду из атмосферного воздуха, образуя темно-коричневую жидкость. При  $20\text{ }^\circ\text{C}$  насыщенный водный раствор  $\text{FeCl}_3$  содержит 47,9 % хлорида.

С повышением температуры растворимость последнего возрастает. Хлорид железа (III) выпускают в виде безводной соли, гептагидрата и растворов [8].

Состав безводного хлорида железа (III) приведен в табл. 11.6 в соответствии с ГОСТ 11.159-76.

Таблица 11.6. Состав безводного хлорида железа (III) (в %)

Состав	I сорт	II сорт
$\text{FeCl}_3$ , не менее	97,3	95
$\text{Fe Cl}_2$ , не более	1,0	
Нерастворимый в воде остаток, не более	1,7	не нормируется

В табл. 11.7 приведена растворимость коагулянтов (в пересчете на безводный продукт), а в табл. 11.8 – плотность растворов коагулянтов различной концентрации.

Таблица 11.7. Растворимость коагулянтов

Вещество	Температура раствора, $^\circ\text{C}$								
	0	10	20	30	40	50	60	80	100
	Растворимость, масс %								
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	23,8	25,1	26,7	28,8	31,4	34,3	37,2	42,2	47,1
$\text{FeCl}_3$	42,7	45,0	47,9	51,6	-	78,2	78,9	84,0	84,3
$\text{FeSO}_4$	13,5	17,0	21,0	24,8	28,7	32,3	35,5	30,5	-

Таблица 11.8. Плотность растворов коагулянтов

Вещество	Температура раствора °С	Концентрация раствора, масс %									
		1	2	4	6	8	10	20	30	40	50
		Плотность раствора, кг/м <sup>3</sup>									
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	19,0	1009	1019	1040	1060	1033	1105	1226	1333	-	-
FeCl <sub>3</sub>	17,5	1007	1015	1032	1049	1067	1085	1182	1291	1417	1551
Fe(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	17,5	1007	1016	1033	1050	1067	1084	1181	1307	1449	1613
FeSO <sub>4</sub>	18,0	1008	1018	1037	057	1078	1100	1213	-	-	-

Зависимость плотности раствора от температуры выражается формулой:  $\rho = \rho_0 + a \cdot (t_0 - t)$ , где  $a$  – температурный коэффициент плотности, кг/(м<sup>3</sup>·°С);  $t$ ,  $t_0$  – температура расчетная и измеренная соответственно, °С.

Для большинства растворов температурный коэффициент в интервале 5 – 35 °С составляет примерно 0,25 – 0,4 кг/(м<sup>3</sup>·°С). Первое значение соответствует концентрации раствора 1 масс %, второе – 7,5 масс % (для воды  $a = 0,2$  кг/(м<sup>3</sup>·°С)).

После подробного перечня видов и механизмов действия различных коагулянтов, а также их сравнительного анализа сделан вывод о том, что наиболее эффективными коагулянтами считаются сернокислый алюминий, гидроксохлорид алюминия и хлорид железа.

Опыты, методика которых описываются в следующем разделе, проводились с использованием проб воды, взятых на выходе колонны К-201.

#### 11.4. Методика проведения экспериментальных исследований

Для испытания эффективности действия различных коагулянтов на очистку циркуляционной воды были испытаны следующие реагенты: сульфат алюминия Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>·18H<sub>2</sub>O, гидроксохлорид алюминия Al<sub>2</sub>(OH)<sub>*n*</sub>Cl<sub>6-*n*</sub>, хлорное железо FeCl<sub>3</sub>·7H<sub>2</sub>O. Испытания проводились с использованием проб циркуляционной воды, взятых на выходе из отстойника Е-203.

Опыты проводились в стандартных цилиндрических стаканах, перемешивание осуществлялось лопастной мешалкой.

Исследуемую пробу воды, нагретую по условиям процесса до температуры 80-90 °С, помещали в термостатируемый стакан, куда вливалась соответствующая доза водного раствора испытываемого коагулянта. Жидкость в стакане интенсивно перемешивалась в течении 1 – 2 минут, а затем интенсивность перемешивания резко снижалась и начинался процесс образования хлопьев.

В ходе лабораторных исследований можно сделать следующие выводы:

1. Из всех испытанных коагулянтов наиболее подходящими по условиям технологического процесса (температура 80 – 90 °С) оказались сульфат алюминия  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$  в дозировке 0,145 г/л и оксихлорид алюминия  $Al_2(OH)_n Cl_{6-n}$  в дозировке 0,12 г/л.

2. Для эффективного проведения процесса необходимо поддерживать рН системы в районе  $7 \pm 1$ .

3. Для эффективного осаждения хлопьев необходимо избегать интенсивного перемешивания в период их вызревания.

Анализ данных лабораторных исследований, конструкции и принципа работы отстойника Е-203, гидродинамических характеристик его работы, образцов циркуляционной воды, ее покомпонентного состава, динамики расслаивания содержащих в циркуляционной воде фаз позволил сделать следующие выводы:

1. Принцип чисто гравитационного отстаивания, положенный в основу существующей схемы очистки циркуляционной воды, хотя и позволяет выделять «тяжелые» и «легкие» смольные фракции, не может обеспечить эффективную очистку самой водной фазы.

2. Для очистки циркуляционной воды от взвесей частиц сажи и микрокапель смольных фаз необходимо применение коагулянтов.

3. Коагуляция во избежание нарушения процесса отделения смольных фракций должна проводиться в отдельном аппарате.

4. Отделение от водной фазы образующихся при коагуляции хлопьев наиболее целесообразно проводить с помощью фильтра.

5. Ввиду перегруженности отстойника Е-203 для организации более четкого разделения водной и смольных фаз в первой секции отстойника должны быть установлены дополнительные сепарирующие устройства, уменьшающие время осаждения «тяжелой» и всплытия «легкой» фаз.

6. Для предотвращения закоксования нижней части первой секции отстойника Е-203 необходимо предусмотреть непрерывный отвод «тяжелой» смолы. Ввиду незначительного объема отводимой «тяжелой» смолы отбор необходимо производить из специально организованного циркуляционного

контура «тяжелой» смолы, непрерывное движение по которому и постоянный отбор будут препятствовать накоплению фракций, склонных к отложению на дне аппарата.

7. Обезвреживание отводимой «тяжелой» смолы, а также осадка с отстойника и фильтров должно производиться огневым способом.

8. Технологическая схема очистки циркуляционной воды должна предусматривать регулировку рН.

### ***Экспериментальное исследование выделения углеводов из циркуляционной воды***

При отработке оптимальных режимных характеристик и экспериментального исследования влияния коагуляторов различного типа на эффективность выделения углеводов из циркуляционной воды установки Э-200 завода «Этилен» ОАО «Казаньоргсинтез» на ОПУ по очистке циркуляционной воды используются различные реагенты. Для каждого типа коагулятора варьируются норма расхода и продолжительность перемешивания.

При разработке вариантов модернизации аппарата для очистки от кокса и смол циркуляционной воды после колонны К-201 водной промывки пирогаза необходимы исследования следующих свойств химически загрязненной воды:

- концентрации твердых частиц,
- плотности сажи и смол,
- среднего размера твердых частиц.

Для этого были организованы анализы следующих параметров, приведенных в табл. 11.9, проводимые на сепараторе масла и воды Е-203:

Таблица 11.9. Анализ параметров, проводимых на сепараторе масла  
и воды Е-203

Параметр	Периодичность	Вид контроля
1	2	3
РН	один раз в смену	5,5-6,5 Р-202 6,5-7 Т-346
Масло в воде	2-3 раза в неделю	записать
Общее железо	один раз в день	записать (< 0,5 ппм)

Продолжение табл. 11.9

1	2	3
Растворенный кислород	2-3 раза в неделю	записать (< 30 ппб)
Ca/Mg/SiO <sub>2</sub>	один раз в месяц	записать
Стирол	один раз в месяц	записать
Эмульсия в сепараторе масла и воды	-	визуальный контроль

Для испытания эффективности действия различных коагулянтов на очистку циркуляционной воды были испытаны следующие реагенты: сульфат алюминия  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ , хлорид алюминия  $AlCl_3 \cdot 6H_2O$ , хлорное железо  $FeCl_3 \cdot 7H_2O$ . Испытания проводились с использованием проб циркуляционной воды, взятых на выходе из отстойника Е-203.

Опыты проводились в стандартных цилиндрических стаканах, перемешивание осуществлялось лопастной мешалкой.

Исследуемую пробу воды, нагретую по условиям процесса до температуры 80 – 90 °С, помещали в термостатируемый стакан, куда вливалась соответствующая доза водного раствора испытываемого коагулянта. Жидкость в стакане интенсивно перемешивалась в течении 1 – 2 минут, а затем интенсивность перемешивания резко снижалась и начинался процесс образования хлопьев.

После осаждения хлопьев производилось отфильтрование их на фильтровальной бумаге. В ходе лабораторных исследований можно сделать следующие выводы:

1. Из всех испытанных коагулянтов наиболее подходящим по условиям технологического процесса (температура 80 – 90 °С) оказались сульфат алюминия  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$  в дозировке 0,145 г/л и хлорид алюминия  $AlCl_3 \cdot 6H_2O$  в дозировке 0,12 г/л.

2. Для эффективного проведения процесса необходимо поддерживать рН системы в районе  $7 \pm 1$ .

3. Для эффективного осаждения хлопьев необходимо избегать интенсивного перемешивания в период их вызревания.

### 11.5. Технология очистки воды коагулянтами и модернизация отстойника

Технологический процесс очистки, как правило, состоит из следующих основных операций: складирование реагентов, предварительное осветление, подщелачивание воды, подготовка и смешение коагулянта, обесцвечивание и осветление.

При полидисперсном составе взвешенных веществ, особенно в случае наличия наряду с коллоидно-дисперсными грубодисперсных взвесей (тяжелых углеводов и сажи), сточные воды предварительно отстаивают в отстойниках.

Очищаемую воду прощелачивают, если щелочной резерв недостаточен для удовлетворительного гидролиза коагулянтов. Для подщелачивания воды и связывания образующегося при гидролизе агрессивного диоксида углерода применяют гидроксид и карбонат натрия, карбонат кальция и известь, а также в небольших количествах аммиак и аммиачную воду. В случае добавления соды связывание  $\text{H}^+$ -ионов происходит по реакции (11.6), а в случае извести – по реакции (11.7):



Более высокое значение рН очищаемой воды характерно для (11.7), что следует учитывать при выборе реагентов для подщелачивания.

Дозу щелочи на подщелачивание  $D_{\text{щ}}$  (в  $\text{мг/дм}^3$ ) определяют из выражения:

$$D_{\text{щ}} = E_{\text{щ}} \left( \frac{D_{\text{к}}}{E_{\text{к}}} - \text{Щ} + 1 \right) \cdot \frac{100}{C}, \quad (11.8)$$

где  $E_{\text{щ}}$  и  $E_{\text{к}}$  – эквивалентная масса активной части реагента для подщелачивания и коагулянта,  $\text{мг/мг-экв}$ ;  $\text{Щ}$  – общая щелочность обрабатываемой воды,  $\text{мг-экв/дм}^3$ ;  $C$  – содержание активного вещества в реагенте для подщелачивания, %;  $1$  – резервная щелочность, остающаяся после обработки воды коагулянтом,  $\text{мг-экв/дм}^3$ .

При подщелачивании поддерживают значения рН в пределах 6,5 – 7,5. Это благоприятствует также уменьшению остаточного содержания алюминия и железа в очищенной воде и снижению ее коррозионных свойств.

Осветление и обесцвечивание мутных вод с повышенной жесткостью коагулянтами предпочтительнее осуществлять при высоких значениях рН, а цветных мягких вод – при пониженных.

Особенно важен порядок введения реагентов. При введении подщелачивающих реагентов в цветную воду перед добавлением коагулянтов ухудшается процесс коагуляции и качество очистки.

Анализ данных лабораторных исследований, конструкции и принципа работы отстойника Е-203, гидродинамических характеристик его работы, образцов циркуляционной воды, ее покомпонентного состава, динамики расслаивания содержащихся в циркуляционной воде фаз позволил сделать следующие выводы:

1. Принцип чисто гравитационного отстаивания, положенный в основу существующей схемы очистки циркуляционной воды, хотя и позволяет выделять «тяжелые» и «легкие» смольные фракции, не может обеспечить эффективную очистку самой водной фазы.

2. Для очистки циркуляционной воды от взвесей частиц сажи и микрокапель смольных фаз необходимо применение коагулянтов.

3. Коагуляция во избежание нарушения процесса отделения смольных фракций должна проводиться в отдельном аппарате.

4. Отделение от водной фазы образующихся при коагуляции хлопьев наиболее целесообразно проводить с помощью фильтра.

5. Ввиду перегруженности отстойника Е-203 для организации более четкого разделения водной и смольных фаз в первой секции отстойника должны быть установлены дополнительные устройства, уменьшающие время осаждения «тяжелой» и всплытия «легкой» фаз.

6. Для предотвращения закоксования нижней части первой секции отстойника Е-203 необходимо предусмотреть непрерывный отвод «тяжелой» смолы. Ввиду незначительного объема отводимой «тяжелой» смолы отбор необходимо производить из специально организованного циркуляционного контура «тяжелой» смолы, непрерывное движение по которому и постоянный отбор будут препятствовать накоплению фракций, склонных к отложению на дне аппарата.

7. Обезвреживание отводимой «тяжелой» смолы, а также осадка с отстойника и фильтров должно производиться огневым способом.

8. Технологическая схема очистки циркуляционной воды должна предусматривать регулировку рН.

Для модернизации отстойника Е-203 необходимо установить внутри корпуса специальные сепарирующие элементы [9]. Сепарирующие пластины устанавливаются под некоторым углом и значительно повышают

эффективность осаждения дисперсной фазы из циркуляционной воды в узле охлаждения пирогаза. Сепарирующие элементы разработаны ИВЦ «Инжехим» и представляют собой регулярную гофрированную насадку, изготовленную из тонких металлических пластин.

Чертеж отстойника представлен на рис. 11.3 и 11.4.

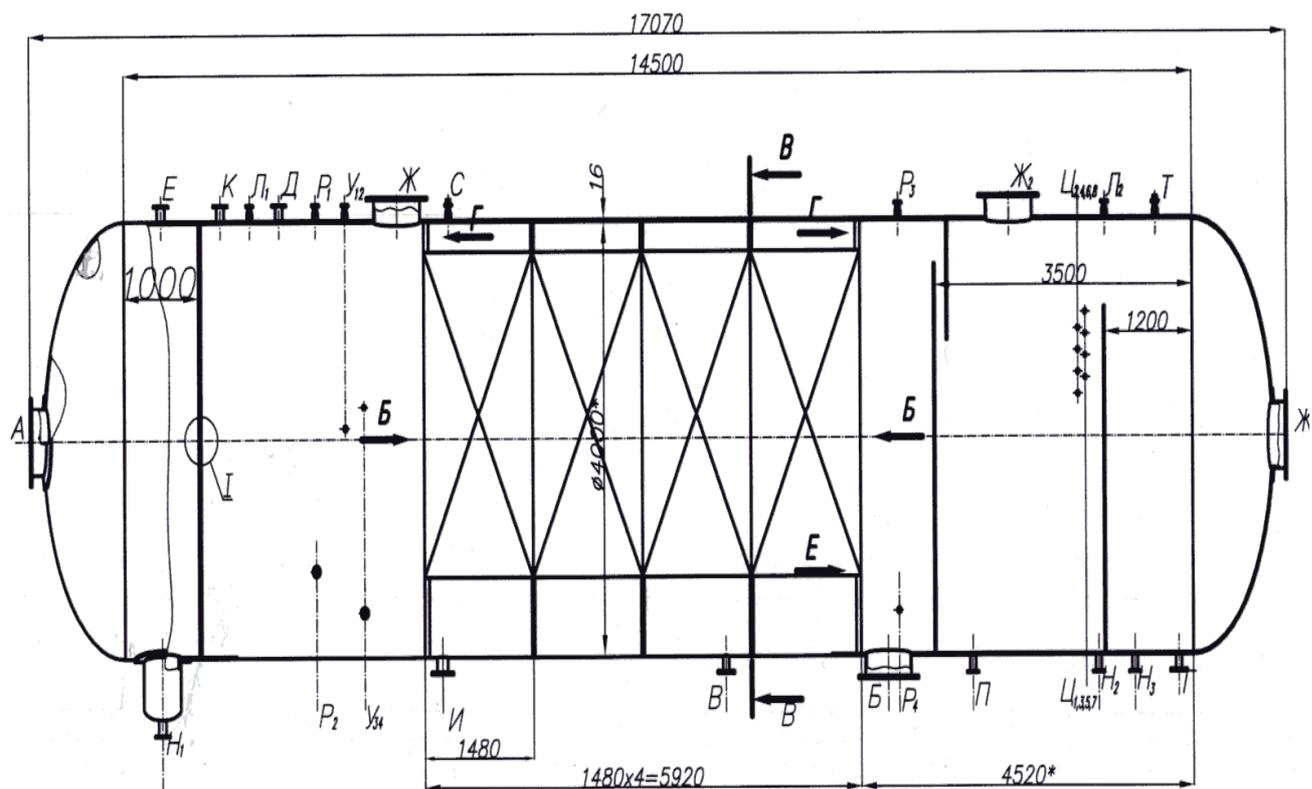


Рис. 11.3. Схема модернизированного отстойника Е-203

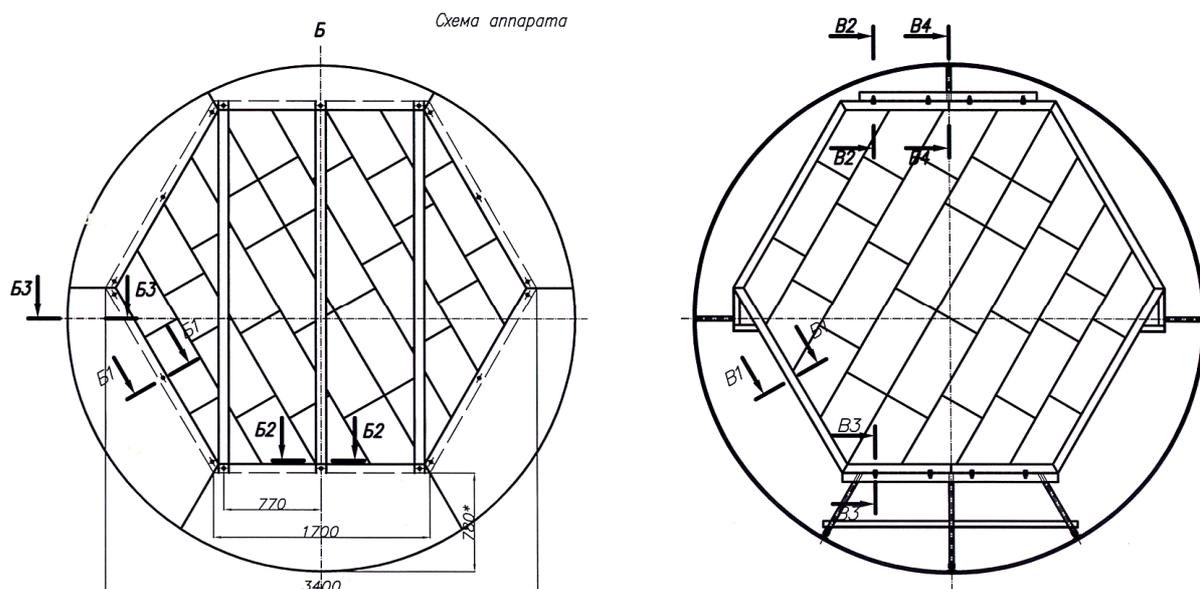


Рис. 11.4. Схема модернизированного отстойника Е-203, боковые виды

### Библиографический список к одиннадцатой главе

1. Лаптев А.Г., Зверева Э.Р., Назипов А.Р. Повышение эффективности охлаждения пирогаза в закалочных колоннах // Межвуз. сб. науч. тр. «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». – Казань. 2004. С. 135-137.

2. Лаптев А.Г., Назипов А.Р. Моделирование процесса охлаждения пирогаза на производстве этилена и модернизация аппаратурного оформления // Тез. докл. Всерос. школы семинара «Проблемы тепломассообмена в энергомашиностроении». Казань, 2002. С. 25.

3. Лаптев А.Г., Назипов А.Р. Термодинамический анализ и модернизация узла охлаждения пирогаза на установке газоразделения в производстве этилена // Известия вузов «Проблемы энергетике». Казань. 2005. № 7-8. С. 92-95.

4. Вихрев В.Ф., Шкроб М.С. Водоподготовка. Учеб. для вузов / Под ред. М.С. Шкроба. Изд. 2-е, перераб. и доп. М.: Энергия, 1973. 416 С.

5. Бабенков Е.Д. Очистка воды коагулянтами. М.: Наука, 1977. 356 С.

6. Водоотводящие системы промышленных предприятий: Учеб. для вузов / С.В. Яковлев, Я.А. Карелин, Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов; Под ред. С.В. Яковлева. М.: Стройиздат, 1990. 511 С.

7. Громогласов А.А., Копылов А.С., Пильщиков А.П. Водоподготовка: Процессы и аппараты. М.: Энергоатомиздат, 1990. 464 С.

8. Запольский А.К., Баран А.А. Коагулянты и флокулянты в процессах очистки воды. Свойства. Получение. Применение. Л.: Химия, 1987. 208 С.

9. Лаптев А.Г., Назипов А.Р. Расчет и модернизация узла охлаждения пирогаза // Тез. докл. Междунар. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях» (ММТТ-18). Казань. 2005. Т. 9. С. 123-124.

## ГЛАВА 12

### СЕПАРАЦИЯ ВОДНОЙ ФАЗЫ ИЗ ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ\*

При добыче и переработке нефтяного сырья производственники всегда сталкиваются с наличием всевозможных загрязнений – механических примесей, воды и т.п. – которые, попадая в продукты переработки, значительно снижают их качество и вызывают повышенный расход энергии на перекачку по трубопроводам, нагревание в ректификационных установках и ряд других проблем.

Вода, попадая в жидкие топлива даже в малых количествах, способна резко ухудшить их свойства. Она частично растворяется в них (растворенная вода), остальная часть находится в диспергированном состоянии (свободная вода) или в виде отстоявшегося слоя (подтоварная вода), а при отрицательных температурах – в виде кристаллов льда. Отрицательное влияние на эксплуатационные свойства топлив оказывает, главным образом, свободная вода, образуя водотопливную эмульсию с большой межфазной поверхностью.

Подтоварная вода при перекачивании насосами может диспергироваться с дальнейшим образованием водотопливной эмульсии. Растворенная вода может также переходить в эмульсионное состояние вследствие изменения температуры окружающей среды или атмосферного давления.

Присутствие воды в топливе при отрицательных температурах снижает такие важные качественные характеристики, как прокачиваемость и фильтруемость, что объясняется увеличением вязкости продукта и закупориванием пор фильтроэлементов кристаллами льда, а также повышает температуру начала кристаллизации, так как ледяные частицы служат центрами кристаллообразования для углеводородов [1].

Вода понижает термоокислительную стабильность топлива, вступая в гидролитические реакции с входящими в его состав горючими веществами, а также вызывает электролитическую диссоциацию содержащихся в топливе сернистых и других неорганических соединений, что приводит к интенсификации реакций окисления углеводородов.

---

\*Работа выполнялась по заданию руководства Сургутского ЗСК

Она повышает коррозионную агрессивность топлива, образуя электролитические растворы присутствующих в горючем химически активных веществ – кислот, щелочей, перекисей и т. п. В этом случае коррозия носит электрохимический характер, и разрушение металла происходит вследствие возникновения гальванического тока [2].

Вода способствует увеличению загрязненности горючего механическими частицами. Помимо воздействия на процессы окисления и коррозию, ведущих к увеличению количества загрязнения в горючем, вода способствует коагуляции твердых частиц загрязнения и образованию сгустков, включающих эти частицы, а также смолистые вещества и структурную воду. Присутствие воды в горючем способствует его микробиологическому загрязнению, сопровождающемуся образованием большого количества загрязнений в виде микроорганизмов и пирогенных веществ, а также ухудшением эксплуатационных свойств горючего (испаряемость, термическая стабильность, вязкость) и повышением его коррозионной агрессивности за счет возникновения микробиологической коррозии. При наличии в горючем свободной воды значительно ухудшаются его противоизносные и противозадирные свойства вследствие разрыва смазывающей пленки и возникновения сухого трения. Присутствие воды существенно повышает интенсивность возникновения электростатических зарядов в горючем, что может явиться причиной взрывов и пожаров.

Присутствие воды может отрицательно сказаться на энергетических свойствах горючего. При наличии воды в горючем снижается теплота сгорания, ухудшается его распыливание и испарение в камере сгорания, происходят перерывы в подаче горючего, вызывающие непровольную остановку двигателя (или затухание топки при сжигании котельного топлива).

В соответствии с действующими нормами в авиационных и автомобильных бензинах вода в свободном состоянии должна полностью отсутствовать.

Даже учитывая то обстоятельство, что визуальный метод контроля воды обеспечивает точность порядка  $0,006 \div 0,007$  % масс., требования к ее содержанию в топливах нельзя не признать достаточно жесткими.

### **12.1. Методы обезвоживания жидких углеводородов**

Как известно, вода может присутствовать в углеводородной среде как в растворенном виде, так и в виде отдельной фазы. Причем если водная фаза является дисперсной, то мы имеем дело с «обратной» эмульсией, в против-

ном случае эмульсия считается «прямой». Все эмульсии, рассматриваемые в данной работе, являются обратными.

Растворимость воды в предельных углеводородах, составляющих основу наиболее распространенных перерабатываемых нефтегазоконденсатных смесей, является весьма ограниченной. Так, например, растворимость воды в гептане при температуре 25 °С составляет 0,0151 % масс. Аналогично дело обстоит и с другими предельными углеводородами.

Основные проблемы, возникающие в процессе переработки углеводородного сырья, связаны с водой, присутствующей вместе с растворенным в ней метанолом в углеводородной фазе в диспергированном виде, т.е. в виде эмульсии.

Водо-углеводородные эмульсии, представляющие собой дисперсные системы с большой удельной межфазной поверхностью, обладают положительной свободной поверхностной энергией и с точки зрения термодинамики многофазных сред должны быть неустойчивы, то есть самопроизвольно расслаиваться на углеводородную фазу и воду. Однако на практике такие эмульсии, в частности нефтяные, образующиеся при добыче, транспортировании и переработке нефтей, являются, как правило, довольно устойчивыми.

Причиной устойчивости нефтяных эмульсий является образование на поверхности капель защитных слоев из содержащихся в нефти природных стабилизаторов. Эти слои, обладающие повышенной вязкостью и прочностью, препятствуют слиянию соприкасающихся капель эмульгированной воды.

В качестве стабилизаторов граничных упроченных слоев служат: асфальтены, смолы, парафины, взвешенные твердые частицы глины, ила, песка.

Аналогично дело обстоит и с эмульсиями типа нефтегазоконденсатная смесь – вода.

Для удаления воды из жидких углеводородов можно использовать различные методы, основанные на химических, физико-химических и физико-механических процессах. Соответственно, все методы обезвоживания углеводородов можно подразделить на химические, физико-химические и физико-механические.

Для удаления растворенной воды используются в основном *химические методы*. В основе этих методов обезвоживания лежат химические реакции, протекающие между содержащейся в углеводородах водой и вводимым в них химическим реагентом, который, вступая в реакцию с водой, взаимодействует с кислородом воды, образуя нерастворимое в углеводородной фазе соеди-

нение. При этом другой продукт реакции – газообразный водород – выделяется в свободном виде.

В качестве химических реагентов могут выступать, например, гидриды и карбиды металлов. Недостатком химических методов обезвоживания жидких углеводородов является выделение в ходе реакции побочных продуктов, таких как водород, ацетилен и др. Этот метод не нашел широкого применения в связи с высокой пожаро- и взрывоопасностью.

За рубежом исследовалась также возможность использования в качестве веществ, способных вступать в реакцию с содержащейся в углеводородной смеси водой, этилата и пропилата алюминия, а также его диметилсульфоокиси. При взаимодействии алкилатов алюминия с водой образуется соответственно этиловый или пропиловый спирт и твердая окись алюминия, а диметилсульфоокись алюминия образует с водой твердый кристаллогидрат.

Все эти методы связаны с постоянным расходом реагентов и необходимостью рекуперации продуктов химических реакций. Это делает их мало пригодными при необходимости очистки от воды больших объемов углеводородной фазы.

*Физико-химические методы* обезвоживания основываются на способности некоторых веществ, являющихся адсорбентами, связывать молекулы воды, находящейся в углеводородной фазе в эмульгированном и растворенном состоянии.

Для адсорбционного обезвоживания нефтепродуктов используются, главным образом, твердые материалы (адсорбенты) с высокой пористостью, встречающиеся в природе или получаемые искусственным путем. К природным адсорбентам относятся бокситы и природные цеолиты, а к искусственным – силикагель, алюмогель, синтетические цеолиты. На практике обычно применяют адсорбенты искусственного происхождения. Хорошие результаты получены при использовании силикагеля, получаемого обезвоживанием геля кремниевой кислоты при обработке силиката натрия минеральными кислотами или кислыми растворами их солей. Размеры гранул силикагеля лежат в пределах от 0,2 до 7,0 мм. Удельная поверхность пор составляет от 400 до 800 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>, при этом килограмм силикагеля поглощает до 0,8 кг воды.

Высокую эффективность имеют также цеолиты, особенно для удаления воды, находящейся в нефтепродукте в мелкодисперсном состоянии. Это пористые водные алюмосиликаты катионов щелочных и щелочноземельных металлов. Происхождение цеолитов может быть как природное, так и искусственное. Цеолиты последнего типа называют молекулярными ситами ввиду высокой степени регулярности и малого размера пор.

Представляет интерес применение в качестве адсорбентов воды глиноземов, отличающихся высокой сорбционной способностью.

По мере насыщения водой поглощающая способность адсорбентов снижается и требуется их замена или регенерация. Для восстановления свойств адсорбентов применяется осушка в токе горячего воздуха, высокотемпературный нагрев или промывка растворителем, или сочетание этих методов.

Осуществление процесса десорбции перед вторичным использованием адсорбента требует наличия специального оборудования и по сложности самого процесса и его аппаратного оформления, объемами трудовых и энергетических затрат сопоставимо с основными процессами переработки углеводородного сырья. Поэтому адсорбционные методы не получили широкого распространения при обезвоживании углеводородного сырья.

Промышленное применение нашло удаление воды из углеводородов абсорбцией жидкими гликолями, например, 80 %-м раствором триэтиленгликоля. Впрыск абсорбента осуществляется на входе в сырьевые холодильники. При этом сам процесс осушки идет в газовой фазе с последующим сепарированием адсорбата [3]. К недостаткам этого метода можно отнести сложность аппаратного оформления и необходимость в больших количествах абсорбента.

Все химические и приведенные выше физико-химические способы обезвоживания углеводородов предназначены для глубокого удаления влаги даже из растворенного состояния.

На практике в большинстве случаев решается проблема удаления только диспергированной или, так называемой, свободной воды. Решение этой проблемы осуществляется физико-химическими и физико-механическими методами.

Наиболее часто разделяемыми таким образом водоуглеводородными эмульсиями являются эмульсии типа нефть-вода и вода-нефть, на примере которых рассмотрим эти методы подробнее.

Одним из наиболее распространенных способом обезвоживания нефти является разрушение эмульсий с применением *деэмульгаторов*.

Механизм действия деэмульгаторов носит физико-химический характер и по существу, сводится к нарушению устойчивости пленок, разъединяющих микрокапли воды от окружающей их углеводородной среды [4]. По своей природе и механизму действия на нефтяные эмульсии эти вещества могут быть подразделены на несколько основных подгрупп, приводимых ниже.

К первой группе можно отнести *электролиты*. Для разрушения некоторых эмульсий могут быть использованы различные кислоты, щелочи и соли. Из кислот эффективное действие оказывают серная, соляная, а также уксусная и нафтенновые кислоты; из щелочей – едкий натр; из солей – поваренная соль, сода двууглекислая, хлористый кальций, железный купорос, хлорное железо, хлористый и сернокислый алюминий, азотнокислое железо и многие другие химические соединения. Механизм действия этих веществ на нефтяные эмульсии довольно разнообразен. Одни из них, при достаточных концентрациях, вызывают коагуляцию веществ, из которых состоит пограничная между водой и нефтью «защитная пленка» и, таким образом, разрушают эмульсию. Другие, притягивая воду и соединяясь с ней, тем самым нарушают стабильность эмульсии и разбивают ее. Третьи вступают во взаимодействие с некоторыми солями, входящими в состав эмульсии, образуя с ними нерастворимые осадки.

Ко второй группе можно отнести *неэлектролиты*. К этим веществам, разрушающим нефтяные эмульсии, относится целый ряд органических соединений различного состава и строения, например, ацетон, бензол, сероуглерод, четыреххлористый углерод, спирты, фенол, эфир и многие другие. Существует несколько механизмов разрушения эмульсий неэлектролитами в зависимости от их природы. Одни из них, являясь хорошими растворителями для соединений, образующих «защитную пленку» эмульсии (смолы, нафтенновые мыла и т.п.), растворяют эти соединения, следствием чего и является разрушение эмульсии. Другие, смешиваясь с нефтью, понижают ее вязкость и тем самым способствуют ее отстаиванию. Эффективность действия некоторых из подобного рода веществ очень высока. Так, например, добавкой 0,1 – 0,33 %-го технического фенола удавалось разбить нефтяную эмульсию, которая сохранялась при нагревании даже под давлением; при 100 °С та же эмульсия разбивалась уже от прибавления всего лишь 0,01 % фенола [5].

Следующую группу составляют коллоидные вещества. К ним относятся многочисленные и разнообразнейшие коллоиды: мелко раздробленные кремнезем и глины, натриевые соли высокомолекулярных кислот, жирных, смоляных и сульфокислот, некоторые смеси из подобного рода веществ.

Наибольшее распространение для разделения водонефтяных эмульсий получили деэмульгаторы, действие которых направлено на разрушение защитных или бронирующих слоев на каплях эмульгированной воды. Такая активность обусловлена химическим строением деэмульгатора как поверхностно-активного вещества (ПАВ), одна часть молекулы которого имеет сродство к углеводородам (гидрофобная), а другая к воде (гидрофильная). На поверхности раздела фаз нефть – вода полярная часть молекулы ПАВ, обладающая

гидрофильными свойствами, находится со стороны воды, а неполярная (гидрофобная) – со стороны углеводородной фазы.

К *физико-механическим методам* относятся методы разделения эмульсий в силовых полях: в центробежном поле – разделение в центрифугах-сепараторах и гидроциклонах, в электрическом поле – электрокоагуляция, в гравитационном поле – отстаивание.

*Электрокоагуляционные методы* разделения водоуглеводородных эмульсий основаны на использовании явления электрической поляризации микрокапель воды.

Известно, что молекулы воды дипольны, однако капельки воды не обладают однополюсностью заряда, так как хаотическое расположение молекул воды в капле исключает самопроизвольное проявление дипольных явлений в капле воды [6].

Микрокапли воды в водоуглеводородных эмульсиях также не проявляют свойств дипольности. Картина резко меняется при наложении на эмульсию внешнего электрического поля, когда молекулы воды в каплях получают строгую ориентацию и капли превращаются в диполи. Одинаковая напряженность электрического поля во всех его точках, а также равенство отрицательного и положительного зарядов капли приводит к тому, что она только растягивается. Это происходит до тех пор, пока силы поверхностного натяжения, стремящиеся придать капле сферическую форму, не станут равными электростатическим силам внутреннего давления, стремящимися разорвать каплю.

Капля воды в водоуглеводородной эмульсии не только поляризуется, но и получает электрический заряд по известному правилу Кена, согласно которому тела с большей диэлектрической проницаемостью должны заряжаться положительно, а с меньшей – отрицательно, поскольку первые обычно являются донорами, а вторые – акцепторами электронов. Хотя правило Кена распространяется не на все эмульсии, водоуглеводородные эмульсии – пример, подтверждающий это правило.

Для разделения таких эмульсий могут быть использованы электрические поля как постоянного, так и переменного электрического тока.

Наибольшее распространение в нефтедобывающей и нефтеперерабатывающей промышленности для эффективного разделения водонефтяных эмульсий нашли электродегидраторы, в которых разрушение эмульсий ведется в электрическом поле переменного тока.

Электродегидратор любого типа состоит из корпуса, в котором размещены подвешенные на электроды устройства для ввода и распределения эмульсии и отвода отстоявшейся воды нефти [7]. Ток на электроды подается от индивидуального трансформатора высокого напряжения. В межэлектрод-

ном пространстве под влиянием электрического поля высокой напряженности капли воды укрупняются и под действием гравитационных сил осаждаются. Процессу разрушения пленки эмульгатора, обволакивающего капли воды способствуют вводимые в эмульсию деэмульгаторы.

Взаимодействие между диспергированными в нефти каплями воды зависит от напряженности электрического поля и легко регулируется напряжением тока или расстоянием между электродами. При этом учитывается возможное электрическое диспергирование капель при увеличении напряженности поля, так как чем больше его значение, тем меньше размер капель в эмульсии.

В зависимости от формы и положения корпуса различают электродегидраторы трех основных типов: вертикальные, шаровые и горизонтальные. Расположение электродов может быть горизонтальным, вертикальным и наклонным. Разнообразна и форма электродов: решетчатые, сплошные, стержневые и т.д. Существуют двухэлектродные и многоэлектродные конструкции.

Электрическое поле может быть однородным или неоднородным. В неоднородном поле возникает дополнительное движение частиц воды, которое приводит к возрастанию вероятности их сближения и слияния. Для создания неоднородного поля применяют, в частности, электроды специальной формы, изменяющие напряженность электрического поля между электродами.

Ввиду сложности и громоздкости оборудования для электрообезвоживания водоуглеводородных смесей, а также учитывая повышенную пожароопасность, применение таких методов на многих нефтеперерабатывающих установках не представляется возможным.

Довольно широкое распространение получили методы выделения свободной воды из углеводородной фазы с использованием *действия центробежных сил*.

Для создания центробежного поля при обезвоживании нефтепродуктов и других углеводородных смесей используются неподвижные аппараты, в которых вращается поток жидкости (гидроциклоны), и вращающиеся, в которых смесь движется за счет вращения ротора аппарата (центробежные сепараторы или центрифуги).

В гидроциклонах центробежная сила возникает при закручивании потока, входящего в неподвижный корпус цилиндрической или конической формы. В зависимости от способа подвода нефтепродуктов и конструкции закручивающего устройства, гидроциклоны можно разделить на аппараты с боковым подводом (тангенциальным или спиральным), противоточные и прямоточные аппараты (с завихрителями в виде винта или розетки).

Гидроциклоны не имеют движущихся частей, вследствие чего надежны, просты в эксплуатации и не требуют постоянного обслуживания. Но высокая эффективность сепарации у гидроциклона обеспечивается в аппаратах небольшого диаметра. Для повышения эффективности приходится объединять несколько аппаратов малого диаметра в один агрегат – батарейный циклон, с общими подводными и отводящими коллекторами, что делает его громоздким и сложным в обслуживании.

Другой недостаток гидроциклонов заключается в значительном абразивном износе рабочих поверхностей присутствующими в разделяемой смеси твердыми включениями. Зачастую, это вызывает необходимость футерования частей рабочей поверхности гидроциклона износостойчивыми материалами.

Примером удачного использования циклона для разделения углеводородных смесей является вихревой очиститель горючего, устанавливаемый на нефтепродуктопроводах [8].

Применение гидроциклонов для удаления свободной воды из углеводородного сырья пока не получило широкого распространения, так как эффективность выделения воды в них значительно меньше, чем в центрифугах. Тем не менее, имеется положительный опыт использования гидроциклонов для обезвоживания топлив и масел.

Эффективность отделения воды от нефтепродукта в гидроциклоне зависит от режима работы аппарата, определяемого скоростью жидкости на его входе. Установлено, что оптимальные скорости на входе в гидроциклон лежат в пределах 3 – 6 м/с, что значительно ниже входных скоростей, имеющих место при циклонной очистке нефтепродуктов от твердых частиц. При увеличении скорости на входе выше 6,5 м/с гидроциклон работает как эмульгатор, т.е. способствует образованию эмульсии, а не ее разделению [9].

К этой же группе физико-механических процессов можно отнести также методы, использующие для разделения эмульсий поверхностные явления. Действие их основано на избирательной смачиваемости индивидуальных веществ по отношению к углеводородной или водной фазам. Разделение происходит при *фильтрации* разделяемой эмульсии через слой фильтрующего материала, ткань или сетку.

При этом если фильтрующий материал является гидрофильным, на его поверхности образуется водная пленка, на которой происходит коалесценция капель. Сам объем такого фильтра является накопителем влаги.

Для отделения дисперсной водной фазы может быть использована фильтрующая перегородка из гидрофобного материала. В этом случае фильтр проницаем для углеводородной фазы, а капли водной фазы, размер которых больше микроотверстий фильтра, задерживаются на его поверхности.

На практике применяют, главным образом, аппараты с комбинированными перегородками, в которых чередуются слои из материалов обоих типов. В таком композиционном слое происходит последовательное укрупнение и отвод укрупненных капель из зоны фильтрации [2]. В качестве фильтрующего слоя может служить не только перегородка из пористого материала, но и насыпные слои гранулированного материала.

Так в *отстойнике* для нефтепродуктов, разработанном авторами [10], внутри корпуса расположены фильтрующие секции со сферическими гранулами одинакового размера в каждой секции и с уменьшением размера гранул от секции к секции в направлении движения жидкости, и патрубки для подвода и отвода нефтепродукта. Фильтрующие секции выполнены в виде двойных перфорированных тарелок из несмачиваемого водой материала, а гранулы – из смачиваемого.

Главным недостатком фильтрационных методов обезвоживания жидких углеводородов является необходимость в периодической регенерации фильтрующих материалов (перегородок). Фильтрующие перегородки в процессе эксплуатации теряют эксплуатационные свойства из-за засорения их механическими загрязнениями, смолообразными и парафиновыми примесями.

Еще одним физико-химическим методом обезвоживания углеводородов является гравитационное отстаивание. *Отстаивание в гравитационном поле* можно осуществлять в обычных резервуарах для накопления или хранения жидких продуктов, которые в данном случае работают как статические отстойники периодического действия.

Недостатком статических отстойников является периодичность и длительность процесса обезвоживания, так как цикл работы такого устройства включает заполнение его продуктом, отстаивание до полного осаждения воды, удаление обезвоженного продукта и воды из отстойника или отстойной зоны. Кроме того, такой процесс трудно поддается автоматизации.

При использовании динамических отстойников обезвоженный продукт из этих устройств выводится непрерывно, а удаление отстоявшейся воды может производиться как периодически по мере ее накопления, так и непрерывно.

В динамических отстойниках капли воды движутся с потоком разделяемой смеси и одновременно осаждаются под действием силы тяжести.

Обычно расчет отстойников проводят при условии выделения частиц определенного размера. При этом считается, что частицы расчетного размера и более крупные будут выделены из воды полностью.

Пропускная способность отстойников пропорциональна площади осаждения, и поэтому повышение эффективности обезвоживания в динамических отстойниках может быть достигнуто увеличением габаритных размеров

в горизонтальной плоскости, что связано с определенными конструктивными и эксплуатационными трудностями. Поэтому применяют тонкослойные отстойники с горизонтальными или наклонными перегородками, многоярусные, тарельчатые и т.п. Описание конструкций и краткая характеристика основных типов тонкослойных отстойников приведены в 9 главе.

## **12.2. Анализ технологической схемы переработки нефтегазоконденсатной смеси**

Рассмотрена промышленная установка переработки углеводородной смеси на примере Сургутского завода стабилизации газового конденсата (СЗСК) [11, 12] и сделан анализ появления свободной воды на Уренгойском заводе.

В качестве сырья для Сургутского ЗСК служит деэтанализованный газовый конденсат, поступающий по конденсатопроводу Уренгой-Сургут с Уренгойского завода по переработке газового конденсата.

Газоконденсатная смесь из скважин поступает по сборным трубопроводам на установки комплексной подготовки газа (УКПГ). На УКПГ производится разделение продукции скважин на сухой газ, нестабильный конденсат и воду. Промысловая обработка продукции скважин осуществляется по схеме трехступенчатой низкотемпературной сепарации.

Даже при работе установки комплексной подготовки газа в оптимальном режиме в нестабильном конденсате остается 1 % воды. При нарушениях режима эксплуатации количество уносимой водной фазы существенно возрастает.

Нестабильный конденсат со всех УКПГ Уренгойского и Ямбургского месторождений поступает на Уренгойский завод переработки газового конденсата (ЗПК). Основной технологический процесс этого завода - деэтанализация нестабильного конденсата. Основная масса деэтанализованного конденсата по конденсатопроводу Уренгой-Сургут направляется на Сургутский ЗСК.

Деэтанализация конденсата производится методом ректификации по одноклонной схеме: сверху колонны отводится газ деэтанализации, снизу – деэтанализованный конденсат (ДК).

Ввиду склонности предельных углеводородов, составляющих основу деэтанализованного конденсата, к образованию с водой различных гетероазеотропных смесей вода распределяется между верхним и нижним продуктами, причем основная масса воды переходит в ДК. Содержание воды в деэтанализованном конденсате составляет около 0,6 % масс.

С Уренгойского ЗПК дезантизирванный конденсат поступает в конденсатопровод Уренгой-Сургут, по которому перекачивается на Сургутский ЗСК. В этот же конденсатопровод подается товарная нефть (подготовленная в соответствии с требованиями ГОСТ 9965-76) с нефтепромыслов Уренгойского месторождения. Содержание воды в нефти достигает 0,5 – 0,7 % масс.

В результате смешения ДК с нефтью углеводородный состав нефтегазоконденсатной смеси (НГКС) утяжеляется. Свободная вода присутствует в нефтегазоконденсатной смеси в виде мелкодисперсной фазы.

При движении в трубопроводе происходит расслоение НГКС на углеводородную и водную фазы. Отсепарированная водная фаза, являющаяся более тяжелой, скапливается на пониженных участках трассы. По мере ее накопления в трубопроводе периодически образуются водные пробки, которые продавливаются потоком нефтегазоконденсатной смеси и попадают на Сургутский ЗСК.

Основная масса воды, поступающей на Сургутский ЗСК, отделяется в буллитах-дегидраторах сырьевого парка. Ввиду недостаточной эффективности процесса сепарации в буллитах-дегидраторах часть свободной воды остается в потоке НГКС и попадает вместе с ним на установки стабилизации конденсата (УСК-1 и УСК-2).

Вследствие образования низкокипящих гетероазетропных водоуглеводородных смесей практически вся вода, поступающая с сырьем, при стабилизации переходит в широкую фракцию легких углеводородов (ШФЛУ).

Широкая фракция легких углеводородов направляется на установку извлечения изо-пентана с узлом получения пропана (БИИ и УПП) для получения изо-пентановой фракции, как высокооктанового компонента неэтилированных автобензинов, а также для получения технических пропана и бутана. Выделение целевых продуктов производится методом ректификации.

Каждая технологическая линия блока извлечения изо-пентана включает в себя колонну-дебутанизатор и изо-пентановую колонну.

Колонна-дебутанизатор предназначена для разделения ШФЛУ на суммарную пентан-гексановую фракцию и пропан-бутановую фракцию. Процесс протекает при температуре 60 – 142 °С и давлении 11 – 12 кгс/см<sup>2</sup>. Пропан-бутановая фракция является сырьем узла получения пропана, а суммарная пентан-гексановая фракция подвергается дальнейшей переработке.

Изо-пентановая колонна разделяет суммарную пентан-гексановую фракцию на изо-пентановую фракцию и пентан-гексановую фракцию. Разделение проходит при температуре 75 – 101 °С и давлении 3 – 4 кгс/см<sup>2</sup>. Изо-пентановая фракция является товарным продуктом и должна соответствовать требованиям ТУ 38. 101494-89 марки Б.

### *Узел получения пропана*

Две технологические линии узла получения пропана на ЗСК включают колонны депропанизаторы, предназначенные для разделения пропан-бутановой фракции на пропановую фракцию и бутан технический.

Пропановая фракция является товарным продуктом и должна соответствовать требованиям ГОСТ 20448-90.

Негативным следствием присутствия воды в ШФЛУ является ухудшение качества товарной продукции, производимой на установке БИИ и УПП. Так требованиями по качеству производимых изо-пентановой (ТУ 38.101494-89) и пропановой фракций (ГОСТ 20448-90) определено отсутствие содержания воды в данных продуктах. В силу указанных выше причин, связанных с образованием низкокипящих азеотропов, вода присутствует в дистиллятных фракциях и естественно снижает их качество.

Производимая изо-пентановая фракция, как уже отмечалось выше, является компонентом автомобильных бензинов, улучшая такой эксплуатационный показатель, как антидетонационная стойкость. Диспергированная в потоке изо-пентановой фракции вода в зимний период времени при движении потока по межцеховым коммуникациям замерзает, что приводит к выводу трубопровода из работы. Естественно это значительно осложняет производство качественного автомобильного бензина и требует проведения дорогостоящих и трудоемких инженерных мероприятий по вводу в работу трубопровода.

Кроме того, присутствие воды в ШФЛУ направляемой на БИИ и УПП, повышает энергозатраты и негативно сказывается на работе технологического оборудования. Так при низких температурах окружающей среды, отмечаемых в зимний период времени происходит замерзание приборов КИПиА. Снижение надежности работы приборов КИПиА оказывает негативное влияние на стабильность технологического режима всей установки.

Таким образом, анализируя схемы движения конденсата от пласта до СЗСК, можно сказать, что причины содержания воды в сырье и продукции Сургутского ЗСК заключаются в применяемой технологии процессов добычи, подготовки, транспорта и переработки конденсата.

В качестве исходных данных для выполнения энергетического и термодинамического анализа (раздел 12.6) работы установки БИИ и УПП в табл. 12.1 и 12.2 приводятся материальный баланс и технологический режим до модернизации отстойников.



Таблица 12.1. Материальный баланс по установке БИИ и УПП до установки насадки

Наименование потока	% масс	тонн/сут	тыс.т/год	Состав потока, % масс.			Состав у/в части, % масс.						Плотность у/в части	
				Вода	Метанол*	У/в часть	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	i-C <sub>4</sub>	n-C <sub>4</sub>	i-C <sub>5</sub>	n-C <sub>5</sub>		∑ C <sub>6</sub> и выше
<b>Блок извлечения изопентана</b>														
<i>блок дебутанизации</i>														
<i>Приход</i>														
1. ШФЛУ	100	4887	1637	до 2,5	2,5	95	1,29	35,85	21,55	31,44	7,08	2,73	0,06	543
<i>Расход</i>														
1. ПБФ	85,9	4200	1407	2,9	2,9	94,2	1,5	34,14	26,97	35,58	1,55	0,16	-	521,3
1.1. ПБФ как сырье на УПП	75,0	3120	1045				1,5	34,14	26,97	35,58	1,55	0,16	-	521,3
1.2. ПБФ в парк	25,0	1080	362	2,9	2,9	94,2	1,5	34,14	26,97	35,58	1,55	0,16	-	521,3
2. Переток (C <sub>5</sub> -C <sub>6</sub> )	13,4	600	201	-	-	-	-	-	-	-	57,6	36,39	6,01	624,6
<i>блок получения изопентана</i>														
<i>Приход</i>														
1. Переток (C <sub>5</sub> ,C <sub>6</sub> )	100	600	201	-	-	-	-	-	-	-	57,6	36,39	6,01	624,6
<i>Расход</i>														
1. i-C <sub>5</sub>	74,4	446,4	1495,44	-	-	-	-	-	-	0,82	98,66	0,27	-	620,81
2. ПГФ	22,9	137,6	4609,3	-	-	-	-	-	-	-	0,59	94,57	4,84	637,3
<i>Узел получения пропана</i>														
<i>Приход</i>														
1. ПБФ	100	3120	1045	2,9	2,9	94,5	1,5	34,14	26,97	35,58	1,55	0,16	-	521,3
<i>Расход</i>														
1. C <sub>3</sub>	31,3	979,2	328	до 0,4**	до 3,6	более 96	2,62	82,12	14,01	1,07	-	-	-	510,2
2. C <sub>4</sub>	65,6	2046,7	685,6	-	-	-	-	0,08	37,65	58,52	3,4	0,32	-	522,5

Примечание: Годовая производительность принята из расчета 335 рабочих дней в году (30 дней капитальный ремонт)

\* - Содержание метанола определяем из расчета его содержания в подтоварной воде 50 % масс.

\*\* - Содержание воды снижено за счет постоянного ее дренирования из рефлюксных емкостей

Табл.12.2. Показатели технологического режима работы БИИ до модернизации отстойников

№	Номер позиции	Расход			Давление, кгс/см <sup>2</sup>	Т, °С
		т/час	т/сут	т/год		
1	ШФЛУ на входе в Е-10	до 70,6	до1694,4	до567624,0	до 10	до 40
2	Сырьевая емкость Е-10	-	-	-	6,5÷7,0	до 40
3	ШФЛУ в т/о Т-10	67,9	1629,6	545916,0	12,0	до 40
4	ШФЛУ после Т-10	67,9	1629,6	545916,0	12,0	46
5	Пар 6 кгс/см <sup>2</sup> в т/о Т-10	13,8	331,2	110952,0	4,8	181
6	Верх колонны К-10	-	-	-	10,3	61
7	Куб колонны К-10	-	-	-	11,2	129
8	Пар 10 кгс/см <sup>2</sup> в И-10	12,5	300,0	100500,0	8,5	175
9	Емкость орошения Е-11	-	-	-	10,0	44
10	ПБФ	58,3	1399,2	468732,0	10,0	43
11	Переток в К-11	7,0	168,0	56280,0	3,2	80
12	Расход сбросного газа с Е-11	-	-	-	10,0	44
13	Верх колонны К-11	-	-	-	2,9	74,4
14	Куб колонны К-11	-	-	-	3,5	88,0
15	Пар 3 кгс/см <sup>2</sup> в И-11	8,9	213,6	71556,0	2,3	156
16	Емкость орошения Е-12	-	-	-	1,3	40
17	Изопентан в парк	4,96	119,0	39878,4	6,0	40
18	ПГФ в парк	1,9	45,6	15276,0	11,0	40

### 12.3. Разделение ШФЛУ и блок извлечения изо-пентана

Широкая фракция легких углеводородов на СЗСК направляется на установку извлечения изо-пентана с узлом получения пропана и предназначена для получения изо-пентановой фракции, как высокооктанового компонента неэтилированных автобензинов, а также для получения технических пропана и бутана. Выделение целевых продуктов производится методом ректификации.

Установка реализует единый технологический процесс, состоящий из двух последовательных стадий:

- выделение из широкой фракции легких углеводородов изо-пентановой и пропан-бутановой фракций;

- разделение пропан-бутановой фракции на пропановую и бутановую фракции.

Установка включает в себя два производственных подразделения:

- блок извлечения изо-пентана, состоящий из трех параллельных производственных линий мощностью 480 тыс.т/год по сырью каждая;

- узел получения пропана, состоящий из двух параллельных производственных линий мощностью 445 тыс.т/год по сырью каждая.

Каждая производственная линия блока извлечения изо-пентана включает в себя колонну-дебутанизатор и изо-пентановую колонну.

Колонна-дебутанизатор предназначена для разделения ШФЛУ на суммарную пентан-гексановую фракцию и пропан-бутановую фракцию. Процесс протекает при температуре 60 – 142 °С и давлении 11 – 12 кгс/см<sup>2</sup>. Пропан-бутановая фракция является сырьем узла получения пропана, а суммарная пентан-гексановая фракция подвергается дальнейшей переработке.

Изо-пентановая колонна разделяет суммарную пентан-гексановую фракцию на изо-пентановую фракцию и пентан-гексановую фракцию. Разделение проходит при температуре 75 – 101 °С и давлении 3 – 4 кгс/см<sup>2</sup>. Изо-пентановая фракция является товарным продуктом и должна соответствовать требованиям ТУ 38. 101494-89 марки Б.

Поскольку блок извлечения изо-пентана на СЗСК состоит из трех одинаковых самостоятельных ниток, работающих параллельно и независимо друг от друга, то ниже приведена схема и ее описание только для одной нитки (рис. 12.1) [12, 13].

Сырье установки – широкая фракция легких углеводородов с давлением 6 кг/см<sup>2</sup> и температурой около 40 °С поступает с установки стабилизации конденсата в сырьевую емкость Е-10. Сырье из емкости Е-10 насосами Н-10/1,2 направляется в трубное пространство теплообменника Т-10. В теплообменнике сырье нагревается за счет тепла водяного пара до температуры 80 °С. После чего сырье поступает в дебутанизатор К-10.

Колонна-дебутанизатор К-10 предназначена для разделения широкой фракции легких углеводородов на пропан-бутановую и суммарную пентан-гексановую фракции.

С верха дебутанизатора отводятся пары фракции С<sub>3</sub>-С<sub>4</sub> при температуре 66 °С и давлении 11 кг/см<sup>2</sup>, которые охлаждаются и конденсируются в воздушных конденсаторах ХВ-10/1,8 и собираются в емкости орошения Е-11.



Одна часть сконденсированной фракции  $C_3-C_4$  подается в качестве орошения в дебутанизатор К-10. Другая часть откачивается из емкости орошения Е-11 насосами Н-11/1,2. Балансовое количество пропан-бутановой фракции, после охлаждения в холодильнике Х-15, направляется на узел получения пропана в качестве сырья.

Тепло в колонну К-10 подается циркуляцией нижнего продукта через ребойлер И-10, где нагревается за счет тепла водяного пара. Регулирование температуры низа колонны осуществляется изменением расхода водяного пара в И-10.

С кубовой части дебутанизатора при температуре  $90 - 95\text{ }^{\circ}\text{C}$  и давлении  $11,5 - 12\text{ кг/см}^2$  суммарная пентан-гексановая фракция поступает на питание изо-пентановой колонны за счет перепада давлений в колоннах.

Изо-пентановая колонна К-11 предназначена для разделения суммарной пентан-гексановой фракции на изо-пентановую и пентан-гексановую фракции.

С верха изо-пентановой колонны температуре  $75\text{ }^{\circ}\text{C}$  и давлении  $3\text{ кг/см}^2$  отводятся пары изо-пентановой фракции, которые и конденсируются в воздушных конденсаторах-холодильниках ХВ-11/1-3 и собираются в емкости орошения Е-12.

Сконденсированная изо-пентановая фракция из емкости Е-12 насосами Н-12/1,2 подается в качестве орошения в колонну К-11. Балансовое количество изо-пентановой фракции направляется в водяной холодильник Х-16 и далее с температурой  $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ , выводится в парк узла смешения бензинов.

Тепло в колонну К-11 циркуляцией продукта через ребойлер И-11, где нагревается за счет тепла водяного пара.

Кубовый продукт колонны К-11, пентан-гексановая фракция, с температурой  $96\text{ }^{\circ}\text{C}$  и давлением  $3,5\text{ кг/см}^2$  охлаждается в воздушном холодильнике ХВ-12 до  $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Далее пентан-гексановая фракция насосами Н-13/1,2 направляется в водяной холодильник Х-17. В нем пентан-гексановая фракция охлаждается до температуры  $40\text{ }^{\circ}\text{C}$  и далее выводится с установки в товарный парк.

### *Узел получения пропана*

Две производственные линии узла получения пропана представляют собой колонны-депропанизаторы, предназначенные для разделения пропан-бутановой фракции на пропановую фракцию и бутан технический. Пропано-

вая фракция является товарным продуктом и должна соответствовать требованиям ГОСТ 20448-90.

Поскольку узел получения пропана состоит из двух параллельных ниток, то ниже приводится описание работы только одного потока.

Пропан-бутановая фракция с блока извлечения изо-пентана прокачивается насосами Н-54/1,2,3 в теплообменник Т-51 где нагревается до 60 °С и поступает на ректификацию в депропанизатор К-51.

Верхний продукт депропанизатора охлаждается до 45 °С в воздушном конденсаторе-холодильнике ХВ-50/1,2,3,4 и поступает в емкость орошения Е-50, где идет разделение газовой и жидкой фаз. Углеводородные газы направляются в топливную сеть завода.

Одна часть сконденсировавшегося продукта насосом Н-50/1,2 подается в качестве орошения в депропанизатор К-51, а балансовое количество пропановой фракции охладившись в водяном холодильнике Х-52 до 40 °С направляется в парк готовой продукции.

Необходимое количество тепла в куб депропанизатора подводится циркулирующим потоком нижнего продукта колонны, который подогревается в термосифонном испарителе Т-52. Балансовое количество нижнего продукта, отвечающего требованиям ГОСТ на бутан технический, откачивается насосами Н-52/1, 2 и после охлаждения в теплообменнике Т-51, воздушном холодильнике ХВ-52 и водяном холодильнике Х-51 выводится в парк.

#### **12.4. Вариант модернизации отстойника для выделения свободной метанольной воды**

В результате анализа работы схемы переработки нефтегазоконденсатной смеси на Сургутском ЗСК с точки зрения определения оптимального места для выделения из продуктов переработки свободной метанольной воды сделан вывод, что для отделения воды и растворенного в ней метанола наиболее целесообразной была бы установка дегидраторов на площадке головной установки переработки углеводородного сырья Сургутского ЗСК УСК-1,2, как это реализовано на всех НПЗ (установки ЭЛОУ-АТ или ЭЛОУ-АВТ). Однако этот вариант потребует значительных капиталовложений, поскольку две установки стабилизации конденсата завода включают в свой состав 7 технологических ниток. Привязка нескольких технологических ниток к одному блоку дегидраторов значительно усложнит технологический процесс, вследствие того, что не всегда все технологические нитки работают в одном режиме. На различных технологических нитках в зависимости от их производительности, а также необходимого качества и объема отбора широкой фракции легких углеводоро-

дов, реализуются различные технологические режимы. Кроме того, выведение из работы на капитальный ремонт по определенному графику технологических ниток приведет к «рваному» режиму работы дегидраторов и естественно к снижению эффективности отделения воды.

Другим возможным местом установки сепарирующих устройств является существующее емкостное оборудование Е-10 – Е-30 на установках БИИ и УПП, которые представляют собой полые горизонтальные емкости диаметром 3 м с эллиптическими днищами. Такое решение позволяет устранить негативные последствия присутствия свободной метанольной воды в углеводородной фазе с минимальными затратами средств, поскольку обработке будет подвергаться относительно небольшой поток углеводородной фазы.

Процесс выделения свободной воды из потока ШФЛУ имеет свои существенные особенности, а именно:

- разделяемые фазы практически не содержат в своем составе загрязнений, склонных к адгезии на твердых поверхностях и способных забить межполочное расстояние тонкослойного модуля;

- содержание твердых примесей в разделяемой среде незначительно, что позволяет обойтись без организации выгрузки твердого осадка в межремонтный период.

Наиболее эффективным и наименее затратным методом выделения свободной воды из ШФЛУ является метод гравитационного отстаивания с применением тонкослойных отстойников.

В связи с вышесказанным наиболее приемлемым, представляется монтаж внутри емкости сепарирующей насадки – гофрированных пластин из фольги нержавеющей стали, устанавливаемых в каркасе.

При этом сепарирующие пластины (рис. 12.2) [17, 18] могут быть расположены на небольшом расстоянии друг от друга при минимальном угле наклона их к горизонту, что существенно повышает эффективность процесса отстаивания [14 – 16].

При таком конструктивном исполнении ШФЛУ движется в зазорах между гофрированными пластинами, а выделяющаяся метанольная вода собирается в нижних впадинах гофров и за счет наклона пластин стекает в зазоры между пакетами пластин, собираясь в нижней части сепаратора.

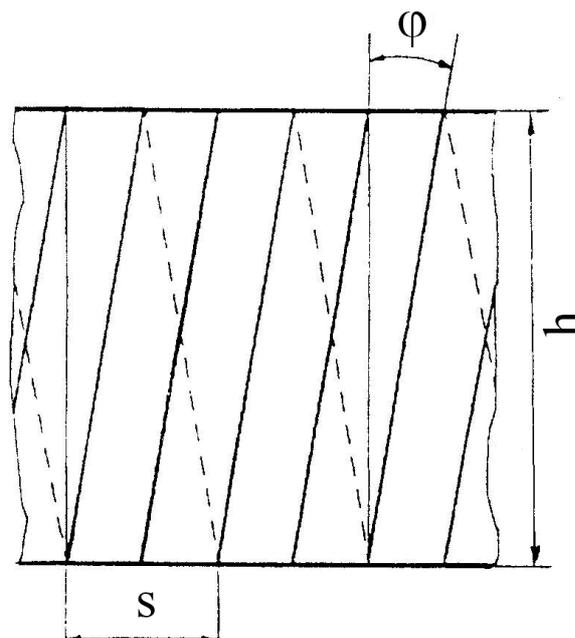


Рис. 12.2. Регулярная гофрированная насадка:  $\varphi$  – угол наклона вершин гофров к краю пластины,  $S$  – шаг между гофрами,  $h$  – ширина пластины

Длина отстойной зоны, геометрические характеристики сепарирующей насадки, оптимальные гидродинамические условия проведения процесса отстаивания определяются расчетным путем с использованием математической модели процесса (глава 10).

На рис. 12.3 показано расположение аналогичных сепарирующих блоков в промышленном отстойнике, внедренном на ОАО «Нижекамскнефтехим».



Рис. 12.3. Расположение сепарирующих блоков

Сепарационные блоки выполняются в виде закрепленных в специальной каркасной конструкции пакетов тонких металлических пластин из нержавеющей стали. Геометрия пластин и специально организованная ориентация их в объеме позволяют в десятки раз увеличить эффективность 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.

## **12.5. Технические решения по модернизации отстойников**

Выбор данной нитки для практической реализации определялся исходя из того, что объективно наибольшее содержание воды отмечено именно в сырье третьей технологической нитки. Более высокое содержание воды определяется конструкционной особенностью отбора сырья на первую и вторую технологические нитки осуществляемой с верхней образующей трубопровода, тогда как поток воды движется по нижней образующей.

Принципиальная схема модернизированного отстойника (емкости) представлена на рис. 12.5.

В сырьевой емкости 1 с трубопроводом 2 подачи ШФЛУ смонтированы внутренние устройства, состоящие из следующих узлов: эжектора 3, физического коагулятора 4, каркаса 5, заполненного насадкой 6. Через патрубок 7 производится регулирование уровня отсепарированной воды. Патрубок 8 слива отсепарированной воды расположен позади сепарационной зоны, отделенной от коагуляционной зоны перегородкой 9. Слив очищенного продукта производится через трубопровод, оканчивающийся прямым отводом, направленным к торцевой стенке аппарата.

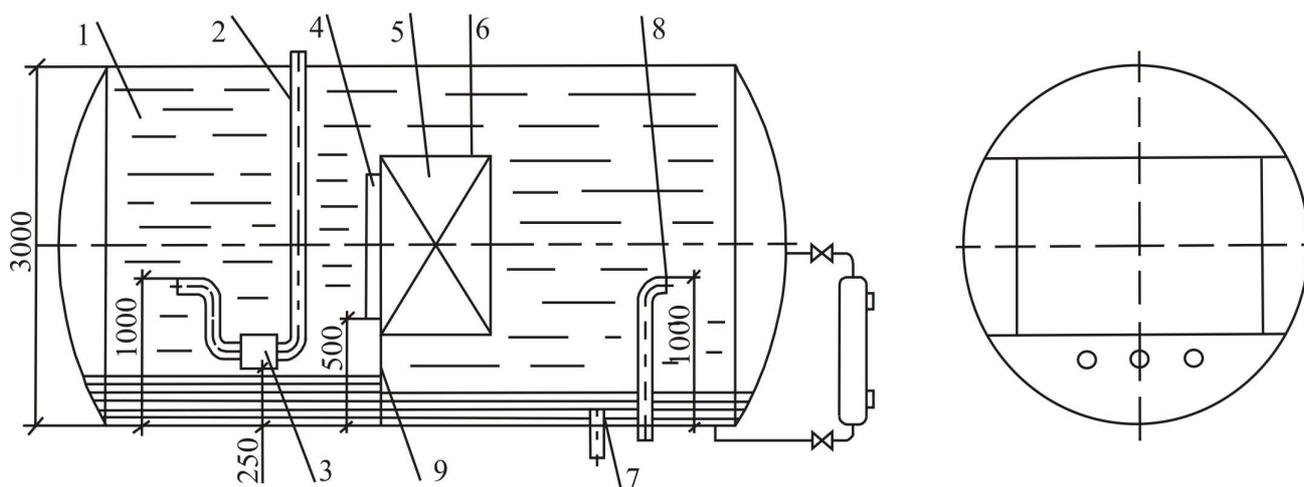


Рис. 12.4. Принципиальная схема модернизированного отстойника:  
 1 – емкость Е-30; 2 – трубопровод подачи продукта; 3 – эжектор;  
 4 – коагулятор; 5 – насадка; 6 – каркас; 7 – слив воды; 8 – трубопровод  
 слива отсепарированного продукта; 9 – перегородка

Равномерно распределенный по сечению емкости 1 поток водной дисперсии в ШФЛУ поступает на поверхность коагулятора 4, представляющего собой развитую поверхность в виде тонкой металлической сетки. На сетке происходит дополнительное укрупнение мелких частиц воды и, таким образом, еще большее сужение фракционного состава водной дисперсии и подготовка ее для сепарации в слое сепарационной регулярной насадки 5.

Регулярная насадка 5, представляет из себя тонкие гофрированные металлические листы, уложенные гофрами послойно-перекрестно, многоярусно в четырех продольных секциях внутри каркаса 6 [18].

Насадки имеют минимальный угол наклона гофр, что в максимальной степени препятствует загрязнению ее поверхности нерастворимыми включениями, присутствующими в ШФЛУ.

Осаждаемая водная фаза под действием силы тяжести сползает по наклонным впадинам гофров в нижнюю часть аппарата.

Минимальное количество точек пересечения гофров в пакетах уменьшает загрязнение насадки и увеличивает период работы отстойника между плановыми чистками. Кроме того, минимальная фиксация поверхности насадки в точках пересечения гофров способствует возникновению колебаний тонких пластин насадки за счет турбулентных пульсаций жидкой фазы, облегчающих перемещение выделенной дисперсной фазы из сепарационной зоны.

Расстояние между пластинами насадки и длина насадочной зоны рассчитаны на основе приведенной в главе 10 математической модели сепарации.

В основу расчета заложен профиль скорости ШФЛУ в емкости Е-30, определенный с помощью программного продукта «PHOENICS – 3.3» (см. главу 10).

Коагуляционная зона внизу емкости имеет перегородку 9 высотой 400 мм и обеспечена устройством регулирования уровня воды  $200 \pm 100$  мм (рис. 12.6).

Слив отсепарированной воды через трубопровод 9 производится посредством прямого отвода, установленного соосно с емкостью и направленного противопоточно.

Выделение дисперсной водной фазы из ШФЛУ происходит следующим образом. В питающем трубопроводе 2 движение ШФЛУ происходит в интенсивном турбулентном режиме. При этом частицы дисперсной фазы сталкиваются за счет турбулентных пульсаций друг с другом. За счет дополнительной подачи в трубопровод отстоявшейся воды с помощью эжектора 3 в трубопроводе создается повышенная концентрация дисперсной фазы, что увеличивает вероятность столкновения частиц с последующей их коагуляцией.

Подаваемая с помощью эжектора вода распадается внутри трубопровода на мелкие капли, характерный диаметр которых оценен в пределах 500 – 1000 мкм, т.е. намного больше капель, исходно присутствующих в потоке ШФЛУ. Образование новых капель происходит как за счет разрушения формируемых в эжекторе струй воды, так и за счет дальнейшего дробления капель турбулентными пульсациями потока сплошной фазы.

Ввиду того, что вновь образуемые капли воды являются достаточно крупными, дальнейшее их выделение в сепарационной зоне при тонкослойном отстаивании не создает дополнительной сложности.

После выхода из питающего трубопровода 2 поток ШФЛУ достаточно равномерно распространенный по сечению емкости проходит свободную зону аппарата, где происходит выпадение самых крупных капель воды. Далее поток ШФЛУ входит в сепарационную зону, образованную четырьмя параллельными секциями регулярной насадки.

Регулярная насадка одновременно выполняет несколько функций. Во-первых, она создает условия для тонкослойного отстаивания, на два порядка уменьшая высоту осаждения капель воды. Во-вторых, листы насадки осуществляют продольное секционирование рабочего объема емкости, разрушая вихреобразные перемещения жидкости. При этом создаются наиболее благоприятные гидродинамические условия для осаждения капель в ламинарном потоке ( $Re < 100$ ), что также положительно сказывается на эффективности осаждения. Кроме того, как было сказано выше, при движении эмульсии вдоль близко расположенных поверхностей создаются условия для градиент-

ной коагуляции мелких капель на поверхности насадки, покрытой тонкой водной пленкой.

Выделившаяся на поверхности гофрированных листов насадки вода собирается в углубления гофров. За счет наклона листов насадки по отношению к горизонтальной плоскости вода по впадинам гофров стекает на дно емкости.

По мере накопления отстоявшаяся вода перетекает через перегородку 9 и отводится по мере превышения заданного уровня через патрубок 7.

Уровень отделенной воды в задней по ходу движения ШФЛУ части емкости регулируется автоматически. Схема автоматизации приведена на рис. 12.5.

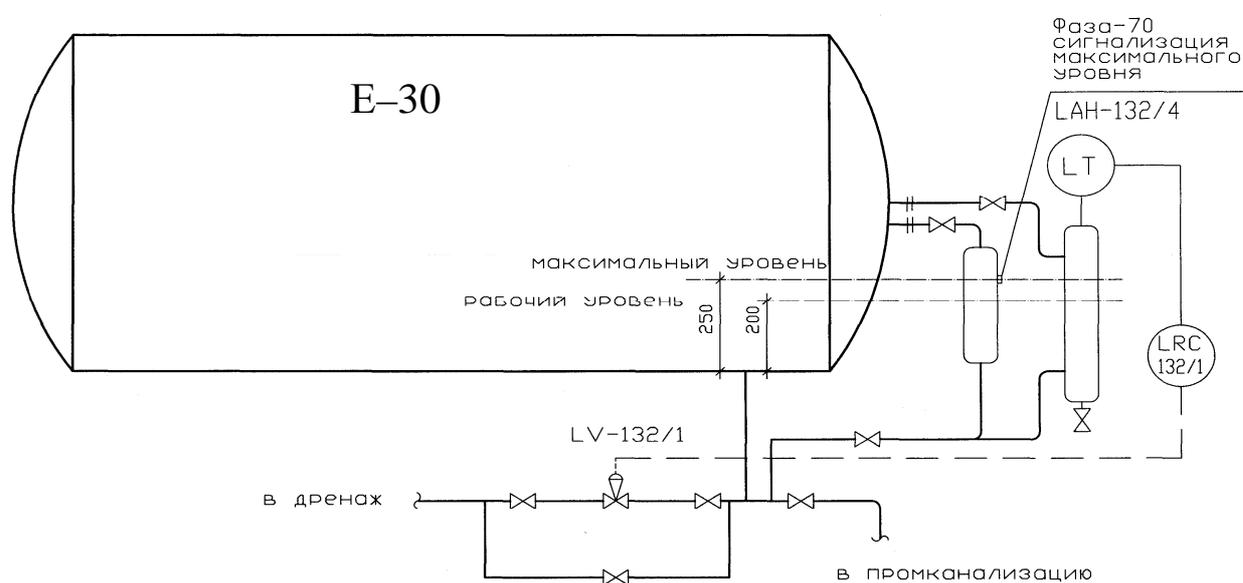


Рис. 12.5. Схема автоматизации

Все узлы и детали внутренних сепарационных устройств емкости E-30 выполнены из нержавеющей стали 12Х18Н10Т.

### ***Промышленные испытания отстойника E-30 и энергосбережение***

Для определения фактической эффективности отделения взвешенной воды на реконструированной сырьевой емкости E-30 третьей технологической нитки блоки извлечения изо-пентана в период с 10 по 14 октября 1999 года были проведены опытно-промышленные исследования. Эффективность водоотделения смонтированной в емкости E-30 насадки определяли в сравнении с ШФЛУ отобранного после сырьевой емкости E-20 второй техноло-

гической ниткой БИИ. В период испытаний загрузки технологических ниток БИИ варьировались в диапазоне от 80 до 120 м<sup>3</sup>/ч.

Результаты проведенного опытного пробега после монтажа насадки приведены в табл. 12.3.

Из приведенных результатов следует, что тепловая нагрузка (расход греющего пара) на подогревание снижена на 0,3 т/час, а испарителе – 0,5 т/час. За год эксплуатации это дает около 6000 тонн экономии греющего пара.

На первоначальном этапе опытно-промышленных исследований отмечена низкая стабильность процесса водоотделения от углеводородной фазы. Это объясняется тем, что в период промышленных исследований отмечалось аномально низкое поступление воды, содержащейся в нефтегазоконденсатной смеси – сырья завода. В этих условиях накопление воды на дне реконструированной емкости происходило крайне медленно, что значительно снизило эффективность работы эжекционного узла. С достижением на дне емкости Е-30 минимально необходимого уровня отстоявшейся воды для работы эжектора эффективность и стабильность процесса сепарации отстойника значительно возросла. В этот период содержание воды в ШФЛУ отобранной после реконструированной сырьевой емкости третьей технологической нитки БИИ, по данным лабораторного аналитического контроля, снизилось до показателя «следы».

Таблица 12.3. Результаты опытно-промышленных испытаний

Рассматриваемые параметры	Ед. изм.	До модернизации	После модернизации
Содержание воды:			
в ШФЛУ	% масс.	2,5	следы
в пропан-бутановой фракции	% масс.	2,9	следы
Тепловая нагрузка подогревателя исходной смеси Т-30 (расход греющего пара)	т/час кВт	13,8 10570	13,5 10350
Тепловая нагрузка испарителя И-30 (расход греющего пара)	т/час кВт	12,5 9647	12 9257

С целью подтверждения эффективности действия насадок и эжекционного узла предложено осуществить дополнительную подачу воды в углеводородный поток.

Эффективность работы эжекционного узла была подтверждена тем, что во время промышленных испытаний до того момента, пока на дне емкости не собирался достаточный для работы слой отстоявшейся воды, была значительно ниже.

Результаты аналитического контроля, проводимого лабораторией производства – ОТК, показали, что содержание воды в потоке после Е-30 снизилось до значений «следы» при разных загрузках третьей технологической нитки БИИ.

Содержание воды в углеводородной среде определяемого жидкого остатка после прохождения потока через насадочные элементы емкости Е-30 снижается более чем в два раза.

По результатам пробега можно сделать вывод об эффективной работе насадки по удалению взвешенной воды из ШФЛУ, возможности уменьшения содержания метанола в продукте после Е-30, за счет растворения метанола в воде (подаваемой в приемный трубопровод) и удалению взвешенной метанольной воды из продукта.

С учетом положительных испытаний выполнена аналогичная модернизация сырьевых емкостей Е-10 и 20 на других установках.

### ***Модернизация отстойников Е-10 и Е-20***

В 2001 году выполнена модернизация сырьевых емкостей Е-10 и Е-20 БИИ. Схема работы и конструкция аналогична отстойнику, изображенному на рис. 12.5.

В период опытного пробега проведен детальный анализ составов жидкого остатка. Методом хроматографического анализа жидкого остатка пропан-бутановой фракции определено, что основным его компонентом является метанол (80 – 94 % масс.). При этом содержание растворенной в углеводородной фазе воды составляет от 2,85 до 18,12 % масс.

Исследование жидкого остатка пропановой фракции, объемная доля которого превышает требования ГОСТ 20448-90 до трех раз, показали, что он на 95 % масс. состоит из метанола, а концентрация воды достигает 3,86 % масс.

По результатам пробега отмечено, что концентрация метанола в углеводородной фазе жидкого остатка после сырьевых емкостей снижается в 20 раз. Этот результат может быть объяснен только тем, что метанол практически неограниченно растворяется в воде. В связи с этим отделенная от углеводородной фазы вода должна содержать значительное количество метанола.

Определенная по плотности дренажной воды концентрация метанола (по справочным данным) составляет от 68 до 97 % масс.

Исходя из условий процесса ректификации, распределение компонентов происходит в соответствии с их температурами кипения. Метанол, имеющий температуру кипения в стандартных условиях  $64,7^{\circ}\text{C}$ , должен концентрироваться в пентан-гексановой фракции (температура кипения гексана  $68,7^{\circ}\text{C}$ ). Однако данные лабораторного анализа свидетельствуют о концентрировании метанола во фракции пропана. Этот факт объясняется образованием азеотропной смеси – нераздельнокипящая смесь. Таким образом, уменьшение объемной доли жидкого остатка в товарном пропане возможно только за счет:

- водной отмывки с последующей сепарацией водометанольной смеси;
- применение других ингибиторов гидратообразования на промыслах (практически неосуществим так как требует заново обустроить действующие месторождения);
- строительство комплексной установки очистки и осушки ШФЛУ от метанола (стадия осушки необходима для избежания образования гидратов в трубопроводах).

Результаты аналитического контроля технологических потоков установки БИИ и УПП показали высокую эффективность по отделению свободной воды в реконструированных сырьевых емкостях Е-10, Е-20 и Е-30. При стабильном технологическом режиме работы установки, сепарирующие насадки полностью отделят взвешенную воду и растворенный в ней метанол. Остаточная влага и метанол в потоке ШФЛУ после сырьевых емкостей оценивается на уровне предела растворимости в условиях показателей технологического процесса.

Учитывая положительные результаты промышленного использования сепарирующих насадок в сырьевых емкостях установки БИИ и УПП Сургутского ЗСК, можно рекомендовать использование разработанных технических решений на других предприятиях нефтегазопереработки.

В оборудованных сепарационными блоками отстойных емкостях резко повышается интенсивность процесса разделения. Разделение суспензии происходит в десятки раз быстрее, чем в «пустых» отстойниках. При необходимости одна такая модернизированная емкость может заменить значительное количество обычных отстойников и отстойных резервуаров больших объемов.

## 12.6. Сравнительный анализ энергетической и термодинамической эффективности схемы переработки нефтегазоконденсатной смеси

Как известно, термодинамический анализ широко и плодотворно применяется для оценки энергетической эффективности технологических процессов. К настоящему времени разработана методика термодинамического анализа и, в частности, наиболее современного его варианта – эксергетического анализа (Дж. Гиббс, Ж. Гюи, А. Стодол, Ф. Бошнякович и другие исследователи). Наиболее последовательно этот метод развивается в работах В.М. Бродянского (Россия), Я. Шаргута (Польша), В. Фратчера (Германия), Ю.Г. Назмеева и И.А. Конахиной (Россия) (раздел 7.3). В данном разделе рассмотрена технологическая схема блока извлечения изо-пентана и узла получения пропана до и после модернизации.

Структура внутренних и внешних связей исходной и модифицированной схемы переработки нефтегазоконденсатной смеси одинаковая и она описывается одной информационно-балансовой схемой (ИБС), приведенной на рис.12.7.

ИБС представляет собой ориентированный граф, узлами которого являются элементы оборудования технологической схемы, оказывающие влияние на значимые параметры связывающих их потоков [19]. Данные элементы производят физические или химические изменения в потоках вещества или энергии и, следовательно, являются преобразователями входной информации в выходную. Значения параметров входных и выходных потоков любого элемента оборудования связаны между собой системой балансовых уравнений. Если параметры входных потоков элемента оборудования заданы то, выполнив расчет системы балансовых уравнений, можно найти значения параметров выходных потоков. Таким образом, каждый включенный в ИБС элемент оборудования является вычислительным блоком в форме некоторой группы математических операций, для определения неизвестной выходной информации на основе заданной входной. Элементы оборудования, в которых не преобразуется информация, в моделируемом процессе не учитываются.

Параметры, определяющие состояние потока, называются переменными потока. Типичное множество переменных теплового потока должно включать как минимум один расходный и два термодинамических параметра (температуру и давление).

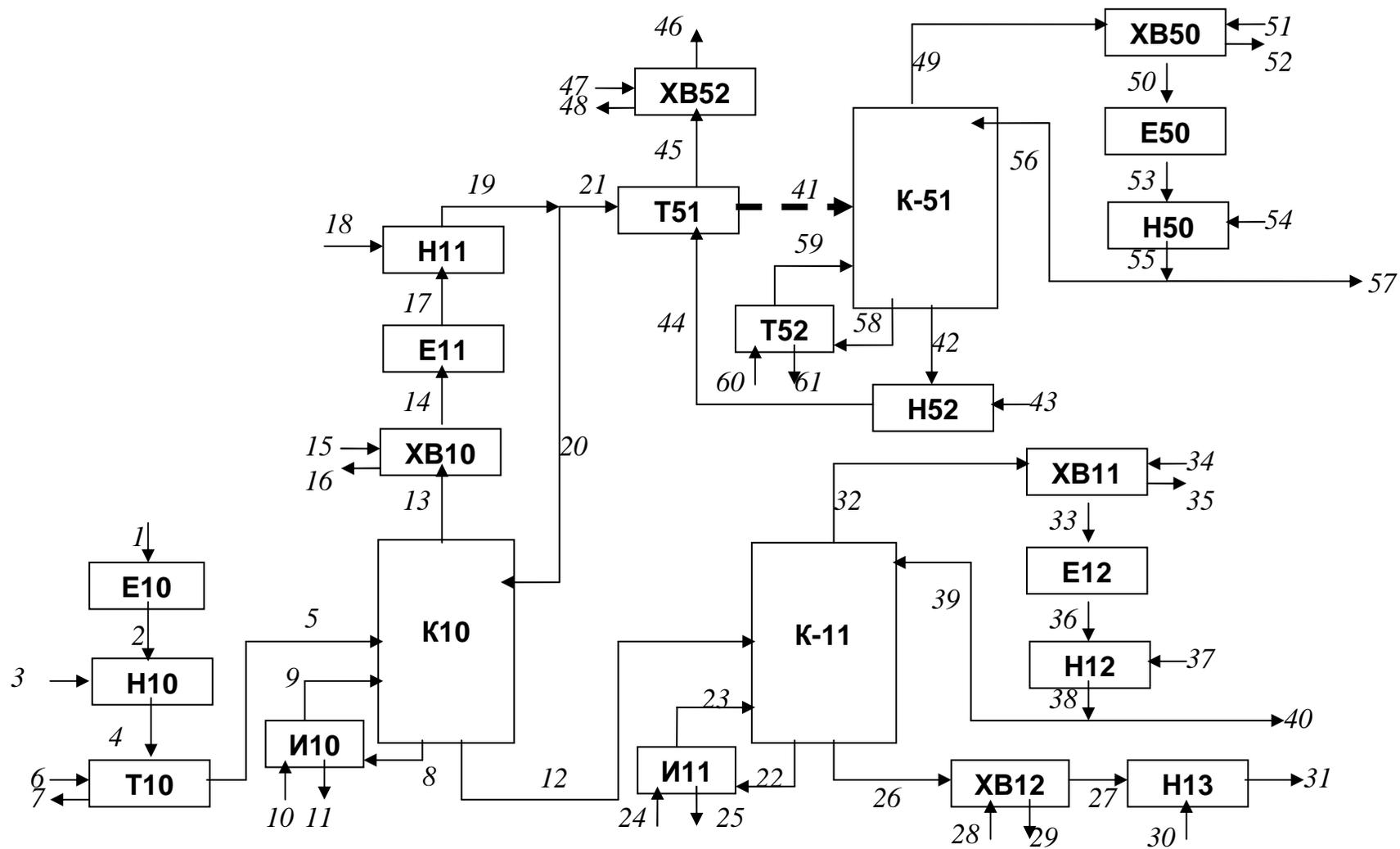


Рис. 12.6. ИБС систем переработки нефтегазоконденсатной смеси

Механические и электрические связи являются однопараметрическими и характеризуются величиной мощности.

Если материальный поток состоит из нескольких компонентов, то соответствующие параметры задаются для каждого компонента в отдельности.

Поток считается известным в том случае, если все его переменные вычислены как выходные параметры соответствующих информационных блоков или если они приняты заранее.

В зависимости от формулировки задачи в ходе исследования представленная на рис. 12.6 ИБС может играть роль [20]:

Материального потокового графа (МПГ), где МПГ – взвешенный по дугам оргграф, который отображает преобразование технологическими операторами общих массовых расходов физических потоков системы. Вершины МПГ соответствуют технологическим операторам системы, узлам смешения материальных потоков в трубопроводах, источникам и стокам вещества физических потоков. Дуги МПГ соответствуют физическим потокам ИБС.

Топливо-энергетического потокового графа (ТЭПГ), где ТЭПГ – взвешенный по дугам оргграф, отображающий преобразование технологическими операторами системы теплосодержания (или энергоемкости) потоков теплоты в рассматриваемой системе. Вершины ТЭПГ отображают технологические операторы, которые изменяют теплосодержание физических потоков: узлы смешения, внешние и внутренние (т.н. фиктивные) источники и стоки теплоты, а также операторы, которые осуществляют трансформацию тепловой энергии в иные виды энергии (например, в электрическую энергию). Дуги ТЭПГ соответствуют физическим и фиктивным потокам теплоты ИБС.

Эксергетического потокового графа (ЭСПГ) – взвешенного по дугам оргграфа, отображающего преобразование элементами ИБС расходов эксергии физических и фиктивных потоков вещества и энергии, а также потери эксергии в элементах моделируемой системы. Вершины ЭСПГ соответствуют технологическим операторам, осуществляющим преобразование расходов эксергии, а также соответствуют внутренним и внешним расходам эксергии. Дуги ЭСПГ соответствуют потокам эксергии физических и фиктивных потоков вещества и энергии, а также потерям эксергии в элементах системы.

В табл. 12.4 приведены значения переменных потоков ИБС, необходимые для построения энергетического и эксергетического баланса исследуемых объектов.

Таблица 12.4. Значения переменных потоков ИБС

№	Наименование потока	Переменные потока исходной системы				Переменные потока модифицированной системы			
		Расход $G$ , кг/с	$t$ , °С	$p$ , МПа	Электрическая мощность $N_э$ , кВт	$G$ , кг/с	$t$ , °С	$p$ , МПа	$N_э$ , кВт
1	Широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ)	19,6	40	1,0	-	19,6	40	1,0	-
2	ШФЛУ	19,6	40	0,7	-	19,6	40	0,7	-
3	Электроэнергия	-	-	-	220				220
4	ШФЛУ	18,9	40	1,2	-	18,9	40	1,2	-
5	ШФЛУ	18,9	46	1,2	-	18,9	46	1,2	-
6	Пар	3,83	181	0,6	-	3,75	181	0,6	-
7	Конденсат	3,83	158	0,6	-	3,75	158	0,6	-
8	Пентан-гексановая фракция (ПГФ)	17,6	142	1,13	-	17,2	142	1,13	-
9	ПГФ	17,6	142	1,13	-	17,2	142	1,13	-
10	Пар	3,47	175	0,9	-	3,33	175	0,9	-

Продолжение табл. 12.4.

11	Конденсат	3,47	175	0,9	-	3,33	175	0,9	-
12	ПГФ	1,95	80	0,3	-	2,33	80	0,3	-
13	Пропан-бутановая фракция (ПБФ)	32,1	66	1,05	-	33,0	66	1,05	-
14	ПБФ	32,1	66	1,05	-	33,0	66	1,05	-
15	Воздух	513,6	0,5	20	-	528,0	0,5	20	-
16	Воздух	513,6	0,1	45	-	528,0	0,1	45	-
17	ПБФ	32,1	66	1,05	-	33,0	66	1,05	-
18	Электроэнергия	-	-	-	150	-	-	-	150
19	ПБФ	32,1	66	1,1	-	33,0	66	1,05	-
20	ПБФ	15,9	66	1,1	-	15,9	66	1,1	-
21	ПБФ	16,2	66	1,1	-	16,34	66	1,1	-
22	ПГФ	13,3	101	0,35	-	13,3	101	0,35	-
23	ПГФ	13,3	101	0,35	-	13,3	101	0,35	-
24	Пар	2,47	0,3	156	-	2,47	0,3	156	-
25	Конденсат	2,47	0,3	133	-	2,47	0,3	133	-
26	ПГФ	0,53	101	0,35	-	0,53	101	0,35	-
27	ПГФ	0,53	40	1,1	-	0,53	40	1,1	-
28	Воздух	8,5	0,5	20	-	8,5	0,5	20	-
29	Воздух	8,5	0,1	45	-	8,5	0,1	45	-
30	Электроэнергия	-	-	-	44	-	-	-	44
31	ПГФ	0,53	40	1,1	-	0,53	40	1,1	1,1

Продолжение табл.12.4.

32	Изопентановая фракция	24,7	74	0,3	-	25,04	74	0,3	-
33	Изопентановая фракция	24,7	50	0,3	-	25,04	50	0,3	-
34	Воздух	454,5	20	0,5	-	460,7	20	0,5	-
35	Воздух	454,5	45	0,5	-	460,7	45	0,5	-
36	Изопентановая фракция	24,7	50	0,3	-	25,04	50	0,3	-
37	Электроэнергия	-	-	-	150	-	-	-	150
38	Изопентановая фракция	24,7	50	0,3	-	25,04	50	0,3	-
39	Изопентановая фракция	23,32	50	0,3	-	23,32	50	0,3	-
40	Изопентановая фракция	1,38	50	0,6	-	1,72	40	0,6	-
41	ПБФ	13,93	66	1,1	-	13,93	66	1,1	-
42	C <sub>4</sub>	9,6	56	1,7	-	9,6	56	1,7	-
43	Электроэнергия	-	-	-	44	-	-	-	44
44	C <sub>4</sub>	9,6	95	1,70	-	9,6	95	1,70	-
45	C <sub>4</sub>	9,6	85	1,75	-	9,6	85	1,75	-
46	C <sub>4</sub>	9,6	40	1,75	-	9,6	40	1,75	-
47	Воздух	43,2	20	0,5	-	43,2	20	0,5	-

Продолжение табл. 12.4.

48	Воздух	43,2	45	0,1	-	43,2	45	0,1	-
49	C <sub>3</sub>	19,73	56	1,7	-	19,73	56	1,7	-
50	C <sub>3</sub>	19,73	45	1,65	-	19,73	45	1,65	-
51	Воздух	336,8	20	0,5	-	336,8	20	0,5	-
52	Воздух	336,8	45	0,1	-	336,8	45	0,1	-
53	C <sub>3</sub>	19,73	45	1,65	-	19,73	45	1,65	-
54	Электроэнергия	-	-	-	150	-	-	-	150
55	C <sub>3</sub>	19,73	45	1,7	-	19,73	45	1,7	-
56	C <sub>3</sub>	15,4	45	1,7	-	15,4	45	1,7	-
57	C <sub>3</sub>	4,33	45	1,7	-	4,33	45	1,7	-
58	C <sub>4</sub>	13,2	95	1,75	-	13,2	95	1,75	-
59	C <sub>4</sub>	13,2	95	1,75	-	13,2	95	1,75	-
60	Пар	2,3	181	0,24	-	2,3	181	0,24	-
61	Конденсат	2,3	125	0,24	-	2,3	125	0,24	-

В ней выделены строки, соответствующие энергетическим потокам, параметры которых меняются при переходе от исходной схемы к модифицированной. Как видно из таблицы, в модифицированной схеме достигается существенная экономия греющего пара, которая составляет в сумме около 5 %.

Предварительно проведенный анализ структуры энергобаланса рассматриваемых объектов показал, что значительную долю здесь имеют процессы превращения энергии, для исследования которых следует применять второе начало термодинамики (тепловые процессы), а функционирование объектов происходит в условиях контакта с равновесной окружающей средой, параметры которой не зависят от данного объекта. В [21] отмечается, что для таких объектов необходимо проводить анализ термодинамического совершенства. В дальнейшем, с этой целью используется метод, основанный на построении эксергетических балансов исследуемых объектов [22, 23].

Обычно полная эксергия какого-либо физического потока состоит из множества компонентов – химического, теплового, избыточного давления, напряженности электрического поля, напряженности магнитного поля и т.д. В действительности все эти компоненты данного вектора встретиться не могут. Обычно имеет значение лишь один или два члена. Поэтому на практике при разработке алгоритма проведения анализа эксергетическим методом выделяются влияющие компоненты, и дальнейший расчет опирается только на их значения.

Для анализа термодинамической эффективности энергетических систем и теплотехнологии промышленных производств, существенное значение имеют:

- 1) тепловой компонент эксергетического вектора,
- 2) компонент избыточного давления,
- 3) расходные характеристики.

Компонент химической эксергии целесообразно учитывать только в системах, существенную роль в которых имеют реакции превращения вещества [23]. Таких процессов в рассматриваемых системах переработки нефтегазоконденсатной смеси нет, поэтому данный компонент не входит в область анализа.

Параметры окружающей среды, от которых непосредственно зависят результаты проведения термодинамического анализа, выбраны следующим образом.

Уровень отсчета давления  $p_0$  соответствует атмосферному давлению и приблизительно составляет 0,1 МПа. Уровень отсчета температурной функции в [21] рекомендуется выбирать по среднему значению температуры наружного воздуха, соответствующему наиболее напряженному периоду рабо-

ты исследуемых объектов. Так для систем теплоснабжения в качестве уровня отсчета следует выбирать параметры наружного воздуха, соответствующую максимально-зимнему режиму. В этом случае при определении термодинамических характеристик объекта на этом уровне необходимо учитывать эксергетические потери, связанные с замерзанием потоков вещества [21]. Для систем хладоснабжения, осуществляющих передачу теплоты при температурах ниже температуры окружающей среды, напротив, наиболее напряженный период наблюдается летом – в июле месяце.

Поскольку в рассматриваемых системах равным образом представлены процессы тепловосприятия и теплового сброса, уровень отсчета температурной функции принят по среденегодовой температуре наружного воздуха, соответствующей климатической зоне, где располагается промышленное предприятие  $t_0 = 0$  °С.

Эксергетический баланс для стационарного процесса в каком-либо аппарате, имеет вид:

$$\sum_i E_i^{\text{ПОДВ}} = \sum_j E_j^{\text{ПОЛ}} + \sum_k E_k^{\text{ПОТ}}, \quad (12.1)$$

где  $E_i^{\text{ПОДВ}}$  – подведенная к объекту эксергия с  $i$ -тым потоком, кВт;  $E_i^{\text{ПОЛ}}$  – полезно воспринятая в объекте эксергия  $j$ -того потока, кВт;  $E_k^{\text{ПОТ}}$  – потери эксергии  $k$ -того потока в ходе проведения технологического процесса в рассматриваемом объекте, кВт;

При этом эксергия однородного вещества определяется из соотношения

$$\Delta_0 e = i - i_0 - T_0 (s - s_0), \quad (12.2)$$

или

$$\begin{aligned} \Delta_0 e = & \int_{T_0}^{T_j} c_p dT + q_j + \int_{T_j}^T c_p dT - \\ & - T_0 \left( \int_{T_0}^{T_j} c_p \frac{dT}{T} + \frac{q_j}{T_j} + \int_{T_j}^T c_p \frac{dT}{T} \right) + \frac{RT_0}{M_{\text{см}}} \ln \left( \frac{p}{p_0} \right), \end{aligned} \quad (12.3)$$

где  $T_0$  и  $P_0$  – соответственно, температура (К) и давление (Па) окружающей среды, принятые за начало отсчета;  $i_0$  и  $s_0$  – энтальпия и энтропия рабочего вещества, определенная при выбранных параметрах окружающей среды,

кДж/кг;  $T$  и  $P$  – рабочие параметры – температура (К), и давление вещества (Па);  $i$  и  $s$  – энтальпия и энтропия вещества, определенная при рабочих параметрах, кДж/кг;  $q_j$  – скрытая теплота фазового перехода, кДж/кг;  $T_j$  – температура фазового перехода, К;  $c_p$  – средняя теплоемкость рабочего вещества, кДж/(кг·К);  $R$  – универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К).

Но в рассматриваемых системах рабочее вещество – смесь углеводородов, которую можно рассматривать как идеальную. Для этого случая уравнение (12.3) преобразуется к виду

$$\Delta_0 e_{\text{см}} = e_{\text{ф}}^{\text{см}} - e_0, \quad (12.4)$$

где  $e_{\text{ф}}^{\text{см}}$  – физическая (термомеханическая) эксергия смеси, определенная при рабочих параметрах ( $p, T, \sum x_i$ ), кДж/кг;  $e_0$  – нулевая химическая эксергия, кДж/кг;  $x_i$  – молярная доля компонентов в смеси.

Нулевая эксергия определяется из условия, что в начале отсчета  $p_i = p_0$ . Ее значение находится по выражению:

$$e_0 = -T_0 \Delta s_{\text{см}} = -\frac{RT_0}{M_{\text{см}}} \sum \frac{p_i}{p_0} = -\frac{RT_0}{M_{\text{см}}} \sum x_i \ln(x_i) \quad (12.5)$$

где  $p_i$  – парциальное давление компонента в смеси.

Интегральное выражение для расчета эксергии смеси, имеет вид

$$\begin{aligned} \Delta_0 e_{\text{см}} = & \int_{T_0}^{T_j} c_p^{\text{см}} dT + q_j^{\text{см}} + \int_{T_j}^T c_p^{\text{см}} dT - T_0 \left( \int_{T_0}^{T_j} c_p^{\text{см}} \frac{dT}{T} + \frac{q_j^{\text{см}}}{T_j} + \int_{T_j}^T c_p^{\text{см}} \frac{dT}{T} \right) + \\ & + \frac{RT_0}{M_{\text{см}}} \left( \sum x_i \ln(x_i) + \ln\left(\frac{p}{p_0}\right) \right), \end{aligned} \quad (12.6)$$

где  $c_p^{\text{см}}$  – теплоемкость смеси, кДж/(кг·К);  $M_{\text{см}}$  – молекулярная масса смеси.

Эксергия теплового потока в теплообменных аппаратах, где изменение давления не играет существенной роли, может быть рассчитана с помощью соотношения

$$e_q = \tau_e i = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) i, \quad (12.7)$$

где  $\tau_e = 1 - \frac{T_0}{T}$  – эксергетическая температурная функция, определяющая ценность содержащейся в потоке теплоты.;  $i$  – энтальпия потока, кДж/кг.

Степень совершенства теплотехнологических процессов оценивается с помощью расчета коэффициентов полезного использования (КПИ) энергии и эксергии, определяемых для каждого элемента и системы в целом с помощью соотношений [24]:

$$\eta_{\text{КПИ}}^e = \frac{\sum Q_i^{\text{ПОЛ}}}{\sum Q_i^{\text{ПОДВ}}} = \frac{\sum Q_i^{\text{ПОДВ}} - \sum Q_j^{\text{ПОТ}} - \sum Q_k^{\text{НЦИ}}}{\sum Q_i^{\text{ПОДВ}}}; \quad (12.8)$$

$$\eta_{\text{КПИ}}^e = \frac{\sum E_i^{\text{ПОЛ}}}{\sum E_i^{\text{ПОДВ}}} = \frac{\sum E_i^{\text{ПОДВ}} - \sum E_j^{\text{ПОТ}} - \sum T_k^{\text{НЦИ}}}{\sum E_i^{\text{ПОДВ}}}. \quad (12.9)$$

Здесь индекс «подв» – указывает на потоки, посредством которых энергия или эксергия вводится в систему (или элемент оборудования); «пол» – полезное использование энергии или эксергии; «пот» – потери энергии или эксергии; «нци» – нецелевое использование энергии или эксергии.

В частности отвод теплоты в атмосферу посредством воздушных холодильников является нецелевым использованием энергии, так как этот процесс не предполагает дальнейшей утилизации (или аккумулирования) теплоты.

Для наглядного изображения энергетических и эксергетических балансов установки составляются диаграммы потоков энергии и эксергии. На этих диаграммах отдельные элементы установки соединяются изображениями потоков, ширина полос которых соответствует значениям энергии и эксергии.

Результаты проведенного исследования представлены в виде таблиц (табл. 12.5 – 12.8) и потоковой энергетической и эксергетической диаграммы (рис. 12.7, 12.8).

Таблица 12.5. Результаты расчета энергетического и эксергетического КПИ исходной системы переработки нефтегазоконденсатной смеси

Подвод			Отвод		
Поток	$Q$ , кВт	$E$ , кВт	Поток	$Q$ , кВт	$E$ , кВт
Пар	33969,6	13223,9	Конденсат	7768,5	2791,5
Воздух (1356,6)	27132,0	1852,0	Воздух	52650,7	7450,6
Электроэнергия (тепловой эквивалент)	758,0	758,0	Потери от наружного охлаждения аппаратов	1019,1	397,0
			Потери вследствие трансформации энергии	-	5088,9
ШФЛУ	1960,0	250,5	ПГФ	53	6,8
			ПБФ	227	29,0
			Отдувки в топливную сеть	187,5	24,0
			Изопентановая фракция	172,5	26,7
			$C_4$	1200	186
			$C_3$	541,3	83,9
Всего	63819,6	16084,4	Всего	63819,6	16084,4
Тепловой КПИ				77,1	
Эксергетический КПИ			19,6		

Таблица 12.6. Результаты расчета энергетического и эксергетического КПИ модифицированной системы переработки нефтегазоконденсатной смеси

Подвод			Отвод		
1			2		
Поток	$Q$ , кВт	$E$ , кВт	Поток	$Q$ , кВт	$E$ , кВт
Пар	33358,5	12982,1	Конденсат	7611,6	2731,5
Воздух	27544,0	1880,1	Воздух	52570,7	7439,2

Продолжение табл. 12.6.

1			2		
Электроэнергия (тепловой эквивалент)	758,0	758,0	Потери от наружного охлаждения аппаратов	1000,8	389,5
			Потери вследствие трансформации энергии	-	4682,9
ШФЛУ	1960,0	250,5	ПГФ	53	6,8
			ПБФ	240,6	30,7
			Отдувки в топливную сеть	187,5	24,0
			Изопентановая фракция	215,0	33,3
			C <sub>4</sub>	1200,0	186
			C <sub>3</sub>	541,3	83,9
Всего	63620,5	15870,7	Всего	63620,5	15870,7
Тепловой КПИ			79,4		
Эксергетический КПИ			21,2		

Таблица 12.7. Результаты расчета энергетического и эксергетического КПИ исходной системы переработки нефтегазоконденсатной смеси по элементам оборудования

Элементы оборудования	Теплота			Эксергия		
	$Q_{\text{подв.}}$ , кВт	$Q_{\text{пол.}}$ , кВт	$\eta_{\text{КПИ}}^m$	$E_{\text{подв.}}$ , кВт	$E_{\text{пол.}}$ , кВт	$\eta_{\text{КПИ}}^e$
1	2	3	4	5	6	7
Емкость Е10	1960,0	1960,0	1,0	250,5	250,5	1,0
Насосы Н10 (тепловой эквивалент)	220,0	195,8	0,89	220	202,4	0,92
Теплообменник Т10	10827,4	10610,9	0,98	4331,0	1472,5	0,34
Колонна К10	22629,7	20366,7	0,9	8146,7	4399,1	0,54
Испаритель И10	9622,3	9429,9	0,98	3752,7	1943,9	0,518
Воздушные холодильники ХВ10	12840,0	12326,4	0,96	2499,8	0	0
Емкость Е-11			1,0			1,0

Продолжение табл. 12.7

1	2	3	4	5	6	7
Насосы Н-11	150,0	133,5	0,89	150,0	138,0	0,92
Колонна К-11			0,92			
Испаритель И-11	6891,3	6753,5	0,98			
Воздушные холодильники ХВ-11	11362,5	10908,0	0,96	2423,1	0	0
Емкость Е-12			1,0			1,0
Насосы Н-12	150,0	133,5	0,89	150,0	138,0	0,92
Воздушные холодильники ХВ-12	212,5	204,0	0,96	57,4	0	0
Насосы Н-13	44,0	39,2	0,89	44,0	40,5	0,92
Колонна К-51	10978,7	10100,4	0,92	2854,5	1712,7	0,6
Испаритель Т-52	6628,6	6496,0	0,98			
Воздушные холодильники ХВ-50	8420,0	8083,2	0,96	1321,9	0	0
Емкость Е-50			1,0			1,0
Насосы Н-50	150,0	133,5	0,89	150,0	138,0	0,92
Воздушные холодильники ХВ-52	1080,0	10,36,8	0,96	278,8	0	0
Насосы Н-52	44,0	39,2	0,89	44,0	40,5	0,92
Теплообменник Т-51			0,98			

Таблица 12.8. Результаты расчета энергетического и эксергетического КПИ исходной системы переработки нефтегазоконденсатной смеси по элементам оборудования (указаны только элементы с модифицированными параметрами, выделены элементы с наиболее существенным изменением параметров)

Элементы оборудования	Теплота			Эксергия		
	$Q_{\text{подв.}}$ , кВт	$Q_{\text{пол.}}$ , кВт	$\eta_{\text{КПИ}}^m$	$E_{\text{подв.}}$ , кВт	$E_{\text{пол.}}$ , кВт	$\eta_{\text{КПИ}}^e$
1	2	3	4	5	6	7
Емкость Е10	1960,0	1960,0	1,0	250,5	250,5	1,0
Насосы Н10 (тепловой эквивалент)	220,0	195,8	0,89	220	202,4	0,92
Теплообменник Т10	10601,2	10389,2	0,98	4240,5	1484,2	0,35
Колонна К10	22018,6	20477,3	0,93	7926,7	4439,0	0,56
Испаритель И10	9237,4	9052,7	0,98	3602,6	1945,4	0,54

Продолжение табл. 12.8

1	2	3	4	5	6	7
Воздушные холодильники ХВ10	13200	12672	0,96	2569,9	0	0
Емкость Е11			1,0			1,0
Насосы Н11	150,0	133,5	0,89	150,0	138,0	0,92
Колонна К11			0,90			
Испаритель И11	6891,3	6753,5	0,98			
Воздушные холодильники ХВ11	11517,5	11056,9	0,96	2430,0	0	0
Емкость Е12			1,0			1,0
Насосы Н12	150,0	133,5	0,89	150,0	138,0	0,92
Воздушные холодильники ХВ12	212,5	204,0	0,96	57,4	0	0
Насосы Н13	44,0	39,2	0,89	44,0	40,5	0,92

В таблицах представлены результаты анализа систем в целом (как единый объект) и приведен анализ существующей и предлагаемой систем по элементам оборудования. Как видно из таблиц и диаграмм, эксергетический КПИ модифицированной схемы приблизительно на 2,3 % выше, чем у существующей схемы. Одновременно достигается почти 2 %-е снижение требуемого подвода эксергии от внешних источников, и соответствующее снижение затрат энергоресурсов (преимущественно с греющим паром) на 5 %.

Экономия условного топлива в модифицированной схеме, по сравнению с исходной составляет, кг у.т./с:

$$b_T^{\text{ЭК}} = \frac{n\Delta Q_{\text{ЭК}}}{\eta_T \eta_{\text{ИТ}} \left( Q_{\text{H}}^p \right)_{\text{у.т.}}}, \quad (12.10)$$

где  $\Delta Q_{\text{ЭК}}$  – экономия тепловой энергии в модифицированной схеме, по сравнению с исходной, кВт;  $\left( Q_{\text{H}}^p \right)_{\text{у.т.}} = 29300$  – низшая теплота сгорания условного топлива, кДж/кг;  $\eta_T = 0,98$  – к.п.д. теплового потока;  $\eta_{\text{ИТ}} = 0,9$  – к.п.д. источника тепловой энергии;  $n=3$  – количество параллельно работающих технологических линий  $b_T^{\text{ЭК}} = 0,0615$  кг у.т./с.

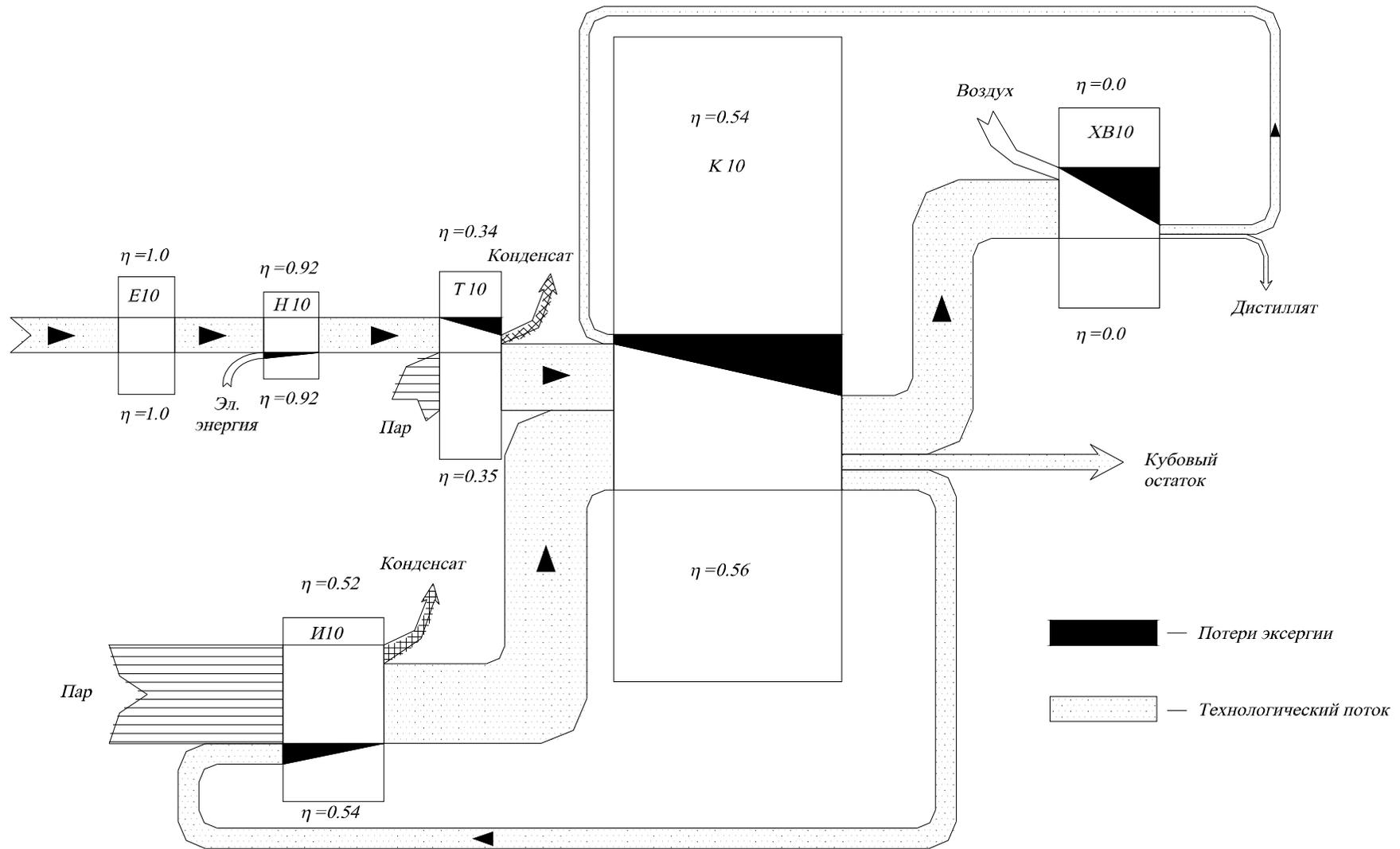


Рис.12.7. Эксергетическая потоковая диаграмма участка с колонной К-10 после модернизации

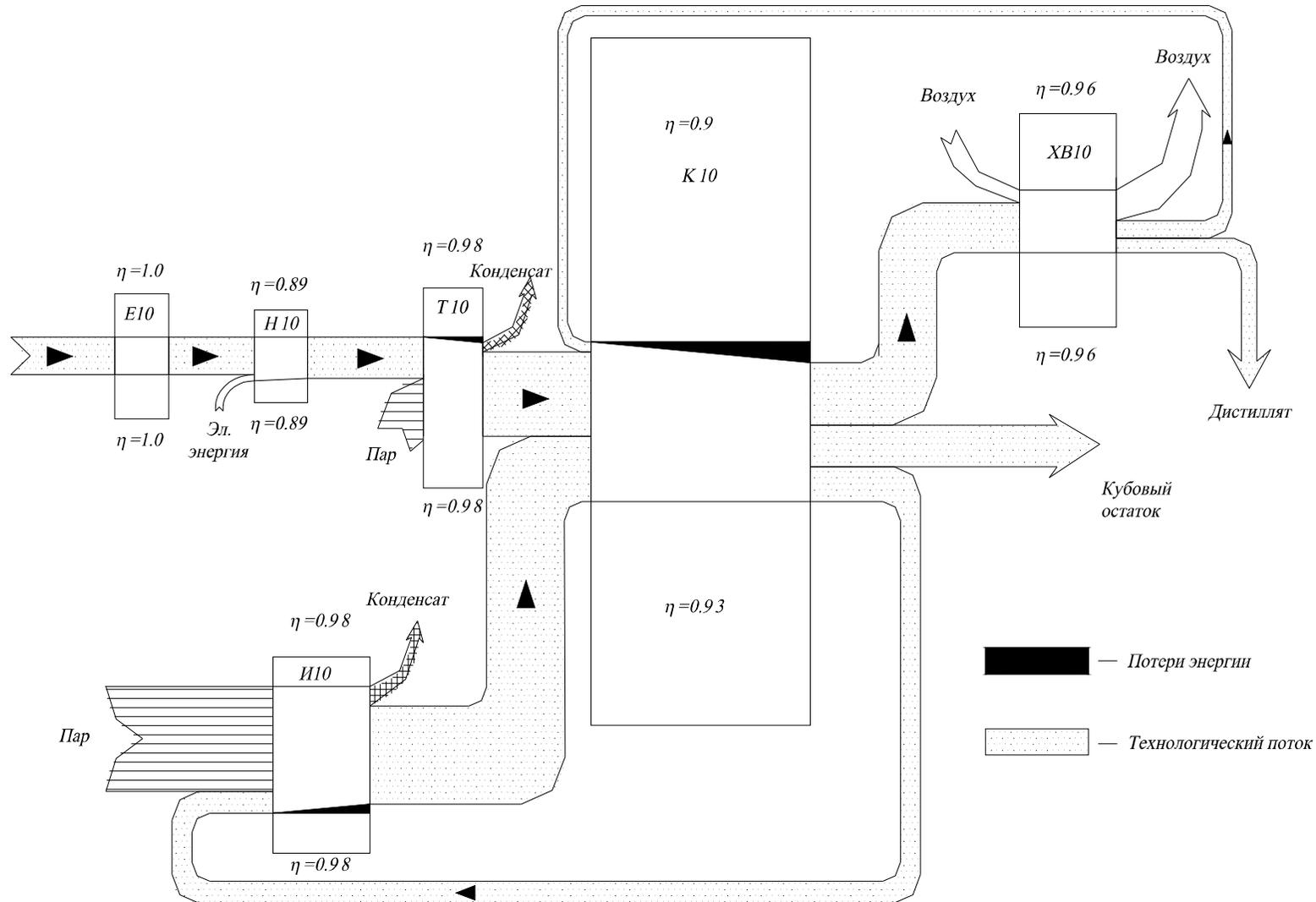


Рис.12.8. Энергетическая потоковая диаграмма участка с колонной К-10 до модернизации

Годовая экономия топлива составляет, т.у.т/год

$$B_T^{\text{ЭК}} = \frac{b_T^{\text{ЭК}} \tau_{\text{год}}}{1000}, \quad (12.11)$$

где  $\tau_{\text{год}} = 29 \cdot 10^6$  – время работы технологической системы, сек/год

$$B_T^{\text{ЭК}} = 1780,2 \text{ т у.т./год}$$

Таким образом, в модифицированной схеме достигается экономия почти 1800 т/год условного топлива.

Рассмотренные выше основные принципы и примеры энергосбережения при проведении процессов разделения показывают, что промышленные установки имеют значительные резервы, как по повышению эффективности, производительности, так и в снижении себестоимости продукции [25 – 32].

Как показывает опыт отечественных и зарубежных фирм очень часто только заменой контактных устройств в аппаратах можно добиться значительного повышения эффективности проводимых процессов, снизить энергозатраты на единицу продукции.

### Библиографический список к двенадцатой главе

1. Энглин Б.А. Применение жидких топлив при низких температурах. М.: Химия, 1980.
2. Жулдыбин Е.Н., Коваленко В.П., Турчанинов В.Е.. Способы и средства обезвоживания нефтепродуктов. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1985.
3. Топлов С.М., Берлин М.А., Панасян Г.А., Коробко В.Д. Переработка углеводородных газов за рубежом. М.: ВНИИОЭНГ, 1980.
4. Наметкин С.С. Химия нефти. М.: Изд. АН СССР, 1955.
5. Т. Kuczynsky/ Petroleum Z. 19, 420 (1923).
6. Грановский М.Г., Лавров И.С., Смирнов О.В. Электрообработка жидкостей. Л.: Химия, 1976.
7. Гершуни С.Ш., Лейбовский М.Г. Оборудование для обезвоживания и обессоливания нефти в электрическом поле. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1983.

8. Бычков В.Е. Транспорт и хранение нефтепродуктов и углеводородного сырья. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1984.

9. Коваленко В.П. Турчанинов В.Е. Средства очистки нефтепродуктов от механических загрязнений. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1984.

10. А.с.1382487 (СССР).

11. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. Казань. Издательство: «Печатный двор», 2002.

12. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Модернизация установок переработки углеводородных смесей. Казань: КГЭУ, 2004.

13. Аракелов В.Е., Кремер А.И. Методические вопросы экономии энергоресурсов. М.: Энергоатомиздат, 1990.

14. Фарахов М.И., Тахавутдинов Р.Г., Садыков И.Х., Афанасьев И.П. Гидродинамика потоков в аппаратах гравитационного разделения водонефтяных эмульсий // Сб. тр. 14-й междунар. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях». Смоленск, 2001. Т. 3. С. 18-20.

15. Компьютерное моделирование гидродинамики проточного гравитационного отстойника / М.И. Фарахов, Р.Г. Тахавутдинов, И.Х. Садыков, А.Р. Альтапов, И.П. Афанасьев, С.Ф. Грачев // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. Казань. 2001. С. 160-167.

16. Фарахов М.И., Афанасьев И.П., Казанцев С.А. Учет влияния профиля скорости дисперсного потока при моделировании работы отстойника // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. Казань. 2002. С. 161-166.

17. А.с. РФ №98119407/20 Насадка для тепло-массообменных процессов / М.И. Фарахов, Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский и др. от 25.11.98 г.

18. Фарахов М.И., Садыков И.Х., Афанасьев И.П., Миндубаев Р.Ф., Альтапов А.Р., Баглай В.Ф. Регулярная насадка. Свидетельство РФ №19483 на полезную модель. МПК<sup>7</sup> В 01 J 19/32, В 05 В 1/00. 2001г.

19. Попырин Л.С. Математическое моделирование и оптимизация теплоэнергетических установок. М.: Энергия, 1978.

20. Валиев Р.Н. Повышение энергетической и термодинамической эффективности стадии дегидрирования изоамиленов в изопрен в производстве изопена. Автореф. дис. .... канд. техн. наук. Казань: Каз. гос. энерг. ун-т, 2001.

21. Бродянский В.М., Верхивкер Г.П., Карчев Я.Я. и др. Эксергетические расчеты технических систем: Справочное пособие. Киев: Наук. Думка, 1991.

22. Аракелов В.Е., Кремер А.И. Методические вопросы экономии энерго-ресурсов. М.: Энергоатомиздат, 1990.

23. Шелгинский А. Я. Разработка энергосберегающих и экологически прогрессивных направлений производства минеральных удобрений на основе высокоэффективных тепловых схем и интенсификации теплообмена: автореф. дис. докт. техн. наук. М.: МЭИ, 1997.

24. Назмеев Ю.Г., Конахина И.А. Организация энерготехнологических комплексов в нефтехимической промышленности. М.: МЭИ, 2001.

25. Баглай В.Ф. Моделирование процесса разделения углеводородного сырья и реконструкция колонн установки получения моторных топлив: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГТУ, 1997.

26. Солодов П.А. Модернизация аппаратного оформления и технологической схемы установки получения моторных топлив.: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГТУ, 2001.

27. Ишмурзин А.В. Повышение эффективности и снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья.: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2002.

28. Мальковский П.А. Совершенствование технологий и аппаратов переработки газовых конденсатов.: Дис. ... д-ра техн. наук. Казань: КГТУ, 2002.

29. Ясавеев Х.Н. Повышение эффективности комплекса установок переработки газовых конденсатов.: Дис. ... д-ра техн. наук. Казань: КГТУ, 2004.

30. Костылева Е.Е. Энергосбережение при переработке и эффективная утилизация тяжелых остатков углеводородных топлив.: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2004.

31. Гусева Е.В. Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы установки деметанизации в производстве этилена.: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2005.

32. Афанасьев И.П. Энергосбережение в промышленной теплотехнологической установке при получении компонентов нефтяных топлив.: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2006.

## О Г Л А В Л Е Н И Е

<b>Введение</b> .....	<b>. 3</b>
<b>Глава 1. Свойства аэрозолей и механизмы коагуляции</b> .....	<b>. 5</b>
1.1. Характеристики аэрозолей и промышленных газовых примесей .....	. 5
1.2. Механизмы физической коагуляции аэрозолей .....	. 11
Библиографический список к первой главе .....	. 21
<b>Глава 2. Движение элементов дисперсной фазы в поле сил тяжести</b> ..	<b>. 23</b>
2.1. Общие закономерности движения элементов дисперсной фазы	. 23
2.2. Гидродинамические закономерности движения твердых частиц	. 24
2.3. Движение капель в поле силы тяжести в жидкостях .....	. 32
2.4. Движение твердых частиц и капель в газах .....	. 42
Библиографический список ко второй главе .....	. 44
<b>Глава 3. Способы и аппараты газоочистки</b> .....	<b>. 49</b>
3.1. Физические основы и способы очистки газов .....	. 49
3.2. Виды аппаратов газоочистки .....	. 59
Библиографический список к третьей главе .....	. 70
<b>Глава 4. Насадочные сепараторы</b> .....	<b>. 72</b>
4.1. Классификация насадочных сепараторов .....	. 72
4.2. Методы расчета эффективности сепараторов .....	. 78
4.3. Конструкции сепарирующих насадочных элементов .....	. 84
4.4. Некоторые виды новых насадок .....	. 87
4.5. Гидравлические характеристики насадочных аппаратов .....	. 96
Библиографический список к четвертой главе .....	103
<b>Глава 5. Характеристики и модели пограничного слоя</b> .....	<b>106</b>
5.1. Общие характеристики пограничного слоя .....	106
5.2. Модели Кармана и Прандтля .....	109
5.3. Модель диффузионного пограничного слоя Ландау-Левича ..	112
5.4. Модель Клаузера .....	113
5.5. Определение параметров пограничного слоя на основе диссипируемой энергии .....	115
Библиографический список к пятой главе .....	125
<b>Глава 6. Эффективность сепарации аэрозолей</b> .....	<b>128</b>
6.1. Эффективность сепарации по энергетическому методу в регулярной насадке .....	129
6.2. Математические модели очистки газов от аэрозольных частиц в дисперсно-кольцевых потоках .....	136
6.3. Динамическая скорость в каналах различной формы .....	144

6.4. Расчет эффективности сепарации . . . . .	151
Библиографический список к шестой главе . . . . .	154
<b>Глава 7. Очистка газов на установках газоразделения и энергосбережение . . . . .</b>	<b>158</b>
7.1. Основные задачи очистки газов . . . . .	158
7.2. Очистка газов узла деметанизации в производстве этилена . . . . .	159
7.3. Анализ тепловых и эксергетических потоков установки деметанизации . . . . .	167
7.4. Очистка этилена хладогента от масляных аэрозольных частиц .	176
Библиографический список к седьмой главе . . . . .	182
<b>Глава 8. Расчет конструкций сепараторов жидкой фазы из газов для установок газоразделения . . . . .</b>	<b>184</b>
8.1. Конструкция и расчет сепараторов жидкой фазы из исходной смеси . . . . .	184
8.2. Конструкция и расчет сепаратора-маслоуловителя в холодильном цикле . . . . .	190
8.3. Анализ работы теплообменника Н-126 после внедрения маслоуловителя . . . . .	194
8.4. Конструкция модернизированного сепаратора Е-214 узла осушки пирогаза . . . . .	197
8.5. Энерго-и ресурсосбережение после внедрения сепараторов . . .	199
Библиографический список к восьмой главе . . . . .	200
<b>Глава 9. Аппараты для сепарации дисперсной фазы из жидкостей под действием гравитационных сил . . . . .</b>	<b>201</b>
9.1. Процессы отстаивания . . . . .	201
9.2. Тонкослойные отстойники . . . . .	204
9.3. Методы расчета отстойников . . . . .	223
Библиографический список к девятой главе . . . . .	229
<b>Глава 10. Математическая модель и исследование процесса сепарации дисперсной фазы из жидкости . . . . .</b>	<b>233</b>
10.1. Модель многоскоростного континуума . . . . .	233
10.2. Уравнения для эмульсий (бесстолкновительная модель) . . . . .	239
10.3. Расчет геометрических характеристик сепарационной зоны . .	243
10.4. Численное исследование гидродинамики в отстойниках и их модернизация . . . . .	246
10.5. Идентификация моделей структуры потоков . . . . .	252
Библиографический список к десятой главе . . . . .	256

<b>Глава 11. Модернизация отстойника узла охлаждения пирогаза в производстве этилена</b> . . . . .	<b>259</b>
11.1. Описание технологического узла охлаждения пирогаза и очистки воды . . . . .	259
11.2. Коагулянты для очистки химзагрязнений воды . . . . .	263
11.3. Анализ свойств и механизма действия коагулянтов . . . . .	271
11.4. Методика проведения экспериментальных исследований . . . . .	283
11.5. Технология очистки воды коагулянтами и модернизация отстойника . . . . .	287
Библиографический список к одиннадцатой главе . . . . .	290
<b>Глава 12. Сепарация водной фазы из жидких углеводородных смесей</b> .	<b>291</b>
12.1. Методы обезвоживания жидких углеводородов . . . . .	292
12.2. Анализ технологической схемы переработки нефтегазоконденсатной смеси . . . . .	301
12.3. Разделение ШФЛУ и блок извлечения изо-пентана . . . . .	305
12.4. Вариант модернизации отстойника для выделения свободной метанольной воды . . . . .	309
12.5. Технические решения по модернизации отстойников . . . . .	312
12.6. Сравнительный анализ энергетической и термодинамической эффективности схемы переработки нефтегазоконденсатной смеси .	319
Библиографический список к двенадцатой главе . . . . .	336

*Научное издание*

*Лаптев Анатолий Григорьевич,  
Фарахов Мансур Инсафович*

**РАЗДЕЛЕНИЕ ГЕТЕРОГЕННЫХ СИСТЕМ  
В НАСАДОЧНЫХ АППАРАТАХ**

Компьютерная верстка А.В. Климентов

Изд. лиц. ИД № 03480 от 08.12.00. Подписано в печать 8.08.2006.

Формат 60x84/16. Гарнитура "Times". Вид печати РОМ.

Физ. печ. л. 21,3 Усл. печ. л. 19,80 Уч.-изд. л. 22,06.

Тираж 500 экз. Заказ № 34.

Издательский отдел КГЭУ  
420066, Казань, Красносельская, 51

Отпечатано в типографии ООО «Ронэкс»  
Г. Казань, ул. Ершова, 28

## Краткие сведения об авторах



*Фарахов Мансур Инсафович*

Кандидат технических наук, доцент кафедры «Процессы и аппараты химической технологии» Казанского государственного технологического университета (КХТИ), автор более 100 научных работ; из них 12 авторских свидетельств и 3 монографии. Подготовил 5 кандидатов технических наук по специальностям «Процессы и аппараты химических технологий» и «Промышленная теплоэнергетика» Руководитель ООО ИВЦ «Инжехим» (г.Казань).



*Лаптев Анатолий Григорьевич*

Доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой «Технология воды и топлива» Казанского государственного энергетического университета, автор более 250 научных работ; из них 6 учебных пособий, 8 монографий, 5 авторских свидетельств. Подготовил 16 кандидатов технических наук по специальностям «Процессы и аппараты химических технологий» и «Промышленная теплоэнергетика». Заместитель директора ООО Инженерно-внедренческого центра «Инжехим» по научной работе

E-mail: [info@ingehim.ru](mailto:info@ingehim.ru),  
[ingehim@kstu.ru](mailto:ingehim@kstu.ru)

Web: <http://www.ingehim.ru>

**КРАТКИЕ СВЕДЕНИЯ**  
**о кафедре «Технология воды и топлива» КГЭУ и Инженерно-**  
**внедренческом центре «Инжехим»**

Кафедра «Технология воды и топлива» (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 в процессах разделения веществ; 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.

**На кафедре созданы научно-исследовательские лаборатории:**

Лаборатория физико-химических исследований; лаборатория топлива и масел; лаборатория электрохимических исследований; класс компьютерной техники.

**ИВЦ «Инжехим»** работает в направлении исследования и расчета массо- и теплообмена на контактных устройствах промышленных аппаратов, проектирования и реконструкции аппаратов разделения и градирен. 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, 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.

Кафедра «Технология воды и топлив» КГЭУ, 420066, г. Казань, ул. Красносельская, д.51, тел.(факс) 519-42-53.

ООО ИВЦ «Инжехим», 420049, г. Казань, ул. Шаляпина 14/83, тел.(факс): 570-23-18 E-mail: [info@ingehim.ru](mailto:info@ingehim.ru), [ingehim@kstu.ru](mailto:ingehim@kstu.ru) , Web: <http://www.ingehim.ru>