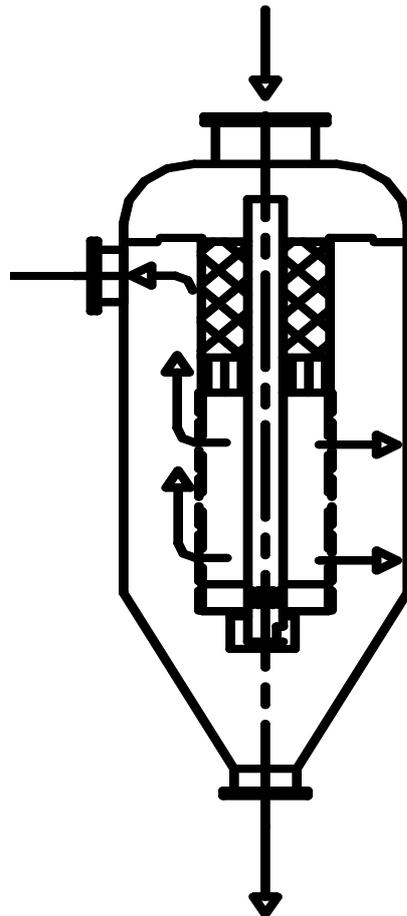


А.Г.Лаптев

М.И.Фарахов

Р.Ф.Миндубаев

ОЧИСТКА ГАЗОВ ОТ АЭРОЗОЛЬНЫХ ЧАСТИЦ СЕПАРАТОРАМИ С НАСАДКАМИ



А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Р.Ф. Миндубаев

**Очистка газов от аэрозольных частиц
сепараторами с
насадками**

Казань 2003

УДК621.36

Л 24

Рецензенты: д.т.н., профессор *А.Н. Николаев*,
д.т.н., профессор *В.И. Елизаров*

Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф.

Л2 Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками. - Казань: издательство «Печатный двор», 2003. – 120 с.

ISBN 5-94949-020-7

Рассматриваются характеристики и свойства аэрозолей (туманов) и других газовых выбросов в промышленности. Представлены механизмы и математические модели физической коагуляции аэрозолей. Более подробно рассмотрен энергетический метод улавливания мелких частиц и вероятностно-стохастическая модель. Разработан новый метод определения скорости сепарации аэрозолей в аппаратах с насадками.

Решена производственная задача по очистке этилена-хладогента от масляного тумана на установке газоразделения в производстве этилена. Дана конструкция нового аппарата с насадочными элементами.

Книга предназначена для научных и инженерно-технических работников, занимающихся проектированием газоочистительных аппаратов, а так же может быть полезной аспирантам, преподавателям и студентам Вузов.

© Лаптев А.Г., 2003

© Фарахов М.И., 2003

© Миндубаев Р.Ф., 2003

ISBN 5-94949-020-7

ВВЕДЕНИЕ

Аппараты для очистки газов от твердых и жидких механических включений являются важной составляющей частью при комплектовании технологической аппаратуры в теплоэнергетике, а так же 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 газоочистки. Разнообразие условий работы и задач вызывают необходимость в создании новых конструкций газоочистительной аппаратуры и совершенствовании методов расчета их эффективности. К настоящему времени накоплен определенный опыт решений этих сложных задач. В многочисленных обзорах [1-7] приводятся результаты наиболее интересных зарубежных и отечественных работ в этой области. За последние годы опубликовано несколько монографий [8-11]. Однако, несмотря на значительные достижения в теории и практике газоочистки остается ряд задач, требующих новых методов решения.

В промышленной теплоэнергетике, химической технологии, газовой промышленности широко используются холодильные циклы для создания необходимых давлений и температур теплоносителей и получаемых продуктов. При этом работа компрессорного оборудования сопровождается частичным уносом масляной фазы с газовым потоком. Масляная фаза находится в мелкодисперсном состоянии, то есть в виде аэрозолей (туманов). Наличие масляных аэрозолей вызывает снижение качества теплоносителей и получаемых продуктов. Так, например, при движении газа в теплообменных аппаратах происходит коагуляция аэрозолей и осаждение на поверхность теплопередачи. Масляная пленка создает дополнительное термическое сопротивление на поверхности и эффективность работы теплообменных аппаратов снижается.

В данной работе 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 различными контактными устройствами. Решена конкретная производственная задача по очистке газовых потоков от масляных аэрозольных частиц.

Рассмотрена установка деметанизации С-107 газоразделения ЭП-60(2) завода «Этилен» на ОАО «Казаньоргсинтез». Установка С-107 предназначена для выделения из пирогаза метановодородной фракции (МВФ), отбираемой с верха колонны. В колонне совмещен процесс ректификации и абсорбции. Колонна снабжена выносным кипятильником и дефлегматором. В дефлегматор подается этилен-хладоагент после узла компримирования. Этилен-хладоагент содержит масляный туман (аэрозоль), что отрицательно сказывается на работе дефлегматора. В результате коагуляции аэрозоля на поверхности теплообмена повышается термическое сопротивление и МВФ охлаждается с меньшей эффективностью. Результатом является повышенное содержание этилена в МВФ. Как показывают расчеты [12] установка маслоуловителя повысит эффективность теплообменного оборудования, что даст снижение температуры МВФ в дефлегматоре. Произойдет снижение потерь этилена в МВФ на 25-30 %, относительных. Кроме этого, снижение масляных аэрозолей в этиленовом холодильном цикле позволит исключить внеплановые останovy ЭП-60(2) для горячей продувки и очистки теплообменных поверхностей от масла.

Промышленная эксплуатация аппарата показала высокую эффективность сепарации от масляных аэрозолей [13].

Авторы выражают благодарность руководству ОАО «Казаньоргсинтез» В.Н. Кудряшову, В.Ф. Черевину, А.П. Пирогову, И.Х. Мухитову и руководству завода «Этилен» Г.П. Фафанову, Н.Н. Файзрахманову, О.А. Куклину за внедрение результатов в производство.

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

ГЛАВА 1

ХАРЕКТЕРИСТИКИ, СВОЙСТВА АЭРОЗОЛЕЙ И ПРОМЫШЛЕННЫХ ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ

Газы, содержащие взвешенные частицы (пылинки, капельки), называют *аэрозолями*. В технике и технологиях, в том числе в производстве этилена и цветных металлов, аэрозоли имеют большое значение [8-16].

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 масла – туманы) – газ (газовые потоки), т.е. 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 [16]. Аэрозоли, образовавшиеся в процессе конденсации и химических реакций, обычно состоят из первичных частиц мельче 1 мкм (т.е. 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, т.е. 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 выносить 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, т.е. 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 одна относительно другой. 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 аэрозоль состоял из капелек, то в результате таких столкновений будут получаться более крупные капельки (коалесценция). Процесс столкновений с образованием более крупных частиц называют *коагуляцией*.

По характеру образования [16] различают диспергационные и конденсационные аэрозоли.

Диспергационные аэрозоли возникают:

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

б) 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 [16].

Скорость седиментации (оседания под действием силы тяжести) пропорциональна приблизительно квадрату размера частиц и составляет несколько десятков см/сек для частиц размером 100 мкм, несколько мм/сек 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 пыли, 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, т.е. уменьшение числа частиц в единицу времени, пропорциональна квадрату их концентрации.

Поэтому при концентрации 10^{10} в см^3 она уменьшается в двое за 0,7 сек, а при концентрации 10^6 в 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 (т.е. 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 [8-55]. Аэрозоли делят на три больших класса – пыли, дымы и туманы. Однако 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 осадков пыли на различных поверхностях, легко переходящей 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, отличающих 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 велика, что он заметно снижает видимость его называют *fog*.

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

Термином *смог (smog=smok+fog)* называют систему, образующуюся в результате взаимодействия природного тумана с газовыми выбросами из заводских и печных труб. Это обозначение применять также к любым раздражающим и вредным аэрозолям в атмосфере. Так, Лос-Анжелосский 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 частичками, обусловленные различными скоростями седиментации, приводят к образованию агрегатов или более крупных капель, выпадающих из аэрозоля вследствие седиментации [16].

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 (НЗП) вырабатывает в атмосферу до 161,5 тыс. тонн углеводородов и продуктов их сгорания. Этот факт достаточно хорошо иллюстрируется данными таблицы 1.1, где приводится состав выбросов некоторых установок НЗП [11].

Табл. 1.1

Характеристики атмосферных выбросов ряда производств
кг/т товарного продукта:

Наименование товарного Продукта	RH	H ₂ S	SO ₂	CO	NO _x	Пыль	Проч.
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, представляют немалую экономическую ценность. Так, количество двуокиси серы, выбрасываемого 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

диоксида углерода повышает урожайность, так как хорошо усваивается растениями. По этой причине в США был поставлен следующий эксперимент: на одном участке леса специально увеличили концентрацию диоксида углерода, что привело к увеличению древорастительности [16].

Степень загрязненности выброса оценивают двумя видами показателей [11].

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* 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 грузочно – разгрузочных операций, ремонтных работ, аварийных остановках и пр.

Наибольшую опасность представляют неорганизованные источники выбросов, поскольку многие из них относятся к случайным и неконтролируемым.

ГЛАВА 2

МЕХАНИЗМЫ И МАТЕМАТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ ФИЗИЧЕСКОЙ КОАГУЛЯЦИИ

Общие сведения

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 [16-19]:

$$1/n - 1/n_0 = K\tau, \quad (2.1)$$

где: n – концентрация частицы в некоторый момент времени τ (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 не улавливаются. Притом формы 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.

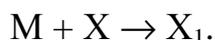
Коагуляция взвешенных частиц может происходить за счет броуновского движения (тепловая коагуляция), а также под воздействием гидродинамических, гравитационных, акустических, электрических и других сил. В определенных условиях, например при наличии теплового градиента, диффузионных явлений, воздействия 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 [20]:

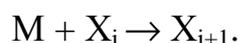
1. Образование активных центров (X) в реакциях между компонентами А и В:



2. Инициирование путем присоединения молекулы мономера (М) 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.

Гравитационный: частицы крупнее 40-50 мкм выпадают из газового потока благодаря силе тяжести (а).

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

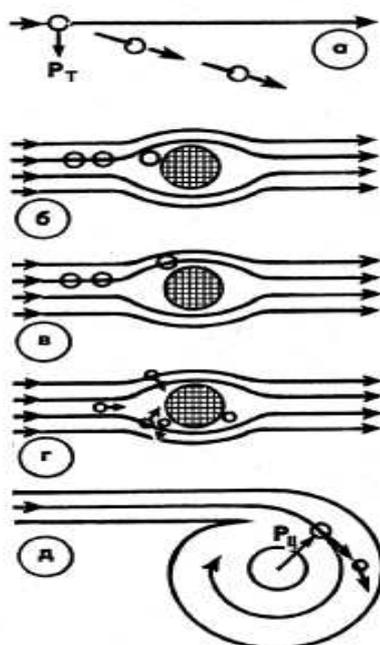


Рис. 2.1. Механизмы осаждения взвешенных частиц

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 (г).

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

В повсеместно применяемых электрофильтрах действует *электростатический* механизм осаждения взвешенных частиц – они получают электрический заряд при прохождении газовым потоком поля коронного разряда, после чего осаждаются на поверхности электродов.

На диаграмме – 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 пылеосадительных 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 “поймка”.

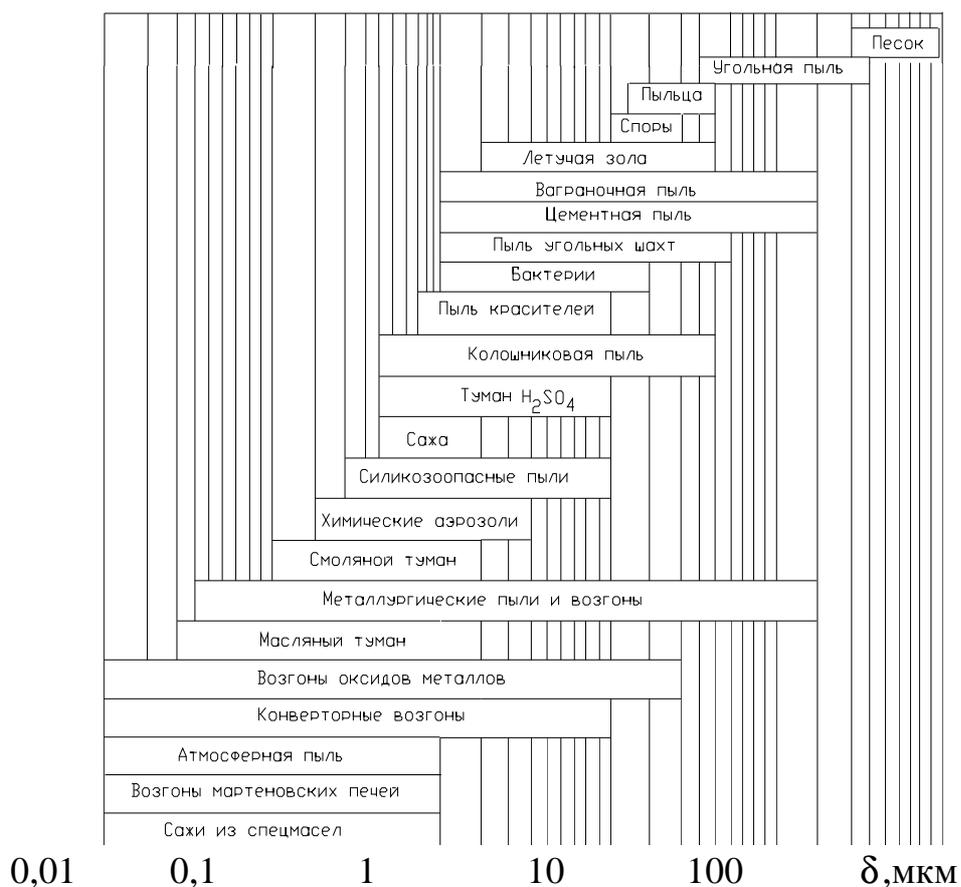


Рис. 2.2. Размеры частиц промышленных газовых выбросов

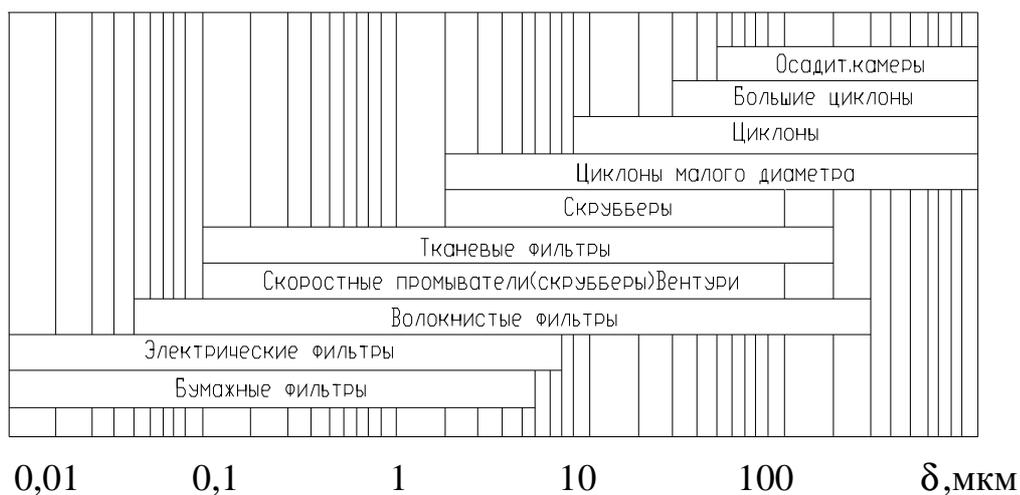


Рис. 2.3. Интервалы применения аппаратов для очистки газов от аэрозольных частиц

2.1. 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, т.к. по этой же причине увеличивается вязкость газов.

Константа тепловой коагуляции определяется следующим образом [19]:

$$K_{бр} = 4k_б T_r / 3\mu_r, \quad (2.2)$$

где: T_r – абсолютная температура газов, К; $k_б$ – постоянная Больцмана; μ_r – динамическая вязкость, Н·с/м².

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%.

Скорость броуновской коагуляции $N_{бр}$ в 1/(м³·с) может быть подсчитана по формуле [19]:

$$N_{бр} = 8\pi D_ч n_0^2, \quad (2.3)$$

где: $D_ч$ – коэффициент диффузии частиц, характеризующий интенсивность броуновского движения, м²/с.

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

Броуновская коагуляция играет существенное значение в самый начальный момент образования высокодисперсного аэрозоля, т.к. 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.

2.2. 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 [19].

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 масляных 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 [19]:

$$N_{гр} = \frac{32}{3} n_0^2 \Gamma d_q^3, \quad (2.4)$$

где: $N_{гр}$ – скорость градиентной коагуляции, $1/(м^3 \cdot с)$; Γ – градиент скорости, $1/с$.

Отношение скоростей коагуляции записывают в виде:

$$\frac{N_{гр}}{N_{бр}} = \frac{4\Gamma d_q^2}{3\pi D_q}. \quad (2.5)$$

При $d_q=1$ мкм и $\Gamma=20$ $1/с$ отношение $\frac{N_{гр}}{N_{бр}}=0,4 \cdot 10^{-2}$, т.е. эффект градиентной коагуляции ничтожен. У грубодисперсного аэрозоля ($d_q=20$ мкм) при том же значении Γ , равном 20 $1/с$, отношение $\frac{N_{гр}}{N_{бр}}=16$. 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 [19]:

$$\Gamma_{\text{ст}} = \frac{v_*^2}{\nu_{\Gamma}}, \quad (2.6)$$

где: $\Gamma_{\text{ст}}$ – градиент скорости у стенки, 1/с; v_* – скорость турбулентных пульсаций, характерная для данного потока, м/с; ν_{Γ} – кинематическая вязкость газов, м²/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.

2.3. Турбулентная коагуляция

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 10³ 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 [19].

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 [19]:

$$N_T = 1,3 \sqrt{\frac{\varepsilon_T}{\nu_{\Gamma}}} d_{\text{ч}}^3 n_0^2, \quad (2.7)$$

где: ε_T – величина, характеризующая турбулентный поток, м²/с³; ν_{Γ} – кинематическая вязкость, м²/с.

Эта формула справедлива при условии, что до соприкосновения частиц преобладает турбулентная диффузия, т.е. $D_T > D_{\Gamma}$ для чего необходимо соблюдение следующего неравенства:

$$d_x = \sqrt{\frac{D_{\text{ч}}^2 v_{\text{Г}}}{\varepsilon_{\text{T}}}}. \quad (2.8)$$

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

$$N_{\text{бр}} = 8\pi D_{\text{ч}} n_0^2. \quad (2.9)$$

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

$$\frac{N_{\text{T}}}{N_{\text{бр}}} \approx 0,0516 \sqrt{\frac{\varepsilon_{\text{T}}}{v_{\text{Г}}}} \frac{d_{\text{ч}}}{D_{\text{ч}}}. \quad (2.10)$$

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

Скорость турбулентной коагуляции по второму механизму (механизму ускорения) $N_{\text{уск}}$ определяется по формуле [19]:

$$N_{\text{уск}} = \pi \frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_{\text{Г}}} n_0^2 \frac{\varepsilon_{\text{T}}^{3/4}}{\varepsilon_{\text{T}}^{5/4}} \beta d_{\text{ч}}^4, \quad (2.11)$$

где: $\rho_{\text{ч}}$ – плотность частиц, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{Г}}$ – плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$; β – коэффициент, характеризующий распределение частиц по размерам; $d_{\text{ч}}$ – средний размер частиц, м.

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 скорости движения потока. Перепад давления обычно находится экспериментально.

Сравнивая скорость коагуляции $N_{\text{уск}}$ со скоростью коагуляции N_{T} и принимая $\frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_{\text{Г}}} = 10^{-3}$, получаем [19]:

$$\frac{N_{\text{уск}}}{N_{\text{T}}} \approx \frac{\rho_{\text{ч}} d_{\text{ч}} \varepsilon_{\text{T}}^{1/4}}{\rho_{\text{Г}} v_{\text{Г}}^{3/4}}. \quad (2.12)$$

После преобразования имеем:

$$\frac{N_{\text{уск}}}{N_{\text{T}}} \approx \frac{10^3 d_{\text{ч}}}{\lambda_0}, \quad (2.13)$$

где: λ_0 – масштаб турбулентных пульсаций.

Отсюда видно, что механизм ускорения преобладает у более крупных частиц. При обычном значении $\lambda_0 = 10^{-1} \div 10^{-2}$ механизм оказывает решающее влияние на коагуляции частиц размером $d_{\text{ч}} > 10^{-4} \div 10^{-5}$ 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 [19].

Известные исследования показывают, что при турбулентном движении газового потока происходит достаточно интенсивное инерционное осаждение небольших частиц на стенках каналов, вдоль которых осуществляется движение. Этот механизм (турбулентный) получил применение для коагуляции частиц в аппаратах с насадкой. Friedlander и Johnstone одни из первых предположили, что осаждаются все частицы, которые приблизились к стенке на расстояние инерционного пробега частицы:

$$l_{\text{ч}} = w_{\text{ч}} dp / (18m), \quad (2.14)$$

причем начальная скорость $w_{\text{ч}}$, сообщаемая частице, соответствует средней квадратичной скорости турбулентных пульсаций по нормали и на расстоянии l от стенки. Для расчета рекомендуется соотношение:

$$w_{\text{ч}} = 0,9u_*, \quad (2.15)$$

где u_* – динамическая скорость, м/с

На основании анализа целого ряда теоретических и экспериментальных исследований предложена зависимость, характеризующая интенсивность осаждения частиц из турбулентного потока на гладкой поверхности трубы [19]:

$$\frac{I}{u_* n} = AS_*^2. \quad (2.16)$$

Необходимо отметить, что при выводе данной зависимости обрабатывались экспериментальные данные, полученные при использовании гладких труб малого диаметра, и поэтому влияние диаметра трубы и чистоты ее внутренней поверхности на интенсивность осаждения частиц авторам отмеченной работы установить не удалось.

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 $D_{\text{т}}$ на коэффициент турбулентной диффузии частиц $D_{\text{д}}$:

$$u_x \frac{\partial c}{\partial x} + u_y \frac{\partial c}{\partial y} + u_z \frac{\partial c}{\partial z} = D_{\text{д}} \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (2.17)$$

Для расчета значений D_d используются различные подходы, в том числе и зависимость вида [21]:

$$D_d = 0,7 u_* y. \quad (2.18)$$

Динамическая скорость в выше приведенных зависимостях может быть определена на основе предложенного в данной работе подхода (глава 6).

2.4. Математические модели очистки газов от аэрозольных частиц в дисперсно-кольцевых потоках

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 [9, 15, 19]

$$\eta_{\Sigma} = 1 - \prod_i (1 - \eta_i), \quad (2.19)$$

где η_i – эффективность сепарации за счет i -го механизма.

Сепарация частиц на пленку жидкости на поверхности канала в общем случае может происходить в результате диффузионного и турбулентного осаждения, термо- и диффузиофореза [21]. Влияние двух последних механизмов следует учитывать только при наличии в потоке значительных поперечных градиентов паров и температуры. При развитом турбулентном движении газа коэффициент турбулентной диффузии частиц значительно превышает коэффициент броуновской диффузии и поэтому турбулентное осаждение является основным механизмом.

Известны различные теоретические модели турбулентного осаждения частиц на стенку (или пленку жидкости) каналов [21-36].

В работе [9] в зависимости от принятого основного механизма эти модели подразделяются на пять групп:

1. Свободно-инерционные, в основу которых положена концепция свободного инерционного выброса частиц из пристенных турбулентных вихрей;

2. Конвективно-инерционные, которые связывают процесс осаждения с инерционными эффектами при вторжении крупномасштабных вихрей в пограничный слой;

3. Подъемно-миграционные, связывающие осаждение с их подъемной миграцией и инертностью;

4. Эффективно-диффузионные, исходящие из предположения, что в пристенной области коэффициент турбулентной диффузии частиц выше, чем газа за счет инертности;

5. Турбулентно-миграционные, в которых учитывается турбулентная миграция частиц к стенке канала как следствие градиента амплитуды пульсационной поперечной составляющей скорости газа.

При турбулентном режиме движения газового потока с аэрозолями частицам необходимо преодолеть пограничный слой на стенке канала. Теоретически скорость осаждения будет определяться принятой моделью турбулентного пограничного слоя. Наиболее совершенной является модель Ландау-Левича, согласно которой в вязком подслое происходит постепенное затухание турбулентных пульсаций. С использованием уравнений данной модели в работах [21, 37-39] получено выражение для удельного потока частиц:

$$j = \frac{D_d^{3/4} \text{Re}^{7/8} v^{1/4}}{45 D} n. \quad (2.20)$$

Как отмечается [9], формула (2.20) не подтверждается данными экспериментальных исследований, т.к. 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:

$$l_d = \frac{u_d \delta^2 \rho_{\text{ч}}}{18 \mu}, \quad (2.21)$$

и их начальная скорость соответствует средней квадратичной скорости турбулентных пульсаций $u_d = 0,9 u_*$. Согласно данного механизма получено выражение [21, 23]:

$$j = \frac{n (w^*)^2}{w \left\{ 1 + w^* \left[21,75 \left(\frac{l_d w^*}{v} \right)^3 - 50,6 \right] \right\}}. \quad (2.22)$$

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:

$$u_t = \frac{j}{n} \quad (2.23)$$

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

Отмечается [40, 41], 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.) [22, 42-44]. На сухой поверхности удерживаются частицы не более 5 мкм, а на хорошо смоченной до 20-50 мкм.

В работе [9] дана таблица с 20-ю формулами различных авторов для расчета приведенной скорости турбулентного осаждения частиц:

$$u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}. \quad (2.24)$$

Для приближенной оценки интенсивности сепарации частиц на стенку (пленку) канала принимается [9], что в результате турбулентного перемешивания концентрация дисперсной фазы вдали от стенок (за пределами пограничного слоя) определяется только турбулентной миграцией и диффузией. При $u_t \approx \text{const}$ получено выражение для определения численной концентрации частиц в газе [9]

$$n = n_0 \exp\left(-\frac{4 L u_t}{d_s u_{cp}}\right), \quad (2.25)$$

где n_0 – начальная концентрация частиц в газе.

Эффективность сепарации выражается отношением

$$\eta_t = \frac{n_0 - n}{n_0}. \quad (2.26)$$

На основе зависимости (2.24, 2.25) получено

$$\eta_t = 1 - \exp\left(-\frac{4 L u_t}{d_s u_{cp}}\right). \quad (2.27)$$

Как отмечается [9] экспоненциальные зависимости эффективности сепарации от длины канала, аналогичные по форме (2.27), получены и используются для расчета эффективности электрофильтров [22, 46, 47], центробежных сепараторов, пластинчатых пылеуловителей [22, 48], скрубберов Вентури [49, 50] и других аппаратов с высокой интенсивностью перемешивания. Полученные выражения хорошо согласуются с энергетической теорией мокрого пылеулавливания [21, 50] и результатами экспериментальных исследований [52].

Можно отметить ряд эмпирических и полуэмпирических зависимостей для расчета приведенной скорости турбулентного осаждения частиц $u_t^+ = u_t / u_*$ связанных с временем релаксации скорости частиц.

$$\tau = \frac{d_p^2 \rho_p}{18\mu_g} = \frac{d_p^2 \rho_p}{18\rho_g \nu_g}, \quad (2.28)$$

где τ – время релаксации (не путать с касательным напряжением из-за одинакового обозначения в литературе); d_p – диаметр частицы, м; ρ_p – плотность частицы, кг/м³; μ_g – динамическая вязкость газа, Па·с; ρ_g – плотность газа, кг/м³; ν_g – коэффициент кинематической вязкости газа, м²/с.

Безразмерное время релаксации записывается в виде

$$\tau^+ = \frac{\tau u_*^2}{\nu_g}. \quad (2.29)$$

В работе [9] приведены следующие формулы различных авторов:

1. Liu и Agarwal при $\tau^+ < 10$

$$u_t^+ = 6 \cdot 10^{-4} (\tau^+)^2. \quad (2.30)$$

2. Mc Coy и Hanratty

$$u_t^+ = 3,25 \cdot 10^{-4} (\tau^+)^2 \text{ при } \tau^+ \leq 22,9, \quad (2.31)$$

$$u_t^+ = 0,17 \text{ при } \tau^+ > 22,9. \quad (2.32)$$

3. Ужова и Медникова

$$u_t^+ = 7,25 \cdot 10^{-4} k \text{ при } k \leq 16,6, \quad (2.33)$$

$$u_t^+ = 0,2 \text{ при } k > 16,6, \quad (2.34)$$

$$\text{где } k = \left[\tau u_*^2 / \nu_g \left(1 + \frac{\tau u_*}{0,05 d_p} \right) \right]^2. \quad (2.35)$$

Для очень мелких аэрозольных частиц наиболее подходит формула (2.30).

Из этого выражения следует:

$$u_t = 1,85 \cdot 10^{-6} \frac{d_p^4 \rho_p^2}{\rho_g^2 \nu_g^4} u_*^5. \quad (2.36)$$

Для относительно крупных капель (>50 мкм) скорость сепарации равна (2.34):

$$u_t = 0,2 u_*. \quad (2.37)$$

В главе 6 рассмотрены методы определения динамической скорости для контактных устройств различных конструкций и представлены результаты расчета эффективности сепарации аэрозолей.

ГЛАВА 3

ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ И СПОСОБЫ ГАЗООЧИСТКИ

Для очистки газов применяют: электрическую очистку, механические пылеулавливатели, процессы абсорбции и хемосорбции, сжигание, адсорбцию и катализ [38-55].

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 заводов 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 переработки 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 очистке путем промывке, абсорбции и реакция 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, в качестве циркуляционных процессах 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. Удаление из газов ртути и других вредных компонентов с помощью специально пропитанного активированного угля.

4. *Очистка отходящих газов путем сжигания* применяется для отходящих нефтехимических предприятий, сжигания газов, содержащих хлорпроизводные углеводороды с регенерацией, совместного сжигания, отходящих газов и жидких остатков.

5. *Очистка газов путем адсорбции и катализа* 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. Удаление сероводорода и двуокиси серы из отходящих газов путем катализа на алюминиевоокисных катализаторах (А 120) для получения товарной серы. Очистка отходящих газов от двуокиси серы (например, в пигментной промышленности) путем каталитического окисления и получения серной кислоты.

Для очистки газов от примесей разработаны многочисленные способы, сухие, мокрые и комбинированные (рис 3.1).

<u>Очистка газов от примесей:</u>		
I. Сухие способы.	II. Комбинированные способы.	III. Мокрые способы.
-----	-----	-----
- фильтрация	- адсорбционно-каталитические	- хемосорция
- воздействие полей различной природы	- абсорбционно-каталитические	- абсорбция
- адсорбция		- промывка
- термическое и каталитическое окисление		
- электронно-лучевое воздействие		
- конденсация (вымораживание)		

Рис. 3.1. Способы очистки газов

При очистке выброса загрязнители 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, т.к. 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, генерирующих ток ускоренных электронов силой в 100 А [11].

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 потеря 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 [11].

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 градусов Цельсия.

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. [54, 55].

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.

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.

1. Эффективность работы газоочистных аппаратов определяется скоростью осаждения взвешенных в газах частиц; с увеличением скорости эффективности возрастает. Скорость зависит от типа применяемого газоочистного аппарата.

а. 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.

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

где: $\rho_{\text{ч}}$ и $\rho_{\text{г}}$ – плотность частицы и газа соответственно, кг/м³; $\mu_{\text{г}}$ – динамическая вязкость, Н·с/м²; $d_{\text{ч}}$ – диаметр частицы, м.

б. 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.

$$w_{\text{ч}} = \frac{\omega^2 R (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) d_{\text{ч}}^2}{18\mu_{\text{г}}}, \quad (3.2)$$

где: ω – угловая скорость, рад/с; R – радиус вращения, м.

с. 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 кг/куб. метр. Эффективность мокрых газоочистных аппаратов, а следовательно, и скорость осаждения взвешенных частиц возрастает пропорционально диаметру частиц.

d. в газоочистных аппаратах фильтрующего типа скорость также зависит от размера частиц и эффективность фильтра возрастает с увеличением размера частиц.

e. в электрофильтрах скорость в области существования закона Стокса можно рассчитать, приравнявая кулоновскую силу, действующую на заряженную частицу, к стоксовской силе:

$$F_k = 3\pi\mu_r d_q w_q, \quad (3.3)$$

$$w_q = \frac{2\varepsilon_0 E^2}{3\mu_r} d_q, \quad (3.4)$$

где: ε_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 аппаратах 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.

2. Влияние концентрации частиц на эффективность работы аппарата.

a. 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.

b. 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.

с. в случае применения мокрых механических газоочистных аппаратов при определении допустимой концентрации взвешенных в газах частиц необходимо учитывать условия производства и возможности использования получаемого шлама и сточных вод. Очистка газов от взвешенных твердых частиц в мокрых газоочистных аппаратах приводит к образованию загрязненных сточных вод, которые в большинстве случаев не могут быть спущены в водоемы или системы канализации без очистки от шлама и растворенных вредных веществ. Очистка сточных вод приводит к усложнению и удорожанию газоочистных установок в тем большей степени, чем больше объем сточных вод необходимо обезвреживать и чем больше вредных веществ требуется извлекать из них.

д. в электрофильтрах допустимая концентрация взвешенных частиц в газах, направляемых на очистку, определяется из условий работы электрофильтров без запыления 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.

3. Каждый тип газоочистного аппарата рассчитан на работу в определенном интервале температур.

а. 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.

б. Для газоочистных аппаратов фильтрующего действия (волоконистые фильтры, воздушные фильтры, тканевые фильтры и зернистые фильтры)

верхний предел температуры газов в основном определяется термической стойкостью фильтрующей среды.

в. Для сухих электрофильтров верхний предел температуры газов определяется возможностью работы электрофильтра при очистке данного газа с максимальной эффективностью. Для чего 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°C затруднен, а при температуре 500°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 куб. метре 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 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, то есть конденсация начинается при определенном критическом перенасыщении.

Зависимость давления насыщенного пара над частицей и перенасыщения от радиуса частицы выражается уравнением Кельвина [16]:

$$\ln S = \ln \frac{P_{\text{ч}}}{P_{\text{ж}}} = \frac{4\sigma m_{\text{п}}}{k_{\text{б}} T_{\text{г}} \rho_{\text{ж}} d_{\text{ч}}} = \frac{4\sigma M_{\text{п}}}{R_{\text{г}} T_{\text{г}} \rho_{\text{ж}} d_{\text{ч}}}, \quad (3.5)$$

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; σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м; $M_{\text{п}}$ – 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/м³; $k_{\text{б}}$ – 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 аппарата и его характеристик, и дальнейшего использования уловленных аэрозолей в какой-либо среде. Краткое описание можно просмотреть 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, полученных 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 образующимися 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 36-733⁰С. Отмечена эффективность предложенного метода.

Для улавливания частиц из газового потока применяют аппараты различного принципа действия и конструкции. Они подразделяются на:

- устройства, работа которых основана на использовании силы тяжести;
- устройства, основанные на использовании центробежной силы;
- мокрые пылеуловители – скрубберы, пенные аппараты, скоростные (турбулентные) пылеуловители;
- электрофильтры;
- тканевые фильтры.

В аппаратах первого типа пылинки, имеющие массу, под действием силы тяжести движутся по направлению 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, то есть 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 происходит прилипание к ней и в дальнейшем 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 позволила 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 направляющих аппарат с безударным входом. 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 карма. Данная конструкция отличается сложностью в изготовлении и более высокими энергозатратами на очистку газа, однако до нужной степени ее не обеспечивает.

Циклоны [8]

Рабочая среда подается в циклоны через тангенциальные или аксиальные завихрители и совершают 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 пропорционально 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 в виду 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° , 15° или 24° . 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 могут 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 [8]

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 м³ на 1000 м³ обрабатываемых газов. Так как основным недостатком мокрых способов обезвреживания является необходимость обработки загрязненных стоков, образовавшихся в процессе очистки газов, то приемлимыми 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).

Рассмотрим 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

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.

Насадочные скрубберы

Представляют собой емкости (колонны), содержащие насадочные элементы разной формы: простые кольца – кольца Рашига, кольца с перегородками – кольца Лессинга и Палля, седла Берля и “Инталокс”, спиральные розетки Теллера и др. Оптимальная область применения насадочных колонн – совместная очистка газовых выбросов от газообразных загрязнителей и дисперсных жидких или твердых растворимых частиц. Такие колонны малопригодны для обработки газов, содержащих обычные, даже неслипающиеся пыли и непригодны для слипающихся и схватывающихся вследствие забивания каналов в насадке. Подвод жидкости может быть организован навстречу или поперек потока.

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) $f_{\text{ф}} - 0,15 \div 0,25$.

Отверстия разбиты по равностороннему треугольнику с определенным шагом между ними.

Щелевые тарелки могут выполняться решетчатыми, трубчатыми или колосниковыми. Трубчатые и колосниковые конструкции изготавливают сварными из трубок, прутиков или пластин. Ширину щели в тарелке принимают 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 чистки газов от пыли принимают в пределах 0,4-0,6 л на 1 м³ газов. При этом минимальная необходимая скорость газов, необходимая для создания устойчивого пенного режима на тарелке, составляет порядка 1 м/с.

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 вседоожигения, а *цилиндроконические* – в режиме фонтанирования. Аппараты с фонтанирующей насадкой могут работать в более широком диапазоне скоростей, чем аппараты с псевдоожигением. Для цилиндрических аппаратов удельное орошение принимается в пределах 0,5-0,7 л/м³. Опорные тарелки обычно выполняются щелевыми с шириной щелей в пределах 4-6 мм. Относительное свободное сечение тарелки 0,4-0,6 м²/м². 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/м³, 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/м³; при этом унос жидкости меньше, чем в аппаратах с псевдоожигенным слоем. Цилиндроконические скрубберы могут применяться для очистки газов при расходе до 40000 м³/ч.

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 имnellерной 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.

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 избежании возрастания потерь от испарения жидкости нежелательна обработка в аппаратах с саморегенерацией капель высокотемпературных газовых выбросов.

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

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 [8] 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.

Пористые фильтры

Фильтрация диспергационных и конденсационных аэрозолей в пористой среде обеспечивает высокую степень осаждения взвешенных частиц с любыми размерами, вплоть до близких к молекулярным. Дисперсная смесь улавливается при огибании потоком аэрозоля препятствий, образованных на его пути структурными элементами пористого слоя.

Существенными для фильтрации считаются следующие механизмы осаждения частиц на препятствиях: касание (зацепление), отсеивание (ситовой эффект), инерционный захват, гравитационное и инерционное осаждение, электростатическое взаимодействие. Перечисленные факторы указывают причину приближения частиц к препятствию на расстояние, при котором становится возможным их осаждение, то есть отделение от газовой фазы. Само же отделение происходит в случае удержания частиц на структурном элементе пористой среды силами межмолекулярных (вандерваальсовых, 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 составляют 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.

ГЛАВА 4

НАСАДКИ ДЛЯ МАССООБМЕННЫХ КОЛОНН И СЕПАРАТОРОВ*

В последние годы появились новые типы контактных устройств для аппаратов разделения, которые значительно повышают эффективность проводимых процессов и предельные нагрузки. В частности известны многие виды насадочных элементов которые успешно работают в массообменных колоннах (процессы ректификации и абсорбции), а так же в сепараторах очистки газов от мелкодисперсных загрязнений[13, 56-65].

В данной главе рассмотрены некоторые виды регулярных и нерегулярных насадок которые могут использоваться в аппаратах газоочистки.

Насадка должна удовлетворять следующим основным требованиям: обладать максимальными удельной поверхностью a_n и долей свободного объема ϵ_n , высокой прочностью и химической стойкостью, низкими стоимостью и гидравлическим сопротивлением, способностью хорошо смачиваться жидкостью и равномерно распределять ее по сечению аппарата. В таблице 4.1 приведены характеристики некоторых типов неупорядоченной насадки.

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 [66]. 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

*В работе принимал участие канд.тех.наук. Шигапов И.М.

Таблица 4.1. Характеристики насадок

Насадки	$a_v, \text{ м}^2/\text{м}^3$	$\varepsilon_{\text{св}}, \text{ м}^3/\text{м}^3$	$d_3, \text{ м}$	Число штук в 1 м^3	Масса $1 \text{ м}^3, \text{ кг}$
Керамические кольца Рашига					
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
Стальные кольца Рашига					
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
Керамические кольца Палля					
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
Стальные кольца Палля					
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
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

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.

4.1.Современные регулярные насадки

В последние годы в практике отечественных и зарубежных предприятий сложилась устойчивая тенденция к замене устаревших контактных элементов на модернизированные или вновь разработанные.

Так, например, коллективом Уфимского нефтяного института разработана насадка с капельным профилем полых элементов (рис.4.1). Насадка состоит [67] из элементов, образованных соединением двух симметричных контактных листов 1, имеющих в сечении профиль, подобный профилю падающей капли, с отверстиями 2 в боковых стенках, листы имеют перегородку 3 и отсекатели потока 4. Контактные листы могут быть выполнены сплошными (рис.4.1) или образованными укладкой проницаемой гибкой полосы (например, рукавной сетки или просечно-вытяжной ленты). Целью изобретения является повышение пропускной способности насадки по газу при перекрестном токе фаз.

Сотрудниками Института новых химических проблем АН СССР в 1991 году запатентована регулярная насадка [68] (рис.4.2). 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.

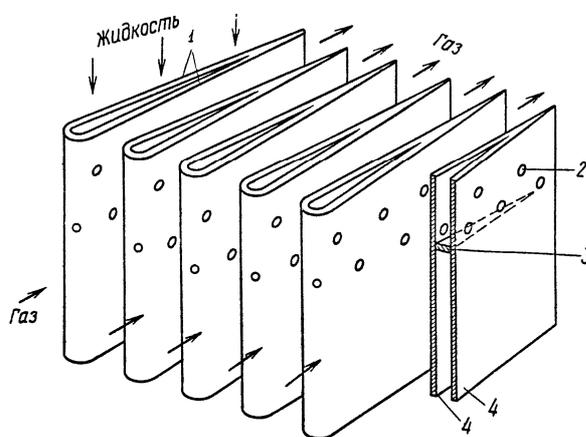


Рис. 4.1. Насадка с капельным профилем полых элементов

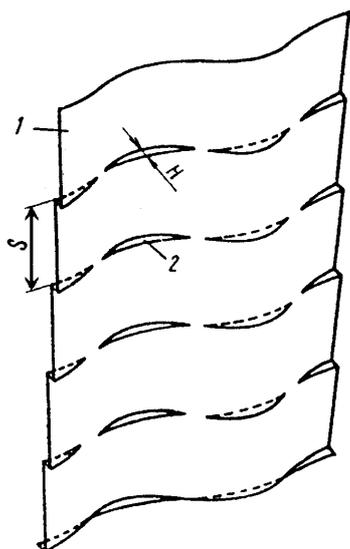


Рис. 4.2. Лист насадки ИНХП
АН СССР

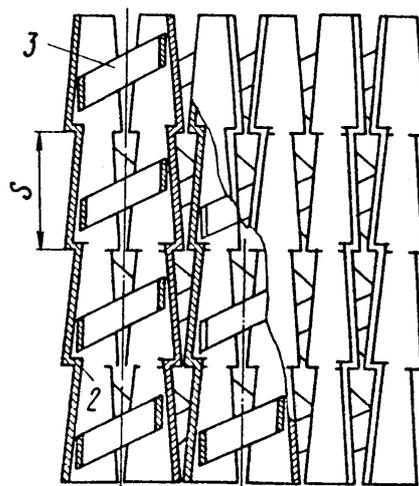


Рис. 4.3. Пакет насадки ИНХП
АН СССР

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 α до $\alpha-H$, где α – амплитуда основного гофра.

Соседние между собой листы 1 в пакете (рис. 4.3) расположены зеркально, т.е. 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.

На рис. 4.4 показана насадка, разработанная в Горьковском политехническом институте им. А.А. Жданова [69]. Сущность изобретения состоит в том, что регулярная насадка для массообменных аппаратов, содержащая пучок труб 2, касающихся друг друга боковыми поверхностями, снабжена продольно оребренными трубками 3 меньшего диаметра, соосно установленными внутри труб 2 большего диаметра. Кроме того, продольные ребра 4 выполняют либо в виде плоских, либо в виде криволинейных пластин. На наружной поверхности труб 2 выполнены канавки, расположенные одна напротив другой. Целью данного изобретения является так же повышение эффективности работы насадки и снижение гидравлического сопротивления.

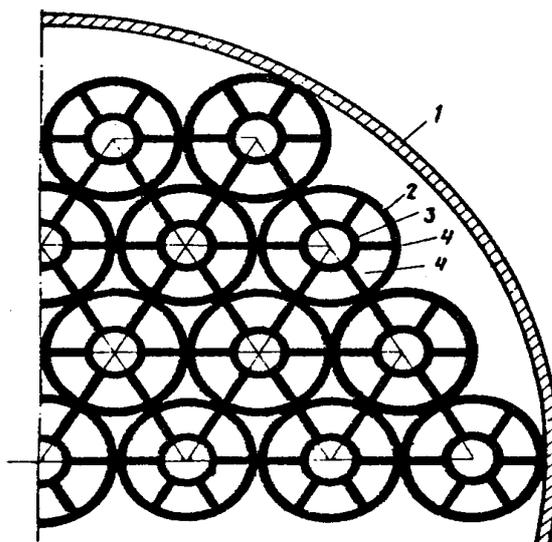


Рис. 4.4. Регулярная насадка Горьковского политехнического института
1 – стенка колонны, 2 – трубка большего диаметра,
3 – трубка меньшего диаметра, 4 – продольные ребра

Насадка [70], разработанная в Киевском технологическом институте пищевой промышленности, (рис. 4.5) 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.

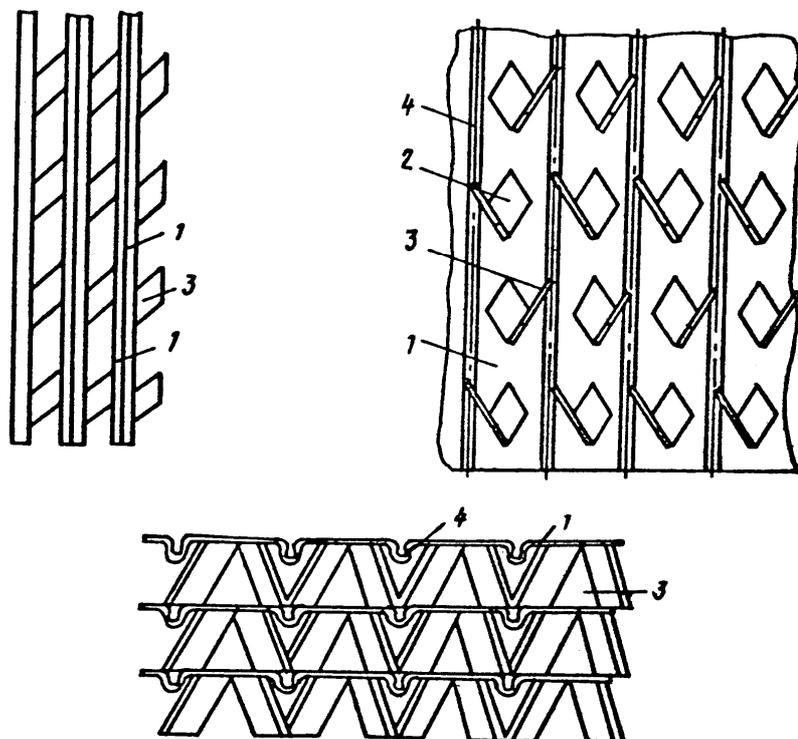


Рис. 4.5. Насадка

Другой вид регулярной насадки [71] представлен на рис. 4.6. 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° . Зигзагообразные пластины приварены к вертикальным пластинам под углом 60° или параллельно одна к другой, причем сетки установлены между парой параллельно расположенных зигзагообразных пластин и снабжены крючками 4.

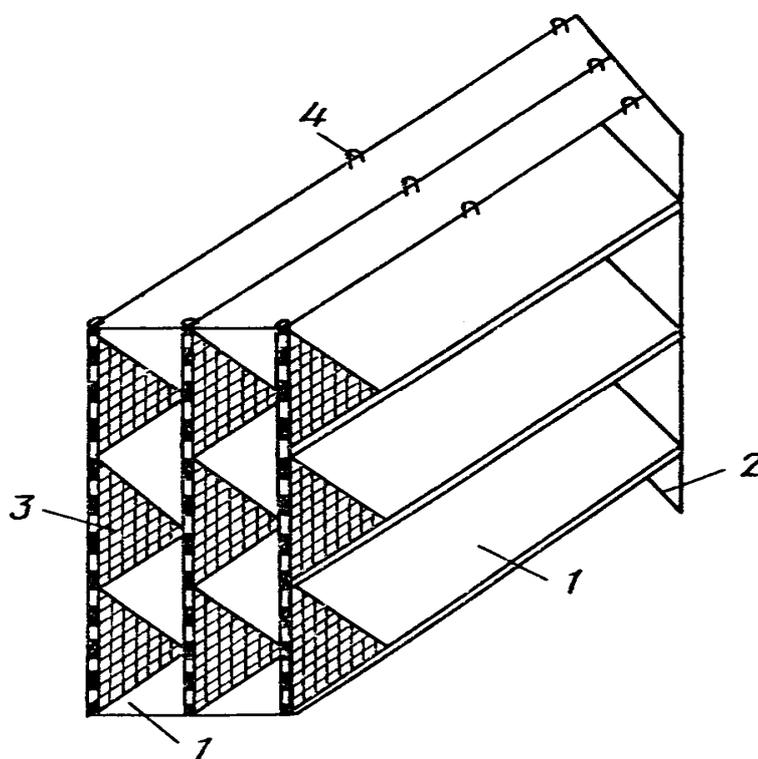


Рис. 4.6. Универсальный блок регулярной насадки

Группой авторов [72] запатентован способ изготовления насадки (рис.4.7), который включает в себя сборку гофрированных пластин из неорганического материала в пакет с взаимным перекрещиванием направлений гофр в смежных пластинах и скрепление этих пластин в местах их контакта. Такой способ изготовления насадки позволяет увеличить площадь активной поверхности насадки, прочность скрепления гофрированных пластин в пакет и работоспособность насадки.

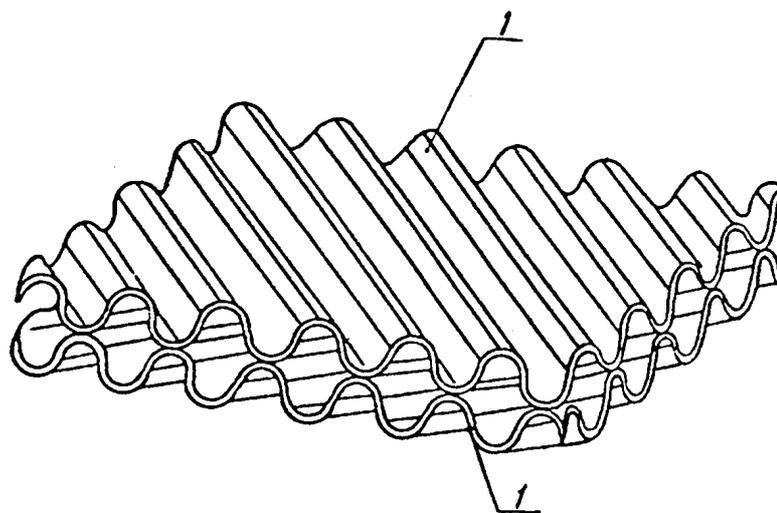


Рис. 4.7. Насадка из гофрированных листов

В Казахском химико-технологическом институте разработана насадка (рис. 4.8) из пластин с регулярной шероховатостью [73].

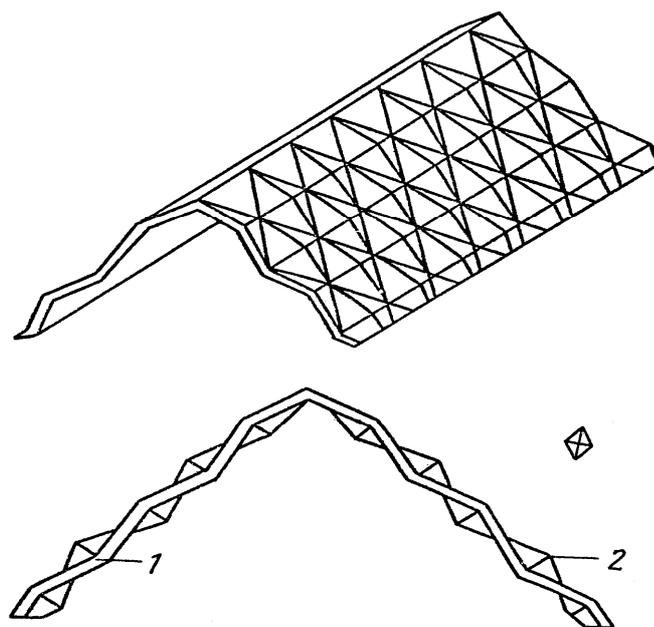


Рис. 4.8. Насадка из пластин с регулярной шероховатостью

Целью разработки является интенсификация процесса за счет обеспечения регулярного перемешивания, перераспределения слоев пленки жидкости, организации соударения двухфазных систем и получение мелкодиспергированного отрывного течения жидкости. Насадка имеет элементы 1 в виде регулярной шероховатости, образуемой четырех- (или шести-) гранной пирамидой 2, расположенных в шахматном порядке.

ИВЦ “Инжехим” совместно с ОАО “Нижнекамскнефтехим” разработал рулонную регулярную насадку IRM, представленную на рис. 4.9. 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.

Характеристики насадки “IRM”

Свободный объем, м ³ /м ³	Удельная поверхность, м ² /м ³	Эквивалентный диаметр, м	ВЭТС, м
0,8776	244,7	0,014	0,4 – 0,8



Рис. 4.9. Рулонная регулярная насадка IRM

Область применения данной насадки:

- атмосферные и вакуумные колонны для перегонки нефтяного и газового сырья, работающие при малых плотностях орошения;
- колонны разделения гликолей.

На рис. 4.10 приведена фотография регулярной металлической насадки ВМ, 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 ВМ-12, ВМ-15 и ВМ-20, с высотой гофров, равной соответственно 12, 15 и 20 мм.



Рис.4.10. Насадка ВМ

Конструктивной особенностью насадок ВМ 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.

4.2. Неупорядоченные насадки

Разработке и внедрению в производство новых высокоэффективных насадок также посвящено большое количество работ. Например, запатентована [74] насадка (рис. 4.11, 4.12). 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° и имеющие общую перегородку 2.

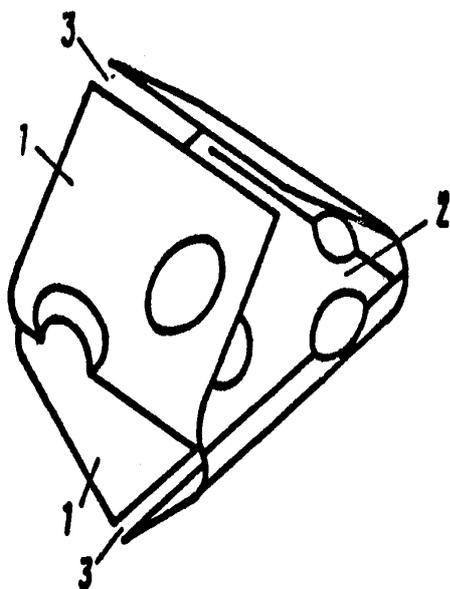


Рис. 4.11. Вид насадки в аксонометрии

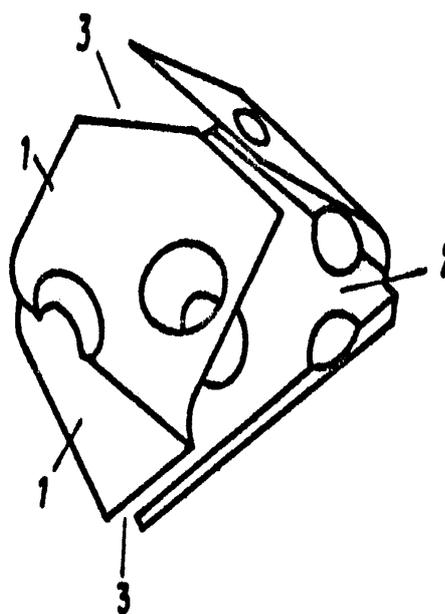


Рис. 4.12. Насадка с косыми срезами

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 [75] представлен на рис. 4.13. 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° , 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.

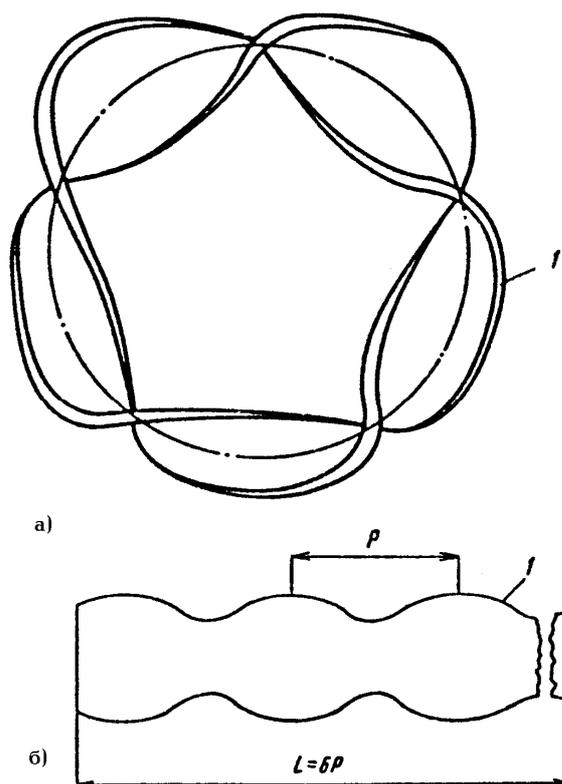


Рис. 4.13. Насадка Московского института управления
а – общий вид; б – полоса для изготовления насадки

Во Всесоюзном НИИ синтетических и натуральных душистых веществ разработана насадка [76], выполненная в виде цилиндрического кольца 1 с внутренним элементом 2 в виде спирали Архимеда, наружный конец которой прикреплен к кольцу (рис. 4.14). По всей поверхности насадки имеются отверстия 3.

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

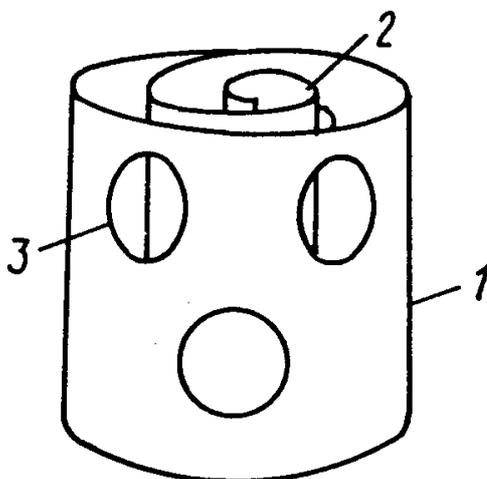


Рис. 4.14. Насадка в виде спирали Архимеда

Разработка сотрудников Горьковского политехнического института [77] представляет собой элемент, содержащий полуцилиндры (рис.4.15, 4.16). Цель изобретения – повышение эффективности работы за счет улучшения омываемости внутренних поверхностей и усиления турбулизации фаз.

На рис. 4.15 показана насадка, в которой ось любого полуцилиндра расположена между осью симметрии перегородки и свободной кромкой этого полуцилиндра, вариант выполнения; на рис. 4.16 – насадка, в которой ось симметрии перегородки расположена между осью полуцилиндра и его свободной кромкой, вариант выполнения.

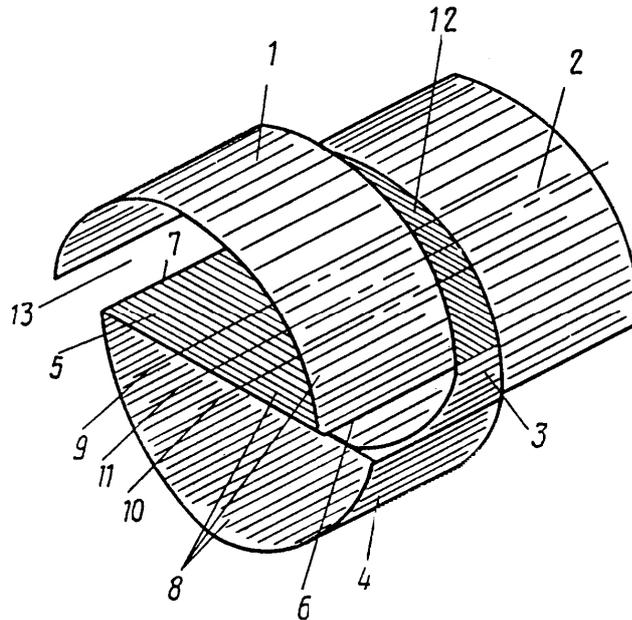


Рис. 4.15. Вариант выполнения насадки

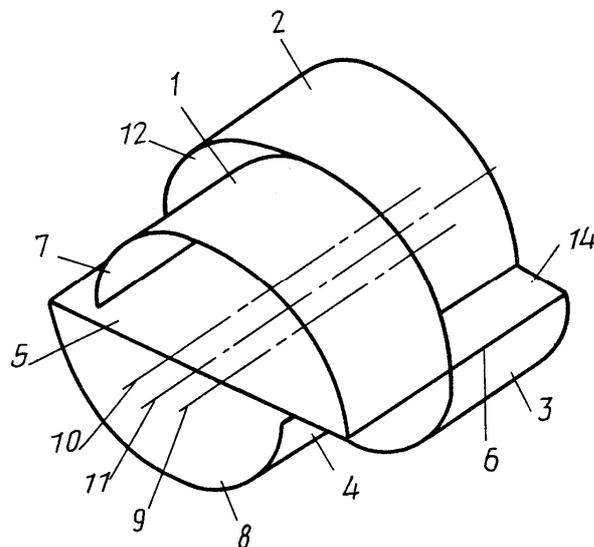


Рис. 4.16. Вариант выполнения насадки

Первый вариант выполнения характеризуется тем, что диаметр полуцилиндров больше ширины перегородки. Второй вариант характеризуется тем, что диаметр полуцилиндров меньше ширины перегородки.

Насадка содержит полуцилиндры 1-4, соединенные перегородкой 5. Соседние полуцилиндры, расположенные с одной стороны от перегородки (например, 1 и 2), присоединены к ее противоположным кромкам 6 и 7. Соседние полуцилиндры, расположенные по разные стороны от перегородки 5 (например, 1 и 4), образуют вместе с ней S-образный элемент 8. Оси 9 и 10 соседних полуцилиндров 1 и 3, 2 и 4 смещены относительно оси 11 симметрии перегородки с образованием криволинейных 12 и прямолинейных 13 зазоров (щелей), улучшающих смачиваемость внутренних поверхностей насадки, и свободных для орошения зон 14 на перегородке 5. Для дальнейшего улучшения смачиваемости внутренних поверхностей насадка может быть выполнена перфорированной.

Представляет интерес насадка [78], представленная на рис. 4.17. Цель изобретения – повышение эффективности массообмена за счет усиления турбулизации потоков и упрощения изготовления насадки.

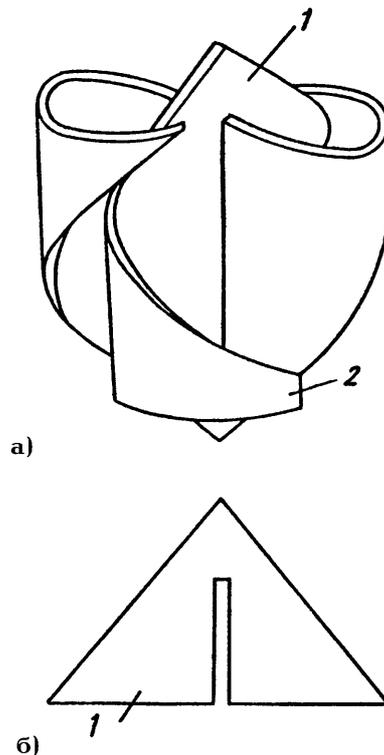


Рис. 4.17. Насадка из треугольных лепестков
 а – насадка в аксонометрической проекции, общий вид;
 б – развертка (заготовка) элементов насадки

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 распасться на исходные части.

Нерегулярные насадки могут быть выполнены из перфорированных полос [79]. 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 послегиба 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.

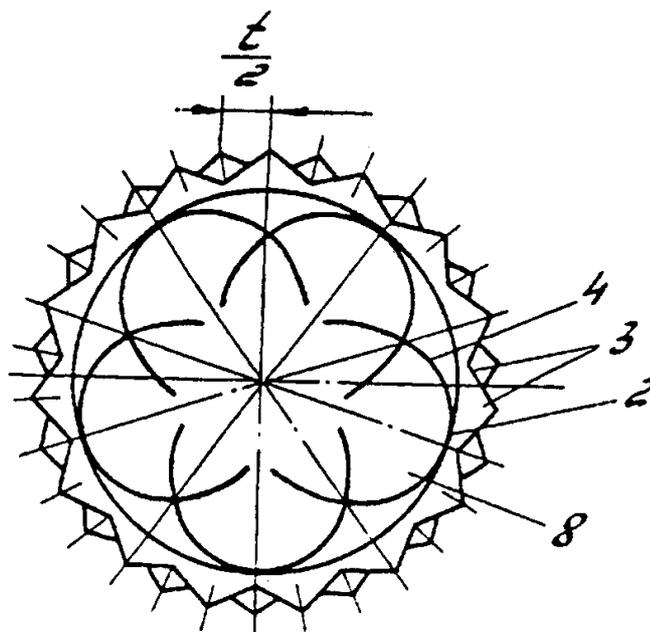


Рис. 4.18. Насадка из перфорированной полоски

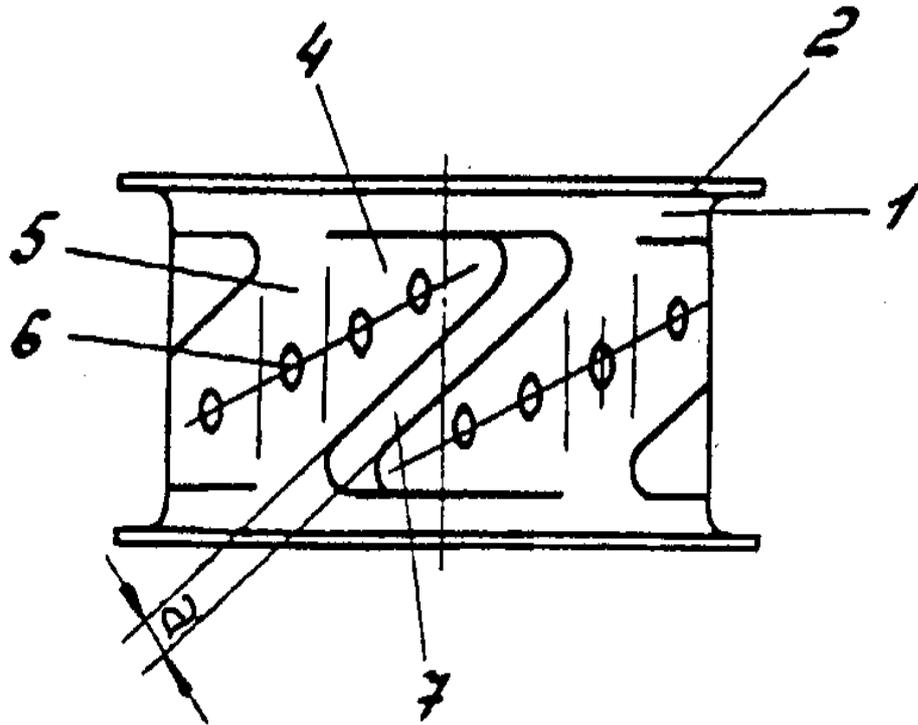


Рис. 4.19. Насадка в разрезе

ИВЦ “Инжехим” также разработал и запатентовал несколько видов неупорядоченной насадки (рис. 4.20, 4.21, 4.22) [80-84]. Все они отличаются технологичностью изготовления, простотой конструкции и обеспечивают высокие массообменные характеристики и низкое гидравлическое сопротивление.

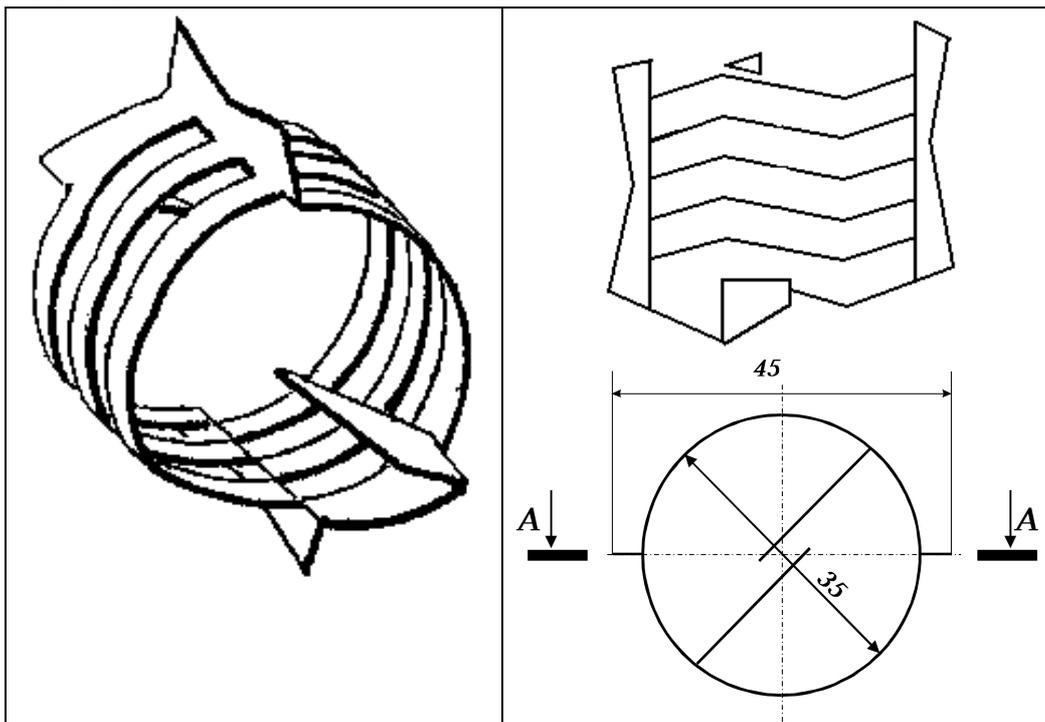


Рис. 4.20. Элемент насадки [80]



Рис. 4.21. Насадочные элементы для реконструкции массообменных КОЛОНН

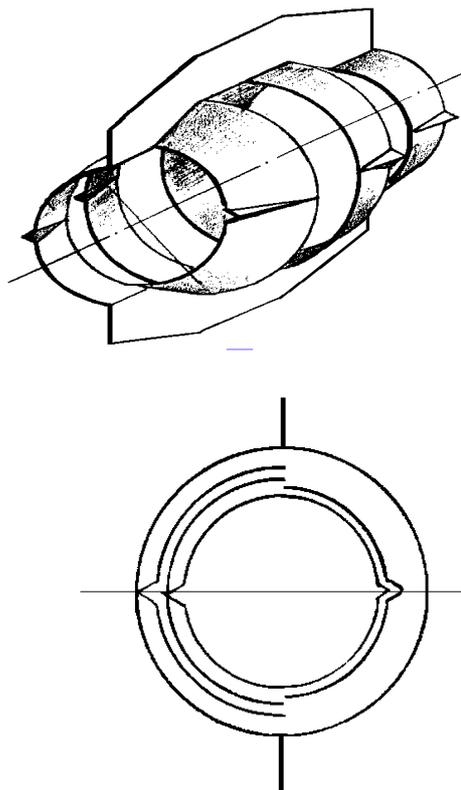


Рис. 4.22. Общий вид и вид с торца элемента бочкообразной формы [82]

Хорошо себя зарекомендовали разработанные в ИВЦ “Инжехим” совместно со специалистами ОАО “Казаньоргсинтез” нерегулярные насадки “Инжехим-2000” [83,84], приведенные на рис. 4.23.



Рис. 4.23. 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 очень часто только заменой контактных устройств в колоннах можно добиться значительного повышения эффективности проводимых процессов, снизить энергозатраты на единицу продукции.

ГЛАВА 5

МОДЕЛИ ПОГРАНИЧНОГО СЛОЯ

Приведенные в главе 2 математические модели коагуляции аэрозолей включают в качестве одних из основных параметров характеристики пограничного слоя. Поэтому в данном разделе приводятся известные математические модели турбулентного пограничного слоя [37, 85-91].

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 больше 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 область, в которой преобладает турбулентный механизм переноса и тонкие области у 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 ν , то на профиль концентрации влияет коэффициент молекулярной диффузии D , а на профиль температур – коэффициент температуропроводности a .

Во всех массо- и теплообменных аппаратах движение потока рабочей среды осуществляется в основном в турбулентном режиме. Известно, что переход от ламинарного к турбулентному движению обусловлен достижением некоторого критического числа Рейнольдса:

$$Re = u_{\infty}L/v,$$

где: L – характерный размер, м.

Закон сохранения импульса в дифференциальной форме при турбулентном режиме движения среды записывается следующим 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 неразрывности потока по сути является законом сохранения массы:

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

Закон сохранения массы (по переходящему компоненту с концентрацией (C) и тепла в дифференциальной форме:

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

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

с граничными условиями при $y = 0, u = v = 0, t = t_{ст}, C = C_{ст},$
 $y = \delta, u = u_{\infty}, t = t_{\infty}, C = C_{\infty};$

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.

Где: u, v – продольная и поперечная составляющая вектора осредненной скорости жидкости, м/с; P – давление, Па; C – концентрация; D – коэффициент молекулярной диффузии, м²/с; t – температура, К, ρ – плотность, кг/м³; a – коэффициент теплопроводности, м²/с; x, y – продольная и поперечная координаты, м; ∞ – значение параметра во внешнем потоке; “ст” – значение параметра на стенке; v_T, D_T, a_T – параметры, характеризующие турбулентный перенос субстанций в пограничном слое.

Значения данных коэффициентов определяются не физическими свойствами среды, а характеристиками турбулентного движения – величиной пульсационной скорости V' и масштабом турбулентных пульсаций i :

$$v_T = V' i. \quad (5.5)$$

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 $\nu_T(y)$, $D_T(y)$, $a_T(y)$. При $y=\delta$ эти коэффициенты примерно равны значениям в ядре потока, а при $y=\delta_1, \nu_T \approx \nu$; $y=\delta_D, D_T \approx D$; $y=\delta_T, a_T \approx a$.

По предложенной Прандтлем модели пограничного слоя поток представляет собой две резко отличные по структуре области: тонкая пристеночная область чисто вязкого движения – вязкий (ламинарный) подслой и область, независящая от вязкости, полностью турбулентного движения – турбулентное ядро потока.

Профиль скорости в вязком подслое – линейный и описывается линейной функцией:

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

где: u_* – динамическая скорость, м/с.

В области турбулентного движения скорость изменяется по логарифмическому закону:

$$u = \frac{u_*}{\kappa} \ln y + B, \quad (5.7)$$

где: B – постоянная интегрирования; κ – постоянная Прандтля.

По модели, предложенной Карманом, структуру пограничного слоя можно описать как трехслойную: турбулентный пограничный слой состоит из вязкого подслоя, который соединяется с полностью развитой частью турбулентного течения переходной (буферной) областью. Трехслойная модель имеет следующее математическое описание:

1. в вязком подслое при $\mu < 5$ описывается линейной функцией:

$$\frac{u}{u_*} = \frac{u_* y}{\nu} = \mu, \quad (5.8)$$

а коэффициент турбулентной вязкости $\nu_T = 0$;

2. в переходной области при $5 < \mu < 30$ профиль скорости описывается логарифмической функцией:

$$\frac{u}{u_*} = -3,05 + 5 \ln \frac{u_* y}{\nu}, \quad (5.9)$$

а коэффициент турбулентной вязкости изменяется пропорционально расстоянию от стенки:

$$\frac{v_T}{\nu} = \frac{u_* y}{5\nu} - 1; \quad (5.10)$$

3. в турбулентной области при $\mu > 30$:

$$\frac{u}{u_*} = 5,5 + 2,5 \ln \frac{u_* y}{\nu}, \quad (5.11)$$

и коэффициент турбулентной вязкости равен:

$$\frac{v_T}{\nu} = \frac{u_* y}{2,5\nu} - 1; \quad (5.12)$$

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.

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 ϵ для данного турбулентного потока постоянна и независима от масштаба пульсаций.

Поэтому ее можно выразить через пульсационную скорость длину пути смещения (масштаб пульсационного движения) l :

$$\varepsilon = \rho v_T (v' / l)^2. \quad (5.13)$$

На основе данного выражения с коэффициентом турбулентной вязкости:

$$v_T = u_* \delta_1 (y / \delta_1)^3 \quad (5.14)$$

получено уравнение для определения среднего значения динамической скорости [85]:

$$u_* = \left[\frac{\varepsilon v R_1}{4\rho} \right]^{1/4}, \quad (5.15)$$

где $R_1 = u_* \delta_1 / \nu$ – безразмерная толщина вязкого подслоя.

В работах Клаузера [87] 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, пропорциональный толщине пограничного слоя, введенной им как Δ . Это привело Клаузера к формуле для кинематического коэффициента вязкости v_T [87]: вязкости v_T поперек пограничного слоя. Действительный характер изменения v_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 v_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 $v_T / (U \delta^*)$ в функции от безразмерной координаты y / δ , построенное для трех значений $\beta = 0; 0,9$ и $5,4$ (последнее значение β соответствует значительной диффузорности), при приближении внешней границе пограничного слоя при всех значениях β 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 v_T). Это

предположение с теми или другими поправками широко используется в современных методах расчета турбулентных пограничных слоев.

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

$$v_T = ku_*\Delta, \quad (5.16)$$

или эквивалентному ей следующему выражению гипотезы Клаузера:

$$v_T = kU\delta^* = k \int_0^{\infty} (U - u) dy, \quad (5.17)$$

где: коэффициент пропорциональности k может быть функцией параметра β . 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.

ГЛАВА 6

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ СЕПАРАЦИИ АЭРОЗОЛЬНЫХ ЧАСТИЦ

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 говорилось 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 [88-91].

Течение в вязком подслое имеет резко выраженный пульсационный характер. Также в нем происходит непрерывная смена квазиламинарного и турбулентного режимов течения, сопровождающаяся периодическим вторжением в подслои турбулентных вихрей из смежных областей потока [92]. Кроме этого, необходимо учитывать, что развитие турбулентности в аппаратах (в данном случае в туманоуловителе) с контактными элементами происходит значительно раньше, чем в гладких трубах. Так, например, при прохождении

газа через насадку границе ламинарного режима соответствует $Re_r = 15 \div 40$, где $Re_r = \frac{4w_0\rho_r}{\mu_r}$.

Полностью развитый турбулентный режим наступает при значениях Re_r от 2000 до 6000 [93]. Учитывая эти обстоятельства в данной работе рассматривается только турбулентное стационарное движение газовых потоков с аэрозолями в нерегулярных насадках и ламинарно-турбулентное в регулярных насадках.

В приведенных уравнениях математических моделях коагуляции аэрозолей (раздел 2) одной из важных характеристик является динамическая скорость:

$$u_* = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}}.$$

Рекомендуют [9, 19, 21] значение u_* находить по известным формулам для гладких труб. Однако наличие в потоке дисперсных частиц и пленки масла на поверхности, а так же сложные конструкции контактных устройств могут значительно влиять на значение динамической скорости.

В следующих разделах рассмотрены методы определения средней динамической скорости при различных условиях взаимодействия фаз на контактных устройствах различных конструкций.

Рассмотрены различные подходы определения эффективности сепарации аэрозолей.

6.1. Определение эффективности сепарации по энергетическому методу в регулярной насадке

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 [9, 15, 19]

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

где η_i – эффективность сепарации за счет i -го механизма.

Сепарация частиц на пленку жидкости на поверхности канала в общем случае может происходить в результате диффузионного и турбулентного осаждения, термо- и диффузиофореза [22]. Влияние двух последних

механизмов следует учитывать только при наличии в потоке значительных поперечных градиентов паров и температуры.

Рассмотрим приближенный подход моделирования очистки газов от масляного тумана.

В энергетических методах расчета степень очистки газов (эффективность сепарации η) связывают с числом единиц переноса следующим соотношением [8, 19, 21]:

$$\eta = 1 - \exp(-N), \quad (6.2)$$

где число единиц переноса записывают в виде эмпирического выражения

$$N = VA^m, \quad (6.3)$$

где V и m находят экспериментально для каждого типа сепаратора. Величина A характеризует удельные затраты энергии, затрачиваемой непосредственно на улавливание аэрозоля.

Как отмечено выше, масляный аэрозоль (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_∞ , а у стенки канала $y_{гр}$.

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

$$j = -Gdy, \quad (6.4)$$

$$j = \rho_r \beta (y_\infty - y_{гр}) dF, \quad (6.5)$$

где G – массовый расход газа, кг/с; β – коэффициент переноса (массоотдачи), м/с; j – удельный поток частиц, ρ_r – плотность газа, кг/м³.

Из (6.4), (6.5) следует

$$\rho_r \beta (y_\infty - y_{гр}) dF = G dy. \quad (6.6)$$

После разделения переменных и интегрирования по всей поверхности записывают

$$\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y_\infty - y_{гр}} = \frac{\rho_r \beta F}{G}. \quad (6.7)$$

Если β величина постоянная, то

$$N = \int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{(y_\infty - y_{гр})} = \frac{\rho_r \beta F}{G}. \quad (6.8)$$

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

Для газов широко используется гидродинамическая аналогия переноса импульса и массы. В этом случае коэффициенты переноса импульса и массы, приведенные к одной размерности равны, т.е. $\beta = \gamma$. Отсюда

$$N = \frac{\rho_r \gamma F}{G}. \quad (6.9)$$

Найдем значение γ при движении газа с аэрозольными частицами в регулярной насадке.

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:

$$\tau_w F = \Delta P S, \quad (6.10)$$

где S – площадь поперечного сечения каналов насадки, м^2 ; ΔP – перепад давления, Па; τ_w – касательное напряжение, Па.

Касательное напряжение на стенке также можно записать по уравнению импульсоотдачи:

$$\tau_w = \rho_r \gamma \Delta \bar{u}_\infty = \rho_r \gamma (u_\infty \pm u_{гр}), \quad (6.11)$$

где $\Delta \bar{u}_\infty$ – средняя движущая сила переноса импульса: $\Delta \bar{u}_\infty = u_\infty \pm u_{гр}$. u_∞ – скорость на оси потока, м/с; $u_{гр}$ – скорость на границе масляной пленке, м/с; “+” – противоток; “-” – прямоток.

Из уравнений (6.10) и (6.11) найдем

$$\gamma = \frac{\Delta P S}{\rho_r F (u_\infty \pm u_{гр})}. \quad (6.12)$$

Тогда число единиц переноса (6.9) получит вид:

$$N = \frac{\Delta P S}{G (u_\infty \pm u_{гр})}. \quad (6.13)$$

При ламинарном движении газа в канале профиль скорости описывается параболическим законом и $u_\infty = 1,5u_{ср}$, а при турбулентном степенным и $u_\infty = 1,15u_{ср}$, где $u_{ср}$ – среднерасходная скорость газа.

Из уравнений (6.2) и (6.13) получим

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\Delta P S}{G (u_\infty \pm u_{гр})}\right), \quad (6.14)$$

где перепад давления в регулярной насадке находится экспериментально.

Значение скорости на межфазной поверхности пленки масла зависит от толщины пленки и расхода уловленного масла.

Как показывают расчеты значение $u_{гр}$ при пленочном течении масла находятся в пределах $u_{гр} \approx 0,1 \div 0,3 \text{ м/с}$.

Значением $u_{гр}$ можно пренебречь если $u_{\infty} \gg u_{гр}$. Тогда выражение (6.13) можно записать используя уравнение Дарси:

$$\Delta P = \lambda \frac{L}{d_3} \frac{\rho_r u_{ср}^2}{2}, \quad (6.15)$$

где λ – коэффициент сопротивления регулярной насадки; L – длина канала, м; $u_{ср}$ – средняя скорость газа, м/с; уравнение расхода $u_{ср} = G/\rho_r S$ и соотношение $u_{\infty} = 1,5u_{ср}$ справедливы для ламинарного режима.

Тогда (6.13) запишется в виде

$$N = \frac{\lambda L}{3 d_3}, \quad (6.16)$$

и эффективность сепарации получит вид

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\lambda L}{3 d_3}\right). \quad (6.17)$$

где d_3 – эквивалентный диаметр канала, м.

Аналогичное уравнение можно получить и для турбулентного режима.

Следует отметить, что при исследовании перепада давления регулярной насадки необходимо исследовать только сопротивление слоя насадки, а местные сопротивления, возникающие при движении газа к области контакта с насадкой, должны быть исключены.

Учитывая, что для насадок эквивалентный диаметр каналов записывают как $d_3 = 4\varepsilon_{св} / a_v$, уравнение (6.17) примет форму

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\lambda L a_v}{12\varepsilon_{св}}\right), \quad (6.18)$$

где a_v – удельная поверхность, м²/м³; $\varepsilon_{св}$ – свободный объем.

Из полученного выражения видно, как характеристики насадки и гидродинамика потока влияют на эффективность сепарации частиц масляного аэрозоля.

6.2. Вероятностно-стохастическая модель очистки газов от аэрозольных частиц в турбулентных потоках

При развитом турбулентном движении газа коэффициент турбулентной диффузии частиц значительно превышает коэффициент броуновской диффузии и поэтому турбулентное осаждение является основным механизмом.

Для мелких и крупных капель общее решение получено исходя из принципа аддитивности [9]

$$\eta_t = \left[1 - \exp \left(-4 \frac{u_t}{u_{cp}} \frac{L}{d_3} \right) \right] \left[1 - \exp \left(-0,16 \operatorname{Re}^{-1/8} \frac{L}{d_3} \right) \right]. \quad (6.19)$$

Из обобщенной зависимости следует, что для мелких частиц при невысоких скоростях газа интенсивность сепарации практически полностью лимитируется диффузионными процессами (первый множитель в формуле (6.19)). Для крупных частиц и при высоких скоростях газа интенсивность сепарации определяется в значительной мере инерционными механизмами и эффективность сепарации лимитируется вторым множителем. Как отмечается [16], 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%.

Следует отметить, что правый множитель в выражении (6.19) имеет приближенный характер, так как получен из условия движения аэрозолей в гладких трубах [9].

Определение динамической скорости в дисперсно-кольцевом осевом потоке

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 λ_{op} или трения C_{fr} [94-96]

$$u_* = (u_{cp} - u_{гр}) \sqrt{\frac{\lambda_{op}}{8}} = (u_{cp} - u_{гр}) \sqrt{\frac{C_{fr}}{2}}, \quad (6.20)$$

где коэффициент λ_{op} определяется, как правило, на основе экспериментальных исследований перепада давления в орошаемом канале [94, 96-101].

В работах [102-104] предлагается метод расчета u_* 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 [96]

$$\Delta P_{op} = \Delta P_{уск} + \Delta P_{ср} + \Delta P_{ун} + \Delta P_{г-ж}. \quad (6.21)$$

В работе [96] при исследовании системы воздух-вода показано, что затраты энергии на ускорение пленки жидкости $\Delta P_{\text{уск}}$ составляют не более 0,25-0,5% от $\Delta P_{\text{ор}}$, а затраты энергии на срыв капель с поверхности пленки $\Delta P_{\text{ср}}$ 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 тоже время по данным работы [105] эта составляющая перепада давления находится в пределах до 6-11% от $\Delta P_{\text{ор}}$. В результате можно сделать вывод, что перепад давления обусловленный трением газа и жидкости $\Delta P_{\text{Г-ж}}$ находится в пределах

$$\Delta P_{\text{Г-ж}} = (0,8 \div 0,95) \Delta P_{\text{ор}}. \quad (6.22)$$

Запишем условие баланса сил, действующих на газовый поток для трубчатого устройства

$$\Delta P_{\text{Г-ж}} S_{\text{Г}} = \tau_w F. \quad (6.23)$$

Отсюда найдем динамическую скорость

$$u_* = (d - 2\delta_0) \sqrt{\frac{\pi \Delta P_{\text{Г-ж}}}{4F\rho_{\text{Г}}}}, \quad (6.24)$$

где d – диаметр канала, м; δ_0 – средняя толщина пленки, м.

Если в данном выражении значение межфазной поверхности записать как для гладкой пленки

$$F = \pi(d - 2\delta_0)L, \quad (6.25)$$

то получим известное уравнение, которое широко применяется для вычисления динамической скорости в орошаемых трубках.

В работе [106] предлагается выражение для определения касательного напряжения с учетом веса газового ядра и капельного уноса

$$\tau_w = \frac{d - 2\delta_0}{4} \left[\frac{\Delta P_{\text{Г-ж}}}{L} \pm g[\rho_{\text{Г}} + (1 - \phi)\rho_{\text{ж}}] \right], \quad (6.26)$$

где: ϕ – газосодержание газокапельного ядра.

Определение динамической скорости 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 [96, 107-111].

Закрутку потока в цилиндрическом канале обычно организуют путем установки ленточных завихрителей (рис. 6.1).

В закрученном турбулентном газожидкостном потоке в результате действия центробежных сил происходит разделение фаз на пристенный жидкостный слой средней толщины δ_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.

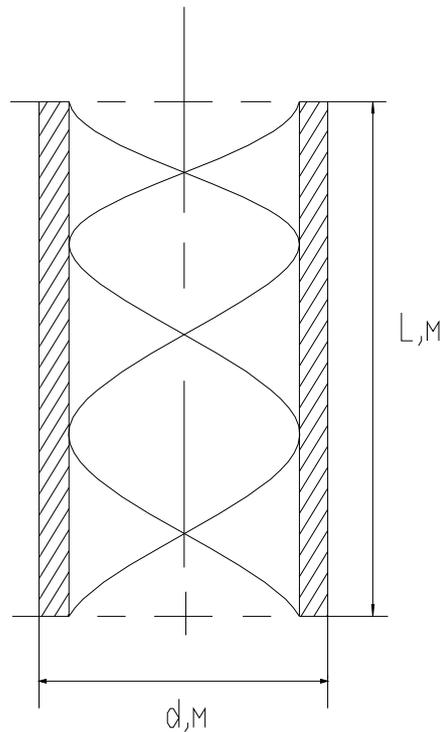


Рис. 6.1. Трубочатое контактное устройство с завихрителем

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 [96, 109]

$$\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P_{\text{уск}} + \Delta P_{\text{ср}} + \Delta P_{\text{ун}} + \Delta P_{\text{г-ж}} + \Delta P_{\text{зак}}. \quad (6.27)$$

При винтовом движении фаз со скоростью $W_{\text{тр}} < 30$ 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 $W_{\text{тр}} > 30$ м/с, то наблюдается срыв частиц жидкости с поверхности пленки, которые, однако, под действием центробежной силы снова прижимаются к пленке [109]. Следовательно, составляющие потери давления $\Delta P_{\text{уск}}$, $\Delta P_{\text{ср}}$ и $\Delta P_{\text{ун}}$ пренебрежимо малы по сравнению с $\Delta P_{\text{ор}}$ и их значения можно не учитывать.

Перепад давления, вызванный закруткой газового потока и трением о поверхность газового завихрителя, находится следующим образом [110, 111]

$$\Delta P_{\text{зак}} = \lambda_{\text{зак}} \frac{L}{d_3} \frac{\rho_{\text{г}} u_{\text{ср}}^2}{2}, \quad (6.28)$$

где: d_3 – эквивалентный диаметр канала:

$$d_3 = \frac{\pi d + 4\delta_{\text{лз}}}{2 + \pi}. \quad (6.29)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления $\lambda_{\text{зак}}$ вычисляется по эмпирическому уравнению, полученному для турбулентного режима [111]

$$\lambda_{\text{зак}} = \frac{0,705}{\text{Re}^{0,28}} \left(\frac{d}{d_3} \right)^{0,09} + 0,009 \left(\frac{d}{d_3} \right)^{0,65}. \quad (6.30)$$

Данная зависимость справедлива при $S_{\text{лз}}/d=3,6 \div 22$, где: $S_{\text{лз}}$ – шаг витка ленты; d_3 – диаметр кривизны спирального канала; $\text{Re} = u_{\text{ср}} d_3 / \nu_{\text{г}}$; $\nu_{\text{г}}$ – коэффициент кинематической вязкости газов, $\text{м}^2/\text{с}$.

При известном значении $\Delta P_{\text{зак}}$ перепад давления, обусловленный трением газа и жидкости будет равен

$$\Delta P_{\text{г-ж}} = \Delta P_{\text{ор}} - \Delta P_{\text{зак}}. \quad (6.31)$$

Запишем условие баланса сил, действующих на газовый поток в проекции на вертикальную ось:

$$\Delta P_{\text{г-ж}} S_{\text{г}} = \tau_{\text{г-ж}} F \cos \theta, \quad (6.32)$$

где площадь свободного сечения трубки имеет значение

$$S_{\text{г}} = \frac{\pi}{4} (d - 2\delta_0)^2 - b_{\text{лз}} \delta_{\text{лз}}, \quad (6.33)$$

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

$$\theta = \arctg \frac{\pi d}{S_{\text{лз}}}. \quad (6.34)$$

Из уравнения баланса сил получим динамическую скорость

$$u_* = \sqrt{\frac{\Delta P_{\text{г-ж}} \frac{\pi}{4} (d - 2\delta_0)^2}{F \rho_{\text{г}} \cos \theta}}. \quad (6.35)$$

Представленные выражения для u_* используются в следующих разделах для расчета скорости сепарации аэрозолей.

Определение динамической скорости на основе диссипируемой энергии

Известен подход определения динамической скорости на основе использования средней диссипируемой энергии [85, 86, 110, 112-118].

На основе подхода [86, 112, 113, 119, 120] определим значение динамической скорости с учетом дисперсной фазы при движении газа в каналах различной формы.

Известно [121-124], 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 [123, 124].

Известны способы расчета турбулентного пограничного слоя с градиентом давления [121]. Общими особенностями всех этих способов является использование в качестве характерной толщины пограничного слоя толщины потери импульса. Для характеристики профиля скоростей, сильно зависящего от градиента давления, вводят различные параметры.

Толщину потери импульса вычисляют при помощи теоремы импульсов [121], 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 [125, 126]. 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, основанного на результатах физического моделирования.

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 [86, 120, 127-129].

Известно, что профиль скорости в турбулентной области пограничного слоя описывается логарифмической функцией

$$u = \frac{u_*}{\chi} \ln y + B, \quad (6.36)$$

а в вязком подслое – линейной

$$\frac{u}{u_*} = \frac{u_* y}{\nu}, \quad (6.37)$$

где $\chi=0,4$ – константа Прандтля; y – поперечная координата.

Таким образом, значение градиента скорости $\frac{du}{dy}$ определяется параметрами τ , ρ и значением координаты y .

В результате дифференцирования логарифмического профиля скорости (6.36) имеем

$$\frac{du}{dy} = \frac{u_*}{\chi y}. \quad (6.38)$$

Касательное напряжение в турбулентном пограничном слое также записывается в известной форме через осредненные значения составляющих пульсационных скоростей $\overline{v'}$ и $\overline{u'}$

$$\tau_w = \rho \overline{u' v'}. \quad (6.39)$$

Отсюда записывают среднюю плотность потока энергии [130]

$$e = \rho \overline{u u' v'} = u \tau_w. \quad (6.40)$$

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

$$\varepsilon = \frac{de}{dy} = \tau_w \frac{du}{dy}. \quad (6.41)$$

Данное выражение находит широкое применение для определения динамической скорости в турбулентных потоках, когда применение других методов расчета u_* затруднительно [115-118].

Если значение производной $\frac{du}{dy}$ в выражении (6.41) записать в виде (6.38), получим [127]

$$\varepsilon = \frac{\rho_\Gamma}{\chi y} \left(\frac{\tau_w}{\rho_\Gamma} \right)^{3/2} = \frac{\rho_\Gamma u_*^3}{\chi y}. \quad (6.42)$$

В формуле (6.42) ε – локальная диссипация энергии. Очевидно, что при некотором значении $y = \delta_3$ локальная диссипация энергии ε будет совпадать со средней объемной диссипацией, т.е. $\varepsilon = \bar{\varepsilon}$ при $y = \delta_3$.

Используем подход, применяемый в прикладной аэродинамике [125, 126], 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 δ_3 .

На основе соотношения (6.42) найдем динамическую скорость при $y = \delta_3$ [127]

$$u_* = \left(\frac{\bar{\varepsilon} \chi \delta_3}{\rho_\Gamma} \right)^{1/3}. \quad (6.43)$$

В выражении (6.43) основными параметрами являются диссипация энергии ($\bar{\varepsilon}$) и эффективная толщина пограничного слоя (δ_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 баланса импульса [119,120].

Соппротивление переносу импульса запишем в виде [86]

$$\frac{1}{\gamma} = \frac{\rho_\Gamma \Delta \bar{u}_\infty}{\tau_w} = \int_0^{\delta_3} \frac{dy}{v + v_T(y)}. \quad (6.44)$$

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

$$\frac{v_T}{v} = (0,124 \eta)^4 \quad \text{при } \eta \leq 6, \quad (6.45)$$

$$\frac{v_{\Gamma}}{v} = \frac{\eta}{5} \quad \text{при } 6 < \eta \leq 30, \quad (6.46)$$

$$\frac{v_{\Gamma}}{v} = \frac{\eta}{2,5} - 1 \quad \text{при } \eta > 30. \quad (6.47)$$

Сопротивление переносу импульса на основе выражений (6.44)–(6.47) получит вид

$$\frac{1}{\gamma} = \int_0^{\delta_1} \frac{dy}{v + v(0,124\eta)^4} + 5 \int_{\delta_1}^{\delta_2} \frac{dy}{u_* y} + 2,5 \int_{\delta_2}^{\delta_3} \frac{dy}{u_* y}, \quad (6.48)$$

где: $\delta_1 = 6v/u_*$ – толщина вязкого подслоя, м; $\delta_2 = 30v/u_*$ – толщина буферной области пограничного слоя, м; $\eta = u_* y/v$ – безразмерная координата.

После интегрирования получено [86]

$$\gamma = \frac{u_*}{13,73 + 2,5 \left(\ln \delta_3 - \ln \frac{30v}{u_*} \right)}. \quad (6.49)$$

Толщину пограничного слоя найдем из потокового соотношения

$$\tau = u_*^2 \rho_{\Gamma} = \rho_{\Gamma} \gamma \Delta \bar{u}_{\infty}, \quad (6.50)$$

отсюда с коэффициентом переноса импульса (6.49) получим

$$\delta_3 = \exp \left[\frac{1}{2,5} \left(\frac{\Delta \bar{u}_{\infty}}{u_*} - 13,76 + 2,5 \ln \frac{30v}{u_*} \right) \right]. \quad (6.51)$$

В уравнениях (6.50), (6.51) $\Delta \bar{u}_{\infty}$ – средняя движущая сила переноса импульса, $\Delta \bar{u}_{\infty} = u_{\infty} + u_{\Gamma}$. Скорость жидкости на межфазной поверхности пленки u_{Γ} , которая образуется на поверхности контактных устройств сепаратора, связана с толщиной пленки, расходом жидкости и вязкостью.

Средняя скорость в пленке равна

$$u_{\text{ж}} = \frac{q_{\text{ж}}}{\delta_{\text{ж}}}, \quad (6.52)$$

где $q_{\text{ж}}$ – приведенный расход жидкости (к периметру течения), м³/м·сек.

При ламинарном течении пленки скорость на межфазной поверхности равна [131-133]

$$u_{\Gamma} = 1,5u_{\text{ж}}. \quad (6.53)$$

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

Среднюю диссипацию энергии в выражении (6.43) запишем через перепад давления

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\Delta P_{\Gamma-ж} S u_{\text{ср}}}{V_{\text{сл}}} = \frac{\Delta P_{\Gamma-ж} G}{V_{\text{сл}} \rho_{\Gamma}}, \quad (6.54)$$

где $V_{\text{сл}}$ – рабочий объем сепаратора, м^3 (объем насадки).

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

Перепад давления в трубе найдем по выражению

$$\Delta P = \lambda \frac{L}{d} \frac{\rho u_{\text{ср}}^2}{2}, \quad (6.55)$$

где λ – коэффициент сопротивления определяется по формуле Блазиуса [134]

$$\lambda = \frac{0,316}{\text{Re}^{0,25}}, \quad (6.56)$$

а динамическая скорость равна:

$$u_* = u_{\text{ср}} \sqrt{\frac{\lambda}{8}}. \quad (6.57)$$

На основании расчетов по приведенным уравнениям получена графическая зависимость динамической скорости от числа Рейнольдса в трубе (рис 6.2).

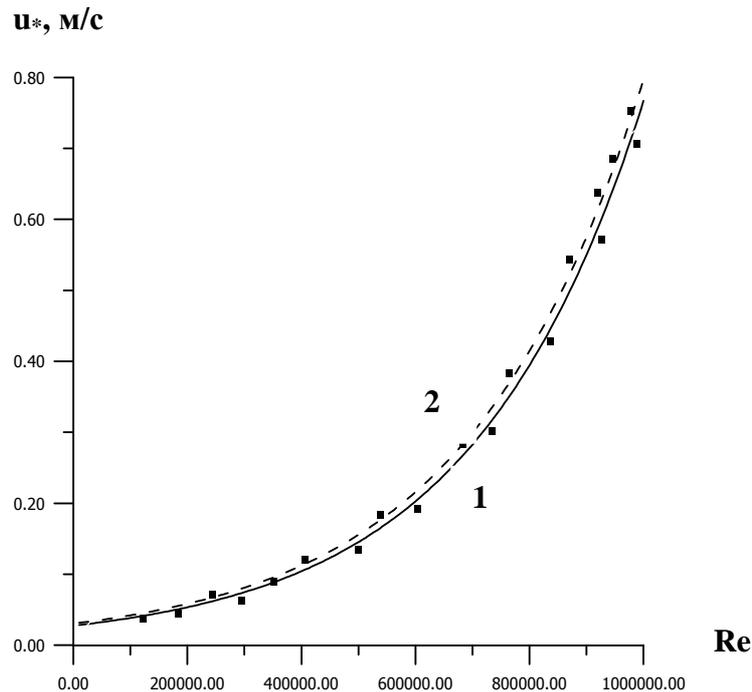


Рис. 6.2. Зависимость динамической скорости от числа Рейнольдса в трубе.

1 – расчет по (6.57);

2 – расчет по (6.43), (6.51)

точки – экспериментальные данные [134]

На основании выполненных расчетов для пластины были получены аналогичные зависимости. На рис. 6.3 представлен график, характеризующий изменение толщины пограничного слоя от продольной координаты. Толщина пограничного слоя вычислена по уравнению (6.51) и известной зависимости [135]

$$\delta_x = \frac{0,37x}{\text{Re}_x^{0,2}}. \quad (6.58)$$

В уравнении (6.51) динамическая скорость определена по уравнению

$$u_* = u_{\text{cp}} \sqrt{\frac{c_{f_x}}{2}}, \quad (6.59)$$

где $c_{f_x} = \frac{0,058}{\text{Re}_x^{0,2}}.$

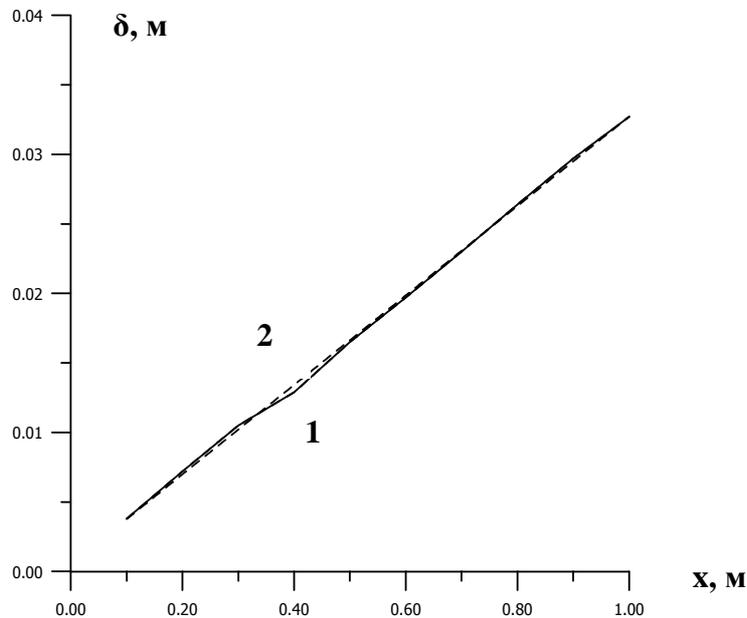


Рис. 6.3. Зависимость толщины пограничного слоя на пластине от продольной координаты.

1 – расчет по (6.58);

2 – расчет по (6.51)

На рис. 6.4 представлен график, характеризующий изменение толщины пограничного слоя от числа Рейнольдса. Толщина пограничного слоя для данного случая определяется соответственно по следующим формулам (6.51) и (6.58). Как следует из расчетов для пластины толщина турбулентного пограничного слоя практически совпадает с эффективной толщиной.

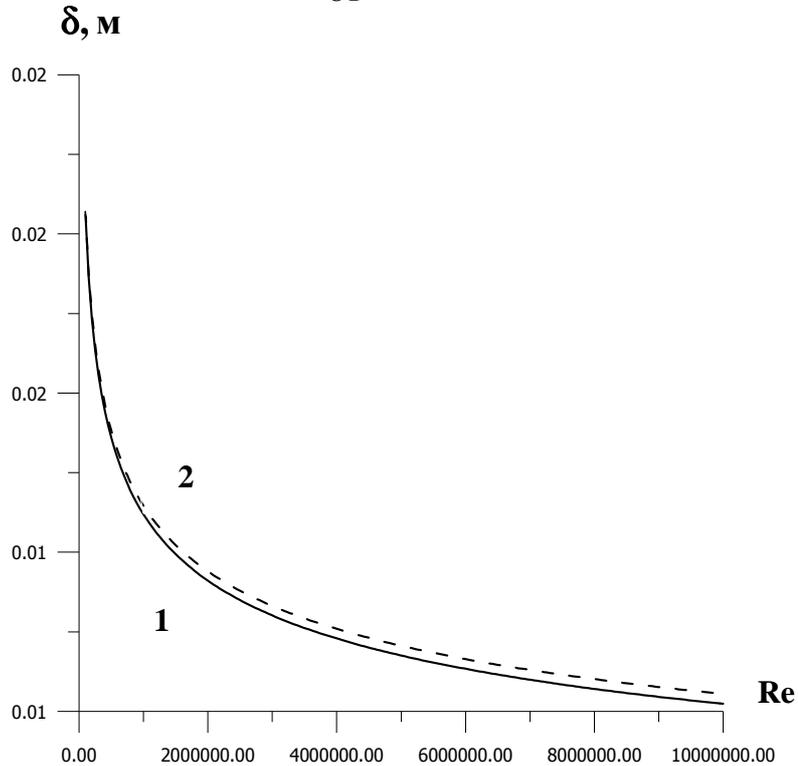


Рис. 6.4. Зависимость толщины пограничного слоя на пластине от числа Рейнольдса. 1 – расчет по (6.51); 2 – расчет по(6.58)

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 $\pm 5 \div 7\%$. Следовательно, полученную систему уравнений для расчета динамической скорости, можно использовать для потоков с различными возмущениями, где подстройка параметров ведется на основе удовлетворения балансу импульса. Причем, в качестве необходимой экспериментальной информации об объекте необходимо использовать перепад давления или коэффициент сопротивления.

Для сокращения времени расчета эффективности сепарации аэрозолей рассмотрим полуэмпирический подход определения динамической скорости.

Касательное напряжение (поток импульса) на стенке по уравнению Ньютона как известно имеет следующий вид:

$$\tau_{w_0} = \mu \left. \frac{du}{dy} \right|_{y=0}. \quad (6.60)$$

Уравнение характеризующее диссипацию энергии ϵ_0 , для ламинарного подслоя представляется выражением [136]

$$\varepsilon_0 = \mu \left(\frac{du}{dy} \right)^2. \quad (6.61)$$

Исключив из уравнений (6.60) и (6.61) величину производной $\frac{du}{dy}$ и подставив найденное при этом значение

$$\tau_{w_0} = (\mu \varepsilon_0)^{1/2} \quad (6.62)$$

в $u_* = \sqrt{\frac{\tau_{w_0}}{\rho_\Gamma}}$, записывают [117]

$$u_* = \left(\frac{\varepsilon_0 \nu}{\rho_\Gamma} \right)^{1/4} \quad (6.63)$$

Для турбулентного движения потоков используют соотношение

$$\varepsilon_0 = \aleph^4 \bar{\varepsilon}, \quad (6.64)$$

где \aleph – эмпирический коэффициент пропорциональности.

Тогда выражение для динамической скорости представляют в виде

$$u_* = \aleph \left(\frac{\bar{\varepsilon} \nu}{\rho_\Gamma} \right)^{1/4} \quad (6.65)$$

где коэффициент \aleph находят экспериментальным путем для каждой конструкции аппарата [110, 117].

Для определения \aleph при турбулентном движении газа в насадке запишем потоковое соотношение (6.50) и решим совместно с (6.65). В результате имеем

$$\gamma \Delta \bar{u}_\infty = \aleph^2 \left(\frac{\bar{\varepsilon} \nu}{\rho_\Gamma} \right)^{1/2}. \quad (6.66)$$

Отсюда найдем

$$\aleph = \frac{(\gamma \Delta \bar{u}_\infty)^{1/2}}{\left(\frac{\bar{\varepsilon} \nu}{\rho_\Gamma} \right)^{1/4}}. \quad (6.67)$$

Многочисленные расчеты по формуле (6.67) показывают, что для слоя с насадками различных конструкций \aleph имеет примерно постоянное значение $\aleph = 1,5 \div 1,9$. Примем среднее значение $\aleph = 1,7$. Тогда динамическую скорость в насадке можно вычислить по выражению (6.65)

$$u_* = 1,7 \left(\frac{\bar{\varepsilon} \nu}{\rho_\Gamma} \right)^{1/4} \quad (6.68)$$

с средней диссипацией энергии (6.54).

Тогда для крупных аэрозольных частиц из (2.37) и (6.68) получим

$$u_t = 0,3 \left(\frac{\bar{\epsilon}v}{\rho_r} \right)^{1/4}. \quad (6.69)$$

Эффективность сепарации будет равна

$$\eta_t = 1 - \exp \left[-1,2 \frac{L}{d_3 u_{cp}} \left(\frac{\bar{\epsilon}v}{\rho_r} \right)^{1/4} \right]. \quad (6.70)$$

Для мелких капель эффективность сепарации из (2.27) и (6.68) и (2.36) будет равна

$$\eta_t = 1 - \exp \left[-1,04 \cdot 10^{-4} \frac{L d_c^4 \rho_c^2}{\rho_r^2 v_r^4 d_3 u_{cp}} \left(\frac{\bar{\epsilon}v_r}{\rho_r} \right)^{5/4} \right]. \quad (6.71)$$

Подставляя в данное выражение среднюю диссипацию энергии выраженную через перепад давления в насадке, окончательно получим [127]

$$\eta_{\Sigma_t} = 1 - \exp \left(-1,04 \cdot 10^{-4} \frac{d_c^4 \rho_c^2 L}{v_r^{2,75} \rho_r^{3,25} d_3 u_{cp}} \left(\frac{\Delta P V_r}{V_{сл}} \right)^{5/4} \right). \quad (6.72)$$

Данное выражение позволяет 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.

Общую эффективность сепарации крупных (6.70) и мелких (6.71) капель можно вычислить по уравнению аддитивности (2.19)

Блок-схема расчета сепаратора дана на рисунке 6.5.

Таким образом, для расчета скорости коагуляции аэрозолей необходимо [127]:

- 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 и основной параметр математических моделей процессов сепарации аэрозолей;
- вычислить скорость осаждения аэрозолей и эффективности сепарации макета туманоуловителя с заданными типами контактных устройств;

- изменяя режимные и конструктивные характеристики туманоуловителя, обеспечить заданную эффективность очистки газового потока при соблюдении требований по ограничению перепада давления.

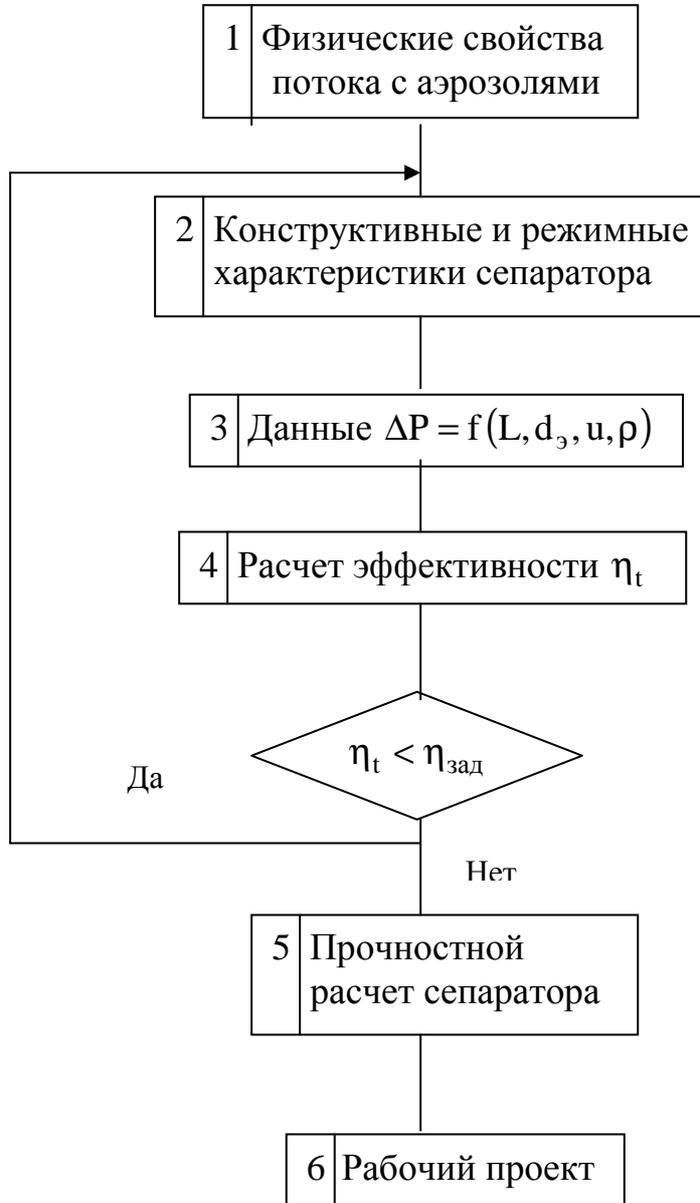


Рис. 6.5. Блок-схема расчета сепаратора-маслоуловителя

6.3. Расчет эффективности сепарации различных контактных устройств

На основе использования приведенных математических моделей сепарации аэрозолей в данном разделе представлены результаты расчета эффективности η_t контактных устройств, выполненных в виде цилиндрических

каналов с осевым и закрученным движением фаз, а также аппарата с различными видами насадочных элементов [127].

Гидродинамику и массообмен при осевом и закрученном движении газового потока и пленки жидкости исследовали многочисленные авторы [96-110].

На системе воздух-вода в работах [96, 109] получены зависимости перепада давления ΔP от скорости газа. Используем данные зависимости для расчета эффективности сепарации мелких капель при осевом и закрученном движении фаз в коротких цилиндрических каналах.

Экспериментальные значения ΔP от скорости газа при осевом движении

($q_{ж}=1,65 \text{ м}^3/\text{м}\cdot\text{час}$) [109]

Длина трубки 0,15 м;

диаметр 0,0168 м:

W, м/с	ΔP , Па
18,94	863
23,15	961
28,87	1275
34,55	1520
41,43	1814

Зависимость ΔP от скорости газа при закрученном движении

($q_{ж}=1,65 \text{ м}^3/\text{м}\cdot\text{час}$)

Длина трубки 0,15 м; диаметр

0,0168 м; шаг закрутки ленты 0,048 м:

W, м/с	ΔP , Па
18,98	1079
23,15	1314
28,70	2197
34,12	2893
40,75	3924

η_t

Динамическую скорость вычислим по уравнениям, приведенным в предыдущих разделах. Эффективность сепарации вычислим по формуле (6.19). На рис. 6.6 представлены результаты расчета η_t для крупных капель [127]:

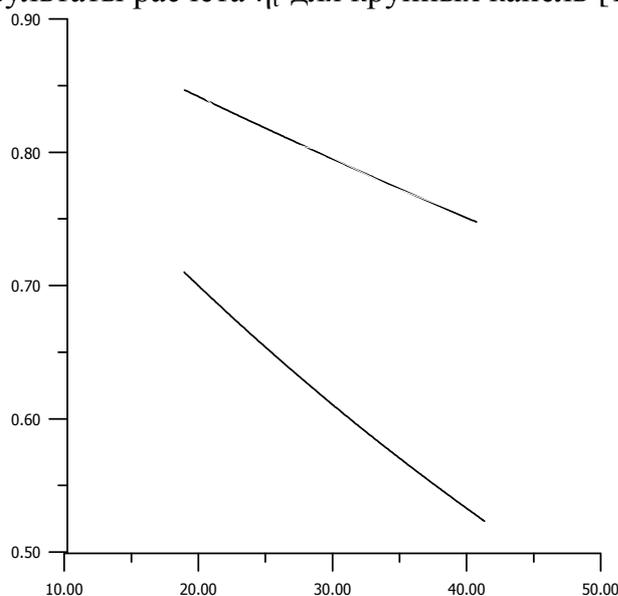


Рис. 6.6. Зависимость эффективности сепарации от скорости движения газового потока [127]. 1 – при осевом движении фаз; 2 – при закрученном движении фаз

Из расчетов следует, что при закрученном движении фаз сепарация аэрозолей выше на 20-35%, чем при осевом.

Выполнены расчеты эффективности сепарации в аппарате с мелкой неупорядоченной насадкой. Исследована [127] зависимость эффективности от удельной поверхности насадки при различных скоростях газа (рис. 6.7).

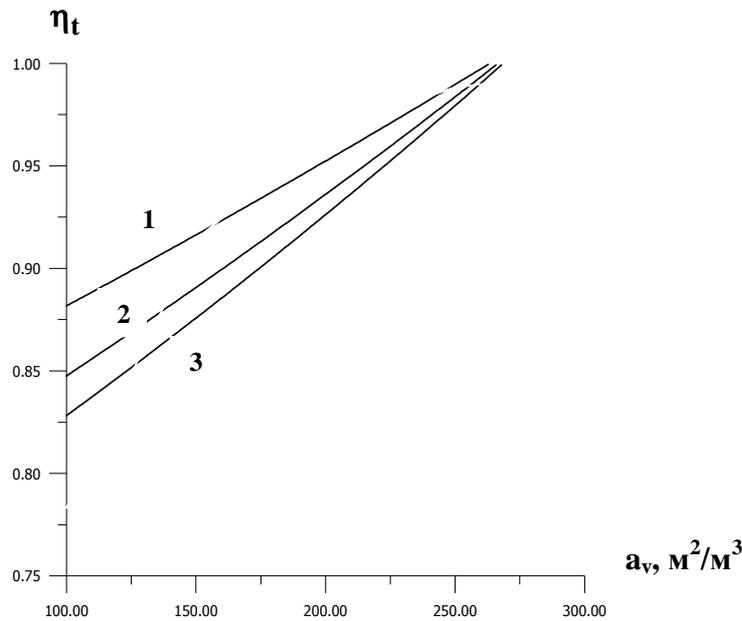


Рис. 6.7. Зависимость эффективности сепарации от удельной поверхности насадки: 1 – скорость газа 0,8 м/с;

2 – 1,2 м/с;

3 – 1,5 м/с

Высота слоя насадки 0,15 м.

Установлено, что аппарат с насадками обеспечивает более высокую эффективность сепарации аэрозольных частиц. Полученные результаты используются при проектировании промышленного аппарата (глава 8).

ГЛАВА 7

ЗАДАЧА ОЧИСТКИ ЭТИЛЕНА-ХЛАДОГЕНТА ОТ МАСЛЯНЫХ АЭРОЗОЛЬНЫХ ЧАСТИЦ*

В данной главе рассмотрена конкретная производственная задача повышения эффективности дефлегматора путем очистки этилена-хладоагента 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.

7.1. Описание технологического процесса и схемы

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 хладоагента 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.

Процесс получения этилена и пропилена путем термического разложения пропан-бутановой фракции и дальнейшего разделения пирогаза методом низкотемпературной ректификации включает следующие стадии:

1. Отделение пиролиза
 - Пиролиз пропан-бутановой фракции.
 - Очистка пирогаза от кокса и смолы.
2. Отделение газоразделения

*Задача поставлена руководством ОАО “Казаньоргсинтез”

-Компримирование пирогаза, выделение из пирогаза углеводородного и водяного конденсата.

-Щелочная очистка пирогаза.

-Осушка пирогаза и пропан-пропиленовой фракции.

-Выделение метановодородной фракции (С-107).

-Выделение этан-этиленовой фракции.

-Выделение пропан-пропиленовой фракции.

-Гидрирование этан-этиленовой и пропан-пропиленовой фракций.

-Выделение этилена из этан-этиленовой фракции.

-Лиметанизация этилена.

-Сбор и хранение продуктового этилена.

-Деэтанализация пропан-пропиленовой фракции.

-Разделение пропан-пропиленовой фракции.

-Этиленовый холодильный цикл.

-Пропиленовый холодильный цикл.

-Получение чистого водорода, метанирование и осушка водорода.

Вспомогательные стадии:

-Инжекция метанола в систему с целью разрушения гидратов.

-Система факельных сбросов.

-Система пара и конденсата.

-Инжекция промывного масла (керосина) в турбокомпрессор К-101.

-Система смазки турбокомпрессоров К-101, К-103/104, К-105.

-Система продува электродвигателей турбокомпрессоров К-101, К-103/104, К-105.

-Система циркуляции этиленгликоля.

7.2. Выделение метано-водородной фракции (колонна С-107)

Осушенный пирогаз из осушителей под давлением 37 кгс/см^2 (3,7 МПа) с температурой 16°C поступает в трубное пространство холодильника, где охлаждается потоком остаточного газа с верха колонны С-107 до 11°C . Из холодильника пирогаз поступает в трубное пространство пропиленового холодильника (изотерма минус 22°C), где охлаждается до минус 14°C , а затем проходит следующий холодильник, где охлаждается потоком этановой фракции с куба колонны С-109 до минус 22°C . Далее пирогаз последовательно охлаждается в пропиленовом холодильнике (изотерма минус 42°C) до минус 34°C , в этиленовом холодильнике (изотерма минус 71°C) до минус 57°C и в виде парожидкостной смеси подается на питающую тарелку (24) колонны С-107.

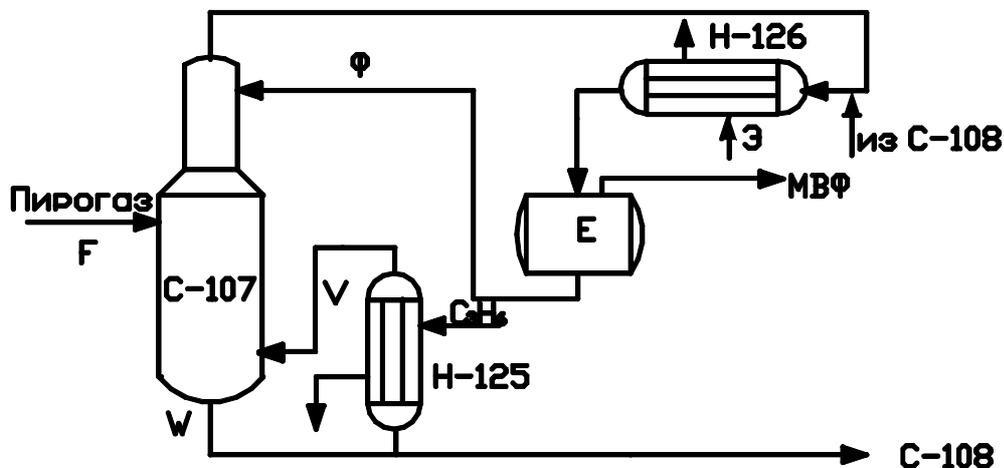


Рис. 7.1. Теплотехнологическая схема установки деметанизации

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.

Колонна С-107 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные параметры:

■ диаметр колонны	914/1524
■ количество тарелок	30
■ номер тарелки питания (считается с низа колонны)	22

В колонне установлены продольно-секционированные тарелки МИХМ с направленным вводом газа в жидкость:

<u>диаметр тарелки (с 25 по 30 тарелку)</u>	914 мм
■ число потоков	1
■ расстояние между тарелками	457 мм
■ высота сливной планки	51 мм
<u>диаметр тарелки (с 1 по 25 тарелку)</u>	1524 мм
■ число потоков	2
■ расстояние между тарелками	457 мм
■ высота сливной планки	51 мм

Режим работы колонны (по регламенту):

Давление $32 \div 37$ кгс/см²

Температура верха колонны $(-70) \div (-100)$ °С

куба колонны $(-10) \div (-30)$ °С

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/см² (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.

7.3. 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/см² (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/см² (0,36 МПа) проходят межтрубное пространство переохладителя жидкого этилена, где нагреваются до

температуры минус 51°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.

Режим работы компрессора К-105:

Давление всаса I ступени ($0,05-0,2$) $\text{кгс}/\text{см}^2$ ($0,005-0,02$) МПа

Давление всаса II ступени ($3,6-4$) $\text{кгс}/\text{см}^2$ ($0,36-0,4$) МПа

Давление нагнетания ($15-18$) $\text{кгс}/\text{см}^2$ ($1,5-1,8$) МПа

Температура на всасе I ступени минус ($40-45$) $^{\circ}\text{C}$

Температура на нагнетании I ступени ($60-70$) $^{\circ}\text{C}$

Температура на всасе II ступени минус 10°C

Температура нагнетания компрессора ($100-110$) $^{\circ}\text{C}$, не выше 120°C .

В сепараторах предусмотрено также охлаждение газа впрыскиванием жидкого этилена через распыливающие форсунки, находящиеся внутри сепараторов.

Пары этилена, выходящие со второй ступени компрессора с давлением не выше $18,0$ $\text{кгс}/\text{см}^2$ ($1,8$ МПа) и температурой 115°C , охлаждаются в водяном холодильнике до температуры 35°C и затем в теплообменниках продуктовым этиленом и этаном до температуры минус 10°C , затем поступают в холодильник, охлаждаемый пропиленом (изотерма минус 43°C), где пары этилена охлаждаются и конденсируются при температуре минус 34°C и давлении 16 $\text{кгс}/\text{см}^2$ ($1,6$ МПа). Сконденсированный этилен собирается в емкости, несконденсированные пары (метан и водород) через клапан регулятора давления в емкости сбрасываются на всас IV ступени турбокомпрессора К-101.

Жидкий хладагент из емкости переохлаждается до минус 50°C в теплообменниках парами этиленового хладагента, возвращающимися на I и II всас турбокомпрессора.

Переохлажденный хладагент дросселирует до 4 $\text{кгс}/\text{см}^2$ ($0,4$ МПа) и подается в межтрубное пространство пирогазового холодильника и в межтрубное пространство конденсатора, установленного на емкости этиленовой колонны, где он испаряется при температуре минус 71°C .

Межтрубное пространство холодильника является расходной емкостью этиленового хладагента для конденсата метановой колонны.

Этиленовый хладагент дросселируется до $0,4$ атм и испаряется в конденсаторе при температуре минус 98°C .

Для подпитки системы этиленового хладагента имеется линия подачи этилена с куба колонны С-111.

Для пуска компрессора К-105 после капитального ремонта цеха и длительного останова в случае отсутствия жидкого этилена в сборниках предусмотрена линия приема газообразного этилена из коллектора этилена предприятия для заполнения этиленового холодильного цикла.

Прием газообразного этилена из коллектора производится после пуска турбокомпрессора К-103/104 и набора уровня жидкого пропилена-хладоагента в межтрубном пространстве аппарата, а также подачи оборотной воды в холодильник.

7.4. Диагностика работы установки С-107

ОАО “Казаньоргсинтез” совместно с сотрудниками Казанского Государственного энергетического и технологического университетов, а также ИВЦ “Инжехим”, в течение ряда лет занимаются разработкой вариантов модернизации установок разделения на заводе “Этилен” и других производствах. При разработке технических решений рассматриваются как варианты минимальной реконструкции контактных устройств и технологических схем, так и замена устаревших насадок и тарелок на новые элементы. Выполнен большой объем работ по расчету процессов разделения смесей и повышения эффективности установок ЭП-60(2), Э-100 и Э-200 [12, 56, 58, 59, 79, 80, 82, 84].

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% масс [12,56]. В кубовом продукте С-107 содержание метана незначительно и не превышает 1%.

Расчеты показывают, что снижение температуры орошения С-107 с $(-82)^{\circ}\text{C}$ до $(-92)^{\circ}\text{C}$ (рис. 7.2) приводит к уменьшению содержания этилена с 6,88% масс до 3,1% масс.

Уменьшить температуру орошения возможно за счет повышения эффективности теплообмена в дефлегматоре Н-126.

Рассмотренные изменения технологического режима процесса разделения в действующей колонне С-107 не позволяют достичь значительного снижения потерь этилена с МВФ. Необходимо повысить эффективность теплообменника Н-126 за счет установки аппарата очистки от масляных аэрозолей в этиленовом холодильном цикле.

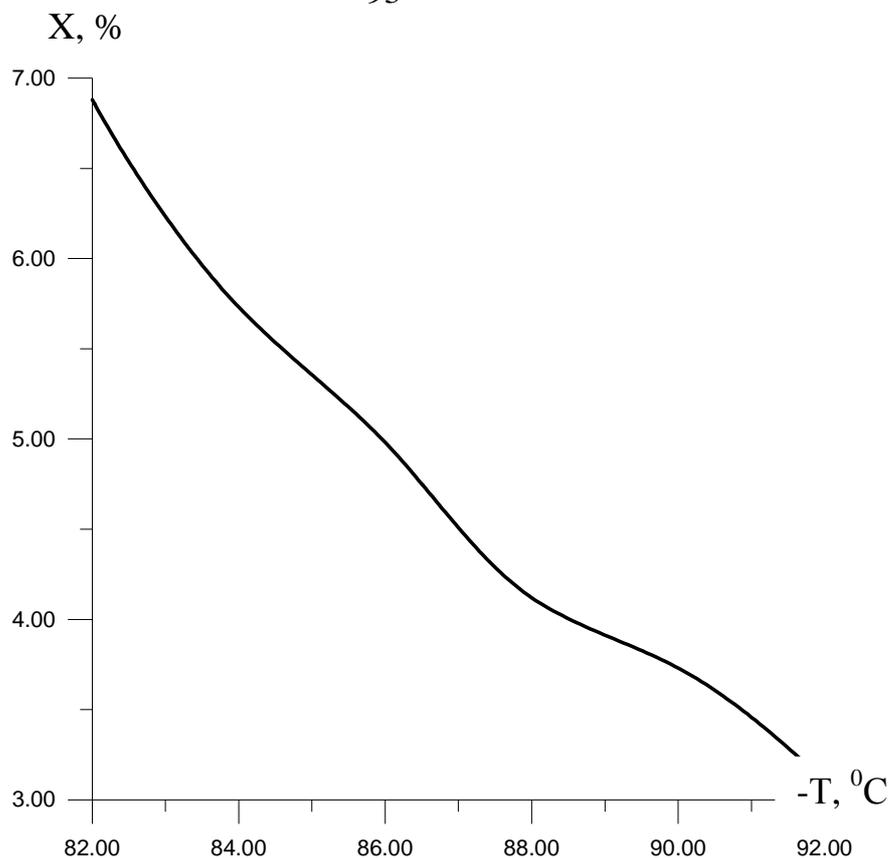


Рис. 7.2. Влияние температуры орошения в С-107 на содержание этилена в метановодородной фракции [56]

7.5. Анализ работы теплообменника Н-216

Этиленовый дефлегматор Н-126 представляет собой кожухотрубчатый U-образный теплообменник, имеющий следующие технические характеристики:

- корпус:
 - рабочее давление (0,3 ÷ 0,4) кгс/см²
 - расчетное давление 10,6 кгс/см²
 - рабочая температура минус 98⁰С
 - расчетная температура минус 101⁰С/плюс 66⁰С
- трубы:
 - рабочее давление 34,2 кгс/см²
 - расчетное давление 38,7 кгс/см²
 - рабочая температура минус 80⁰С/ минус 90⁰С
 - расчетная температура минус 101⁰С/плюс 66⁰С
- количество труб 308
- размеры труб:
 - диаметр 19,05×1,65 мм
 - объем труб 0,55 м³
 - объем межтрубного пространства 2,08 м³

- внутренний диаметр 895/578 м
- поверхность теплообмена 107,8 м²

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 (рис. 7.3).

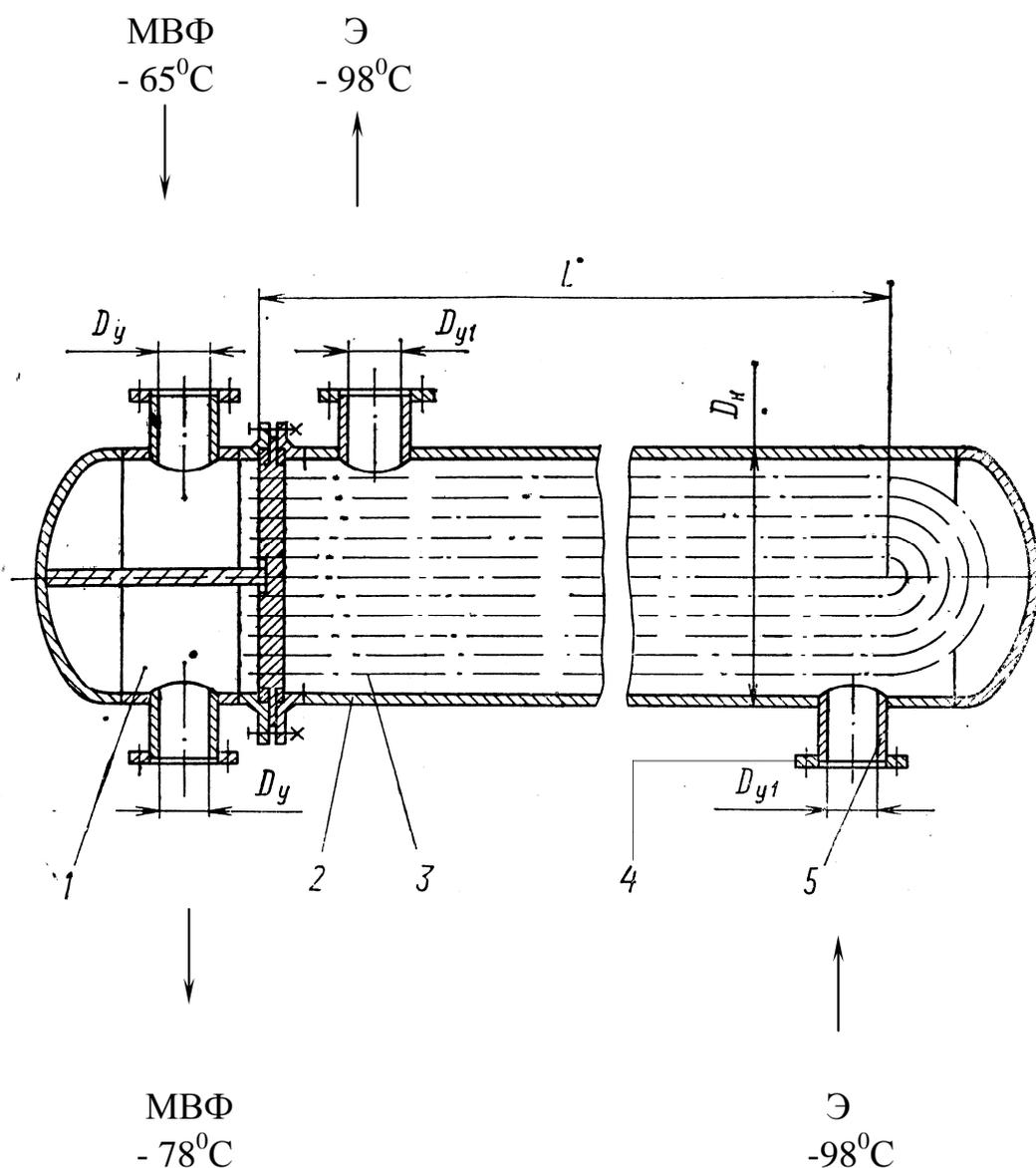


Рис. 7.3. Кожухотрубчатый теплообменник Н-126 с U-образными трубами
 1 – распределительная камера; 2 – кожух; 3 – теплообменная труба;
 4 – входные и выходные патрубки (4 шт.); 5 – штуцер.

Пары МВФ, поступающие с верха колонны С-107, подаются в верхнюю часть корпуса теплообменника. С температурой примерно минус 65⁰С они поступают через входной патрубок и попадают в трубное пространство.

Этилен-хладоагент поступает через нижний входной патрубок с температурой минус 98⁰С, двигаясь в межтрубном пространстве. В результате процесса теплообмена МВФ охлаждается, частично конденсируется и выводится через выходной патрубок с рабочей температурой минус 77-78⁰С.

Для анализа работы теплообменника Н-126 был выполнен расчет с целью определения коэффициента теплопередачи и энергетической эффективности дефлегматора. Для этого использовались следующие теплофизические характеристики.

Плотность пара

Плотность паровой смеси находится через расчет коэффициента сжимаемости по уравнению Редлиха-Квонга [137] с простейшими комбинационными правилами

$$\rho_{см} = \frac{M_{см}P}{z_{см}RT}, \quad (7.1)$$

$$z_{см}^3 - z_{см}^2 + (A_{см} - B_{см}^2 - B_{см})z_{см} - A_{см}B_{см} = 0, \quad (7.2)$$

где $M_{см} = \sum_{i=1}^2 M_i y_i$; $A_{см} = \sum_{i=1}^2 A_i y_i$; $B_{см} = \sum_{i=1}^2 B_i y_i$; $A_i = \frac{0,42748 Pr_i}{Tr_i^{2,5}}$;

$B_i = \frac{0,08664 Pr_i}{Tr_i}$; $Pr_i = \frac{P}{P_{кр_i}}$; $Tr_i = \frac{T}{T_{кр_i}}$; М – молярная масса, P_{кр} – критический параметр.

Решение уравнений Редлиха-Квонга проводится итеративным методом по схеме Ньютона.

Плотность жидкости

Плотность жидкой смеси рассчитывалась по модификации Ямада и Ганна для уравнения Редлиха-Квонга с учетом аддитивности мольных объемов в жидкости

$$\rho_{см} = \frac{1}{\sum_{i=1}^2 X_i \rho_i^{-1}}, \quad (7.3)$$

где $\rho_i = \frac{\bar{\rho}_i}{F_i \Phi_i}$; $F_i = 0,29056 - \omega_i 0,087$; $\Phi_i = \left(1 - \frac{T}{T_{кр_i}}\right)^{2/7} - \left(1 - \frac{\bar{T}_i}{T_{кр_i}}\right)^{2/7}$; T_{кр_i} –

критический параметр; $\bar{\rho}$ – плотность жидкости при опорной температуре T.

Коэффициент поверхностного натяжения

Расчет коэффициента поверхностного натяжения в смеси проводится по корреляции Брока и Берда в предположении аддитивности обратных коэффициентов [137].

$$\sigma_{см} = \left(\sum_{i=1}^2 \frac{X_i}{\sigma_i} \right)^{-1}, \quad (7.4)$$

где $\sigma_i = 10^{-3} P_{кр}^{2/3} T_{кр}^{1/3} Q_i \left(1 - \frac{T}{T_{кр_i}} \right)^{11/9}$; $Q = 0,1207 \left(1 + \frac{T_{кр_i} P_{кр_i}}{T_{кр_i} + 1} \right) - 0,281$.

Вязкость пара

Расчет вязкости паровой смеси проводился по аппроксимации Богомольного и Елшина для графиков Ватсона-Юэхара многочленом [138]

$$\eta_{см} = \eta_{см_кр} \sum_{i=1}^4 \sum_{j=0}^4 a_{ij} \left(\frac{P}{P_{см_кр}} \right)^i \left(\frac{T}{T_{см_кр}} \right)^j, \quad (7.5)$$

где $\eta_{см_кр} = \sum_{i=1}^2 y_i \eta_{кр_i}$; $P_{см_кр} = \sum_{i=1}^2 y_i P_{кр_i}$; $T_{см_кр} = \sum_{i=1}^2 i T_{кр_i}$; a_{ij} – табличные коэффициенты [110]; $\eta_{кр}$ – вязкость в критической точке [138].

Вязкость жидкости

Расчет вязкости жидкой смеси проводился по корреляции [137]

$$\ln \eta_{см} = \sum_{i=1}^2 X_i \ln \eta_i, \quad (7.6)$$

где вязкость чистой жидкости рассчитывалась по формуле Лецу-Стилла [137]

$$\eta_i = \frac{1}{\zeta_i} \left[0,015174 - 0,02135 \frac{T}{T_{кр_i}} + 0,0075 \left(\frac{T}{T_{кр_i}} \right)^2 + \omega_i \left(0,042552 - 0,07674 \frac{T}{T_{кр_ш}} + 0,34 \left(\frac{T}{T_{кр_i}} \right)^2 \right) \right], \quad (7.7)$$

где $\zeta = \frac{T_{кр_i}^{1/6}}{M_i^{1/2} P_{кр_i}^{2/3}}$.

Энтальпия пара и жидкости

Расчет энтальпии смесей проводился для насыщенных состояний с учетом отклонения энтальпии от идеального-газовой с помощью уравнений Йена-Александера [137]:

$$H_{см} = \sum_{i=1}^m y_i H_i^0(T) - \Delta H_{см.пар.}(P), \quad (7.8)$$

$$h_{см} = \sum_{i=1}^m X_i H_i^0(T) - \Delta h_{см.жид.}(P). \quad (7.9)$$

Так как для компонентов смеси $0,26 \leq z_{кр} \leq 0,29$, то при расчетах $\Delta H_{см.пар.}$ и $\Delta h_{см.жид.}$ проводилась линейная аппроксимация промежуточных значений $z_{кр см}$, используя опорные значения $\Delta h_{см.жид.}$, $\Delta H_{см.пар.}$ для $z_{кр}=0,25$; $z_{кр}=0,27$; $z_{кр}=0,29$ согласно уравнениям Йена-Александера. Расчет псевдокритических параметров смеси $T_{кр см}$, $z_{кр см}$, $V_{кр см}$ и $M_{кр см}$ проводился путем суммирования локальных составляющих [139], а $P_{кр см}$ по правилу Праусница и Ганна [137]:

$$P_{кр см} = \frac{Rz_{кр см} T_{кр см}}{V_{кр см}}, \quad (7.10)$$

где $V_{кр см}$, $z_{кр}$ – критические параметры.

Расчет значений идеальной-газовой энтальпии проводился по аппроксимации работы [137]:

$$H_i^0(T) = A \frac{T}{100} + B_i \left(\frac{T}{100} \right)^2 + C_i \left(\frac{T}{100} \right)^3 + D_i \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (7.11)$$

где A , B_i , C_i и D_i – константы.

Теплота парообразования смеси

Теплота парообразования индивидуальных веществ находится по корреляции Питцера расширенной в область низких температур Керрутом и Кобояши [137]:

$$\Delta H_{v_i} = RT_{кр} \left[7,08(I - T_r)^{0,354} + 10,95w_i(I - T_r)^{0,456} \right], \text{ кал/моль}, \quad (7.12)$$

где R – универсальная газовая постоянная, $T_r = \frac{T}{T_{кр}}$ – приведенная к критической температура.

Теплота парообразования смеси определяется по правилу аддитивности:

$$\Delta H_{v см} = \sum_{i=1}^m \Delta H_{v_i} X_i, \quad (7.13)$$

где X_i – мольный состав i -го компонента в смеси.

Коэффициент теплопроводности жидкой смеси

Теплопроводность для смеси жидкости находится по корреляции, предложенной в [137]:

$$\lambda_{см}^{-2} = \sum_{i=1}^m X_i \lambda_i^{-2}, \quad (7.14)$$

где X_i – массовая доля i -го компонента в смеси.

Теплопроводность чистого i -го компонента находится по уравнению

$$\lambda_i = \frac{2,64 \cdot 10^{-3}}{M_i^{2/3}} \frac{3 + 20(I - T_r)^{2/3}}{3 + 20(I - T_{rb_i})^{2/3}}, \quad (7.15)$$

где $T_{rb_i} = \frac{T_{к_i}}{T_{кр_i}}$ – приведенная температура кипения, $T_{к_i}$ – температура кипения при нормальном давлении.

Состав пара и жидкости на линии насыщения

Наиболее распространенная методика расчета состава паровой и жидкой фазы на линии насыщения базируется на теории соответственных состояний [137]. Согласно этой методике мольные доли в паре y_i и мольные доли в жидкости X_i связаны соотношением

$$y_i = X_i \frac{P_i(T)}{P} \gamma_i(X, T), \quad (7.16)$$

где $P_i(T)$ – давление смеси паров; $\gamma_i(X, T)$ – коэффициенты активности.

Для умеренных давлений достаточно сходных составных веществ смеси можно с большей точностью использовать более простое соотношение (закон Рауля)

$$y_i = X_i \frac{P_i(T)}{P}. \quad (7.17)$$

В данной работе для смеси был использован закон Рауля, в котором давление чистых насыщенных паров рассчитывалось по уравнению Антуана [137]

$$\lg P_i(\text{ат}) = A_i - \frac{B_i}{C_i + t^{\circ}\text{C}}. \quad (7.18)$$

С помощью уравнения Рауля и Антуана решалось два типа задач:

1. нахождение температуры кипения и состава пара по давлению и составу жидкости;
2. нахождение температуры конденсации и состава жидкости по давлению и составу пара.

Для расчета теплообменника Н-126 использовались уравнения теплового баланса:

$$Q = G_3 r, \quad (7.19)$$

$$Q = G_{\text{МВФ}} (H_1 - H_2), \quad (7.20)$$

и основное уравнение теплопередачи:

$$Q = kF\Delta t_{\text{cp}}, \quad (7.21)$$

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:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}} = \frac{33 - 20}{\ln \frac{33}{20}} = 26^0, \quad (7.22)$$

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 (7.21) получено значение коэффициента теплопередачи:

$$k = \frac{Q}{F \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{448181}{107,8 \cdot 26} = 185,93 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}. \quad (7.23)$$

Энергетическая эффективность теплообменника:

$$E_0 = \frac{Q}{\Delta P V} = \frac{448181 \cdot 1,163}{27468 \frac{4087/3600}{560}} = 9369, \quad (7.24)$$

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.

ГЛАВА 8

РАЗРАБОТКА КОНСТРУКЦИИ ТУМАНОУЛОВИТЕЛЯ*

8.1. Выбор конструкции сепаратора

Согласно данным [16, 21, 22, 31] масляный туман имеет размеры аэрозольных частиц 0,02-1 мкм. Малые размеры и масса таких частиц значительно ограничивают применение традиционных методов разделения – гравитационных, инерционных и электростатических.

Разделение двухфазных систем может осуществляться одним из трех основных способов или их сочетанием [8, 9, 19, 21]:

-увеличением относительной скорости движения фаз в консервативных полях: центрифугирование, осаждение в циклонах и прямоточных центробежных сепараторах;

-снижение скорости движения дисперсной фазы до нуля при сохранении скорости сплошной фазы – фильтрация;

-сепарация при соударении частиц, орошении или абсорбции, при этом скорость частиц дисперсной фазы приводит к укрупнению частиц (коалиценции). Последующее выделение крупных частиц менее сложно.

Следует отметить, что аппараты, использующие только один из механизмов сепарации, применяются в основном для улавливания сравнительно крупных частиц.

Для сепарации мелкодисперсной фазы обычно используются электростатические, тканевые, волокнистые и бумажные фильтры, а так же скоростные промыватели (скрубберы) Вентури.

Электрофильтры достаточно эффективны и надежны. Однако для обеспечения улавливания частиц размером менее 1 мкм (масляный туман), в электрофильтрах необходимо поддерживать низкую скорость потока и тщательно подготавливать очищаемые газы: увлажнять, охлаждать, проводить грубую очистку. Отсюда следует, что использовать электрофильтры для очистки этилена-хладогента при производительности 10-15 т/час не представляется возможным.

Аппараты фильтрационного действия при определенных условиях могут обеспечить высокую степень улавливания довольно мелких частиц. Однако такие аппараты рассчитаны на небольшую скорость фильтрации и

*В работе принимали участие сотрудники ИВЦ “Инжехим”

низкую концентрацию дисперсной фазы, их эксплуатация требует периодической регенерации фильтрующего материала. Эти обстоятельства не дают возможность использовать аппараты фильтрационного действия для очистки этилена-хладогента от масляных аэрозолей.

Скоростные промыватели (скрубберы) Вентури имеют достаточную производительность, сравнительно небольшую стоимость и габариты. Согласно данным [21, 23, 139] они обеспечивают очистку газов от частиц с размерами от 100 до 0,1 мкм. Следовательно, масляный аэрозоль менее 0,1 мкм не будет уловлен. Кроме этого скрубберы Вентури имеют повышенное гидравлическое сопротивление.

Отсюда следует вывод, что решение производственной задачи по очистке этилена-хладогента от масляных аэрозолей на установке газоразделения ЭП-60(2) требует новых конструктивных исполнений туманоуловителя.

Согласно производственным требованиям сепаратор масляных частиц из этилена-хладогента на установке ЭП-60(2) должен иметь следующие характеристики:

- степень очистки не менее 98-99%;
- гидравлическое сопротивление не более 10000 Па;
- рабочее давление 17 кгс/см²;
- режим работы – самоочищающийся, непрерывный;
- аппарат устанавливается на открытой площадке.

Опыт работы авторов в промышленности и анализ литературных источников показывает, что для данных условий в качестве контактных устройств аппарата более всего подойдут сепарирующие насадки различных конструкций.

Для проектируемого аппарата разработаны новые конструкции неупорядоченной и регулярной насадок. Получено свидетельство на полезную модель.

8.2. Описание конструкции сепаратора

Ввиду отсутствия экспериментальных данных по фракционному составу масляного аэрозоля оценка размеров капель была сделана на основе литературных данных.

Так, по данным источников [19, 21, 46] мельчайшие частицы масляной фазы, образующиеся как за счет разрыва масляной пленки на поверхности подвижных деталей компрессоров, так и в результате испарения и последующей конденсации паров имеют размеры в диапазоне от 0,001 мкм до нескольких микрон.

Эти сведения подтверждаются исследованиями и других авторов [10], а также опытом эксплуатации линий этиленпроводов завода “Этилен”.

Наличие в очищаемом этилене-хладоагенте масляных частиц малого размера и довольно высокая концентрация масляной фазы определяют принцип работы и конструкцию аппарата.

Для выбора числа зон и контактных устройств в зонах были проведены многочисленные расчеты эффективности сепарации по математической модели (глава 2). Причем, в качестве экспериментальной информации о контактных устройствах (насадок, сеток и т.д.) использовались лишь данные по гидравлическому сопротивлению.

Режимные характеристики работы сепаратора:

- расход этилена-хладоагента – 16,7 т/час.;
- температура 110⁰С;
- давление 17 кгс/см².

Физические свойства этилена-хладоагента:

- плотность 15,7 кг/м³;
- коэффициент динамической вязкости $6,35 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

Разработаны конструктивные исполнения новых нерегулярной и регулярной насадок (рис. 8.1, 8.2). Насадки изготавливаются из тонкой металлической ленты с элементами шероховатости поверхности.



Рис. 8.1. Насадка
«Инжехим-2002» [140, 141]



Рис. 8.2. Рулонная регулярная
насадка ИРМ (Инжехим)

В результате расчетов разработана следующая конструкция промышленного аппарата (рис. 8.3) [13, 142, 143].

Аппарат, представляющий собой цилиндрическую обечайку внутренним диаметром 600 мм с коническим дном и эллиптической крышкой, содержит три зоны или ступени очистки. Очищаемый этилен подается в аппарат через верхний штуцер и поступает в первую зону очистки.

Первая зона расположена в верхней части внутренней обечайки внутренним диаметром $5,66 \cdot 10^{-3}$ м и включает в себя слой мелкой неупорядоченной насадки, выполненной из тонкой металлической ленты, толщиной 0,4 мм.

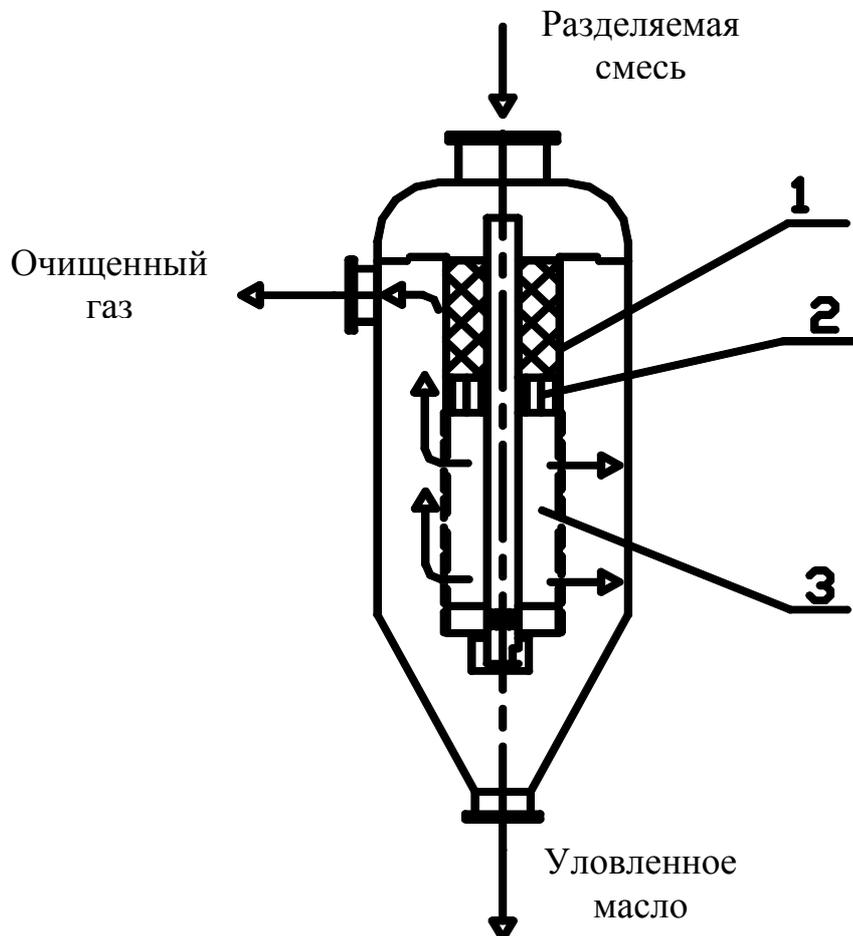


Рис. 8.3. Схема аппарата для очистки теплоносителя от масляного тумана

- 1 – слой мелкой неупорядоченной насадки из тонкой металлической ленты;
 2 – многослойная рулонная насадка из перфорированной металлической ленты;
 3 – многослойный фильтр из чередующихся слоев металлической сетки

Высота слоя составляет 300 мм. Гидравлическое сопротивление составляет около 2500 Па при скорости газового потока во внутренней обечайке 3,7 м/с и плотности газа $15,7 \text{ кг/м}^3$. Свободный объем насадки составляет около 85% при удельной поверхности около $600 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Как показывают расчеты, эффективность сепарации при этом составляет 85,6%.

Основное назначение первой зоны – выделение крупных капель масла 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 уложенной во внутреннюю обечайку ниже первой зоны многослойной рулонной насадки из тонкой перфорированной металлической ленты.

Толщина ленты составляет 0,4 мм, ширина 50 мм. При перфорации ленты на ее поверхности образуются выступы, высотой до 1 мм, которые в рулоне играют роль дистанционных элементов и обеспечивают зазор между витками.

Шаг выступов, поперечном, так и в продольном направлении составляет 3 мм. При смотке перфорированной ленты в рулон образуется пакет регулярной насадки со свободным объемом около 80%.

Для определения оптимального значения скорости газовой фазы $V_{оп}$ воспользуемся выражением [8]

$$V_{оп} = K_c \left(\frac{\rho_{ж} - \rho_{г}}{\rho_{г}} \right)^{-0,5}, \quad (8.1)$$

где $\rho_{ж}$, $\rho_{г}$ – плотности жидкой и газовой фаз, соответственно равные 900 и 22 кг/м³; K_c – коэффициент, принимаемый для рулонной насадки равным 0,1.

Тогда оптимальное значение скорости в рулонной насадке, рассчитанное по выражению (8.1), составляет около 3,7 м/с.

Гидравлическое сопротивление такого блока регулярной насадки высотой 0,25 м составляет около 3400 Па при скорости газового потока во входной трубе 3,7 м/с и плотности газа 15,7 кг/м³. Расчеты показывают, что эффективность сепарации второй зоны очистки равна 98,5%.

На верхнюю поверхность слоя рулонной насадки стекает масляная фаза, выделенная первой ступенью очистки. Нисходящий поток этилена проходит между витками рулонной насадки и контактирует со стекающей по ней масляной пленкой в режиме прямотока. Благодаря малому зазору между витками насадки (менее 1 мм) и высокой скорости газовой фазы мельчайшие капли масла за счет турбулентных пульсаций выносятся на поверхность масляной пленки и улавливаются ей. При этом перфорация на поверхности металлических лент способствует удержанию пленки и турбулизации потока этилена.

Пройдя через насадочные зоны внутренней обечайки газовый 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 укрупненные на первой ступени капли масла.

В газовом потоке, поступающем на четвертую – фильтрационную зону очистки, остаточное содержание масла составляет менее 10% масляная фаза

образована самыми мелкими частицами, 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 ткани различной порозности. Внутренний диаметр фильтра составляет 0,072 м, длина образующей – 0,05 м. Самый внутренний и наружный слои предназначены для фиксации сетчатого фильтра, придания ему необходимой прочности и геометрической формы и изготовлены из крупной сетки № 1 со следующими характеристиками: номинальный диаметр основы и утка – 1мм, расчетный размер ячейки в свету 9×9мм. Непосредственно фильтрующая зона состоит из 10 чередующихся слоев сетки двух видов – мелкоячеистой сетки №28, имеющей характеристики: номинальный диаметр основы и утка – 0,12 мм, расчетный размер ячейки в свету 0,237×0,237мм, и более крупноячеистой № 12,5 с характеристиками – номинальный диаметр основы и утка – 0,25 мм, расчетный размер ячейки в свету 0,55×0,55мм. Материал нитей всех сеток – коррозионностойкая сталь 12Х18Н10Т. Суммарное гидравлическое сопротивление фильтрующего сетчатого слоя составляет менее 500 Па при скорости фильтрации газового потока 0,6 м/с и плотности газа 15,7 кг/м³. Эффективность сепарации в этой зоне составляет 89,09%.

Подобная конструкция облегчает дренаж уловленного масла из фильтровального слоя.

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. Очищенная газовая фаза покидает аппарат через боковой штуцер.

Конструктивные и режимные характеристики всех элементов аппаратов выбраны на основе проведенных гидродинамических расчетов.

Расчеты по уравнению аддитивности показывают, что суммарная степень очистки газовой фазы от масляной фазы составляет выше 99%.

Благодаря выделению большей части масляной фазы в первых двух зонах очистки и отсутствию твердой фазы в потоке этилена, фильтровальные слои аппарата не требуют регенерации и весь аппарат работает в режиме самоочищения.

Для проектирования обечайки аппарата были выполнены необходимые технологические и прочностные расчеты.

8.3. Технические характеристики маслоуловителя

Масса маслоуловителя с внутренними устройствами – 1100 кг.
Гидравлическое сопротивление в процессе эксплуатации – не более 6,5 кПа.

Принцип работы маслоуловителя непрерывный, в режиме самоочищения.

Период службы без регенерации – не менее 5 лет.

В результате выполненных расчетов разработана конструкторская документация на изготовление маслоуловителя с контактными устройствами. Изготовлен корпус аппарата и проведен монтаж контактных устройств.

В июне 2001 года аппарат завезен на завод “Этилен” и декабре запущен в эксплуатацию.

Аналогичный аппарат установлен на линии товарного этилена установки Э-100.

8.4. Анализ работы теплообменника Н-126 после внедрения маслоуловителя

После внедрения маслоуловителя на установке газоразделения ЭП-60 на заводе “Этилен” наблюдалось значительное улучшение работы теплообменника. Температура МВФ на выходе из аппарата снизилась на 10⁰С и стала равной минус 90⁰С. За период 2001-2002 г.г. был сделан повторный расчет тех же параметров и проведен сравнительный анализ [143].

$$\begin{array}{c} -98^0\text{C} \xrightarrow{\text{этилен-хладоагент}} -98^0\text{C} \\ -90^0\text{C} \xleftarrow{\text{МВФ}} -75^0\text{C} \end{array}$$

Для расчета теплообменника использовались уравнения (3.19)-(3.24).

Тогда коэффициента теплопередачи k равен:

$$k = \frac{Q}{F\Delta t_{cp}} = \frac{613938}{107,8 \cdot 14} = 473,02 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2\text{К}}$$

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, полученными в главе 3, можно проследить, 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 на поверхности теплообмена.

Определим толщину масляных отложений. Для этого коэффициент теплопередачи k из основного уравнения теплопередачи представим как функцию коэффициентов теплоотдачи α_1 α_2 по обеим сторонам от разделяющей стенки, а термических сопротивлений стенки $\delta_{ст}/\lambda_{ст}$ и загрязнений δ_3/λ_3 :

$$\frac{1}{k_1} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_3}{\lambda_3}, \quad (8.2)$$

$$\frac{1}{k_2} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}}, \quad (8.3)$$

где k_1 – значение коэффициента теплопередачи в теплообменнике Н-126 до установки маслоуловителя, а k_2 – после установки и удаления масляной пленки.

Учитывая, что расходы теплоносителей остались неизменными, можно предположить, что $k_1 < k_2$ за счет термического сопротивления δ_3/λ_3 .

Подставим полученные значения в формулу (4.4) и определим значение δ_3 :

$$\delta_3 = \left(\frac{1}{k_1} - \frac{1}{k_2} \right) \lambda_3 = \left(\frac{1}{185,93} - \frac{1}{473,02} \right) 0,140 = 0,00105 \text{ м} \quad (8.4)$$

Объем загрязнений определим по формуле

$$V_3 = \delta_3 F = 0,00105 \cdot 107,8 = 0,1131 \text{ м}^3. \quad (8.5)$$

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 после очистки теплообменной поверхности (вычисленный по методу Кирпичева М.В. В результате повышения эффективности проведения процесса снизились потери этилена с МВФ на 300 т/год (см. таблицу).

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. Характеристики работы теплообменника-дефлегматора

	До установки маслоуловителя	После установки маслоуловителя	
Температура МВФ ($t_{\text{МВФ}}$)	Вход: минус 65 ⁰ С Выход: минус 78 ⁰ С	Вход: минус 75 ⁰ С Выход: минус 90 ⁰ С	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 (ΔP), кгс/см ²	0.28	0.2	понижился на 40%
Потери этилена с МВФ, т/год	974	670	снизились на 30%
Потери этилена, т	270	во время очистки теплообменников потери исключены	
Экономический эффект более 5 млн. рублей в год			

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.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Мягков Б.И. Волокнистые туманоуловители. Обзорн. информ. Сер. Пром. и сан. Очистка газов. – М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1973.
2. 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.
3. 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.
4. Мягков Б.И. Волокнистые и сетчатые брызготуманоуловители. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1983.
5. 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.
6. Янковский С.С. Промышленное применение волокнистых и сетчатых фильтров. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1988.
7. Мягков Б.И., Савенков Н.В. Инерционные волокнистые и сетчатые туманобрызгоуловители. (НИИОгаз) обзор М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1991.
8. Зиганшин М.Г., Колесник А.А., Посохин В.Н. Проектирование аппаратов пылегазоочистки. М.: “Экопресс – 3М”, 1998.
9. Сугак Е.В., Войнов Н.А., Николаев Н.А. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами. – Казань; РИЦ “Школа”, 1999.
10. Галкин В.А. Уравнение Смолуховского. – М.: Физматлит, 2001.
11. Абалонин Б.Е., Кузнецова И.М., Харлампиди Х.Э., Основы химических производств. Учебное пособие, под редакцией Б.Е. Абалонина М., Химия, 2001.
12. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Данилов В.А. Моделирование и реконструкция деметанизатора в производстве этилена // Тез. докл. Междун. научн. конф. “Математические методы в технике и технологиях”. (ММТТ-14). Т. 6. Смоленск, 2001.
13. Миндубаев Р.Ф., Фарахов М.И., Лаптев А.Г. Аппарат для очистки газовых потоков от аэрозолей (туманов) // Межвузовский тематический сборник научных трудов “Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии”. Казань, КГТУ, 2001. – 173-177 с.
14. Байгузин Р.А. Центробежное полидисперсных систем, КХТИ.
15. Гордон Г.М., Пейсахов И.А. Пылеулавливание и очистка газов, 2 изд., 1968.
16. Грин Х., Лейн В. Аэрозоли – пыли, дымы и туманы. Перевод с англ., под ред. Н. А. Фукса. 1968.
17. Доклады конгресса Новое в экологии и БЖД, С-П., Т2, 2000.
18. Фукс Н.А., Сутугин В.Н. Высокодисперсные аэрозоли, М., 1969.

19. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Подготовка промышленных газов к очистке, М., Химия, 1975.
20. Журнал Наука производству, вып.12, 2001.
21. Ужов В.Н. и др. Очистка промышленных газов от пыли. – М.: Химия, 1981.
22. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. – М.: Энергия, 1980.
23. 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.
24. 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.
25. 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.
26. 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.
27. 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.
28. Кафанов В.И. Осаждение частиц на стенках канала. – *Изв. вузов. Машиностроение*, 1979, №5, с. 73-78.
29. Sehmel G.A. Particle deposition from turbulent air flow. – *J. Geophys. Res.*, 1970, v.75, №9, p.1766-1781.
30. Y.H. Lui B., Pori T.A. Aerosol deposition in turbulent pipe flow. – *Environm. Sci. Technol.*, 1974, v.8, №1, p. 351-356.
31. 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.
32. 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.
33. Kneen T, Straus W. Deposition of dust from turbulent gas streams. – *Atmos. Environm.*, 1969, v.3, №1, p. 55-67.
34. Montgomery T.L., Corn M. Aerosol deposition in a pipe with turbulent air flow. – *J. Aerosol Sci.*, 1970, v.1, №3, p. 185-213.
35. 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.
36. Chiesa G. et al. Particulate separation from gas streams by means of a liquid film in annular two-phase climbing flow. *Chem. Eng. Sci.*, 1974, v. 29, №10, p. 1139-1146.
37. Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. – М.: Физматгиз, 1959.
38. Фукс Н.А. Механика аэрозолей. – М.: Изд-во АН СССР, 1955.
39. Фукс Н.А. Успех механики аэрозолей. – М.: Изд-во АН СССР, 1961.

40. Заостровский Ф.П., Шабалин К.Н. Скорость улавливания пыли в скрубберах. – Хим. пром-сть, 1951, №5, с. 148-149.
41. Заостровский Ф.П. Скорость улавливания крупнодисперсной пыли в скрубберах. - Хим. пром-сть, 1953, №8, с. 299-300.
42. Страус В. Промышленная очистка газов. – М.: Химия, 1981.
43. Forney L.J., Spilman L.A. Deposition of coarse aerosols from turbulent flow. – J. Aerosol Sci., 1974, v.5, №3, p. 257-271.
44. Пирумов А.И. Обеспыливание воздуха. – М.: Стройиздат, 1981.
45. Хьюитт Дж., Холл-Тейлор Н. Кольцевые двухфазные течения. – М.: Энергия, 1974.
46. Ужов В.Н. и др. Очистка промышленных газов электрофильтрами. – М.: Химия, 1967.
47. Дейч М.Е., Филиппов Г.А. Газодинамика двухфазных сред. – М.: Энергия, 1968.
48. Медников Е.П. Эффективность улавливания взвешенных частиц в трубчатых и пластинчатых насадках. – Пром. и сан. очистка газов, 1979, №2, с. 15-16.
49. Галустов В.С. Прямоточные распылительные аппараты в теплоэнергетике. – М.: Энергоатомиздат, 1989.
50. Мурашкевич И.Ф. Эффективность пылеулавливания в турбулентном промывателе. Инж.-физический журнал, 1959, т.2, №11, с. 48-55.
51. Старк С.Б. Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве. – М.: Металлургия, 1990.
52. Сугак Е.В. Моделирование и интенсификация процессов очистки промышленных газовых выбросов в турбулентных газодисперсных потоках. Дисс. докт. техн. наук. – Красноярск: Сиб. ГТУ, 1999.
53. Петрянов – Соколов И.В., Сутугин А.Г. Аэрозоли, 1989.
54. Ужов В.Н. Санитарная охрана атмосферного воздуха. Очистка выбросных промышленных газов от вредных парообразных и газообразных примесей. М.: Химия, 1962.
55. Сахарнов А.В., Зега И.П. Очистка сточных вод и газов лакокрасочной промышленности. М.: Химия, 1979.
56. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке, “Печатный двор”, 2002.
57. Лаптев А.Г., Шигапов И.М., Данилов В.А. Устройство и расчет насадочных декарбонизаторов в водоподготовке. Учеб. Пособие. – Казань: КГЭУ, 2002.
58. Данилов В.А., Лаптев А.Г., Шигапов И.М., Кудряшов В.Н. и др. Реконструкция колонн щелочной очистки пирогаза на заводе “Этилен”//Межвуз. темат. сб. науч. тр. “Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии”. – Казань, 2000. – С. 58-62.
59. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Данилов В.А., Шигапов И.М. и др. Повышение узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена//Хим. пром-ть.-2001.-№10. – С. 24-33.
60. Лаптев А.Г., Ясавеев А.Г., 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, 1999. – С. 115-118.
61. Ясавеев Х.Н. Реконструкция дебутанизатора и изопентановой колонн на ГФУ//Автореф.канд.техн.наук.-Казань,1998.
 62. Дьяконов Г.С., Лаптев А.Г., Данилов В.А. и др. Определение ВЭТТ для насадочных колонн при ректификации газового конденсата//Газовая промышленность.-1998.-№10. – С. 20-22.
 63. Ишмурзин А.В. Повышение эффективности и снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья. Автореф. дис. канд. техн. наук. КГЭУ, Казань, 2002.
 64. Разработка новой нерегулярной насадки и ее гидродинамические исследования/Дьяконов Г.С., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. и др.//”Массообменные процессы и аппараты хим. технол.” Межвуз. темат. сб. науч. тр. КГТУ, Казань,2000. – С. 239-248.
 65. Мальковский П.А., Ишмурзин А.В., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. Использование насадочных элементов для реконструкции колонны К-4 УМТ//”Тепломассообменные процессы и аппараты хим. технол.” Межвуз. темат. сб. науч. тр. КГТУ, Казань, 2001. – С. 117.
 66. А.с. СССР №1599081. И.А. Мнушкин, К.Ф. Богатых, С.С. Мингараев, Р.Ф. Гилязиев.
 67. А.с. СССР №1674950 Ю.П. Квурт, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько, В.Н. Бабак.
 68. А.с. СССР №1431817. Л.А. Бахтин, Н.А. Федянин, В.М. Ульянов, Р.В. Козлов, Н.В. Желтухин, В.Н. Балашов.
 69. А.с. СССР №1554960 А.С. Марценюк.
 70. А.с. СССР №1560305.
 71. А.с. РФ №2077379 А.Ф. Пелевин, Е.Н. Пантелеймонов, В.М. Дубовцев.
 72. А.с. СССР №1816499 Д.С. Сабырханов, Н.А. Избасаров, О.С. Балабеков.
 73. А.с. СССР № 1650222. А.М. Каган, А.С. Пушнов, Пальмов, С.В. Маренов, В.М. Куксо, Т.В. Панчева.
 74. А.с. СССР №1699594. Н.А. Артамонов, З.И. Квасенкова, О.И. Квасенков.
 75. А.с. СССР № 1627229. В.Г. Гвоздарев, З.В. Кашникова, Л.В. Самойлик, Б.С. Голубев.
 76. А.с. СССР № 1606162. Л.А. Бахтин, Н.А. Кудрявцев, В.М. Косырев, А.А. Сидягин.
 77. А.с. СССР №1701363. Е.Т. Агафонов, С.М. Русалин, А.А. Корольков.
 78. А.с. РФ № 2081696. Сельский Б.Е., Ахметзянов Н.М., Никольская М.П., Любина Г.П., Лихтер Е.А., Смотрич С.А.
 79. Габутдинов М.С., Дьяконов Г.С., Залегдинов Л.С. и др. Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн // Патент РФ №96102736/20 от 20.02.96 г.
 80. Баглай В.Ф., Габутдинов М.С. и др. Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн // А.с. РФ №6727 от 26.06.97 г.

81. Фарахов М.И., Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А. и др. Насадка для тепло-массообменных процессов // Св-во РФ на полезную модель: положительное решение от 25.11.98 г., рег. №98119407/20.
82. Фарахов М.И., Кудряшов В.Н., Черевин В.Ф. и др. Насадка для массообменных колонн // Свидетельство на полезную модель. А.с. РФ №2000101491/20 (001405) от 22.06.2000.
83. Лаптев А.Г., Ясавеев Х.Н., Фарахов М.И., Шигапов И.М., Данилов В.А. 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.
84. 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.
85. Елизаров В.И., Лаптев А.Г., Зайкова О.В. Теоретические методы моделирования и расчет тепло – и массоотдачи в аппаратах химической технологии. Методические указания. Казань: КГТУ, 1994.
86. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. – Казань: Изд-во КГУ, 1993.
87. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа, М., Наука, 1987 г.
88. Бакаров В.А. О возникновении и развитии турбулентности в равномерном потоке. – Тр. Казан. инж.–строит. института, 1968, вып. 7. – С. 15-35.
89. Бай Ши–и Турбулентное течение жидкостей и газов. – М.: Изд-во иностр. лит., 1962.
90. Брэдшоу П. Введение в турбулентность и ее измерение. – М.: Мир, 1974.
91. Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М. Механика сплошных сред. – М.: Гостехиздат, 1954.
92. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. – М.: Наука, 1981.
93. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Изд-во "Химия", 1976.
94. Кулов Н.Н. Гидродинамика и массообмен в нисходящих двухфазных пленочно – дисперсных потоках: Дис. докт. техн.наук. – М.: ИОНХ АН СССР, 1984.
95. Лаптев А.Г., Елизаров В.И., Дьяконов С.Г. Теоретические методы моделирования массо – и теплоотдачи в пленочных аппаратах, (монография). Казань: КХТИ, 1991. 121с. – Деп. в ОНИИТЭХим, г. Черкассы, №485 – хп – 91.
96. Николаев Н.А. Исследование и расчет ректификационных и абсорбционных аппаратов вихревого типа: Дис. докт. техн. наук. Казань: КХТИ, 1972.
97. Коновалов Н.М., Харин В.Ф., Николаев Н.А. Расчет гидравлического сопротивления в условиях прямого восходящего движения газа и пленки жидкости. Теоретические основы химической технологии. 1984. Т. 18. №4. – С. 553-556.

98. Davis E. J. Interfacial shear measurement for two – phase gas liquid flow. *Ind. Eng. Chem. Eund.* 1969. v. 8. – p. 153-159.
99. Забрудский В.Т., Квурт Ю.П., Холпанов Л.П. и др. Измерение перепада давления при двухфазном пленочном течении в режиме восходящего прямотока. *Журнал прикладной химии*, 1978 г. Т.51. №6. – С. 1335-1339.
100. Живайкин Л.Я., Волгин Б.П. Гидравлическое сопротивление при нисходящем двухфазном потоке в пленочных аппаратах. *Химическая промышленность*, 1963. №6. – С. 445-449.
101. Olujic Z. The effect of a wavy interface on pressure drop for two – phas flow in pipes. 1980 г., v. 45, №1 – 2. – p. 53.
102. 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.
103. Мемедляев З.Н. К определению межфазного касательного напряжения в кольцевых газожидкостных потоках. Тезисы доклада УП Республиканской конференции “Повышение эффективности, совершенствования процессов и аппаратов химических производств”. Львов, 1988, часть 2, с. 9-10.
104. 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.
105. Чепурной М.И., Шнайдер В.Э., Синюх Н.И. Закономерности нисходящего дисперсно – кольцевого течения. *Инженерно – физический журнал*, 1987 г. Т. 52. №6. – С. 925-928.
106. 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.
107. Andreussi P. The onset of droplet entrainment in annular downward flows. *Can. J. Chem. Eng.* 1980, v. 58. №2. – p. 267-270.
108. Малафеев Н.А., Малюсов В.А. О влиянии искусственной турбулизации потоков контактирующих фаз на массообмен при прямоточной ректификации. *Химическое и нефтехимическое машиностроение*, 1968. №9, стр. 20-22.
109. Булкин В.А. Разработка и исследование массообменного аппарата с прямоточными вихревыми контактными устройствам: Дис. канд. техн. наук. Казань: КХТИ, 1970.
110. Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы. – Л.: Машиностроение, 1976.
111. Щукин В.К. Теплообмен и гидродинамика внутренних потоков в полях массовых сил. 2–ое изд. М.: Машиностроение, 1980.
112. Лаптев А.Г., Елизаров В.И., Дьяконов С.Г. Математическое моделирование теплоотдачи при турбулентном обтекании пучков труб // *Теплоэнергетика*. – 1992. - №12. – с. 34-38.
113. 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.

114. Крылов В.М., Форсов А.В. Расчет коэффициента массопередачи на основании теории диффузионного пограничного слоя. Ленинград. 1985. – 18 с. – Библиогр.: 13 назв. – Деп. в ОНИИТЭХим (г. Черкассы) 30.05.85. – №567 – XII – 85.
115. 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.
116. Рукенштейн Э. К вопросу о коэффициенте массо- и теплоотдачи в случае турбулентного движения // Журн. прикл. Химии. – 1963. Т. 36. - №5. – С. 1000-1008.
117. 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.
118. Брагинский Л.Н., Бегачев В.Н., Барбаш В.М. Перемешивание в жидких средах: физические основы и инженерные методы расчета. – Л.: Химия, 1984.
119. Дьяконов С.Г., Лаптев А.Г. Обобщение гидродинамической аналогии на градиентные потоки // ТОХТ. – Т. 3. – №3. – 1998. – С. 229-236.
120. Лаптев А.Г., Миндубаев Р.Ф., Гусева Е.В. Определение характеристик пограничного слоя в потоках с аэрозолями // Материалы доклада Всероссийской школы – семинара “Проблемы тепломассообмена и гидродинамики в энергомашиностроении”. Казань, 2002. – С. 10-11.
121. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. М.: Наука, 1974.
122. Кутателадзе С.С., Леонтьев А.И. Тепломассообмен и трение в пограничном слое. М.: Наука, 1981.
123. Романенко П.Н. Теплообмен и трение при градиентном течении жидкости. М., Л.: Энергия, 1964.
124. 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.
125. Авдучевский 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.
126. Краснов Н.Ф., Кошевой В.Н., Захарченко В.Ф. и др. Основы прикладной аэрогазодинамики. Кн. 2. Отекание тел вязкой жидкостью / Под ред. Н. Ф. Краснова. М.: Высш. шк., 1991.
127. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф., Гусева Е.В. Определение эффективности сепарации аэрозолей в промышленных аппаратах на основе диссипируемой энергии // Межвузовский тематический сборник научных трудов “Тепломассообменные аппараты в химической технологии”. Казань, КГТУ, 2002. С. 38-45.
128. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Моделирование и проектирование аппарата очистки газа от мелкодисперсной жидкой фазы // Тезисы докладов XV Международной научной конференции “Математические методы в технике и технологиях, ММТТ-15”, г. Тамбов, 2002. С. 81.

129. Фарахов М.И., Лаптев А. Г., Миндубаев Р.Ф. Процесс переноса в газовых потоках с аэрозолями // Тезисы докладов X-Российской конференции “Теплофизические свойства веществ” КГТУ, г. Казань, 2002. С. 101.
130. Ландау Л.Д., Лившиц В.М. Теоретическая физика: Учебное пособие. В 10 Т. Т. VI. Гидродинамика. – 4-е изд. – М.: Наука. Гл. ред. физ-мат. лит., 1988.
131. Кутателадзе С.С., Накоряков В.Е. Теплообмен и волны в газожидкостных системах. – Новосибирск: Наука, 1984.
132. Тананайко Ю.М., Воронцов Е.Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов. – Киев: Техника, 1975.
133. Бояджиев Х., Бешков В. Массоперенос в движущихся пленках жидкости. Перевод с англ. – М.: Мир, 1988.
134. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. 6-е изд. – М.: Наука, 1987.
135. Абрамович Г.Н. Прикладная газовая динамика. – Наука, М., 1976.
136. Когин Н.Е., Кибель И.А., Розе Н.В. Теоретическая гидромеханика. Ч II, М.: Физматгиз, 1963.
137. Рид, Т. Шервуд Свойства газов и жидкостей. Перевод с англ. Под ред. проф. В.Б. Когана. Изд. “Химия”, Л., 1971.
138. Гуревич Г.Р., Брусиловский А.И. Справочное пособие по расчету фазового состояния и свойств газоконденсатных смесей. – М.: Недра, 1984.
139. Rietema K. Science and technology of dispersed twophase systems. – Chem. Eng. Sci., 1982, v. 37, № 8, p. 1125-1150.
140. Дьяконов С.Г., Фарахов М.И., Ясавеев М.Х., Шигапов И.М., Маряхин Н.Н. Гидродинамические исследования нерегулярной насадки «Инжехим-2002» // Межвузовский тематический сборник научных трудов “Теплообменные аппараты в химической технологии”. Казань, КГТУ, 2002. С. 117-121.
141. Дьяконов С.Г., Ясавеев М.Х., Лаптев А.Г. Разработка контактных устройств вакуумной колонны получения моноэтиленгликоля // Межвузовский тематический сборник научных трудов “Теплообменные процессы и аппараты в химической технологии”. Казань, КГТУ, 2002. С. 154-158.
142. Миндубаев Р.Ф. Очистка газовых потоков от аэрозолей в холодильных циклах//Известия вузов “Проблемы энергетики”.-КГЭУ, №9-10, 2002. С.152-154.
143. Лаптев А.Г., Миндубаев Р.Ф., Гусева Е.В. Проектирование аппарата для очистки газовых от аэрозолей // Тезисы докладов на Всероссийской школе - семинаре под руководством РАН В.Е. Алемасова “Проблемы теплообмена и гидродинамики в энергомашиностроении” КГЭУ, г. Казань, 2002. С. 71-72.
144. Гусева Е.В., Миндубаев Р.Ф. Определение характеристик потоков с аэрозолями и их влияние на эффективность теплообмена // III Российская национальная конференция по теплообмену Сборник докладов. – Москва, 2002. С. 41-45.

Оглавление

Введение.....	3
Глава 1.Характеристики, свойства аэрозолей и промышленных газовых выбросов.....	5
Глава 2.Механизмы и математические модели физической коагуляции.....	11
Общие сведения.....	11
2.1.Тепловая коагуляция.....	15
2.2.Градиентная коагуляция.....	16
2.3.Турбулентная коагуляция.....	17
2.4.Математические модели очистки газов от аэрозольных частиц в дисперсно-кольцевых потоках.....	20
Глава 3.Физические основы и способы газоочистки.....	24
Глава 4.Насадки для массообменных колонн и сепараторов.....	43
4.1.Современные регулярные насадки.....	45
4.2.Неупорядоченная насадка.....	51
Глава 5.Модели пограничного слоя.....	60
Глава 6.Определение эффективности сепарации аэрозольных частиц... 	66
6.1.Определение эффективности сепарации по энергетическому методу в регулярной насадке.....	67
6.2.Вероятностно-стохастическая модель очистки газов от аэро- зольных частиц в турбулентных потоках.....	70
6.3.Расчет эффективности сепарации различных контактных устройств.....	84
Глава 7.Задача очистки этилена-хладогента от масляных аэрозольных частиц.....	87
7.1.Описание технологического процесса и схемы.....	87
7.2.Выделение метано-водородной фракции(колонна С-107).....	88
7.3.Этиленовый холодильный цикл.....	90
7.4.Диагностика работы установки С-107.....	92
7.5.Анализ работы теплообменника Н-126.....	94
Глава 8.Разработка конструкции туманоуловителя.....	100
8.1.Выбор конструкции сепаратора.....	100
8.2.Описание конструкции сепаратора.....	101
8.3.Технические характеристики маслоуловителя.....	106
8.4.Анализ работы теплообменника Н-126 после внедрения маслоуловителя.....	106
Список литературы.....	109

*Анатолий Григорьевич Лаптев
Мансур Инсафович Фарахов
Равиль Фирхатович Миндубаев*

**ОЧИСТКА ГАЗОВ ОТ АЭРОЗОЛЬНЫХ ЧАСТИЦ
СЕПАРАТОРАМИ С НАСАДКАМИ**

Сдано в набор 3.03.2003. Подписано в печать 19.03.2003.
Формат 60x84 $\frac{1}{16}$. Бумага офсетная. Гарнитура Таймс.
Печать офсетная. Печ. Л. 7,5. Тираж 500 экз. Заказ К-736

Отпечатано
в ООО «Печатный двор»
420029, г. Казань, ул. Журналистов, д. 1/16