**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение
высшего образования
«КАЗАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Е.А. ЛАПТЕВА, А.Г. ЛАПТЕВ

ГИДРОДИНАМИКА БАРБОТАЖНЫХ АППАРАТОВ

Учебно-справочное пособие

Казань 2017

УДК 66.074.5
ББК 35.514
Л24

Рецензент:
д.т.н., профессор Николаев А.Н.
(КНИТУ-КХТИ)

Лаптева Е.А.
Л24 Гидродинамика барботажных аппаратов / Лаптева Е.А., Лаптев А.Г. – Казань: Центр инновационных технологий, 2017. –190 с.
ISBN 978-5-93962-805-1

В учебно-справочном пособии показано решение задач конструирования контактных устройств в химической технологии. Рассмотрены теоретические основы моделирования процессов переноса в аппаратах и на барботажных тарелках при турбулентном режиме. Показаны типовые модели структуры потоков в аппаратах химической технологии. Приведены зависимости для расчета коэффициентов продольного перемешивания и турбулентной вязкости в аппаратах и на тарелках различных конструкций. Показано применение метода сопряженного физического и математического моделирование структуры потоков в барботажном слое. Даны модели очистка газов и жидкостей от дисперсной фазы в барботажных аппаратах. Приведены примеры расчетов гидравлических характеристик газожидкостных сред.

Учебное пособие предназначено для аспирантов, магистров, студентов старших курсов технических вузов. Может быть полезным для инженерно-технических специалистов проектных организаций и промышленных предприятий.

ISBN 978-5-93962-805-1

UDC 66.074.5
LBC 35.514
L24

Reviewer:
DoctorofTechnical Sciences, Professor NikolaevA.N.
(Kazan National Research Technological University)

Lapteva E.A.
L24 Hydrodynamicsofbarbotageapparatuses/ LaptevaE.A., LaptevA.G. – Kazan: Center for innovative technology, 2017. –190p.
ISBN 978-5-93962-805-1

The training and reference manual describes solutions to problems of designing contact devices in chemical engineering. Theoretical foundations of modeling transport phenomena in the turbulent regime inside apparatuses and above barbotage trays are considered. Typical models for the fluid flow structure in chemical engineering apparatuses are presented. Dependences required for calculating longitudinal mixing coefficient and turbulent viscosity inside the apparatus as well as above the trays of various designs are given. Examples of application of the method of coupled physical and mathematical modeling of the fluid flow structure in the barbotage bed are indicated. Models of dispersed phase removal from gases and liquids in barbotage apparatuses are demonstrated. Examples of calculating hydraulic characteristics of gas-liquid media are provided.

The manual is intended for doctorate and master's graduate students, senior undergraduate students of engineering universities. It can also be useful for engineering and technical specialists of design organizations and industrial enterprises.

ISBN 978-5-93962-805-1

© E.A. Lapteva,A.G. Laptev,2017

Барботаж *(барботирование) (англ. Bubbing – «пузырение», фр. Barbotage «перемешивание»)- это процесс пропускания газа или пара через слой жидкости.*

Википедия

ВВЕДЕНИЕ

Многие десятилетия в различных отраслях промышленности (химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей, газовой, пищевой и др.) успешно применяются тепло и -массообменные аппараты и другие технические устройства барботажного типа. Проектирование таких аппаратов и ввод в эксплуатацию на большинстве предприятий РФ пришлось на 50–70 г.г. прошлого столетия. В эти же годы был значительный интерес к их исследованию и огромное число публикаций в различных изданиях. Можно отметить ряд монографий и пособий к расчету таких аппаратов различных авторов [1-55]. С началом перестройки экономических отношений в РФ наблюдался значительный спад в научных исследованиях процессов и аппаратов, и в том числе, аппаратов барботажного типа. Несмотря на это в различных отраслях промышленности продолжается эксплуатация сотен ректификационных и абсорбционных колонн, а начиная с 2000-2005 г.г. в нашей стране возобновилось проектирование новых установок с аппаратами барботажного и пленочного типа.

При проектировании новых типов контактных устройств, не имеющих аналогов в промышленности, возникает необходимость в экспериментальных исследованиях перепада давления, эффективности массопередачи, коэффициентов тепло и –массоотдачи, коэффициентов перемешивания, поверхности контакта фаз и брызгоуноса в барботажном слое. В результате обобщения опытных данных получают критериальные или другие уравнения,

которые справедливы для данного типа аппаратов или тарелок в исследованном диапазоне нагрузок по жидкости и газу (пару). При изменении конструкции контактной ступени экспериментальные исследования повторяются и корректируются коэффициенты в установленных полуэмпирических выражениях. Такой подход моделирования и расчета эффективности массопередачи сильно затягивает сроки и характеризуется большими материальными затратами проектных работ, и что самое главное, имеет ограниченную возможность анализа множества вариантов конструкций контактных устройств и выбора оптимального из них.

В связи с этим вновь актуальным становится конструирование таких аппаратов с использованием накопленного за десятилетия обширного материала по теоретическим и экспериментальным исследованиям, а также новых достижений в области математического моделирования процессов разделения веществ и теплообмена.

Естественно, что в одном учебно-справочном пособии охватить весь накопленный опыт к расчету и конструированию промышленных барботажных аппаратов практически невозможно. Поэтому авторы пытались в рамках единого подхода показать примеры расчета ректификационных и абсорбционных колонн с наиболее типичными контактными устройствами, а также флотаторов, барботажных смесителей и тарелок очистки газов от дисперсной фазы.

Основная цель – это минимальное использование экспериментальной информации при выполнении расчетов, полученной в основном при гидравлическом исследовании макетов контактных устройств в лабораторных условиях.

Часть материала, представленного монографии, получена совместно с д.т.н., профессорами С.Г. Дьяконовым, В.И. Елизаровым (КНИТУ-КХТИ) (разделы 1.5, 4.4, 4.6) и зав. лабораторией Н.Г. Минеевым (КГЭУ) (разделы 8.3-8.6; 9.4). Авторы выражают им благодарность.

В основном списке литературы в учебно-справочном пособии представлены монографии и учебные пособия [1-55] по аппаратам с двухфазными средами, а в дополнительном списке [56-182] научные труды, в которых более детально изложено решение рассматриваемых задач.

Классическая колонна *представляет собой вертикальный цилиндр, внутри которого располагаются контактные устройства – насадки или тарелки.*
Википедия

Конструирование – *деятельность по созданию материального образа разрабатываемого объекта.*
Википедия

ГЛАВА 1

ЗАДАЧИ КОНСТРУИРОВАНИЯ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ

1.1. Общая ситуация в данной области

Процессы разделения бинарных или многокомпонентных смесей на целевые компоненты или на фракции являются одними из доминирующих в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей, пищевой и во многих других отраслях промышленности. Проведение этих процессов характеризуется большими затратами энергии, а массообменные аппараты имеют большую металлоемкость и сложность конструкции. Например, известно, что доля капитальных вложений в химической промышленности для оформления процессов ректификации составляет более 20 % и такая же часть расходуется на энергозатраты. По различным оценкам разработка новых и модернизация действующих массообменных аппаратов позволит сократить энергозатраты до 40–70 %. Кроме этого важной государственной задачей является проектирование и внедрение аппаратов предотвращающих загрязнения окружающей среды. В первую очередь это эффективные аппараты для проведения процессов разделения различных смесей путем абсорбции (хемосорбции) и газосепарации дисперсной фазы. Поэтому во всех развитых странах постоянно разрабатываются новые, более эффективные технологии и методы разделения жидких и газовых (паровых) смесей и новые конструкции аппаратов с большой единичной мощностью.

Исследования идут в двух направлениях [7,15,30,55]:

1. Усовершенствование и интенсификация действующих массообменных процессов и аппаратов;

2. Создание новых технологий и принципиально новых аппаратов.

При решении этих задач количественное описание явлений, происходящих в массообменных аппаратах, и оценка эффективности проводимых процессов, основанные на современных методах физического и математического моделирования, связаны с определенными трудностями,

особенно, при проектировании или реконструкции оборудования значительной производственной мощности.

Физическое моделирование процессов в аппаратах промышленного масштаба характеризуется большими материальными затратами, сложностью проведения экспериментов и поэтому малоэффективно, а использование типовых математических моделей, полученных в результате сокращения полного описания процесса связано с корректировкой их параметров на установках различного размера. Все эти факторы значительно увеличивает сроки и затраты при проектировании или реконструкции аппаратов разделения. В первую очередь это связано с тем, что гидродинамические закономерности течения одно- и тем более двухфазных сред существенно зависят от конструкции и масштаба аппарата. Как показывает опыт, эффективность процессов разделения смесей начинает снижаться при увеличении размера контактного устройства. Это явление получило название масштабного эффекта и связано с увеличением гидродинамических неоднородностей в аппаратах промышленного размера по сравнению с лабораторными макетами. Особенно существенно масштабные эффекты начинают проявляться в массообменных колоннах диаметром более трех-четырех метров [11,40].

Решению проблемы масштабного перехода посвящены многочисленные работы различных авторов. Большой вклад в этом направлении сделан А.М. Розеном, В.В. Кафаровым, В.В. Дильманом, Е.И. Мартюшиным, В.М. Олевским, В.П. Павловым, Ю.А. Комиссаровым, Е.Д. Вертузаевым и многими другими исследователями. Теоретические основы моделирования процессов в аппаратах с учетом масштабного перехода предложены С.Г. Дьяконовым, В.И. Елизаровым, В.В. Кафаровым и др. в работах [14,15] (см. разделы 1.5 и 4.6) и заключаются на представлении физического процесса в виде совокупности элементарных явлений, обладающих иерархией масштабов, математическая структура которых инвариантна к взаимодействию явлений и масштабу аппарата. Взаимодействие уровней различного масштаба учитывается параметрически на основе удовлетворения фундаментальному описанию процесса. Для этого используется вариационная формулировка законов сохранения, когда базисные функции устанавливаются по результатам исследования лабораторного макета. Данный подход получил название сопряженного физического и математического моделирования и впервые применен на примерах описания структуры потока жидкости на барботажных тарелках [84]. Однако, несмотря на достигнутые успехи проектирование промышленных аппаратов на основе методов математического моделирования с учетом масштабного перехода встречает значительные трудности, так как отсутствуют замкнутые обобщенные математические модели и методы расчета эффективности массо- и теплообмена с учетом «масштабных эффектов» в двухфазных средах.

Теоретические методы моделирования массо-и теплопереноса обладают преимуществом перед экспериментальными, так как они не связаны с проведением сложных и дорогостоящих исследований промышленных аппаратов. Однако область применения этих методов существенно ограничена тем, что процессы переноса в двухфазных средах описываются системами нелинейных дифференциальных уравнений в частных производных, которые часто являются незамкнутыми, и, кроме того, в настоящее время нет универсальных точных методов решения таких уравнений.

В настоящее время широко используются несколько программных продуктов (PHOENICS, HYSYS, CHEMCAD, FLUENT и др.), позволяющих решать системы уравнений и выполнять технологические расчеты различного оборудования. Однако значительными трудностями являются формулировка начальных и граничных условий и особенно определение замыкающих соотношений для уравнений переноса. Эти трудности на порядок возрастают при математическом моделировании двухфазных сред и особенно многокомпонентных смесей с фазовыми переходами. Следует отметить, что результаты расчетов одного и того же процесса по разным программным пакетам иногда могут отличаться на 30-40% и более. Особенно это касается двухфазных многокомпонентных сред.

Поэтому для определения эффективности массо- и теплообмена находят применения, как экспериментальные методы изучения структуры потока и массопередачи на контактных устройствах, так и различные приближенные модели.

Структура потоков исследуется двумя методами. Первый состоит в прямых измерениях и определении полей скоростей по сечению контактного устройства. Из-за сложности проведения экспериментов на промышленных колоннах этот метод не получил широкого применения. При помощи второго метода структура потока жидкости изучается по кривым отклика при введении трассера в аппарат. Гидродинамическая структура двухфазных потоков в этом случае изучается на основе статистических методов исследования, использующих функции распределения времени пребывания частиц в потоке. Газожидкостной поток рассматривается как статистическая система частиц, обладающих различным спектром времени пребывания. Таким образом, дифференциальные уравнения переноса заменяются уравнениями математических моделей процесса, характеризующего распределение времени пребывания. Задача исследования гидродинамики двухфазных течений сводится к экспериментальному определению параметров этих моделей [2,10,11,14,17,18,29].

Например, для описания структуры потоков на барботажных тарелках многие годы успешно используются ячеечная и диффузионная модели. Из них составляются комбинированные модели [17,18,20] с учетом рецикла и байпаса газа и жидкости. Большинство работ по исследованию структуры потоков на тарелках, а так же и в других аппаратах, выполнен во второй

половине прошлого века (60-80 гг.), но они по мнению авторов не потеряли своей значимости и практической ценности и в настоящее время.

Таким образом, известные подходы моделирования структуры потоков предусматривают многочисленные экспериментальные исследования параметров применяемых моделей, в результате которых устанавливаются зависимости числа ячеек полного перемешивания, коэффициента продольного перемешивания, коэффициентов рецикла и байпаса от режимных и конструктивных характеристик промышленного контактного устройства. К сожалению, использование численных методов далеко не всегда приводит к достоверному определению данных параметров и при проектировании промышленных аппаратов чаще используется сочетание различных методов.

1.2. Классификация аппаратов

Разделение смесей в процессах ректификации, абсорбции и десорбции осуществляется в результате преимущественного двухстороннего или одностороннего массообмена между вступающими в контакт неравновесными потоками газа (пара) и жидкости. При ректификации низкокипящие компоненты переходят из жидкости в пар, а высококипящие – из пара в жидкость; в процессах же абсорбции отмечается в основном односторонний переход некоторых компонентов из газа в жидкость. Таким образом, процессы ректификации и абсорбции имеют единую физическую основу и различаются только направлением действия движущих сил массопередачи и соотношением низко- и высококипящих компонентов, переходящих из одной фазы в другую.

В процессах ректификации, абсорбции и десорбции для создания большего эффекта разделения широко используется противоточный массообмен, который реализуется либо при непрерывном контакте встречных неравновесных потоков газа и жидкости в объеме всего аппарата, либо при контакте их на отдельных ступенях противоточного разделительного каскада (контактных устройствах).

Ректификация и абсорбция осуществляются при помощи массообменных аппаратов, конструкция которых зависит от технологической схемы, относительного движения газа и жидкости и способа образования поверхности контакта фаз. Схема аппарата определяется в первую очередь его назначением, условиями рекуперации тепловой энергии и многими другими факторами.

Ректификационные колонны, как правило, снабжены конденсатором (холодильник–дефлегматор) низкокипящего и кипятильником высококипящего продукта, абсорберы могут не иметь теплообменников.

Аппараты для проведения массообменных процессов должны обеспечивать большие значения коэффициента массопередачи, удельной поверхности контакта фаз и средней движущей силы. По конструкции и

способу образования поверхности контакта газовой и жидкой фаз, колонные аппараты можно подразделить на четыре основные группы: пленочные, насадочные, тарельчатые и распыливающие.

Противоточный массообмен в ректификационных и абсорбционных аппаратах осуществляется при многоступенчатом или непрерывном контакте фаз в аппарате.

Наиболее простое конструктивное оформление многоступенчатого аппарата достигается в том случае, когда движение жидкости по ступеням контакта происходит под действием силы тяжести. При этом контактные устройства (тарелки) располагаются по вертикали одно над другим, и массообменный аппарат выполняется в виде колонны.

В многоступенчатом массообменном аппарате взаимодействие газа и жидкости на каждой ступени может происходить в противотоке, прямотоке или в перекрестном токе фаз. Схема относительного движения потоков на контактном устройстве зависит от способа подачи на него газа и жидкости, условий взаимодействия и способа их отвода из зоны контакта. Наиболее эффективные конструкции контактных устройств сочетают одновременно несколько принципов относительного движения фаз – перекрестного и противоточного (перекрестно-противоточное движение), перекрестного и прямоточного (перекрестно-прямоточное движение). Еще более сложное относительное движение потоков осуществляется на вихревых контактных устройствах – с круговым, вращательным движением потоков.

Рассмотрим кратко отличительные особенности различных конструкций контактных устройств и условия взаимодействия потоков в массообменных аппаратах [1,3,13,16,45,49].

1. Ректификационные колонны разделяются на периодического действия и непрерывного. Большинство колонн работает в промышленности непрерывно.

2. Кроме того ректификационные установки делятся по рабочему давлению внутри колонны: вакуумные, атмосферные и работающие под давлением.

Вакуумная перегонка применяется для разделения смесей с температурой кипения при атмосферном давлении выше 200 °С (нитротолуолы, продукты перегонки нефти), а так же смесей термически нестойких.

Атмосферная перегонка применяется для разделения смесей с температурой кипения от 30 до 200°С (этиловый спирт, бензол и др.).

Перегонка под давлением используется для жидких смесей с температурой кипения при атмосферном давлении ниже 30°С (углеводороды).

В настоящее время для проведения ректификации применяется множество различных аппаратов, отличных конструктивно друг от друга. Все эти аппараты состоят из основной части – контактного устройства и вспомогательной части – дефлегматоров, кипятильников и т.д.

Контактные устройства очень разнообразны, однако назначение их остается неизменным – привести в тесный контакт взаимодействующие фазы. Паровая и жидкая фазы, приводимые в контакт, движется противоточно, прямоточным и перекрестным током.

Аппараты, применяемые для этой цели по В.В. Кафарову [17], могут быть классифицированы:

1. Аппараты с поверхностью контакта образуемой в процессе движения потоков: тарельчатые, насадочные, инжекционные.
2. Аппараты с фиксированной поверхностью – пленочные.
3. Аппараты с внешним подводом энергии: струйно–капельные, поверхностно–пленочные аппараты, пульсационные и вибрационные.

В учебно-справочном пособии сосредоточено основное внимание на тарельчатых барботажных аппаратах, которые наиболее широко используются для проведения процессов разделения веществ в различных отраслях промышленности.

1.3. Проблема масштабного перехода

Актуальной и сложной задачей в различных отраслях промышленности является проектирование новых и реконструкция действующих массо- и теплообменных аппаратов большой единичной мощности, значительную часть которых составляют колонные аппараты для разделения многокомпонентных смесей в системах газ (пар)–жидкость и жидкость–жидкость. При этом одной из основных проблем является снижение эффективности процессов разделения смесей в промышленных массообменных колоннах при увеличении их размеров, что получило название «масштабного эффекта». Розеном А.М., Дильманом В.В., Павловым В.П. и др. установлено, что масштабный эффект имеет гидродинамическую природу и обусловлен увеличением неравномерности распределения фаз и полевых переменных на промышленном контактном устройстве по сравнению с его лабораторным макетом. Так, например, эффективность колпачковых и клапанных тарелок уменьшается примерно в два раза при увеличении их диаметра от одного до 3–4 метров [40].

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

1. Входными неравномерностями – неоднородностями распределения потоков газа и жидкости на входе контактного устройства;
2. Неравномерностями, вызванными внутренними закономерностями двухфазного течения;
3. Неравномерностями, вызванными дефектами монтажа;
4. Неравномерностями, обусловленными дефектами конструкции.

Роль каждого из этих факторов существенно зависит от типа аппарата. Так, например, в тарельчатых колоннах с перекрестным движением фаз

возникают как продольная, так и поперечная неравномерности в объемах газа и жидкости (рис. 1.1, 1.2).

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

1. Неравномерность возрастает с увеличением газа в свободном сечении и размера аппарата и уменьшается с повышением нагрузки по жидкости.

2. У стенок аппаратов (диаметром более 1600 мм) существуют зоны с повышенной по отношению к центру запасом жидкости, т.е. возникает байпас жидкости.

3. У сливной перегородки и приемной столб жидкости ($h_{\text{ст}}$) выше, чем в центре.

4. Общий запас жидкости на тарелке возрастает с увеличением размера аппарата.

Неравномерность распределения жидкой фазы на тарелке выражается коэффициентом неравномерности:

$$N = \frac{\sqrt{\tau^2 N}}{h_{\text{ср}}}, \qquad (1.1)$$

где (для всех типов) $N = 0,08\left(\frac{W_{\text{г}} m_{\text{г}}}{W_{\text{ж}} m_{\text{ж}}}\right)^{0,17}$, $W_{\text{г}}$, $W_{\text{ж}}$ – скорость газа и жидкости; $m_{\text{г}}$, $m_{\text{ж}}$ – средние массы потоки, кг/с; τ – дисперсия жидкости; $h_{ср}$ – средняя высота столба жидкости, м.

На круглых тарелках у стенок наблюдается байпас жидкости. У сливных и приемных перегородок имеются зоны полного перемешивания, в центре почти полное вытеснение.

Как отмечено выше, неравномерности растут с увеличением размера аппарата, что вызывает значительное снижение эффективности проводимых процессов.

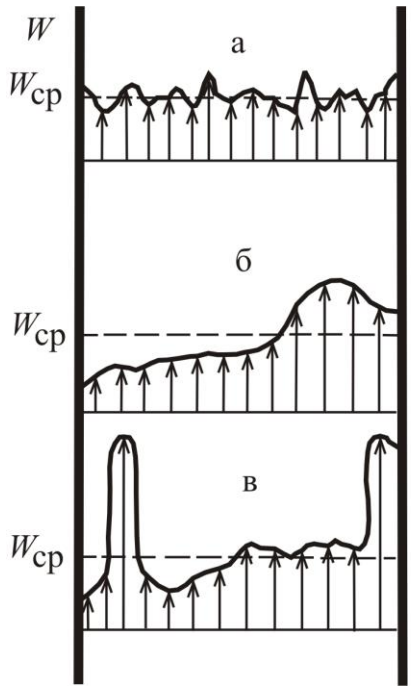


Рис.1.1. Некоторые виды неравномерности распределения скоростей:
а – случайные неоднородности;
б – существенные поперечные неравномерности; *в* – каналообразование

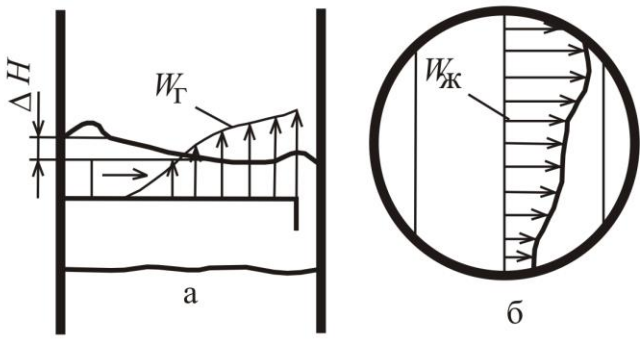


Рис.1.2. Неравномерность работы тарелок с перекрестным движением фаз: *а* – неравномерность по газу, обусловленная продольной неравномерностью по жидкости (градиентом уровня жидкости ΔH);
б – поперечная неравномерность по жидкости (дефекты монтажа или конструкции)

1.4. Подходы к конструированию массообменных аппаратов

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

В общем виде КПД массообменного контактного устройства или эффективность по Мерфри определяют как отношение изменения концентраций компонента в фазе на контактном устройстве (КУ) относительно равновесной:

$$E = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{н}} - C^*}, \qquad (1.2)$$

где $C_к$ – концентрация компонента в фазе на выходе с КУ, масс. д.; $C_н$ – концентрация компонента в фазе на входе в КУ, масс. д.; C^* – равновесная концентрация компонента, масс. д.

Форма записи выражения (1.2) зависит от вида массообменного процесса и направления движущей силы [3,42].

Также в качестве интегральной характеристики эффективности массопередачи используется коэффициент извлечения φ. В общем виде для процесса абсорбции или газосепарации он записывается как

$$\varphi = \frac{C_н - C_к}{C_н} \cdot 100,\%. \qquad (1.3)$$

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

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

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

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

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

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

Наличие в математических моделях большого числа эмпирических коэффициентов, определяемых экспериментальным путем на установках различного масштаба, значительно увеличивает затраты, сроки проектирования и модернизации массообменных аппаратов. Такая система проектирования затягивает внедрение в промышленность научных разработок и обладает принципиальным дефектом – неоптимальностью выбранных конструкций.

Применение метода гидродинамического моделирования связано с исследованием гидродинамики потока в аппаратах натурального диаметра, но меньшей высоты [40]. Этот метод предполагает проведение исследования эффективности и выбор конструкции контактного устройства в два этапа, исключая все промежуточные: на лабораторном аппарате и гидродинамическом стенде. Основные недостатки такого подхода заключаются в необходимости построения модели натурального масштаба и сложности проведения гидродинамических исследований, и, что особенно ограничивает широкое использование данного метода, – это невозможность анализа множества вариантов и выбора оптимальной конструкции аппарата.

1.5. Сопряженное физическое и математическое моделирование при проектировании аппаратов

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

Подход, позволяющий выполнить переход от математического описания процессов на макете контактного устройства к промышленному аппарату, получил название сопряженного физического и математического моделирования [14].

Объединив методы физического и математического моделирования, появилась методология, позволяющая исключить недостатки в существующей системе проектирования промышленных аппаратов. Такая концепция названа «сопряженным физическим и математическим моделированием» [14]. (Слово «сопряжение» служит не для терминологической связи двух методов, а накладывает определенные требования на способ их применения).

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

Концепция данного метода основана на представлении процессов, происходящих в промышленном аппарате, в виде иерархической системы взаимодействующих между собой элементарных явлений, что дает возможность исследовать эти явления на макете, а затем при масштабном переходе определить параметры модели вариационным методом с использованием локального потенциала на основе удовлетворения законам сохранения. При этом совсем необязательно должно сохраняться подобие макета и промышленного аппарата [14,15].

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

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

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

Таким образом, метод сопряженного физического и математического моделирования позволяет установить распределение полей скоростей, концентраций и температур в рабочей зоне промышленного аппарата на

основе базисных функций элементарных областей, полученных на макете с известной погрешностью.

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

Разработанные методы позволяют на основе банка базисных функций характерных областей осуществлять в автоматизированном режиме с помощью ЭВМ построение математической модели процесса в промышленном аппарате, выбор его более рациональной конструкции и режима работы без идентификации параметров на пилотных и промышленных образцах. Применение данного метода рассмотрено в разделе 4.6.

***Законы сохранения** – фундаментальные физические законы, согласно которым при определенных условиях некоторые измеримые физические величины, характеризующие замкнутую физическую систему, не изменяются в течение времени.*
Википедия

ГЛАВА 2

ЗАКОНЫ СОХРАНЕНИЯ В ДВУХФАЗНЫХ СРЕДАХ

В главе рассмотрены теоретические основы моделирования процессов переноса импульса, массы компонентов и теплоты на барботажных тарелках при турбулентном режиме.

2.1. Особенности моделирования

Процессы разделения газовых, паровых или жидких смесей происходят в двухфазных средах: газ–жидкость, пар–жидкость или жидкость–жидкость. При этом одна из фаз (дисперсная) распределяется в сплошной фазе. Интенсивность массотеплопереноса в двухфазной среде зависит от скорости относительного движения фаз, доли содержания дисперсной фазы, площади поверхности раздела и определяется конструкцией контактного устройства, режимными параметрами работы массообменного аппарата и физическими свойствами смесей.

Гидродинамические закономерности процессов переноса в двухфазных средах в большинстве случаев существенно отличаются от гидродинамики однофазных сред из-за наличия различных возмущающих факторов. Этими факторами могут быть: спонтанная межфазная конвекция (эффект Марангони), наличие поверхностно-активных веществ или химических реакций, процессы испарения и конденсации (тепловые эффекты) и т.д.

Спонтанная межфазная конвекция, возникающая в результате гидродинамической неустойчивости границы раздела фаз при межфазном переносе вещества, изменяет поверхностное натяжение и может существенно интенсифицировать массопередачу.

Наличие поверхностно-активных веществ приводит в ряде случаев к уменьшению скорости движения межфазной поверхности пузырей и капель, гашению ряби на поверхности пленки, что вызывает уменьшение скорости массопереноса. Степень влияния поверхностно-активных веществ существенно зависит от их типа и концентрации.

Влияние тепловых эффектов между фазами может вызывать как увеличение, так и снижение скорости диффузионных процессов.

Теоретическое описание процессов переноса в двухфазных средах связано с тем или иным упрощением реальной гидродинамической обстановки или идеализацией свойств среды.

Один из методов построения математического описания процессов переноса в двухфазных средах заключается в том, что уравнения переноса импульса, массы и энергии, а также условия термодинамического равновесия записываются отдельно для сплошной и дисперсной фаз, находящихся в элементарном объеме двухфазного потока. Структура среды считается известной. Такой подход при решении конкретных задач связан со значительными сложностями, т.к. элементы дисперсной фазы на промышленном контактном устройстве имеют различные формы и размеры и случайным образом распределены в пространстве.

Известно, что в теории фильтрации фильтрующуюся жидкость принимают за сплошную среду, несмотря на то, что она находится в пористой среде. В работах Рахматуллина Х.А., Нигматуллина Р.И. [38] выполнено обобщение теории фильтрации на тот случай, когда пористая среда подвижна. Фазы рассматриваются как два взаимопроникающих и взаимодействующих континуума, заполняющих один и тот же объем. Любая фаза в каждой точке данного объема имеет свои средние скорости, давление, концентрацию и другие параметры. Дифференциальные уравнения переноса импульса, массы и энергии записываются для элементарного объема среды отдельно для каждой фазы. В данной модели допускается нахождение в точке с заданными координатами одновременно несколько фаз. Как отмечается авторами модели, с точки зрения формальной логики такое допущение абсурдно, но позволяет описать очень сложные явления при движении многокомпонентных многофазных сред. К сожалению, полученная система уравнений для многих частных случаев является незамкнутой, так как содержит неизвестные функции, определение которых сопряжено со значительными трудностями.

Находит применение подход [12,19,24], когда исходная разрывная среда с помощью различных интегральных преобразований превращается в фиктивную неразрывную среду. Допускается, что каждая фаза равномерно распределена в выделенном объеме и является сплошной. Фиктивная среда, будучи эквивалентна исходной, в то же самое время состоит из непрерывной жидкой и непрерывной газовой (паровой) фаз, для которых уже может применяться аппарат дифференциального исчисления. Фазы рассматриваются как раздельные системы, между которыми происходит перенос импульса, массы и энергии.

Из решения системы уравнений переноса с соответствующими краевыми условиями, условиями равновесия и потоковыми соотношениями находятся поля скоростей фаз, температур и концентраций. Изменяя режимные и конструктивные характеристики работы тепломассобменного аппарата (установки) определяется наиболее рациональная конструкция и условия проведения процесса.

Из-за значительной сложности решения полной системы дифференциальных уравнений переноса часто применяется подход сокращения математического описания до двумерных или одномерных моделей. При этом должна сохраняться качественная физическая картина процесса и требуемая точность вычислений при проектировании аппаратов.

2.2. Модель многоскоростного континуума

В дисперсных многофазных системах, встречающихся при осуществлении различных химико-технологических процессов, в сплошной фазе (жидкости или газе) находится значительное количество дисперсных включений – твердых частиц, жидких капель или газовых пузырей. Точное описание движения фаз такой системы на уровне отдельных дисперсных включений представляется невозможным вследствие большого числа этих включений. К тому же точная информация о движении всех дисперсных включений и сплошной фазы между ними является ненужной, так как на практике интерес представляют только некоторые осредненные величины. Поэтому математическое описание осуществляется при помощи осредненных величин.

Обычно предполагается, что такие системы можно изучать, используя представления механики взаимопроникающих взаимодействующих сплошных сред (континуумов) [38]. Применение указанных представлений правомерно только в том случае, если для рассматриваемой многофазной системы существует физически бесконечно малый объем. Физически бесконечно малый объем – объем, размеры которого пренебрежимо малы по сравнению с характерным пространственным масштабом макроскопического течения (то есть масштабом, на котором осредненные параметры многофазной среды существенно изменяются). Данное условие позволяет считать, что осредненные по физически бесконечно малому объему характеристики многофазной среды практически постоянны в пределах этого объема. Число дисперсных частиц, заключенных в физически бесконечно малом объеме, должно быть настолько большим, чтобы осредненные по этому объему характеристики многофазной системы были устойчивы по отношению к изменению объема.

Введение физически бесконечно малого объема позволяет использовать для описания движения фаз многофазной среды характеристики (доли объема, занимаемые каждой из фаз, скорости фаз и т.п.), осредненные по такому объему. Указанные осредненные величины непрерывно изменяются в пространстве, причем во всех точках пространства определены характеристики, относящиеся к каждой из фаз многофазной системы. Тем самым от описания движения фаз на уровне отдельных дисперсных включений можно перейти к осредненному описанию движения фаз многофазной системы. При этом осредненные по физически бесконечно малому объему величины представляют собой осредненные характеристики

фаз реальной многофазной системы. Следовательно, введение физически бесконечно малого объема позволяет представить рассматриваемую многофазную среду как совокупность нескольких (по числу фаз) сплошных сред, обладающих физическими свойствами фаз реальной многофазной среды и непрерывно распределенных в пространстве, занимаемом многофазной средой.

Другое условие, которое обычно предполагается выполненным, заключается в том, что размер неоднородностей в рассматриваемой многофазной системе считается существенно превосходящим молекулярно-кинетические размеры (средние длины свободного пробега молекул, расстояния между молекулами и т.п.), то есть неоднородности содержат очень большое число молекул. Выполнение этого условия позволяет использовать для описания движения отдельных дисперсных включений и окружающей их жидкости (газа) обычные уравнения и методы механики сплошной среды.

Для каждой из фаз, составляющих рассматриваемую многофазную среду (для каждой из взаимодействующих взаимопроникающих сплошных сред), можно определить параметры, характеризующие движение этой фазы – плотность фаз, скорости фаз и т.п.

Согласно этому понятию дисперсная среда типа многофазной эмульсии в несущей жидкости представляется как совокупность непрерывных сред, заполняющих одновременно один и тот же объем и имеющих в каждой точке пространства свою собственную скорость. Для каждой фазы i вводится приведенная массовая плотность ρ_i, объемная доля α_i и скорость фазы V_i, которые могут меняться от точки к точке, что позволяет описывать изменение числа капель и их скорость движения. Если обычную массовую плотность вещества фазы i обозначить ρ_i^0, то получим для N фазной смеси [10,38]

$$\rho_i = \rho_i^0 \alpha_i \;\; i=1 \ldots N, \; \sum_{i=1}^{N} \alpha_i = 1, \; i=1 \ldots N, \tag{2.1}$$

(в дальнейшем будем считать, что индекс i=1 относится к несущей, а i = 2 ... N к дисперсным элементам).

Уравнение переноса импульса и массы i-й фазы записываются в виде

$$\rho_i \frac{d_i V_i}{dt} = \nabla \sigma_i + \rho_i \vec{F}_i + \sum_{j=1;\, j \neq i}^{m} \left(\vec{P}_{ji} - J_{ji} V_i \right), \tag{2.2}$$

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \nabla \left(\rho_i V_i \right) = \sum_{j=0;\, j \neq i}^{m} J_{ji} \;\; \left(i = 1, \ldots, m \right). \tag{2.3}$$

где σ_i – тензор напряжения в i-той фазе; $\vec{P}_{ji}$ – сила межфазного взаимодействия, отнесенная к единице объема смеси; V_i – вектор скорости;

J_{ji} – поток массы из j фазы в i фазу за счет фазовых переходов; $\vec{F}_i$ – массовые силы.

Система уравнений гидромеханики многофазных систем (2.2), (2.3) незамкнута. Ее необходимо дополнить выражениями для неизвестных величин J_{ij}, σ_i, $\vec{P}_{ji}$, $\vec{F}_i$. Обычно единственной внешней массовой силой является сила тяжести. Тогда $\vec{F}_i = \vec{g}$, где g – ускорение силы тяжести. Нахождение выражений для величин J_{ij}, σ_i, $\vec{P}_{ji}$ представляет собой сложную проблему. Обычно выражения для указанных величин постулируются. Кроме того, часто используются какие-либо полуэмпирические выражения, полученные путем обобщения экспериментальных данных. Для некоторых конкретных многофазных систем имеются попытки нахождения замыкающих соотношений теоретическим путем. Отметим, что в некоторых случаях, наряду с уравнениями баланса массы и количества движения, необходимо рассматривать также уравнения баланса энергии.

2.3. Модель процессов переноса на барботажных тарелках

В различных отраслях промышленности широкое применение получил способ проведения массообменного и теплообменного процессов в тонком ($h_{ст}$<100мм) барботажном слое. В этом случае газовый или паровой поток равномерно распределяется в слое жидкости в виде множества струй и пузырей. На контактном устройстве образуется турбулентный газо(паро)жидкостный слой. При описании процессов переноса в пленочных аппаратах, уравнения сохранения записываются для каждой фазы отдельно с условиями сопряжения на границе раздела [53]. Однако в турбулентном барботажном слое на промышленной тарелке значение площади межфазной поверхности и функция ее распределения в пространстве неизвестны, поэтому назначить условия сопряжения для уравнений переноса практически невозможно. При описании процессов переноса в двухфазной системе на промышленной тарелке рассматривается элементарный объем (ячейка или область) барботажного слоя, в котором можно допустить равномерное распределение газа (пара) в слое жидкости. Так как размеры дисперсной фазы l существенно меньше сплошной L($l<<L$), то взаимодействие между фазами является локальным и передается через пограничные слои. Размер пограничного слоя δ, в свою очередь, значительно меньше элемента дисперсной фазы ($\delta<<l<<L$). Таким образом, поля скорости, концентрации и температуры в сплошной фазе имеют характерную особенность, обусловленную иерархией масштабов: слабое изменение на масштабе L и сильное изменение на масштабе δ. Поскольку $\delta <<L$, детальное описание полей сплошной фазы внутри δ несущественно и, так как дисперсная фаза в ячейке, как принято, выше, распределена в сплошной равномерно, то взаимодействие между фазами можно представить источниковыми членами

[14,15,27-31]. Значения источников определяются характеристиками пограничного слоя на межфазной поверхности, структура математического описания которого, как известно, слабо зависит от масштаба контактного устройства. Тогда уравнения переноса импульса, массы и тепла в фазах, с учетом их взаимодействия, описывают распределения полевых переменных, зависящие от масштаба устройства и включают параметры, не инвариантные к масштабу. Такими параметрами являются характеристики турбулентного обмена и объемные источниковые члены. Они зависят от скорости движения фаз, высоты столба жидкости и физических свойств разделяемых смесей. На промышленной тарелке вследствие градиента уровня жидкости, а также возможных дефектов конструкции и монтажа появляются гидродинамические неравномерности, которые снижают эффективность разделения смесей. Определение характеристик турбулентного обмена и источниковых членов с учетом данных факторов позволяет замкнуть уравнения переноса [14,15,28], а в результате их решения построить распределения полей в двухфазном слое на промышленном контактном устройстве заданного масштаба и рассчитать эффективность разделения смеси.

Эффективность разделения смеси (КПД тарелки) при ректификации обычно записывают по Мерфри:

$$\text{в жидкой фазе } E_{ML} = \frac{C_{L\text{нач}} - C_{L\text{кон}}}{C_{L\text{нач}} - C_L^*},$$

$$\text{в газовой (паровой) } E_{MG} = \frac{C_{G\,\text{кон}} - C_{G\,\text{нач}}}{C_G^* - C_{G\,\text{нач}}},$$

где C – концентрация компонента, индексы: L,G – жидкая и газовая фазы; нач., кон. – начальные и конечные значения концентраций; * – равновесные значения концентраций.

В качестве примера эффективность барботажных тарелок показана на рис. 2.1 и 2.2 [39,40].

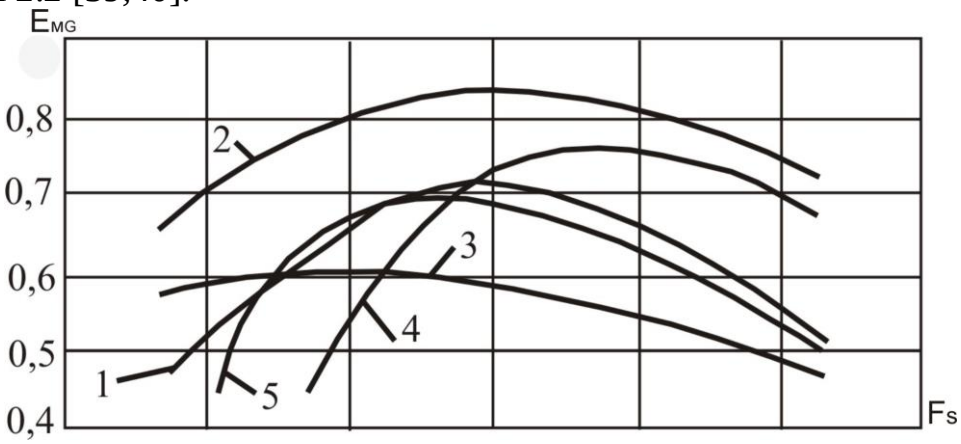


Рис.2.1. Эффективность барботажных тарелок в зависимости от фактора скорости $w_г\sqrt{\rho_г} = \text{Fs}$: 1-колпачковые; 2-клапанные; 3-ситчатые; 4- провальные; 5- типа «Уифлюкс».

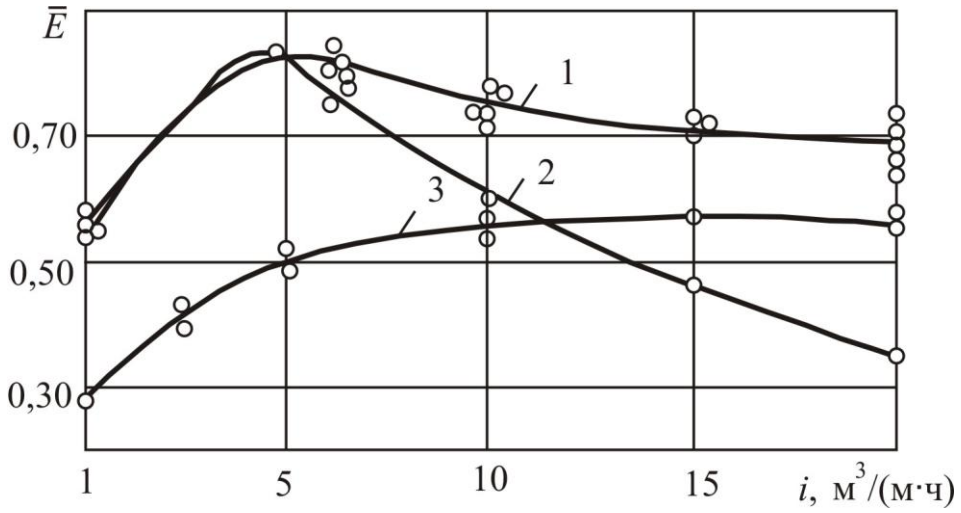


Рис.2.2. Зависимость эффективности тарелок от напряженности слива I жидкости $\left(w_г = 1{,}5 м/с\right)$. 1- ситчато-клапанная тарелка; 2- ситчатая и 3 – клапанная тарелка; *i*-записан к периметру слива.

Используется подход определения профилей концентраций и эффективности массообменных тарелок на основе решения системы дифференциальных уравнений переноса импульса, массы и энергии. Для этого используется двужидкостная модель.

Двужидкостная модель основана на предположении о том, что, во-первых, каждая фаза газожидкостной смеси обладает определенными макроскопическими параметрами (температурой, плотностью, скоростью и др.) и, во-вторых, законы сохранения импульса, массы и энергии должны выполняться в каждой из фаз. При этом каждый параметр какой-либо из фаз представляет собой усредненную определенным образом величину.

На тарелке взаимодействие фаз происходит при диспергировании потока газа (пара) через отверстия массообменной тарелки в слой жидкости. Дисперсная фаза (пар) распределяется в сплошной (жидкой) фазе в виде струй и пузырей различного размера. Движение дисперсной и сплошной фаз на тарелке чаще всего перекрестное. Различают три основных гидродинамических режима работы барботажной тарелки: пузырьковый, пенный и режим уноса. Эффективным режимом работы тарелок является пенный режим. При пенном режиме работы тарелки газовая струя на некоторой высоте слоя распадается на пузыри. Таким образом, на тарелке можно выделить две основные характерные области (рис. 2.3):

1) область струй (зона начала барботажа);

2) динамический пенный слой.

На барботажной тарелке интенсивность взаимодействия фаз зависит от скорости движения потоков, площади поверхности раздела и определяется как конструкцией контактного устройства, так и режимными параметрами работы массообменного аппарата и физическими свойствами смеси.

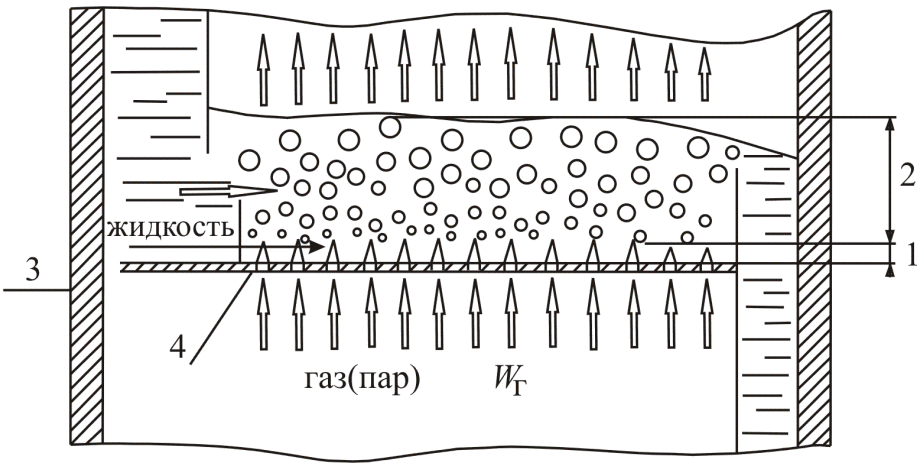


Рис. 2.3. Схема движения потоков на барботажной тарелке и структура барботажного слоя: 1 – область струй; 2 – пенный слой; 3- стенка колонны; 4- полотно тарелки.

Для двухфазного потока одной из характеристик является φ – объемная доля дисперсной фазы (газосодержание). Соответственно, объемной долей сплошной фазы (жидкости) является $(1-\varphi)$.

Согласно двужидкостной модели уравнение движения для сплошной (жидкой) фазы имеет вид [12]:

$$\rho_L \frac{\partial\left[\left(1-\varphi\right)\vec{\upsilon}_L\right]}{\partial t} + \rho_L \nabla\left[\left(1-\varphi\right)\vec{\upsilon}_L\vec{\upsilon}_L\right] = \tag{2.4}$$

$$= -\nabla\left[\left(1-\varphi\right)\tau_L\right] - \left(1-\varphi\right)\nabla P + \left(1-\varphi\right)\rho_L\vec{g} + \vec{F}.$$

Уравнение неразрывности для сплошной фазы:

$$\rho_L \frac{\partial\left(1-\varphi\right)}{\partial t} + \rho_L \nabla\left[\left(1-\varphi\right)\vec{\upsilon}_L\right] = r_V. \tag{2.5}$$

Уравнение движения для дисперсной (газовой) фазы:

$$\rho_G \frac{\partial\left(\varphi\vec{\upsilon}_G\right)}{\partial t} + \rho_G \nabla\left(\varphi\vec{\upsilon}_G\vec{\upsilon}_G\right) = -\nabla\left(\varphi\tau_G\right) - \varphi\nabla P + \varphi\rho_G\vec{g} - \vec{F}. \tag{2.6}$$

Уравнение неразрывности для дисперсной фазы:

$$\rho_G \frac{\partial\varphi}{\partial t} + \rho_G \nabla\left(\varphi\vec{\upsilon}_G\right) = -r_V. \tag{2.7}$$

Тензор касательных напряжений в жидкой фазе τ_L:

$$\tau_L = -\mu_{эфф,L}\left[\nabla\vec{\upsilon}_L + \left(\nabla\vec{\upsilon}_L\right)^T - \frac{2}{3}I\left(\nabla\vec{\upsilon}_L\right)\right], \tag{2.8}$$

где эффективная вязкость:

$$\mu_{эфф,L} = \mu_L + \mu_{T,L} + \mu_{BI,L}. \tag{2.9}$$

Для расчета составляющей коэффициента турбулентной вязкости, учитывающей турбулизацию слоя при движении пузырей, предлагается уравнение:

$$\mu_{BI,L} = C_{\mu,BI}\rho_L \varphi d_B \left|\vec{\upsilon}_G - \vec{\upsilon}_L\right|. \qquad (2.10)$$

Тензор касательных напряжений в газовой фазе τ_G:

$$\tau_G = -\mu_{эфф,G}\left[\nabla\vec{\upsilon}_G + \left(\nabla\vec{\upsilon}_G\right)^T - \frac{2}{3}I\left(\nabla\vec{\upsilon}_G\right)\right]. \qquad (2.11)$$

Эффективная вязкость газовой фазы связана с эффективной вязкостью жидкой фазы приближенным соотношением:

$$\mu_{эфф,G} \approx \frac{\rho_G}{\rho_L}\mu_{эфф,L}\ . \qquad (2.12)$$

В общем случае, сила межфазового взаимодействия фаз $\vec{F}$, включает силу сопротивления, подъемную силу, силу виртуальной массы и другие силы. Сравнение результатов эксперимента с численными расчетами силы $\vec{F}$, проведенное по различным методикам, показало, что в зоне барботажа преобладающей является сила межфазного взаимодействия фаз $\vec{F}$, определяемая силой сопротивления:

$$F_i = -\frac{3}{4}\varphi(1-\varphi)\rho_L\frac{C_D}{d_B}\left|\vec{\upsilon}_G - \vec{\upsilon}_L\right|\left(\upsilon_{G,i} - \upsilon_{L,i}\right). \qquad (2.13)$$

Для k – фазы закон сохранения массы компонента в соответствии с двужидкостной моделью записывается в следующей виде:

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\rho_k\varphi_k C_k\right) + \nabla\left(\rho_k\varphi_k \vec{\upsilon}_k C_k\right) = \nabla\left(\rho_k\varphi_k \Gamma_k \nabla C_k\right) + \varphi_k R_k + r_{C,k}. \qquad (2.14)$$

Уравнение переноса тепла для k – фазы имеет вид:

$$\frac{\partial\left(\rho_k\varphi_k H_k\right)}{\partial t} + \nabla\left(\rho_k\varphi_k H_k\vec{\upsilon}_k\right) = -\nabla\varphi_k\left(q_k + q_k^t\right) + \varphi_k\frac{DP_k}{Dt} + \\ + H_{k,s}r_V + \Phi_k + r_{T,k} + r_{T,k,\text{хим.}} \qquad (2.15)$$

Известно, что при увеличении диаметра колонны неравномерность распределения фаз становится значительной, что приводит к снижению эффективности процесса. Распределение потоков на тарелке может считаться равномерным при диаметре колонн до ~ 1,0 м [40]. При допущении о равномерном распределении дисперсной фазы в двухфазном потоке на тарелке имеем $\varphi = const$ по пространственным координатам.

Рассмотрим уравнения переноса массы компонента в дисперсной (газовой) фазе [28,31]:

$$u_G\frac{\partial C_G}{\partial x} + v_G\frac{\partial C_G}{\partial y} + w_G\frac{\partial C_G}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x}\left[\left(\left[D_G\right] + \lceil D_{TG}\rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial x}\right] + \\ + \frac{\partial}{\partial y}\left[\left(\left[D_G\right] + \lceil D_{TG}\rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial y}\right] + \frac{\partial}{\partial z}\left[\left(\left[D_G\right] + \lceil D_{TG}\rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial z}\right] + \frac{r_{c,G}}{\rho_G\varphi}, \qquad (2.16)$$

где C_G – концентрация компонента; X, Y, Z – пространственные координаты; $[D_G]$ – матрица коэффициентов молекулярной диффузии, м^2/с;

D_G – коэффициент турбулентной диффузии м^2/с; u_G, v_G, w_G – составляющие вектора скорости.

Так как изменение теплофизических свойств фаз на тарелке незначительно, то уравнение переноса энтальпии (2.15) можно записать используя температуру ($C_P = \text{const}$). Слагаемыми $\frac{D\ P_k}{Dt}$ и Φ_k в уравнении (2.15) в виду их незначительности по сравнению с другими членами можно пренебречь.

Рассмотрим уравнения переноса тепла в дисперсной (газовой) фазе:

$$u_G \frac{\partial T_G}{\partial x} + v_G \frac{\partial T_G}{\partial y} + w_G \frac{\partial T_G}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x}\left[\left(a_G + a_{TG}\right)\frac{\partial T_G}{\partial x}\right] + \\ + \frac{\partial}{\partial y}\left[\left(a_G + a_{TG}\right)\frac{\partial T_G}{\partial y}\right] + \frac{\partial}{\partial z}\left[\left(a_G + a_{TG}\right)\frac{\partial T_G}{\partial z}\right] + \frac{r_{T,G}}{\rho_G \varphi}, \quad (2.17)$$

где a_G, a_{TG} – коэффициенты молекулярной и турбулентной температуропроводимости; T_G – температура.

Объемный источник тепла $r_{T,G}$:

$$r_{T,G} = \left(K_T A\right)\left(T_G - T_L\right) / V_L. \quad (2.18)$$

Объемный источник массы компонента $r_{c,G}$:

$$r_{c,G} = \rho_G [K_c A]\left(C_G^* - C_G\right) / V_L, \quad (2.19)$$

гдеV_L – объем жидкой фазы, м^3; A – площадь межфазной поверхности, м^2; K_T – коэффициент теплопередачи; $[K_c A]$ – матрицы коэффициентов массопередачи, K_c - коэффициент массопередачи.

Движение двухфазного потока газ – жидкость на барботажной тарелке характеризуется тем, что скорость дисперсной (газовой) фазы намного больше скорости сплошной фазы. Поэтому, с учетом перекрестного движения фаз, справедливо: $w_G >> u_G$, $w_G >> v_G$.

Оценка слагаемых в уравнении сохранения массы в газовой фазе (2.16) показывает:

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} >> u_G \frac{\partial C_G}{\partial x};\ w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} >> v_G \frac{\partial C_G}{\partial y};$$

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} >> \frac{\partial}{\partial x}\left[\left(\left[D_G\right] + \lceil D_{TG} \rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial x}\right] + \\ + \frac{\partial}{\partial y}\left[\left(\left[D_G\right] + \lceil D_{TG} \rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial y}\right] + \frac{\partial}{\partial z}\left[\left(\left[D_G\right] + \lceil D_{TG} \rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial z}\right]. \quad (2.20)$$

Уравнение переноса массы компонента (2.16), после проведенной оценки, будет иметь вид: модели идеального вытеснения:

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} = \frac{r_{c,G}}{\rho_G \varphi}. \qquad (2.21)$$

Рассмотрим объем двухфазной смеси δV на барботажной тарелке. В выражении (2.21) заменим производную конечной разностью $\partial C_G / \partial z \approx \left(C_G - C_{GH}\right)/\delta z$ и умножим обе части на $\delta S \cdot \rho_G$:

$$\left(\delta S \rho_G\right) w_G \frac{C_G - C_{GH}}{\delta z} = \frac{r_{c,G}}{\rho_G \varphi}\left(\delta S \rho_G\right), \qquad (2.22)$$

или

$$\delta G\left(C_G - C_{GH}\right) = \delta M_G, \qquad (2.23)$$

где δM_G – изменение потока массы компонента в газовой (паровой) фазе в объеме δV, $\delta M_G = r_{c,G}\delta V$, кг/с.; δG – поток пара в объем δV, $\delta G = w_G \rho_G \varphi \delta S$, кг/с.

Таким же образом получим уравнение сохранения тепла в газовой фазе:

$$\delta G\left(H_G - H_{GH}\right) = \delta Q. \qquad (2.24)$$

Уравнения (2.23) и (2.24) являются известными уравнениями материального и теплового балансов для тарелок перекрестного типа.

Проанализировав особенности взаимодействия фаз на тарелке, можно сократить математическое описание процессов переноса в двухфазном потоке. Уравнения переноса импульса, массы и тепла записываются для сплошной (жидкой) фазы, а влияние дисперсной фазы учитывается объемными источниковыми членами и коэффициентами турбулентного обмена [14,31].

В качестве примера рассмотрим форму записи уравнений турбулентного движения жидкой фазы для тарелок с направленным вводом газа в жидкость. Направленный ввод газа или пара улучшает транспорт жидкости на контактном устройстве и используется для повышения производительности колонн [45,48]. Газовая струя вводится в слой жидкости в направлении сливного порога под углом θ относительно плоскости тарелки. Уравнения турбулентного движения с источником импульса для этого случая запишутся в следующей форме [14];

$$\begin{aligned} u\frac{\partial u}{\partial \xi} + \nu\frac{\partial u}{\partial r} + w\frac{\partial u}{\partial z} = -\frac{1}{\rho_ж}\frac{\partial P}{\partial \xi} + \frac{\partial}{\partial \xi}\left[\left(\nu + \nu_T\right)\frac{\partial u}{\partial \xi}\right] + \\ + \frac{\partial}{\partial r}\left[\left(\nu + \nu_T\right)\frac{\partial u}{\partial r}\right] + \frac{\partial}{\partial z}\left[\left(\nu + \nu_T\right)\frac{\partial u}{\partial z}\right] + r_p \cos\theta, \end{aligned} \qquad (2.25)$$

$$u\frac{\partial \nu}{\partial \xi}+\nu\frac{\partial \nu}{\partial r}+w\frac{\partial \nu}{\partial z}=-\frac{1}{\rho_{ж}}\frac{\partial P}{\partial r}+\frac{\partial}{\partial \xi}\left[\left(\nu+\nu_{T}\right)\frac{\partial \nu}{\partial \xi}\right]+$$
$$+\frac{\partial}{\partial r}\left[\left(\nu+\nu_{T}\right)\frac{\partial \nu}{\partial r}\right]+\frac{\partial}{\partial z}\left[\left(\nu+\nu_{T}\right)\frac{\partial \nu}{\partial z}\right], \quad (2.26)$$

$$u\frac{\partial w}{\partial \xi}+\nu\frac{\partial w}{\partial r}+w\frac{\partial w}{\partial z}=-\frac{1}{\rho_{ж}}\frac{\partial P}{\partial z}+\frac{\partial}{\partial \xi}\left[\left(\nu+\nu_{T}\right)\frac{\partial w}{\partial \xi}\right]+\frac{\partial}{\partial r}\left[\left(\nu+\nu_{T}\right)\frac{\partial w}{\partial r}\right]+$$
$$+\frac{\partial}{\partial z}\left[\left(\nu+\nu_{T}\right)\frac{\partial w}{\partial z}\right]+r_{p}\sin\theta, \quad (2.27)$$

где ξ, r, z – продольная, поперечная и вертикальная координаты двухфазного слоя на массообменной тарелке.

Взаимодействие фаз в уравнениях (2.25)–(2.27) учитывается объемными источниковыми членами r_p, r_x и r_t, которые характеризуют силу гидродинамического взаимодействия ΔJ, а в уравнениях массопереноса и теплопереноса количеством массы M_i i – компонента и тепла Q, передаваемых через межфазную поверхность, отнесенные к объему жидкости $V_ж$ на тарелке или к объему жидкости в локальной области (ячейке)

$$\vec{r}_p=\frac{\Delta J}{\rho_{ж}V_{ж}},\ \ r_{xi}=\frac{M_i}{V_{ж}},\ \ r_t=\frac{Q}{\rho c_p V_{ж}}. \quad (2.28)$$

Силу гидродинамического взаимодействия фаз (интенсивность обменом импульсом) представим в виде суммы

$$\Delta J=P_{y-x}+\bar{V}_{y-x}\Delta jA,$$

где P_{y-x} – межфазная сила, обусловленная силами трения и давления. Так, например, если сила трения значительно превышает силу давления, то значение P_{y-x} можно записать, используя коэффициент переноса импульса γ, средний градиент скорости $\Delta\bar{U}$ или среднее касательное напряжение

$$P_{y-x}=\rho_{ж}\gamma_{ж}\Delta\bar{U}A=\tau_{y-x}A.$$

Второе слагаемое $\bar{\nu}_{y-x}\Delta jA$ в предыдущем выражении характеризует обмен импульсом за счет фазовых превращений, где $\bar{V}_{y-x}$ – скорость движения межфазной поверхности. Как известно, для вязких сред в стационарном режиме $\bar{V}_{y-x}=\bar{U}_{гр}=\bar{W}_{гр}$. Тогда имеем

$$\Delta J=A\left(\bar{V}_{y-x}+\bar{U}_{гр}\Delta j\right),$$

где для эквимолярного переноса $\Delta j=0$.

Привести выражение для силы межфазного взаимодействия в общем случае не представляется возможным, так как она зависит в каждом конкретном случае от способа взаимодействия фаз, обусловленного

конструкцией контактного устройства и режимом работы массообменного аппарата.

2.4. Двумерная модель процессов переноса

В практике научных исследований широко применятся подход сокращения полного математического описания различных явлений до двух- или одномерных моделей. При этом должна сохраниться физическая картина явлений и требуемая точность расчета.

Одной из особенностей пенного режима работы барботажной тарелки является развитая турбулентность в жидкой фазе. Как показывают известные экспериментальные исследования, в этом режиме происходит практически полное перемешивание по высоте барботажного слоя в ядре жидкой фазы, поэтому справедливы следующие допущения:

$$\frac{\partial u_L}{\partial z}=0;\ \frac{\partial v_L}{\partial z}=0;\ \frac{\partial w_L}{\partial z}=0;\ \frac{\partial C_L}{\partial z}=0;\ \frac{\partial T_L}{\partial z}=0\ . \qquad (2.29)$$

Процессы переноса в двухфазном потоке на контактном устройстве, при установившемся режиме работы колонны, являются стационарными. Движение газа в слое жидкости на тарелке происходит преимущественно в вертикальном направлении. Так как в двухфазном потоке скорость газовой фазы намного больше скорости сплошной фазы: $\vec{\upsilon}_G >> \vec{\upsilon}_L$, то составляющие силы межфазового взаимодействия $\vec{F}$ в проекции на плоскость тарелки можно принять равным нулю:

$$F_x \approx 0;\ F_y \approx 0. \qquad (2.30)$$

В двухфазном потоке (барботажном слое) распределение дисперсной фазы в сплошной фазе принимается равномерным, то есть $\varphi = \text{const}$.

Система уравнений переноса импульса (2.25)-(2.27), массы и тепла в жидкой фазе, с учетом принятых допущений, преобразуется к виду [28]:

$$u_L\frac{\partial u_L}{\partial x}+v_L\frac{\partial u_L}{\partial y}=-\frac{1}{\rho_L}\frac{\partial P}{\partial x}+ \\ +\frac{1}{\rho_L}\frac{\partial}{\partial x}\left[\mu_{\text{эфф},L}\frac{\partial u_L}{\partial x}\right]+\frac{1}{\rho_L}\frac{\partial}{\partial y}\left[\mu_{\text{эфф},L}\frac{\partial u_L}{\partial y}\right], \qquad (2.31)$$

$$u_L\frac{\partial v_L}{\partial x}+v_L\frac{\partial v_L}{\partial y}=-\frac{1}{\rho_L}\frac{\partial P}{\partial y}+\frac{1}{\rho_L}\frac{\partial}{\partial x}\left[\mu_{\text{эфф},L}\frac{\partial v_L}{\partial x}\right]+ \\ +\frac{1}{\rho_L}\frac{\partial}{\partial y}\left[\mu_{\text{эфф},L}\frac{\partial v_L}{\partial y}\right], \qquad (2.32)$$

$$\frac{\partial u_L}{\partial x}+\frac{\partial v_L}{\partial y}=\frac{r_v}{\rho_L\left(1-\varphi\right)}, \qquad (2.33)$$

$$u_L \frac{\partial C_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial C_L}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x}\left[\left(\left[D_L\right] + \lceil D_{TL} \rfloor\right)\frac{\partial C_L}{\partial x}\right] +$$
$$+ \frac{\partial}{\partial y}\left[\left(\left[D_L\right] + \lceil D_{TL} \rfloor\right)\frac{\partial C_L}{\partial y}\right] + \frac{r_{c,L}}{\rho_L\left(1-\varphi\right)}, \quad (2.34)$$

$$u_L \frac{\partial T_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial T_L}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x}\left[\left(a_L + a_{TL}\right)\frac{\partial T_L}{\partial x}\right] +$$
$$+ \frac{\partial}{\partial y}\left[\left(a_L + a_{TL}\right)\frac{\partial T_L}{\partial y}\right] + \frac{r_{T,L}}{\rho_L\left(1-\varphi\right)C_{P,L}}, \quad (2.35)$$

$$r_v = \sum_{i=1}^{m} r_{C,Li}. \quad (2.36)$$

Вектор столбец источника массы $r_{C,L}$ имеет вид:

$$r_{C,L} = \rho_L\left[K_L A\right]\left(C_L^* - C_L\right)/V_L. \quad (2.37)$$

Источник тепла $r_{T,L}$:

$$r_{T,L} = \left(K_T A\right)\left(T_G - T_L\right)/V_L. \quad (2.38)$$

Для системы уравнений (2.31)–(2.35) устанавливаются следующие граничные условия (рис. 2.4) (симметричная модель) (табл. 2.1).

Таблица 2.1 Граничные условия к уравнениям переноса

При x=0,	$u_L = u_{L0}$,	$v_L = 0$,	$C_L = C_{L0}$,	$T_L = T_{L0}$;	(вход сплошной фазы на тарелку)	
При $x=\xi$,	$\frac{\partial u_L}{\partial x} = 0$,	$\frac{\partial v_L}{\partial x} = 0$,	$\frac{\partial C_L}{\partial x} = 0$,	$\frac{\partial T_L}{\partial x} = 0$;	(выход сплошной фазы из тарелки)	
При y=0,	$\frac{\partial u_L}{\partial y} = 0$,	$v_L = 0$,	$\frac{\partial C_L}{\partial y} = 0$,	$\frac{\partial T_L}{\partial y} = 0$;	(ось симметрии)	
При $y = y_{\text{ст}}(x)$	$u_L = 0$,	$v_L = 0$,	$\frac{\partial C_L}{\partial n} = 0$,	$\frac{\partial T_L}{\partial n} = 0$;	$\left(\frac{\partial P}{\partial n}\right) = \mu_L \frac{\partial^2 v_n}{\partial n^2}$	(на стенке колонны)

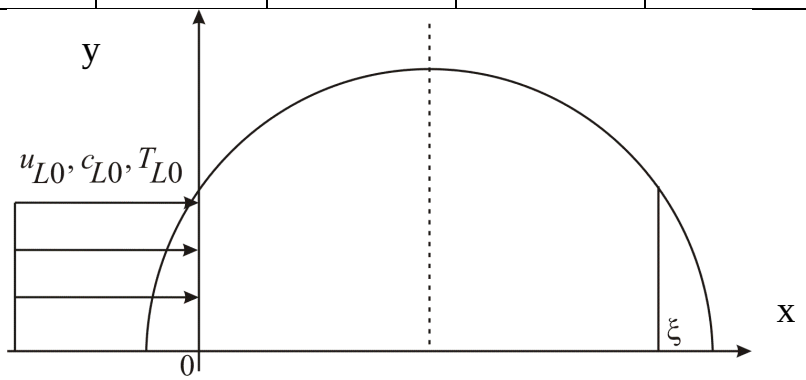


Рис. 2.4. Двумерная модель тарелки (вид сверху) (ξ – длина пути жидкости)

Распределение полей скоростей, концентраций и температур в жидкой фазе двухфазного потока на тарелке описывает система уравнений (2.31)–(2.35). Уравнения сохранения массы и тепла для дисперсной фазы, имеют вид уравнений материального (2.30) и теплового (2.31) баланса.

Для замыкания системы уравнений (2.31)–(2.35) ниже даны уравнения для коэффициентов турбулентного обмена ($\mu_{T,L}$, $D_{T,L}$, $a_{T,L}$), источников массы $r_{c,L}$ и тепла $r_{T,L}$.

Источники массы и тепла (2.35) связаны с объемными коэффициентами массо- и теплоотдачи и средними движущими силами процессов. Для бинарной смеси эти выражения имеют вид

$$r_x = (\beta a)_ж \left(C_L - C_{L\,гр}\right); \qquad r_t = (\alpha a)_ж \left(T_{L\,гр} - T_L\right),$$

где $(\beta a)_ж = (\beta a)_ж / V_ж$; $(\alpha a)_ж = (\alpha a)_ж / V_ж$ – объемные коэффициенты массо- и теплоотдачи, с$^{-1}$.

Уравнения (2.31)–(2.35) совместно с соответствующими краевыми условиями, с потоковыми соотношениями

$$M = (\beta A)_ж \left(C_L - C_{L гр}\right) = (\beta A)_г \left(C_{г гр} - C_г\right),$$

$$Q = (\alpha A)_ж \left(t_{гр} - t\right) = (\alpha A)_г \left(T - T_{гр}\right), \tag{2.39}$$

условиями равновесия

$$C_{г гр} = mC_{L гр} + b\,;\; T_{гр} = t_{гр}$$

и уравнениями баланса массы и тепла в фазах

$$LdC_L = GdC_Г,$$

$$Lc_{p\,ж}dt = Gc_{p\,г}dT \tag{2.40}$$

являются фундаментальным математическим описанием процессов массо-теплопереноса двухфазной среде.

В зависимости от конструкции контактного устройства система уравнений (2.31)–(2.35) записывается для каждой характерной области или для всей рабочей зоны тарелки. Граничные условия к уравнениям задаются у приемного и сливного порогов тарелки (или характерной области), на стенках колонны и газораспределительных элементов (например, на стенках колпачков). Решение системы уравнений (2.31)–(2.35) дает распределение полей скоростей и давления в жидкости, концентраций и температур в фазах и позволяет рассчитать эффективность контактного устройства.

Для тарелки небольшого диаметра, при равномерном режиме работы, размер локального объема, по которому выполняется осреднение источниковых членов, будет равен объему всего барботажного слоя и в этом случае масштабные эффекты отсутствуют. При увеличении масштаба аппарата появляются гидродинамические неоднородности, вызванные гидравлическим уровнем жидкости и неравномерным профилем скорости газа в сечении колонны. Это является причинами неравномерного

распределения поверхности контакта фаз, газосодержания и высоты двухфазного слоя, а также профиля скорости жидкости в поперечных сечениях тарелки. Число локальных объемов, где можно допустить равномерное распределение фаз, в этом случае возрастает. В каждом объеме коэффициенты турбулентного обмена и источниковые члены принимаются независимыми от пространственных координат и их параметры определяются гидромеханическими характеристиками и физическими свойствами двухфазной среды [14,31].

***Гидродинамика** – раздел физики сплошных сред, изучающий движение жидкостей и газа. Осуществляется переход от реальной среды, состоящий из большого числа отдельных атомов и молекул, к абстрактной сплошной среде, для которой и записываются уравнения.*
Википедия

ГЛАВА 3

ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ И СТРУКТУРНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ БАРБОТАЖА

Структура двухфазных потоков весьма разнообразна и определяется размерами и распределением элементов дисперсной фазы в сплошной. Возможны следующие виды движения: раздельное движение двух фаз, имеющие одну общую границу раздела; движение смеси с распределением дисперсной фазы, близком к равномерному, и движение с неравномерным распределением фаз. Описание закономерностей движения двухфазных систем осложняется неоднородностью их состава и различием скоростей движения [10,19,23,25,38].

Теоретическое описание процессов переноса в двухфазных средах связано с тем или иным упрощением реальной гидродинамической обстановки или идеализацией свойств среды.

3.1. Движение пузырей

Рассмотрим движение пузырьков в слое ньютоновской жидкости. При малой скорости движения небольших частиц в неподвижной среде на поверхности тела образуется ламинарный пограничный слой и тело плавно обтекается потоком. Потеря энергии в этом случае связана в основном с преодолением сил трения. С увеличением скорости движения частицы все большую роль начинают играть силы инерции. Под действием этих сил пограничный слой в кормовой части дисперсного элемента отрывается от поверхности, что приводит к образованию беспорядочных местных завихрений в данном пространстве. Начиная с некоторых значений критерия Рейнольдса Re, роль лобового сопротивления становится преобладающей и сопротивление трения можно практически не учитывать.

Для плохообтекаемых тел (сфера, цилиндр и др.) даже относительно небольшое увеличение значения критерия Re приводит к отрыву потока. Так, для твердой сферы уже при Re≈20 наблюдается отрыв пограничного слоя с образованием возвратно - вихревых течений в кормовой части, где $\mathrm{Re} = Ud/\nu$ – число Рейнольдса; U – скорость и d – диаметр частицы.

Движение дисперсных частиц с подвижной межфазной поверхностью имеет ряд особенностей по сравнению с движением твердых тел. На

подвижной поверхности раздела фаз касательная составляющая скорости отлична от нуля, вследствие чего внутри капли или пузыря возникает циркуляция среды, что способствует лучшему обтеканию, и отрыв потока начинается при более высоких значениях числа Re, чем для твердой сферы. Вследствие этого скорость движения пузырей больше скорости твердой частицы того же диаметра и одинаковой плотности. Кроме этого необходимо учитывать, что при определенных значениях критериев Рейнольдса и Вебера пузыри начинают деформироваться и колебаться, из-за чего происходит резкое увеличение коэффициента сопротивления по сравнению с твердой сферой при одинаковых числах Рейнольдса.

Значение числа Вебера We зависит от коэффициента поверхностного натяжения, на значение которого сильно влияет присутствие поверхностно - активных веществ (ПАВ) на границе раздела фаз. При обтекании пузырьков концентрация ПАВ вдоль их границы может быть переменной вследствие конвективной диффузии. В результате вдоль границы образуется градиент поверхностного натяжения, что приводит к появлению дополнительных касательных напряжений и приближает свойства поверхности небольших пузырьков к твердой поверхности.

Изучению закономерностей движения пузырей в жидкости посвящено большое число работ, в которых использованы обширные экспериментальные результаты многих исследователей.

Если газ распределяется в жидкости, проходя через одиночное отверстие, то при относительно небольшом расходе он барботирует сквозь жидкость в виде отдельных свободно всплывающих пузырей (свободное движение).

Определим диаметр d пузыря в момент его отрыва. Обозначим через $d_{\text{о}}$ диаметр отверстия, $\rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{г}}$ – плотности жидкости и газа соответственно и σ – поверхностное натяжение.

При свободном движении образующийся у отверстия пузырь сначала увеличивается в диаметре, а затем отрывается, это происходит когда подъемная (архимедова) сила, $\frac{\pi d^3}{6} g\left(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}\right)$, и сила сопротивления отрыву, зависящая от поверхностного натяжения и диаметра отверстия равны. Тогда:

$$d = \sqrt[3]{\frac{6 d_{\text{о}} \sigma}{g\left(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}\right)}}\,. \qquad (3.1)$$

Из уравнения (3.1) следует, что при свободном движении диаметр пузыря не зависит от расхода газа, а определяется диаметром отверстия и физическими свойствами жидкости. С увеличением расхода газа возрастает лишь число пузырей, отрывающихся в единицу времени, или частота отрыва.

В интервале расходов газа $V_{\text{г}} = 0 - 80$ см^3/с, вязкости $\mu_{\text{ж}} = 0{,}001 - 1$ Па·с и диаметра сопла $d_{\text{о}} = 0{,}2 - 6$ мм Gaddis и Vogelpohl для отрывного диаметра пузыря получено:

$$d=\left(\frac{6d_{\text{о}}\sigma}{\rho_{\text{ж}}g}\right)^{1/3}+\left(\frac{81\mu_{\text{ж}}V_{\text{г}}}{\pi g}\right)^{1/4}+\left(\frac{135V_{\text{г}}^2}{4\pi^2 g}\right)^{1/5}. \qquad (3.2)$$

Когда расход газа достигает критического значения, последовательность образующиеся у отверстия пузыри не успевают оторваться один от другого и движутся в виде цепочки, соприкасаясь друг с другом.

Средний объемно–поверхностный диаметр в этом режиме связан с удельной поверхностью a_v контакта фаз и объемным газосодержанием φ:

$$d=\frac{6\varphi}{a_v}. \qquad (3.3)$$

Силы, действующие на пузырек в жидкости

Полагая, что всплывающий пузырек сохраняет сферическую форму, можно записать выталкивающую его Архимедову силу $F_{\text{А}}$, которая обусловлена различием плотностей жидкости $\rho_{\text{ж}}$ и газа в пузырьке $\rho_{\text{г}}$:

$$F_{\text{А}}=\frac{4}{3}\pi R^3(\rho_{\text{ж}}-\rho_{\text{г}})g\approx\frac{4}{3}\pi R^3\rho_{\text{ж}}g, \text{ при } \rho_{\text{г}}<<\rho_{\text{ж}}. \qquad (3.4)$$

При движении пузырька в жидкости возникает сопротивление, для преодоления которого и обеспечения равномерного движения пузырька должна быть затрачена энергия. Сила сопротивления среды движущемуся в ней пузырьку $F_{\text{с}}$ может быть выражена формулой:

$$F_{\text{с}}=\xi S\frac{\rho_{\text{ж}}U^2}{2}, \qquad (3.5)$$

где S – площадь проекции пузырька на плоскость, перпендикулярную направлению движения, м^2; U – скорость движения пузырька, м/с; ξ – коэффициент гидродинамического сопротивления среды.

Режим движения пузырей определяется величиной критерия Рейнольдса для пузыря

$$\text{Re}=\frac{Ud\rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}}. \qquad (3.6)$$

Возникающее сопротивление зависит от режима движения и формы обтекаемого тела:

– при ламинарном режиме используется формула ($\text{Re}<1$)

$$\xi=\frac{16}{\text{Re}}, \qquad (3.7)$$

и соответствует условию безотрывного обтекания пузырька.

Для области $0{,}1<\text{Re}<10$ известна формула:

$$\xi=\frac{16}{\text{Re}}+(1+\text{Re}/32)^{-1}. \qquad (3.8)$$

Коэффициент сопротивления газового пузыря при 10<Re<200 по формуле Мура имеет вид:

$$\xi = \frac{48}{\mathrm{Re}}\left(1 - \frac{2,2}{\mathrm{Re}^{1/2}}\right). \qquad (3.9)$$

Уравнение (3.9) дает удовлетворительное согласование с экспериментом (рис. 3.1) для пузырей по форме близкой к сферической.

При $\mathrm{Re}>1,4$ известна апроксимационная зависимость

$$\xi = \frac{14,9}{\mathrm{Re}^{0,78}}. \qquad (3.10)$$

При числах Re более 200 начинается значительная деформация пузырей, и коэффициент сопротивления резко возрастает (рис. 3.1, 3.2). Аналогично ведут себя капли [10,38].

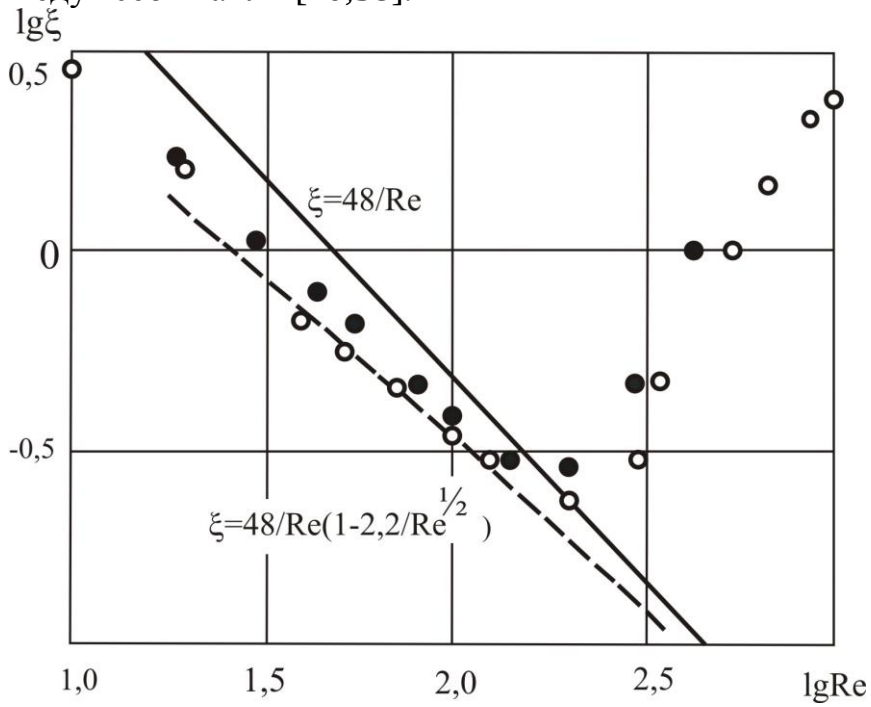


Рис. 3.1. Коэффициент сопротивления газовых пузырьков, поднимающихся в различных жидкостях. Точки соответствуют экспериментальным данным Хабермана и Мортона (1953) для двух жидкостей (см. G.Batchelor, 1970), сплошная прямая линия соответствует $\xi = 48/\mathrm{Re}$;• – этиловый спирт 13 %; ◦ – Варсол (Varsol)

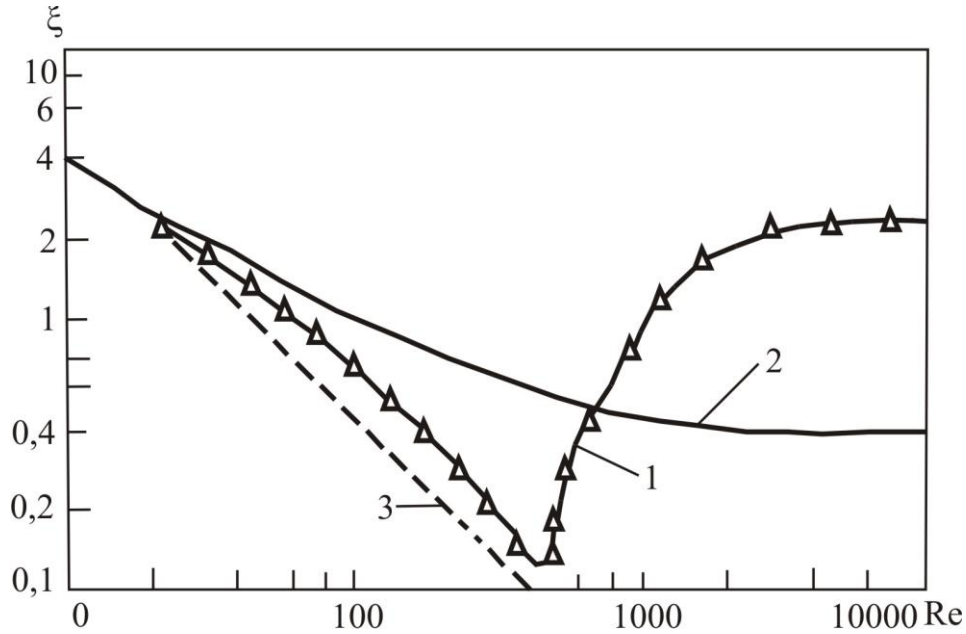


Рис. 3.2. Зависимости коэффициентов сопротивления от критерия Рейнольдса: 1 – пузырьки воздуха в воде (экспериментальные данные Хабермана и Мортона); 2 – твердые частицы; 3 – решения Левича для движения пузырей при умеренных значениях критерия Рейнольдса

Как видно из рис. 3.1, 3.2 при Re<200 коэффициент сопротивления газового пузыря меньше сопротивления твердой сферы. Это объясняется подвижной поверхностью раздела фаз и коэффициент сопротивления пузыря (3.7) в ламинарном режиме в 1,5 раза меньше коэффициента сопротивления твердой частицы.

Помимо силы сопротивления среды на пузырёк может действовать сила тяжести $F_т$, вызванная взаимодействием пузырька воздуха со взвешенными частицами загрязнений. При всплывании пузырька в чистой воде можно принять силу тяжести $F_т$=0. В случае возникновения акта флотации сила тяжести изменяется в зависимости от массы захваченной дисперсной фазы, не является постоянной величиной и может быть определена исходя из второго закона Ньютона:

$$F_т = mg = n\rho_т \frac{\pi d^3}{6} g\,, \qquad (3.11)$$

где n – количество захваченных частиц загрязнений, для случая монодисперсных частиц.

Значение коэффициента сопротивления пузырьков сильно зависит от присутствия поверхностно – активных веществ (ПАВ) на границе раздела фаз. Концентрация ПАВ вдоль их границы может быть переменной из-за конвективной диффузии. В результате образуется градиент поверхностного натяжения, что приводит к появлению касательных напряжений и приближает свойства пузырьков к твердой поверхности. Поэтому при наличии ПАВ в жидкостях пузырьки могут двигаться как твердые сферы.

Форма пузырьков

Скорость всплывания, а также гидродинамическое поле пузырька в значительной степени зависят от его формы. Предполагается, что форма пузырька очень мало отличается от сферической, поэтому имеет смысл заранее определить границы этого допущения.

Условие сферичности может быть получено путем сравнения капиллярных сил, стремящихся придать пузырьку сферическую форму, и сил гидродинамического давления, стремящихся его сплюснуть. В этом случае условие сферичности примет вид:

$$R << \left(\frac{\sigma}{\rho_ж g} \right)^{1/2}, \qquad (3.12)$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м.

По данным Рулёва критерий сферичности имеет несколько иной вид:

$$R << \left(\frac{g\nu^4}{\rho_ж \sigma^3} \right)^{1/5}. \qquad (3.13)$$

При исследовании формы пузырьков, всплывающих при малых числах Рейнольдса, было получено следующее выражение:

$$0,21\mathrm{We} << 1, \qquad (3.14)$$

где We – число Вебера, определяемое по формуле:

$$\mathrm{We} = \frac{\rho_ж 2RU^2}{\sigma}. \qquad (3.15)$$

При малых деформациях форма пузырька близка к сплющенному в направлении движения эллипсоиду вращения. Степень деформации характеризуется величиной χ, равной отношению большой и малой полуосей эллипсоида.

Wellek и Agrawal получили простую эмпирическую формулу:

$$\chi = 1 + 0,091\mathrm{We}^{0,95}. \qquad (3.16)$$

На основании экспериментальных данных различных исследователей можно заключить, что при наличии поверхностно активных веществ пузырьки сохраняют в воде сферическую форму вплоть до радиусов около 1 мм. Следует заметить, что поверхность даже столь маленьких пузырьков испытывает колебательные движения. Однако амплитуда этих колебаний настолько мала, что форму пузырька и его гидродинамическое поле можно считать стационарным.

Скорость движения пузырьков

В экспериментах В.Г. Левича по измерению скорости всплывания пузырьков менее 0,01 см в диаметре (Re<1) в различных средах, было установлено, что пузырьки ведут себя как твёрдые шарики, а их скорость можно определить по следующей формуле:

$$U_s = \frac{2}{9}\frac{gR^2}{\nu}, \qquad (3.17)$$

где индекс s означает стоксовский режим всплывания; R – радиус пузырька, м; ν – кинематическая вязкость сплошной среды, м^2/с.

Предлагается определять скорость всплывания газового пузырька в воде по уравнению Адамара–Рыбчинского:

$$U_s = \frac{1}{3}\frac{gR^2}{\nu}. \qquad (3.18)$$

Уравнение (3.18) применимо при числах Рейнольдса Re<1, что соответствует диаметру всплывающих пузырьков до 0,4 мм. Сопоставление уравнения (3.18) с уравнением Стокса показывает, что скорость всплывания пузырьков выше скорости всплывания твердых шариков в 1,5 раза. Это объясняется подвижностью поверхности раздела фаз жидкость–газ.

В.Г. Левич получил для области $\mathrm{Re} = 50 \div 800$, которой соответствуют диаметры пузырьков от 0,4 до 2 мм, теоретическое решение уравнения скорости всплывания:

$$U_p = \frac{1}{9}\frac{gR^2}{\nu}, \qquad (3.19)$$

где индекс p означает потенциальный режим всплывания.

Для расчета скорости движения пузырьков можно использовать следующие полуэмпирические формулы: при ламинарном режиме (Re<2)

$$U = \frac{2g(\rho_ж - \rho_г)R_э^2}{9\mu}, \qquad (3.20)$$

при движении пузырей, имеющих форму сфероидов, в интервале $2 < \mathrm{Re} < A^{0,42}$

$$U = 1{,}81 R_э^{1,28} / \nu^{0,52}, \qquad (3.21)$$

где $A = \dfrac{\sigma}{g(\rho_ж - \rho_г)R_э}$ – безразмерный комплекс; $R_э$ – эквивалентный радиус пузырька, м.

В интервале $4A^{0,42} < \mathrm{Re} < 3A^{0,5}$

$$U = 1{,}35\left(\frac{\sigma}{(\rho_ж - \rho_г)R_э}\right)^{0,5}. \qquad (3.22)$$

При движении грибообразных пузырей ($\mathrm{Re} > 3A^{0,5}$)

$$U = 1{,}53\left(\frac{g\sigma(\rho_ж - \rho_г)}{\rho_ж^2}\right)^{0,25}. \qquad (3.23)$$

При Re>150 известна приближенная формула:

$$U \approx \sqrt{gR} \text{ и } \xi \approx 2{,}63. \qquad (3.24)$$

Для области $\mathrm{Re} > 800$ (диаметр пузырьков 2–15 мм) рекомендуется принимать скорость всплывания пузырьков равной 26–30 см/с.

Пузырьки диаметром более 15 мм ($\mathrm{Re} > 4500$) всплывают с несколько большими скоростями 35–40 см/с, но оказываются малоустойчивыми и дробятся на более мелкие (рис. 3.3).

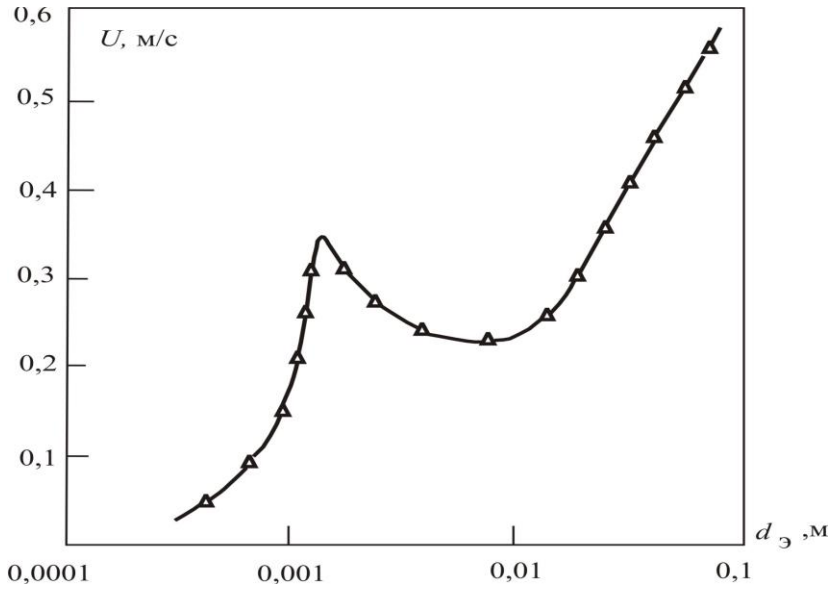


Рис. 3.3. Зависимости скорости всплытия пузырей в воде от эквивалентного диаметра; экспериментальные данные Хабермана и Мортона

Для вычисления скорости всплытия плоского сфероида из условия баланса сил Кутателадзе получил следующую формулу:

$$U = \left(\frac{4\sigma g \Delta\rho}{\xi^2 \rho_ж^2} \right)^{0,25}, \qquad (3.25)$$

где по экспериментальным данным коэффициент $\xi = 1 - 1,5$.

При интенсивном барботаже получается полидисперсная система пузырей и диаметр, и скорость пузыря вычисляется затруднительно. Большинство исследователей рекомендует формулу аналогичную (3.23) и (3.25):

$$U = 1,5 \left(\sigma g \frac{\Delta\rho}{\rho_ж^2} \right)^{0,25}. \qquad (3.26)$$

Исследования показали, что совпадение теоретических и экспериментальных данных по всплыванию газовых пузырьков в жидкости имеет место лишь при исключительной чистоте взаимодействующих сред. Присутствие небольших примесей поверхностно активных веществ в жидкости приводит к уменьшению скорости всплывания пузырьков.

Если скорость газа в аппарате превышает скорость свободного всплывания пузырьков, то средняя скорость движения газа в двухфазном слое будет зависеть от газосодержания φ и составит

$$U_г = \frac{W_г}{\varphi}, \qquad (3.27)$$

где $W_г$ – скорость газа в свободном сечении аппарата (без жидкости), м/с.

3.2. Гидродинамические режимы работы тарелок

Основное влияние на эффективность тарелок любых конструкций оказывают гидродинамические условия их работы. Эти условия в значительной мере зависят от скорости газа и в существенно меньшей – от плотности орошения и физических свойств фаз. В зависимости от скорости газа различают три основных гидродинамических режима работы тарельчатых аппаратов: пузырьковый, пенный и струйный (или инжекционный). Эти режимы различаются структурой газожидкостного слоя на тарелке, которая в основном определяет его гидравлическое сопротивление, высоту и поверхность контакта на тарелке [13,16,50].

Барботажный режим. При низких скоростях газа пузырьки поднимаются независимо друг от друга в близком контакте. По мере увеличения скорости газа они деформируются и образуют ячеистую структуру. Дальнейшее увеличение нагрузок по газу приводит к турбулентному перемешиванию потоков. Следовательно, барботажный режим соответствует таким нагрузкам, когда газ распределен в жидкости.

Средний радиус сферического пузырька равен

$$R = \left(\frac{R_0 \sigma}{g(\rho_ж - \rho_г)} \right)^{0,33}, \qquad (3.28)$$

где R_0 - радиус отверстия на тарелке, м; σ - поверхностное натяжение, Н/м.

Пенный режим возникает при увеличении скорости газа, когда его пузырьки, выходящие из прорезей или отверстий, сливаются в струи, которые вследствие сопротивления барботажного слоя разрушаются (на некотором расстоянии от места истечения) с образованием большого числа мелких пузырьков. При этом на тарелке образуется газожидкостная система – *пена,* которая является нестабильной и разрушается мгновенно после прекращения подачи газа. Основной поверхностью контакта фаз в такой системе является поверхность пузырьков, а также струй газа и капель жидкости над газожидкостной системой, которые образуются при разрушении пузырьков газа в момент их выхода из барботажного слоя. Поверхность контакта фаз при пенном режиме наибольшая, поэтому пенный режим обычно является наиболее рациональным режимом работы тарельчатых аппаратов $\left(W_к \sqrt{\rho_г}\right)$>0,4.

Теоретические и экспериментальные исследования показывают, что значительное количество вещества при массообмене (до 75–100 %) передается на небольшом расстоянии от входа газа в слой жидкости, т.е. в

газовых струях. Это явление получило название «входного эффекта» или активного участка[2,14] (см. далее).

Для определения границ режима подвижной пены можно использовать критерий Фруда $\mathrm{Fr} = W_{\text{к}}^2 / (gh_{\text{сп}})$, где в качестве линейного размера принимается высота сливной планки.

При $\mathrm{Fr} = 1{,}0 \div 1{,}3$ - переход от режима ячеистой пены к подвижной; при $\mathrm{Fr} = 5$ - переход к инжекционному режиму; при $\mathrm{Fr} > 10$ - развитый инжекционный режим.

Струйное истечение газа в жидкость. По исследованиям Абрамовича Г.Н. компактная газожидкостная струя состоит из трех участков (рис. 3.4): 1 – начальный; 2 – переходный; 3 – основной участок струи [56].

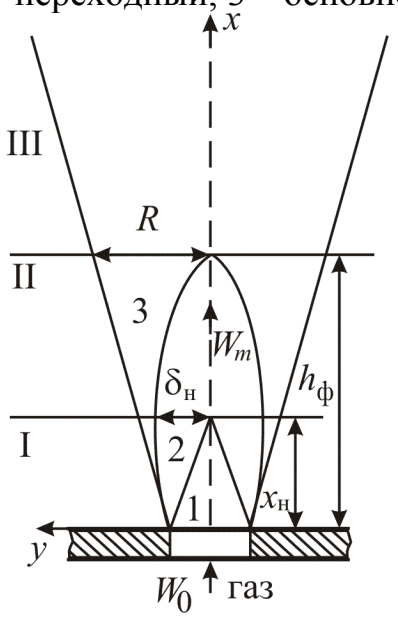


Рис. 3.4. Компактная газожидкостная струя

Начальный участок струи имеет ядро чистого газового потока I, в которое жидкость не проникает и его газосодержание $\alpha = 1$. Ядро окружено газокапельной 2(α >0,75) и далее пузырьковой 3 структурой α <0,75.

Для компактной газовой струи скорость газа в ее начальном сечении радиуса R_0 определяется скоростью истечения газа W_0. Для барботажных тарелок начальную скорость газа в отверстиях газораспределительного устройства определим из выражения

$$W_0 = \frac{W_{\text{к}} S_{\text{к}}}{n S_0}, \tag{3.29}$$

где $S_{\text{к}}$ – свободная площадь колонны; S_0 – площадь одного отверстия; n – количество отверстий на тарелке; $W_{\text{к}}$ – скорость газа в колонне, м/с.

Основными параметрами начального участка струи являются: относительная длина – $x_{\text{н}}$; полутолщина или радиус поперечного сечения – $\delta_{\text{н}}$; скорость на оси струи – W_T. Эти параметры имеют следующие значения

$$x_{\text{н}} = 2{,}36 R_0; \;\; \delta_{\text{н}} = 2{,}2 R_0; \;\; W_T = W_0. \tag{3.30}$$

Одним из основных свойств компактной газожидкостной струи является постоянство статического давления во всей области течения, вследствие чего скорость на начальном участке остается постоянной. При равномерном поле скорости в начальном сечении струи границы пограничного слоя представляют собой расходящиеся поверхности, которые начинаются от кромки отверстия. С внешней стороны пограничный слой струи соприкасается с жидкостью, которая движется по плоскости тарелки в поперечном, относительно струи, направлении.

Между концом начального участка компактной газожидкостной струи и участком, в котором устанавливается полностью пузырьковая структура, помещается переходный участок смешанной структуры – у периферии каждого сечения находится пузырьковая зона, а в средней части – газокапельная. Основная особенность переходного участка состоит в том, что здесь происходит расширение той части поперечного сечения, которая занята пузырьковой структурой.

Основной участок струи состоит полностью из пузырьковой структуры и характеризуется малой скоростью движения пузырей.

Выражение для расчета средней скорости на межфазной поверхности струи $U_{\text{гр}}$ получено в виде [28]:

$$U_{\text{гр}} = W_0 - u_{*\text{г}}\sqrt{R_{1\text{г}}}\,\text{arctg}\sqrt{R_{1\text{г}}}\,. \tag{3.31}$$

где: $R_{1\text{г}} = 11{,}6\dfrac{W_{\text{о}}}{u_{*\text{г}}}\sqrt{\dfrac{C_{f0\text{г}}}{2}}$, $C_{f0\text{г}} = \dfrac{0{,}073}{\text{Re}_{0\text{г}}^{0{,}2}}$, $\text{Re}_{0\text{г}} = \dfrac{W_{\text{о}} l}{\nu_{\text{г}}}$, (3.32)

здесь $l = h_{\text{ф}}$ высота газовой струи до распада на пузыри, м.

Среднее касательное напряжение на межфазной поверхности струи вычисляется с использованием выражения [28]

$$\tau = \frac{\rho_{\text{г}}(W_0^2 - W_{\text{п}}^2)}{4} + \frac{\rho_{\text{ж}} g h_{\text{ф}}}{2}\,. \tag{3.33}$$

Средняя скорость газа в сечении распада струи на пузыри составляет $W_{\text{п}} = W_{\text{к}}/\varphi$, где $\varphi \approx 0{,}75$ – газосодержание в данном сечении. На основе использования выражения (3.33) и потокового соотношения $\tau_{\text{г}} = u_{*\text{г}}^2\rho_{\text{г}} = \tau_{\text{ж}} = u_{*\text{ж}}^2\,\rho_{\text{ж}}$ можно вычислить динамическую скорость в газовой и жидкой фазах на межфазной поверхности струи, а по уравнению (3.31) среднюю скорость на межфазной поверхности.

Инжекционный режим. Дальнейшее увеличение нагрузок по газу приводит к тому, что непрерывной фазой становится газ, а дисперсной – жидкость. Структура дисперсной системы в инжекционном режиме характеризуется наличием значительных газовых пустот, подвижных агрегатов жидкости с мелкими пузырями и циркуляционными токами по высоте слоя. Характерной особенностью дисперсной системы в этом режиме является также наличие интенсивных пульсаций газосодержания и перепада

давления в слое. Для инжекционного режима характерно также интенсивное обновление поверхности контакта фаз газовых агрегатов и исключительная устойчивость пузырей небольшого размера в агрегатах жидкости.

Гидродинамические режимы работы провальных тарелок специфичны тем, что нормальная их работа возможна только после достижения определенной скорости газа. При низких скоростях газа жидкость на тарелке не задерживается, так как мала сила трения на поверхности контакта жидкости и газа.

При увеличении скорости газа наступает режим работы, который сопровождается резким увеличением гидравлического сопротивления из-за возникновения на тарелке слоя жидкости. При этом могут возникать ранее рассмотренные гидродинамические режимы. Верхней границей скорости является скорость захлебывания.

Для тарельчатых колонн со сливными устройствами характерна *гидродинамическая неравномерность* по длине тарелке, которая является следствием гидравлического сопротивления движению жидкости по длине тарелки. Эта неравномерность объясняется тем, что при движении жидкости по тарелке ее уровень повышается (например, из – за наличия колпачков или под действием перпендикулярного потока проходящего через жидкость газа), по длине пути движения жидкости возникает гидравлический градиент. Такое явление приводит к неравномерному распределению газа по площади тарелки: большая часть газа движется через часть тарелки, прилегающую к сливному порогу, где уровень жидкости ниже, что становится особенно заметно на тарелках больших диаметров, когда величина гидравлического градиента значительна. Для снижения гидравлического градиента в аппаратах большого диаметра (от 1 – 2 м и выше) уменьшают путь прохождения жидкости.

Характеристиками дисперсных или барботажных систем газ-жидкость в массообменных аппаратах являются: удельная поверхность контакта фаз, задержка жидкости, объемное газосодержание, относительная плотность и высота дисперсной системы и средний диаметр пузыря или капель. Из перечисленных характеристик первые две – основные, определяющие массопередачу и гидродинамику двухфазных течений.

Удельная поверхность контакта фаз рассчитывается обычно на единицу объема дисперсной системы (a_v) или на единицу поверхности контактного устройства (a_f). *Задержка жидкости* ($h_{ст}$) – это количество жидкости, удерживаемое в гетерогенной системе газ-жидкость. В аппаратах без фиксированной поверхности контакта фаз задержка жидкости определяется уровнем жидкости или высотой столба светлой жидкости. *Газосодержание* представляет собой отношение объема, занятого газом, к общему объему дисперсной системы. Плотность дисперсной системы обычно определяется по отношению к плотности чистой, невспененной жидкости. В аппаратах с поверхностью контакта, образуемой в процессе взаимодействия фаз, высота дисперсной системы $H_П$ является величиной переменной, в то

время как в аппаратах с фиксированной поверхностью контакта фаз она совпадает с высотой аппарата. При усреднении диаметров пузырей или капель в дисперсных системах газ – жидкость обычно пользуются средним объемно-поверхностным диаметром.

Поток газа увлекает капли жидкости, а иногда и струи жидкости и уносит их с нижележащего контактного устройства на вышележащее. При малоинтенсивных режимах взаимодействия фаз унос жидкости по массе состоит в основном из мелких витающих капель, размеры которых при максимальной плотности вероятности их распределения для систем с поверхностным натяжением жидкости порядка $(5\div10)\cdot10^{-3}$ Н/м составляют 5-10 мкм. С увеличением нагрузки по газу заметно увеличивается доля крупных капель в массовом уносе жидкости и размеры их с максимальной плотностью вероятности распределения для систем с поверхностным натяжением жидкости $(20\div40)\cdot10^{-3}$ Н/м достигают уже 3 – 6 мм.

Количество жидкости, увлекаемое потоком газа, зависит от способа взаимодействия фаз, т.е. главным образом от конструкции контактного устройства, гидродинамического режима движения потоков и физических свойств газожидкостной системы.

Из-за сложности и недостаточной изученности механизма увлечения жидкости потоком газа даже в простейших условиях взаимодействия фаз, например при пленочном течении жидкости или барботаже, в настоящее время для обобщения опытных данных используют только эмпирические зависимости. При этом опытные данные, как правило, получают в результате испытания разных конструкций контактных устройств на гидродинамических моделях, т. е. в условиях без массопередачи.

Различают минимальную и максимальную предельные нагрузки по газу и жидкости, отвечающие началу и прекращению устойчивой и эффективной работы контактных устройств соответственно или резкой смене гидродинамических режимов движения потоков. При минимальных предельных нагрузках на контактных устройствах с переливами прекращается значительный провал жидкости на нижележащую тарелку, а на провальных тарелках образуется устойчивый барботажный слой и в насадке интенсивно накапливается жидкость.

Максимальные предельные нагрузки для всех типов контактных устройств соответствуют захлебыванию или чрезмерному межтарельчатому уносу жидкости. Экспериментальное изучение гидродинамики потоков в массообменных аппаратах и обобщение обширного материала по эксплуатации промышленных колонн показывают, что предельные нагрузки для колонн, работающих под атмосферным или повышенным давлениях, определяются обычно захлебыванием тарелок, а для вакуумных колонн – чрезмерным межтарельчатым уносом жидкости.

Перенос импульса. Между процессами переноса импульса, массы и тепла почти всегда существует аналогия, поэтому в данном разделе наиболее подробно рассмотрен процесс переноса импульса в барботажном слое.

Для определения приближенной величины поверхности переноса *импульса* в барботажном слое найдем потерю энергии газового потока при движении в слое жидкости. Полный импульс газового потока состоит из трех основных составляющих: кинетической энергии газа на входе в слой; давления статического столба жидкости и архимедовой подъемной силы [28]

$$J_0 = \frac{\rho_г W_0^2}{2} S_0 + \rho_ж g h'_{ст} S_0 + V_г \left(\rho_ж - \rho_г\right) g, \qquad (3.34)$$

где $V_г$ – объем газа в барботажном слое, м^3; $h'_{ст}$ – высота статистического столба жидкости над отверстием истечения газа, м; W_0 – скорость газа в отверстии, м/с; S_0 – площадь отверстий, м^2.

На выходе из двухфазного слоя полный импульс газового потока равен

$$J_к = \frac{\rho_г W_к^2}{2} S_к, \qquad (3.35)$$

где $W_к$ – скорость газа (м/с) в свободном сечении колонны, площадью $S_к$, м^2.

Разность между J_0 и $J_к$ составляет потерю импульса газом в барботажном слое на тарелке

$$\Delta J_п = J_0 - J_к. \qquad (3.36)$$

Потеря энергии газового потока после входа в слой жидкости складывается из затрат энергии на трение в системе газ – жидкость, поверхностное натяжение и сопротивление формы пузырей:

$$\Delta J_п = S_э (\Delta P_{тр}^{п} + \Delta P_\sigma + \Delta P_{сф}), \qquad (3.37)$$

где $S_э$ – площадь сечения барботажного слоя, занятая газовым потоком в зоне пузырей, м^2; $\Delta P_{тр}^{п}$ – перепад давления, вызванный трением газа и жидкости на межфазной поверхности пузырей, Па; ΔP_σ – перепад давления, вызванный поверхностным натяжением, Па; $\Delta P_{сф}$ – перепад давления, вызванный сопротивлением формы пузырей, Па.

При струйном истечении газа в жидкость на участке струи энергия газа расходуется в основном на трение и преодоление сил поверхностного натяжения, а в зоне пузырей, кроме этого, на сопротивление формы. Известно, что при числе Рейнольдса для пузыря Re>100, что характерно для процесса барботажа на тарелке, роль сопротивления формы пузыря становится преобладающей и остальные составляющие сопротивления можно не учитывать.

Тогда для области барботажного слоя, расположенного выше сечения распада струи газа на пузыри, можно записать уравнение баланса сил

$$V_г \left(\rho_ж - \rho_г\right) g = \Delta P_{сф} S_э. \qquad (3.38)$$

Из соотношений (3.34) – (3.38) получим величину потери импульса газового потока, обусловленное трением на поверхности раздела фаз и поверхностным натяжением

$$\Delta J_{\tau-\sigma} = S_0\left(\frac{\rho_г W_0^2}{2} + \rho_ж\, g h'_{ст}\right) - \frac{\rho W_к^2}{2} S_к\,. \qquad (3.39)$$

Также значение $\Delta J_{\tau-\sigma}$ можно представить в известной форме

$$\Delta J_{\tau-\sigma} = \bar{\tau} A_a\,.$$

Отсюда, с учетом (3.39) найдено значение площади межфазной поверхности потери импульса [14,28]:

$$A_a = \left[S_0\left(\rho_г W_0^2/2 + \rho_ж g h'_{ст}\right) - \rho_г S_к W_к^2/2\right]\bar{\tau}^{-1}. \qquad (3.40)$$

Поверхность переноса A_a, характеризует участок поверхности раздела фаз, за пределами которого относительной движущей силой переноса импульса можно пренебречь. Поверхность A_a значительно меньше всей межфазной поверхности в барботажном слое и примерно равна поверхности газовых струй.

Составляющими касательного напряжения $\bar{\tau}$ на межфазной поверхности струи являются напряжения от сил трения и поверхностного натяжения:

$$\bar{\tau} = \rho u_*^2 + 2\sigma/R_э\,. \qquad (3.41)$$

Касательное напряжение $\tau_{тр}$ можно вычислить из уравнения движения вязкого газа, записанного в форме обобщенного уравнения Бернулли с учетом сил трения на межфазной поверхности струи:

$$P_0 + \frac{\rho_г W_0^2}{2} = P_п + \frac{\rho_г W_п^2}{2} + \Delta P_{тр}, \qquad (3.42)$$

где P_0, $P_п$ – статическое давление газа в сечении входа струи в слой жидкости и в сечении распада струи, Па; соответственно:

$$P_0 = \rho_ж g h'_{ст}, \quad P_п = \rho_ж g (h'_{ст} - h_ф), \qquad (3.43)$$

где $h_ф$ – высота газовой струи (факела) до распада на пузыри, м.

Пренебрегая действием сил внутреннего трения, удельную потерю импульса в струе газа запишем в виде: $\Delta P_{тр} = \tau_{тр}$. Тогда из уравнения (3.42) получено выражение (3.33) для среднего значения касательного напряжения.

3.3. Статический столб жидкости и газосодержание

От значений статического (исходного) столба жидкости $h_{ст}$ и газосодержания φ барботажного слоя на тарелке зависят плотность газо–(паро)–жидкостной системы, высота слоя $H_{гж}$ (пены) и перепад давления. Эти зависимости имеют вид:

$$\rho_{гж} = \rho_ж(1-\varphi) + \rho_г\varphi, \qquad (3.44)$$

$$\Delta P_{ст} = \rho_ж g h_{ст} = \rho_{гж} H_{гж}., \qquad (3.45)$$

$$H_{гж} = \frac{h_{ст}}{1-\varphi}. \qquad (3.46)$$

Статический столб жидкости зависит от конструкции тарелки и режимных параметров. Основной способ определения $h_{ст}$ – метод отсечки, точность которого повышается с увеличением диаметра исследуемой тарелки. Зависимость столба жидкости от скорости газа и расхода жидкости имеет нелинейный характер, так как при малых скоростях газа на тарелке происходит провал жидкости через перфорацию тарелки, а при больших скоростях – интенсивных унос. Как отмечается, в работе [47], ввиду сложности явления в настоящее время не удается получить аналитических зависимостей для расчета задержки жидкости на тарелке. Поэтому основном методом получения зависимостей для расчета $h_{ст}$ является экспериментальный.

Для колпачковых тарелок высоту светлого слоя жидкости можно находить по известному уравнению:

$$h_{ст} = 0,0419 + 0,19h_{сп} - 0,0135W_к\sqrt{\rho_г} + 2,46q, \qquad (3.47)$$

где $h_{сп}$ – высота переливной (сливной) перегородки, м; q – линейная плотность орошения, м^3/(м·с), равная $q = Q / L_с$, Q – объемный расход жидкости, м^3/с; $L_с$ – периметр слива (длина переливной перегородки), м.

Для ситчатых и клапанных тарелок в практических расчетах можно пользоваться уравнением [13]:

$$h_{ст} = 0,787q^{0,2}h_{сп}^{0,58}W_к^m\left[1 - 0,31\exp\left(-0,11\mu_ж\right)\right]\left(\sigma_ж/\sigma_в\right)^{0,09}, \qquad (3.48)$$

где $\sigma_в$ – поверхностное натяжение воды; $m = 0,05 - 4,6h_{пер}$; $\mu_ж$ ~ мПа·с.

При барботаже в растворы моноэтаноламина и подобных жидкостей на ситчатых тарелках [47]

$$h_{ст} = (0,5 - 0,1h_{сп})W_к + 0,4h_{сп}i^{0,6-0,005h_{сп}}, \qquad (3.49)$$

где $h_{ст}$ ~ мм; $W_к = 1 \div 2,5$ м/с; $i = 1 \div 3,5$ м^3/(м·ч); $h_{сп} = 20 \div 80$ мм.

На провальных тарелках на системе воздух-вода при пенном режиме [47]

$$h_{ст} = 4,4W_к^{0,5}m^{0,3} / d_о^{0,36}S_о, \qquad (3.50)$$

где $W_к = 1 \div 2$ м/с; $m = 0,4 \div 1,2$ л/м^3; $S_о = 0,14 \div 0,2$ м^2/м^2; $d_о = 3 \div 7$ мм.

Для продольно – секционированных тарелок с просечными элементами (по данным Соломахи Г.П., Чехова О.С. идр):

$$h_{ст} = 0,07W_о^{0,29}\left[L_ж / (3600S_{тар})\right]^{0,4} h_{сп}^{0,55}, \qquad (3.51)$$

где $h_{сп}$ ~ мм; $L_ж$ ~ м^3/час.

Столб жидкости на чешуйчатой тарелке:

$$h_{ст} = 0,07 W_о^{0,29} L^{0,4} h_{сп}^{0,55}, \qquad (3.52)$$

где L – $м^3/м^2 \cdot с$; $h_{сп}$ – мм; $W_о$ – скорость газа в отверстиях, м/с.

На тарелках с клапанами Глитч:

$$h_{ст} = 1,41 W_к^{-0,3} i^{0,23} h_{сп}^{0,5} F_{св}^{-0,32}, \qquad (3.53)$$

где i – $м^3/м \cdot час$; $h_{сп}$ – мм; $F_{св}$ – %; $h_{ст}$ – мм.

Для крупномасштабных ситчатых тарелок при $F_{св}$ = 25%; $h_{ст}$ =0-100 мм; L = 2,1-8,3 $м^3$/м·час; W_T = 0,6-1,5 м/с (скорость газа относится к рабочей площади тарелки):

$$\frac{h_{СТ}}{K_ф} = 0,81 + n_1 \cdot h_{сп} + \left(14,14 - 5,9 W_T\right) W_T + 1,11 L, \qquad (3.54)$$

где $n_1 = 10^{-3}\left(583 - 0,68 h_{СП} - 221 W_T + 9,2 L\right)$, $L = Ll / S_T$; L - объемный расход жидкости, $м^3$/час; l – расстояние между входной и сливной перегородками (длина пути жидкости), м; S_T – рабочая площадь тарелки, $м^2$; $K_ф$ – коэффициент, учитывающий влияние физических свойств жидкой фазы:

$$K_ф = \frac{1 - 0,31 \exp\left(-0,11 \mu_{ж}\right)}{1 - 0,31 \exp\left(-0,11 \mu_{воды}\right)} \left(\frac{\sigma_{ж}}{\sigma_{воды}} \right)^{0,09}. \qquad (3.55)$$

Для ситчатых тарелок с $F_{св}$ = 7,5%; $h_{ст}$ = 0-100 мм; L = 2,1-8,3; W_T = 1,2-1,8 м/с (при более низких значениях W_T начинается провал жидкости).

$$\frac{h_{ст}}{K_ф} = 15,64 + n_2 \cdot h_{сп} - 5,84 W_T, \qquad (3.56)$$

где $n_2 = 10^{-3}\left(576 - 1,52 h_{СП} - 104 W_T + 5,83 L\right)$.

Столб жидкости на тарелках с промежуточным значением $F_{св}$ от 2,5% до 7,5% можно определить интерполяцией по значениям $h_{ст}$, рассчитанным по (3.54) и (3.56).

Для клапанной тарелки ($F_{св}$ = 12%):

$$\frac{h_{ст}}{K_ф} = 44,82 + n_3 \cdot h_{сп} - \left(62,21 - 20,02 W_т\right) W_т + 1,51 L, \qquad (3.57)$$

где $n_3 = 10^{-3}\left(666 - 0,38 h_{сп} - 175 W_т + 8,3 L\right)$ при $h_{сп}$ = 0-100 мм; W_m = 0,9-1,8 м/с; L = 2-8,3 $м^3$/м·час.

Следует отметить, что выражения (3.47) – (3.57) эмпирические и различных авторов и одни и те же параметры в данных выражениях могут иметь различную размерность.

Газосодержание чаще всего вычисляется с использованием числа Фруда:

$$\mathrm{Fr} = \frac{W_к^2}{g h_{ст}}. \qquad (3.58)$$

Известно приближенное выражение Азбеля:

$$\varphi = \frac{\sqrt{\mathrm{Fr}}}{1+\sqrt{\mathrm{Fr}}}, \qquad (3.59)$$

которое рекомендуется почти для всех типов барботажных тарелок при Fr>1.

Для вязких жидкостей (при $\mu_ж$ >0,01 Па·с):

$$\varphi = \frac{1{,}3\sqrt{\mathrm{Fr}}}{1+1{,}3\sqrt{\mathrm{Fr}}}. \qquad (3.60)$$

Для турбулентного режима на ситчатых и клапанных тарелках

$$\varphi = A\mathrm{Fr}^{0{,}1}, \qquad (3.61)$$

где A=0,58 – на ситчатых тарелках и A=0,61 – на клапанных.

Одна из обобщающих формул Gerster J.A. имеет вид

$$\varphi = 1 - 4{,}9\frac{h_{ст}^{0{,}28}}{W_к^{0{,}38}}\frac{\mu_ж^{0{,}12}\sigma^{0{,}15}}{\rho_г^{0{,}14}}, \qquad (3.62)$$

при $W_к = 0{,}4 \div 1{,}4$ м/с; $h_{ст} = 10 \div 100$ мм; $\mu_ж = (2{,}66 \div 5{,}06)\cdot 10^{-3}$ Па·с; $\sigma = (1{,}9 \div 6)\cdot 10^{-2}$ Н/м; $\rho_г = 0{,}597 \div 2{,}83$ кг/м^3.

Аналогичная формула получена Соломахой для колпачковых тарелок

$$\varphi = 1 - 0{,}27\frac{h_{ст}^{0{,}19}}{W_к^{0{,}38}}\frac{\mu_ж^{0{,}17}\sigma^{0{,}18}}{\rho_ж^{0{,}19}}, \qquad (3.63)$$

где $\mu_ж \sim$ мПа·с, а $\sigma \sim$ мН/м.

Газосодержание слоя достаточно большой высоты (при φ<0,7 и без ПАВ) [23]:

$$\varphi = 0{,}4\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0{,}15}\left[W_г(\Delta\rho/\sigma g)^{0{,}25}\right]^{0{,}68}, \qquad (3.64)$$

и при больших скоростях газа

$$\varphi = 1 - 1{,}1\left(\frac{\mu_ж}{\sigma}\sqrt{gh_{ст}}\right)^{0{,}4}. \qquad (3.65)$$

3.4. Гидравлическое сопротивление

Величину гидравлического сопротивления Δp барботажных тарелок рассчитывают как сумму трех частных сопротивлений:

$$\Delta p = \Delta p_{сух} + \Delta p_\sigma + \Delta p_{гж}, \qquad (3.66)$$

где $\Delta p_{сух}$ – сопротивление сухой тарелки; Δp_σ – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости; $\Delta p_{гж}$ – сопротивление газожидкостного слоя на тарелке, Па.

Для расчета гидравлического сопротивления «сухих» (т.е. неорошаемых) тарелок $\Delta p_{сух}$, через которые проходит газ или пар, применяют следующую формулу:

$$\Delta p_{сух} = \xi \rho_г W_о^{\,2} / 2, \qquad (3.67)$$

где ξ – коэффициент сопротивления сухой тарелки; $W_о$ – скорость пара (газа) в отверстиях (щелях, прорезях колпачков) тарелки, м/с;

$$W_о = \frac{W_к}{F_{св}} = \frac{W_к S_к}{S_о},$$

где $W_к$ – скорость газа в колонне, м/с; $S_о$ – площадь отверстий газораспределительных элементов, м^2; $F_{св} = S_о / S_к$ – относительное свободное сечение тарелки; $S_к$ – площадь колонны, м^2.

Данное выражение записано при условии, что все отверстия тарелки (прорези, щели и т.д.) участвуют в процессе барботажа.

Значения коэффициента сопротивления ξ сухих тарелок различных конструкций приведены в табл. 3.1 [3,13,22,42,45,48].

Таблица 3.1 Коэффициента сопротивления ξ сухих тарелок различных конструкций приведены

Тип тарелки	ξ
Колпачковая	4,0–5,0
Клапанная	3,6
Ситчатая с круглыми отверстиями	1,8–1,9
Ситчатая с щелевыми отверстиями	1,4–1,5
Струйная	1,5–3,0
Провальная с щелевыми отверстиями	1,4–1,5

Потеря давления Δp_σ на преодоление сил поверхностного натяжения жидкости σ при входе в слой жидкости на тарелке:

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_э}. \qquad (3.68)$$

Для тарелок, работающих в струйном режиме, величиной Δp_σ можно пренебречь.

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелке $\Delta p_{гж}$ принимают равным статическому давлению слоя

$$\Delta p_{гж} = h_{ст} \rho_ж g = H_{гж} (1 - \varphi) \rho_{гж} g, \qquad (3.69)$$

где $h_{ст}$ – высота светлого слоя жидкости, м; $H_{гж}$ – высота газожидкостного слоя на тарелке, м; $\rho_ж$ и $\rho_{гж}$ – плотность жидкости и газожидкостной смеси на тарелке, кг/м^3, φ – объемное газосодержание.

Отсюда

$$h_{ст} = (1 - \varphi) H_{гж} \text{ или } H_{гж} = \frac{h_{ст}}{1 - \varphi}. \qquad (3.70)$$

Таблица 3.2 Данные для расчета коэффициента сопротивления сухих тарелок[39]

Тип тарелки	Уравнение, $\xi_{ср}$	График
Колпачковая желобчатая капсульная *S*-образная	Уравнение: $\xi = \sum_i \xi_i \left(\frac{F_п}{F_i}\right)^2$ $\xi_{ср} = 4,6 - 5,1$ $\xi_{ср} = 4,5 - 7,5$ $\xi_{ср} \cong 20$ для скорости в патрубках $\xi_{ср} \cong 4,18$ для скорости в прорезях	–
Ситчатая	$\xi = K\left[0,4(1,25-\varphi_c) + \lambda\frac{\delta}{d_о} + (1-\varphi_c)^2\right]$ (λ – коэффициент трения в гладких трубах)	Коэффициент *K* (см. рис. 3.5)
	$\xi = \frac{1}{K^2}\left(\frac{t}{d_о}\right)^{0,2}(1-\varphi_c)^2$ (*t* – шаг отверстий) $\xi_{ср} = 1,82\ (\varphi_c = 0,05 - 0,10)$; $\xi_{ср} = 1,95 - 2,0\ (\varphi_c = 0,03 - 0,05)$; $\xi_{ср} = 1,4 - 1,5\ (\varphi_c = 0,15 - 0,20)$	Коэффициент *K* (см. рис. 3.6)
Ситчатая, решетчатая	Уравнение $\xi = (1-\varphi_c)^2 + (0,5 - 0,4\varphi_c) + \frac{4000\varphi_c d_о}{Re_{оп}^{0,2}}\frac{\delta}{d_э}$	–
Клапанная	$\xi_{ср} = 0,541\left(\frac{h_{кл}}{d_о}\right)^{-1,175}$ при $\frac{h_{кл}}{d_о} < 0,23$ $\xi_{ср} = 3,12$ при $\frac{h_{кл}}{d_о} \geq 0,23$ $\xi_{ср} = 3,63$ при открытых клапанах	–
Струйная	$\xi_{ср} = 1,80$ для тарелки без перегородок $\xi_{ср} = 2,35 - 2,90$ для тарелки с перегородками	–

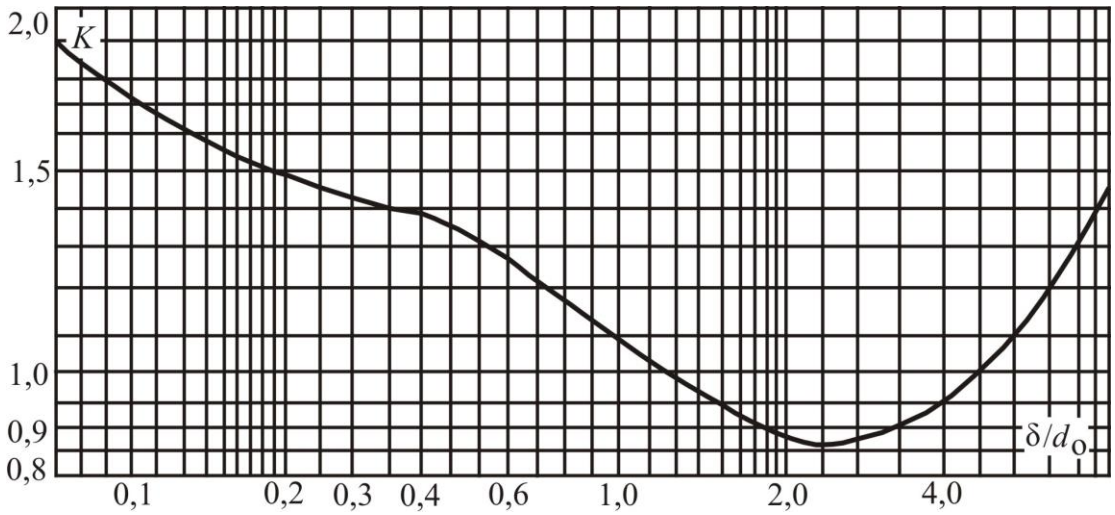


Рис. 3.5. Зависимость коэффициента *K* от $\delta / d_{\text{о}}$ [39]

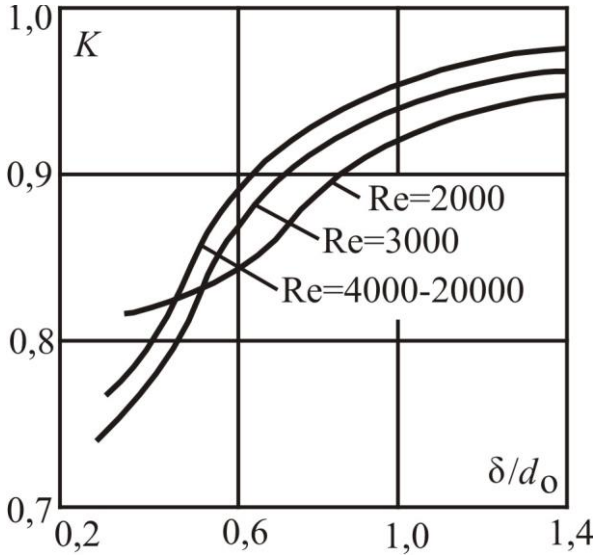


Рис. 3.6. Зависимость коэффициента *K* от $\delta / d_{\text{о}}$ [39]

Таблица 3.3 Уравнения для расчета сопротивления орошаемых тарелок с переливными устройствами для жидкости

Тарелка	Уравнение	Вспомогательное уравнение
Ситчатая, струйно-направленная с вертикальными перегородками, клапанная	$\Delta p = \frac{2}{3}\left[(\xi + 0,5)\frac{\rho_{\text{п}} W_{\text{оп}}^2}{2} + \rho_{\text{ж}} g (h_w + h_{ow}) + 0,5\Delta p_\sigma\right]$	–

Колпачковая из *S*-образных элементов	$\Delta p = \frac{2}{3}\frac{\rho_п}{2}\left(\xi W_{оп}^2 + \frac{W_{пр}^2}{2}\right) + k\rho_ж g(h_{ow} + h_{0з} + l) + \frac{1}{3}\Delta p_\sigma$	$k = \frac{2}{3} + 0,44 \cdot 10^{-4} \times \left(W_{îï}\sqrt{\rho_ï}\right)^4;\ \varepsilon \cong 20$
Колпачковая из *S*-образных элементов	$\Delta p = \xi\frac{\rho_п W_{оп}^2}{2} + \rho_ж g + \left[h_{0з} + h_{ow} + 0,02\left(W_{оп}\sqrt{\rho_п}\right)^{2,4}\right]$	$\varepsilon \cong 20$
Ситчатая	$\Delta p = \xi\frac{\rho_п W_{оп}^2}{2} + 1,3 + \left(\rho_ж^* h_w + \sqrt[3]{\rho_ж^* h_{ow}}\right)\rho_ж g$	–
Струйная без перегородок	$\Delta p = \Delta p_с\left[1 + 2,7\left(\frac{L}{G}\right)^2 \rho_ï\right]$	–
Струйная с отбойниками	$\Delta p = \Delta p_с\left[1 + 1,87\frac{h_{ow}}{\left(W_{оп}\sqrt{\rho_п}\right)^4}\right]$	–

3.5. Поверхность контакта фаз в барботажном слое

При расчете коэффициентов массоотдачи, отнесенных к общей поверхности контакта фаз, возникает необходимость в определении величины межфазной поверхности в барботажном слое. Дробление газа в жидкости обусловлено затратой энергии на образование новой поверхности и на преодоление сил трения на границе раздела фаз. Жидкость черпает энергию от газового потока, приобретая циркуляционное и пульсационное движение, причем скорость струйного перемешивания во много раз превышает скорость направленного движения жидкости по плоскости тарелки. Вследствие различных скоростей пульсаций возникают касательные напряжения, которые и являются причиной дробления газа в двухфазном слое.

Динамика подвижного двухфазного слоя описывается сложной системой дифференциальных уравнений, которые не удается решить теоретически [10,12,38]. Это делает невозможным чисто теоретический подход к анализу явлений и требует экспериментальных исследований.

Исследования Родионова А.И., Ульянова Б.А. и др. поверхности контакта фаз на массообменных тарелках, осуществлялись следующими методами: фотографическим, отражением светового потока, светорассеянием, химическим, просвечиванием слоя поляризованным монохроматическим светом, электроконтактным. Наибольшую точность измерения межфазной поверхности получают химическими методами, которые дают интегральное значение поверхности контакта фаз, а так же методам просвечивания слоя поляризованным светом и ультразвуковым методом. Расхождение в величинах поверхности, замеренную одновременно данными методами, не превышает 20 % [50].

Измерение межфазной поверхности путем просвечивания слоя поляризованным светом позволяет получить общее и локальное ее значение. В работе [50] представлены графические данные распределения удельной поверхности по высоте барботажного слоя на тарелках. Максимальное значение межфазной поверхности наблюдается на небольшом расстоянии (15–30 мм) от плоскости контактного устройства, что объясняется большой кинетической энергией газа(пара), выходящего из отверстий, которая приводит к дроблению газовой струи на мелкие пузырьки. По мере удаления от плоскости тарелки, происходит коалисценция пузырей, в результате удельная поверхность контакта фаз уменьшается.

Анализ результатов измерения межфазной поверхности, на различных тарелках, показывает на сложную зависимость величины поверхности от конструктивных, гидравлических и физико-химических свойств системы. Вид корреляционного уравнения для расчета удельной поверхности контакта фаз, предлагается следующий [49,50]:

$$a_v = b_0 \left(\frac{\varphi}{1-\varphi} \right)^{b_1} \left(\frac{h_{\text{ст}} \Delta P_{\text{г-ж}}}{W_{\text{к}} \mu_{\text{г}}} \right)^{b_2} \left(\frac{\sigma}{\rho_{\text{ж}} g h_{\text{ст}}^2} \right)^{b_3} \Gamma^{b_4} . \qquad (3.71)$$

Коэффициенты пропорциональности и показатели степени, в данном уравнении, определяются методом множественной корреляции опытных данных (табл. 3.4).

Таблица 3.4. Значения констант в уравнении (3.71)

Тип тарелки	b_0	b_1	b_2	b_3	Г
Провальные	0,143	1,34	0,30	-0,56	1
Ситчатые	22,10	0,49	-0,20	-0,60	1
С капсульными колпачками	8,77	0,40	-0,14	-0,60	1
Клапанные	10,00	0,46	-0,16	-0,60	$(0,05/d_{\text{кл}})^{0,5}$
Решетчатые	0,14	1,283	0,133	-0,60	1 при $h_{\text{СТ}}$>0,02м

Приближенно величину межфазной поверхности можно выразить через газосодержание и средний поверхностно-объемный диаметр пузырей:

$$a_{\text{v}} = \frac{6\varphi}{d}. \qquad (3.72)$$

3.6. Унос жидкости в межтарельчатом пространстве

Барботаж сопровождается диспергированием жидкости с образованием слоя капель над поверхностью барботажа.

Диспергирование жидкой фазы происходит при разрыве оболочек всплывающих пузырей, вследствие дробления перемычек жидкости, разделяющих отдельные пузыри, а так же при разрушении гребней волн, образующихся при хаотическом разрушении пузырей на поверхности барботажного слоя.

Межтарельчатый унос жидкости в ректификационных и абсорбционных аппаратах уменьшает движущую силу, ухудшает качество разделения и ограничивает производительность по газу (пару).

Кроме того, унос дисперсной жидкой фазы вызывает потери извлеченного продукта и загрязнение окружающей среды.

Под уносом понимается отношение количества заброшенной жидкости (кг) к количеству прошедшего при этом контактную ступень газа (пара) – (кг).

Для расчетов использовались следующие выражения [26]:

1. Уравнение Ханта (область применения: W_K<3,5 м/с)

$$e = 0,000077 \frac{73}{\sigma \cdot 10^3} \left(\frac{W_K}{H_0} \right)^{3,2}. \qquad (3.73)$$

2. Уравнение Азбеля для системы вода–воздух (Область применения: W_K<1,5 м/с)

$$e = 0,0001 \frac{W_K{}^{2,8}}{H_0^{3,2}}. \qquad (3.74)$$

3. Уравнение Азбеля для различных систем (область применения: W_K<1,5 м/с)

$$e = 3,17 \cdot 10^{13} \frac{\nu'^{2,8}}{g^{2,8} (\sqrt{\sigma / [g(\rho' - \rho'')]})^{2,4}} \left(\frac{\rho''}{\rho' - \rho''} \right) \frac{W_K{}^{2,8}}{H_0^{3,2}}. \qquad (3.75)$$

4. Уравнение Соломахи Г.П. и др. (область применения: W_K<5 м/с)

$$e = A_0 \left(W_K{}^{3,2} / H_0^{2,8} \right) \left(\rho'' / \rho' \right)^{1,15} \sigma^{-0,8}, \qquad (3.76)$$

где $A_0 = 0,0172$ при $h_{ст}$>25 мм и $A_0 = 0,0375$ при $h_{ст}$≤25 мм.

5. Уравнение Кафарова (область применения: W_K<3 м/с)

$$e = 2,24 \cdot 10^4 \frac{1}{\sigma} \left(\frac{W_K}{H_0 10^{-3}} \right)^{3,2} \qquad (3.77)$$

6. Уравнение Стермана

$$e = 6{,}1\cdot 10^{9}\frac{\left[W_K{}^2/\left(gH_0\right)\right]^{1{,}38}\left[\sqrt{\sigma/\left((\rho'-\rho'')g\right)}/H_0\right]^{0{,}92}}{\left[g\left(\sqrt{\sigma/\left((\rho'-\rho'')g\right)}\right)^3\nu'^2\right]^{1{,}1}\left[(\rho'-\rho'')/\rho''\right]^{1{,}124}}. \qquad (3.78)$$

7. Уравнение Вырбанова

$$e = A'W_K{}^2 - B'W_K + C', \qquad (3.79)$$

где $A' = 54{,}4;\ \ B' = 86{,}2;\ \ C' = 17{,}6.$

8. Уравнение Розена и др. (Область применения: W<3 м/с)

$$e = \frac{3{,}68\cdot 10^{-2}}{(\rho''g)^{1{,}15}W_K}\exp\left(2{,}62W_K\sqrt{\rho''g} - 9{,}8H_{\text{т}}\right). \qquad (3.80)$$

9. Уравнение Рудобашта Л.Я. и Плановского А.Н. (область применения: W_K<1,25 м/с)

$$e = A_1Q_1h_{\text{сл}}^{m}H_0^{n}, \qquad (3.81)$$

где $Q_1 = \frac{3}{2}\xi(\text{Re})\frac{W_K{}^4\rho''^2}{\psi^4(\rho'-\rho'')g\sigma}$;

при $D_{\text{к}} = 0{,}62$ м; $h_{\text{сл}} = 0{,}11\div 0{,}14$ м; $H_0 = 0{,}06\div 0{,}19$ м; $A_1 = 0{,}596\cdot 10^{-9}$; $m = -4{,}87;\ n = -1{,}86.$

10. Уравнение Кагана и др. (область применения: W_K<1,2 м/с)

$$e = 160\cdot 10^{-6}D_{\text{к}}^{0{,}46}L^{0{,}4}(W_K/H_0)^3, \qquad (3.82)$$

где $D_{\text{к}}$ – диаметр колонны, м.

Кроме этих выражений различными авторами предложены следующие эмпирические зависимости для расчета уноса:

а) на колпачковых тарелках:

1. Уравнение Молоканова:

$$e = 0{,}01A_2\frac{W_K{}^{\alpha}}{\psi^2H_{\text{т}}^{n}}m_1m_2k, \qquad (3.83)$$

где $H_{\text{т}}$ – расстояние между тарелками в мм; $A_2 = 15{,}9;\ n = 0{,}95$ при $H_{\text{т}}$ ≥400 мм и $A_2 = 9{,}49\cdot 10^{9};\ n = 4{,}36$ при $H_{\text{т}}$ <400 мм; $\alpha = 3{,}69;$ ψ – относительная площадь зеркала барботажа в м^2/м^2.

$$m_1 = \left(\frac{\sigma_1/(\rho_1'-\rho_1'')}{\sigma/(\rho'-\rho''}\right)^{1{,}1};\ \ \frac{1}{m_2} = \left[(\rho_1''/\rho'')^{0{,}286}\left(\frac{\rho'-\rho''}{\rho_1'-\rho_1''}\right)^{0{,}714}\left(\frac{\mu_1''}{\mu''}\right)^{0{,}429}\right]^{3{,}69}.$$

$k = 0{,}0521h_{\text{сл}} - 1{,}72.$

2. Уравнение Эдулджи:

$$e = \frac{14{,}6\left[W_T/(H_{\text{т}} - Z)\right]^{2{,}31}}{\sigma}, \qquad (3.84)$$

где W_T – скорость пара, отнесенная к площади барботажа, фут/сек; $H_т$ – расстояние между тарелками, дюймы; σ – поверхностное натяжение, дин/см; Z – задержка пены или общая задержка на работающей тарелке, куб.дюйм/кг дюйм площади барботажа тарелки.

$$EH_0^{2,59}\mu\sigma^{0,4} = f(W_K\sqrt{\rho''/\rho'}), \qquad (3.85)$$

где E – масса жидкости, уносимой с 1 м^2 свободной площади сечения колонны (за вычетом переливного устройства), кг/ м^2·ч;

б) на клапанных тарелках:

1. Уравнение Розена и др.:

1.1. На клапанных прямоточных тарелках (область применения: W_K<2 м/с)

$$e = \frac{0,7}{(\rho''g)^{1,5}W_K}\exp\left(2,22W_K\sqrt{\rho''g} - 13,6H_т\right). \qquad (3.86)$$

1.2. На ситчато–клапанных тарелках (область применения: W_K<3 м/с)

$$e = 7\exp\left(2,36W_K\sqrt{\rho''}\right). \qquad (3.87)$$

2. Уравнение Тасва и др.:

при $W_K = 0,44 \div 1,33$ м/с:

$$e = 10^{-6}\cdot 35,94\frac{W_K{}^{0,24}}{L^{1,01}H_0^{0,74}}, \qquad (3.88)$$

при $W_K = 1,33 \div 2,21$ м/с:

$$e = 2,48\cdot 10^{-6}\frac{W_K{}^{4,51}}{L^{1,25}H_0^{0,69}}, \qquad (3.89)$$

где $H_0 = H_т - H_{г\text{-}ж}$; $H_{г\text{-}ж} = 24,16\cdot 10^{-2}W^{0,74}L^{0,18}$; L – плотность орошения, м^3/м^2.

в) для различных типов тарелки:

Уравнение Плановского (область применения: W<1,6 м/с):

$$e = (A_3W_K{}^2 - 1)^2 B_3, \qquad (3.90)$$

где $A_3 = \dfrac{K_к^2\rho''}{2gH_0\rho'}$; $B_3 = \dfrac{0,2\sqrt{h_{сл}H_0}}{\rho''gW}$; $K_к = \dfrac{80}{\psi}$ – коэффициент скорости, зависящий от конструкции тарелки; ψ – отношение поверхности барботажа ко всей поверхности тарелки (рекомендуется принимать значения ψ: для ситчатых и решетчатых тарелок равными 0,70–0,85; для тарелок с цилиндрическими колпачками – 0,55–0,65; для тарелок с туннельными колпачками – 0,35–0,5).

Турбулентность *(turbulentus – бурный, беспорядочный) – явление при увеличении скорости течения потока самопроизвольного образующихся многочисленных нелиненйных фрактальных или обычных волн, различных размеров.*
Википедия

ГЛАВА 4

СТРУКТУРА ПОТОКОВ, ТУРБУЛЕНТНОСТЬ И ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В БАРБОТАЖНОМ СЛОЕ

4.1 Структура потоков на тарелках

От гидродинамической обстановки в промышленных аппаратах существенно зависит эффективность многих протекающих тепло-массообменных и реакционных процессов и тем самым она влияет на общую рентабельность производства. Исторически первыми попытками охарактеризовать гидродинамику и структуру потока в промышленном аппарате были модели идеального *смешения* и идеального *вытеснения*. В модели идеального вытеснения предполагается, что все элементы жидкости в аппарате имеют одно и то же время пребывания, что соответствует поршневому, или стержневому движению среды. При этом обеспечивается максимальная движущая сила тепломассообменных процессов и наиболее эффективный режим работы многих химико-технологических, нефтехимических и теплоэнергетических устройств. В дальнейшем отклонение структуры потока от модели идеального смешения стали характеризовать распределением по временам пребывания различных элементарных объемов жидкости. В связи с этим возникла необходимость экспериментального и теоретического определения функции распределения по временам пребывания (табл. 4.1).

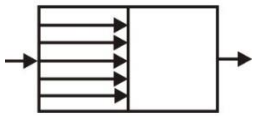
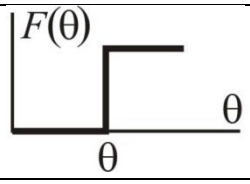
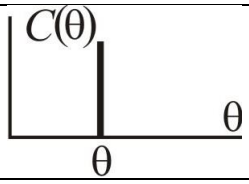
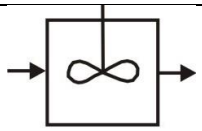
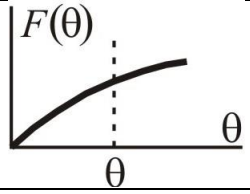
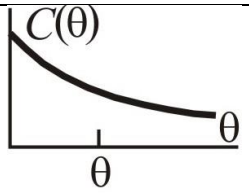
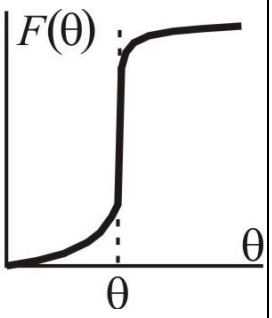
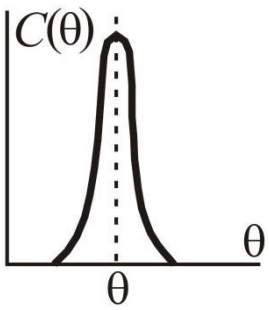
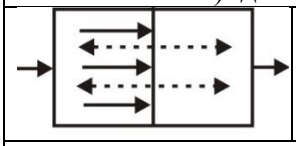
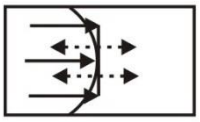
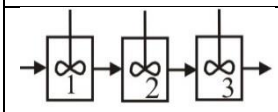
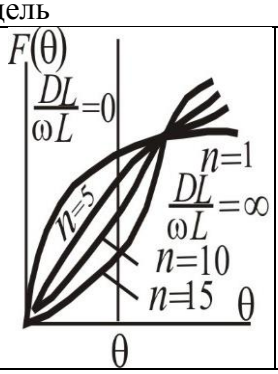
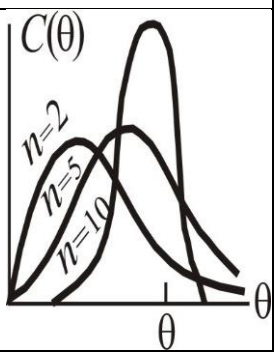
Экспериментально функция распределения по временам пребывания может быть найдена по кривым отклика на ввод трассера. В частности, показано, что при импульсном вводе трассера на вход, кривая отклика на выходе после соответствующей нормировки и переходу к безразмерному времени как раз и дает функцию распределения по временам пребывания.

Теоретически первыми попытками использования кривых отклика для идентификации математических моделей структуры потоков стали вычисления коэффициентов продольного перемешивания D_L и D_R *диффузионной модели* структуры потоков. По этим же кривым также можно судить и о том, насколько точно диффузионная модель продольного перемешивания отражает реальную структуру потока, так как невозможно

подобрать такой коэффициент, при котором теоретическая кривая точно совпадает с экспериментальной.

Таким образом, путем сравнения теоретических и экспериментальных кривых отклика можно делать выводы об адекватности модельных представлений [11,17].

Таблица 4.1 Типовые модели структуры потоков в аппаратах химической технологии

Схема потока	Математическое описание	Характер отклика	
		Ступенчатое возмущение	Импульсное возмущение
1. Модель идеального вытеснения			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = -\omega \frac{\partial C}{\partial x}$		
2. Модель идеального смешения			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \frac{V_c}{V}(C_{\text{вх}} - C)$		
3. Диффузионные модели			
а)однопараметрическая			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = -\omega \frac{\partial C}{\partial x} + D_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}$		
б)двухпараметрическая			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = -\omega \frac{\partial C}{\partial x} + D_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{D_R}{R} \frac{\partial}{\partial R}\left(R \frac{\partial C}{\partial R}\right)$		
4. Ячеечная модель			
	$\frac{1}{n}\frac{dc}{d\theta} = \theta_n (C_{i-1} - C_i)$ $i = 1,\ 2,\ \ldots\ n$		

В табл. 4.1. обозначения x, R – продольная и радиальная координаты; ω – скорость потока; V – объем аппарата; V_c – объемная скорость потока; n – число ячеек.

Конечно, сравнение теоретических и экспериментальных данных по полям скорости могло бы дать более полную информацию, чем сравнение кривых отклика. Современным стандартом определения поля скорости является метод лазерной доплеровской анемометрии. Однако преимущества сравнения кривых отклика для сопоставления теоретических и экспериментальных данных по структуре потока вполне очевидны и состоят в следующем.

1. Снятие кривых отклика является достаточно дешевым способом экспериментального изучения структуры потока. Метод лазерной доплеровской анемометрии обходится на порядки дороже и требует привлечения сложного и дорогостоящего оборудования и специальных методов обработки данных.

2. Метод кривых отклика позволяет работать с аппаратами промышленного масштаба с непрозрачными стенками. Между тем, метод лазерной доплеровской анемометрии работает с прозрачными для лазерного луча сосудами лабораторного масштаба.

3. На практике часто интересуют не локальные параметры, а брутто-характеристики на выходе из аппарата. Например, если протекает химическая реакция и степень конверсии зависит от времени пребывания, то нас будет интересовать среднее время пребывания в аппарате и разброс во времени пребывания относительно этого среднего. То же самое касается многих процессов разделения – распределение по временам пребывания является хорошим интегральным показателем эффективности работы аппарата.

Для расчета эффективности промышленных массообменных аппаратов наибольшее применение получили одно или двухпараметрическая диффузионная модель, а также комбинированные модели, состоящие из диффузионной модели, ячеечной модели с учетом рецикла и байпаса потоков [14,20].

4.2. Коэффициенты продольного перемешивания жидкой фазы

В многочисленных работах Кафарова В.В., Дильмана В.В., Комиссарова Ю.А., Чехова О.С. и др. приведены эмпирические зависимости для расчета коэффициентов продольного перемешивания на тарелках различных конструкций. Представленные выражения содержат режимные и конструктивные параметры и только одна зависимость содержит физические параметры: кинематические вязкости газа и жидкости. В качестве режимных параметров большинство уравнений включает: скорость газа в колонне; расход (скорость) жидкости; высоту статического столба жидкости на тарелке.

Следует отмстить на противоречивость оценки многими авторами расхода (скорости) жидкости на степень продольного перемешивания. Даже на однотипных контактных устройствах показатели степени в зависимостях при скорости жидкости $\bar{u}_{ж}$ различны.

Несмотря на некоторые противоречия, можно сделать вывод, что на ситчатых и колпачковых тарелках при увеличение скорости жидкости коэффициент продольного перемешивания увеличивается $D_{п} \sim \bar{u}_{ж}$ – (0,4÷0,5). На туннельных и клапанных тарелках степень перемешивания уменьшается с увеличением скорости жидкости $D_{п} \sim \bar{u}_{ж}$ (0,5÷0,75). Увеличение скорости газа приводит к увеличению $D_{п}$ на всех тарелках:

– ситчатые тарелки $D_{п} \sim W_{к}$ (0,5÷1,0);

– колпачковые тарелки $D_{п} \sim W_{к}$ (0,3÷0,8);

– туннельные тарелки $D_{п} \sim W_{к}$ (0,75);

– клапанные тарелки $D_{п} \sim W_{к}$ (0,6÷1,7);

– с просечными элементами $D_{п} \sim W_{к}$ (1,2).

Так, например, на продольно-секционированной тарелке с просечными элементами $D_{п} = 2{,}5 \cdot 10^{-3} h_{ст}^{-0{,}45} \bar{u}_{ж}^{-0{,}55} W_{к}^{1{,}2}$.

Физические свойства жидкости и газа, как отмечается в большинстве работ, не оказывают большого влияния на эффективность перемешивания, поэтому почти все зависимости для расчета получены на системе воздух–вода.

Основным недостатком эмпирических зависимостей является узкая область их применения, практически только на тарелках с аналогичными конструктивными параметрами на которых производились эксперименты. Влияние конструктивных параметров на продольное перемешивание в вышеуказанных работах исследовано недостаточно, так как эксперименты проводились в лабораторных условиях на моделях тарелок.

Следовательно, точное описание масштабного эффекта, используя в качестве параметров комбинированной модели коэффициенты продольного перемешивания, испытывает значительные трудности. При увеличении диаметра тарелок, как правило, степень продольного перемешивания усиливается, что вызывает необходимость в корректировке эмпирических коэффициентов комбинированных моделей на устройствах другого масштаба.

4.3. Модель перемешивания Тейлора для высокослойных аппаратов

С точки зрения продольного перемешивания, т.е. по высоте слоя в ядре жидкой фазы, пустотелые барботажные колонны близки к аппаратам идеального смешения. Но при малых скоростях газа основную роль в продольном перемешивании играют турбулентные пульсации,

обусловленные деформацией газовых пузырей и турбулентностью в следах за пузырями.

Экспериментальные исследования различных авторов показывают, что коэффициент перемешивания $D_п$ может изменяться в очень широких пределах (от 5 10^{-4} до 0,5 $м^2/с$). Такое изменение обусловлено в первую очередь скоростью газа в слое и диаметром колонны.

Для получения расчетного выражения по коэффициенту перемешивания использова подход [35], с применением зависимости предложенной Тейлором

$$D_п \approx k u_* R, \tag{4.1}$$

где u_* - динамическая скорость в пограничном слое, м/с; R - радиус аппарата, м; k - эмпирический коэффициент.

Выражение (4.1) фактически является аналогом модели Прандтля для турбулентной вязкости за пределами пристенного слоя $\nu_T = \chi u_* y$, где $\chi = 0,4$ - константа Прандтля- Кармана (константа турбулентности); y - поперечная координата к стенке аппарата, м. То есть при $y = R$ имеем максимальный масштаб турбулентности.

В выражении (4.1) предполагается, что перемешивание в основном вызвано за счет турбулентных пульсаций и $D_п$ зависит от масштаба аппарата в первой степени, что не всегда соответствует действительности.
Исходя из принципа аддитивности коэффициенты перемешивания, обусловленные различными механизмами, записываются в виде суммы

$$D_э = D_{вх} + D_{вн} + D_т \tag{4.2}$$

где $D_э$ - эффективный коэффициент перемешивания, $м^2/с$; $D_{вх}$ - коэффициент перемешивания учитывающий входные неравномерности, $м^2/с$; $D_{вн}$ - коэффициент перемешивания, учитывающий наличие внутренних устройств в аппарате, $м^2/с$; $D_т \approx D_п = k u_* R$ - коэффициент турбулентной диффузии, определяемой по формуле (4.1). Безразмерный коэффициент пропорциональности k учитывает флуктуацию скорости жидкости, вызванную масштабом аппарата.

Для устранения входных неравномерностей используют специальные распределители фаз и поэтому можно принять $D_{вх} \approx 0$. Кроме этого в пустотелом барботажном аппарате (без внутренних устройств) $D_{вн} = 0$. Тогда основной задачей в рассмотренной выше постановке является определение коэффициента k в формуле (4.1). В работах [14,15] эта задача решается с использованием метода сопряженного физического и математического моделирования и имеет сложный математический аппарат. Поэтому при наличии экспериментальных данных $D_п = f(R)$ значение коэффициента k можно определить в результате их обработки.

Выражения для расчета динамической скорости в барботажных аппаратах, полученные на основе средней диссипируемой энергии, имеют вид [44]:

при $w_Г$<0,1м/с

$$u_* = \theta(\nu_ж g w_г)^{0,25}, \qquad (4.3)$$

при $w_Г$>0,1м/с

$$u_* = \theta(\nu_ж g w_г (1-\varphi)^2)^{0,25}, \qquad (4.4)$$

где θ=2,2 – эмпирический коэффициент; $w_г$ - скорость газа на полное сечение аппарата, м/с; $\nu_ж$ - коэффициент кинематической вязкости жидкости, м^2/с; φ - среднее объемное газосодержание [23]:

$$\varphi = 0,4\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,15}[w_г(\Delta\rho/\sigma g)^{0,25}]^{0,68}, \qquad (4.5)$$

где $\rho_г$ -плотность газа, кг/м^3; $\rho_ж$ -плотность жидкости кг/м^3; σ - поверхностное натяжение, Н/м.

При выводе данных выражений было принято, что газ барботирует в условно неподвижную жидкость. Формула (4.4) более универсальная, т.к. при $w_Г$<0,1 м/с дает результаты, что и формула (4.3).

Из (4.1) и (4.4) запишем число Пекле для перемешивания

$$Pe = \frac{w_г D_к}{D_п} = \frac{2w_г}{ku_*} = \frac{w_г^{0,75}}{1,1k(\nu_ж g)^{0,25}(1-\varphi)^{0,5}}, \qquad (4.6)$$

где $D_к$ - диаметр колонны, м.

После идентификации с экспериментальными данными [44] с учетом масштабного перехода получен коэффициент k

$$k = 4,44\left(\frac{D_к}{D_{мак}}\right)^{0,4}. \qquad (4.7)$$

Тогда выражение (4.6) имеет вид [35]

$$\mathrm{Pe} = 0,45\frac{\mathrm{w_г}}{\mathrm{u_*}}\left(\frac{\mathrm{D_{мак}}}{\mathrm{D_к}}\right)^{0,4}, \qquad (4.8)$$

или

$$D_п = 2,22 D_к u_* \left(\frac{D_к}{D_{мак}}\right)^{0,4}, \qquad (4.9)$$

где $D_{мак}$ = 0,1 – диаметр макета аппарата, м.

Эмпирическое выражение для числа *Pe* получено Като и Нишиваки

$$Pe = \frac{13Fr^{0,5}}{1+6,5Fr^{0,4}}, \qquad (4.10)$$

где число Фруда $Fr = w_г^2/(gD_к)$.

Следует отметить, что в выражениях (4.8) и (4.10) не входит высота барботажного слоя, однако такая зависимость известна по работам Аэрова и др.

На рис.4.1 приведено сравнение коэффициента перемешивания с экспериментальными данными, а на рис. 4.2 и 4.3 приведены сравнения результатов расчета Pe по формулам (4.8) и (4.10).

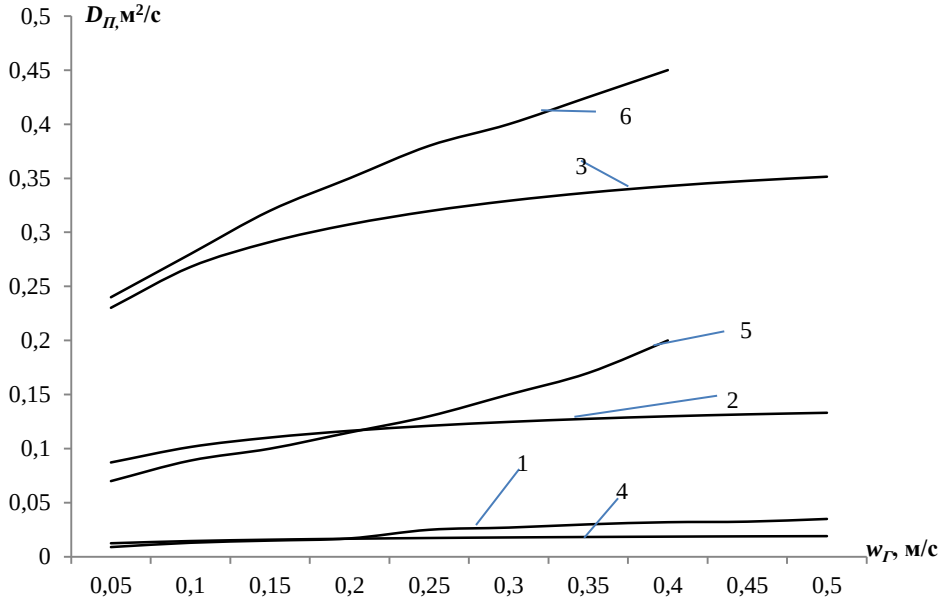


Рис.4.1. Коэффициент продольного перемешивания в барботажных колоннах различных диаметров $D_к$ (в мм): расчет по формуле (4.9): 1 - 100; 2 - 400; 3 - 800; обобщенные экспериментальные данные [44]: 4 - 100; 5 - 400; 6 - 800

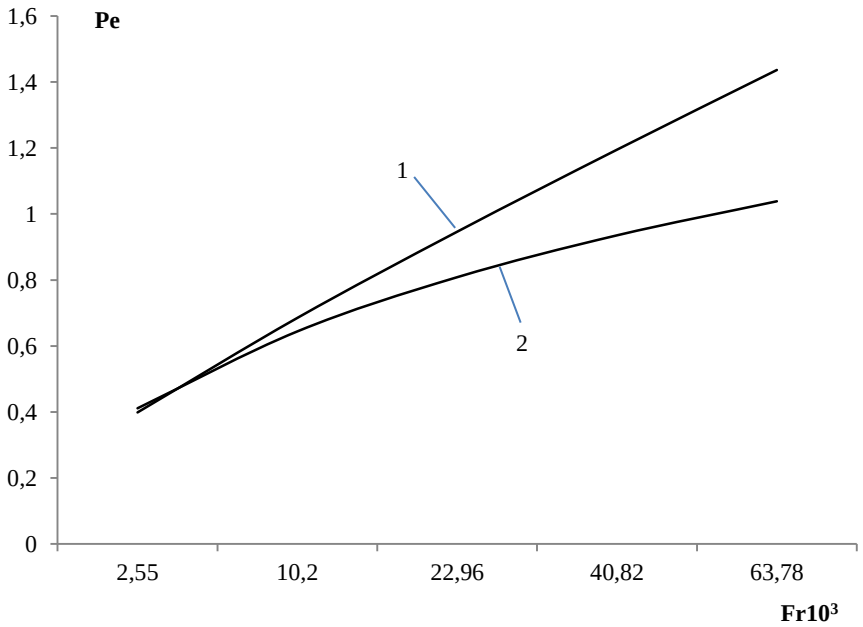


Рис. 4.2. Сравнение результатов расчетов числа Pe по формуле (4.8) и (4.10) при $w_Г$ =0,05-0,25 м/с и $D_к$ =0,1 м: 1-по формуле (4.8); 2 - по формуле (4.10)

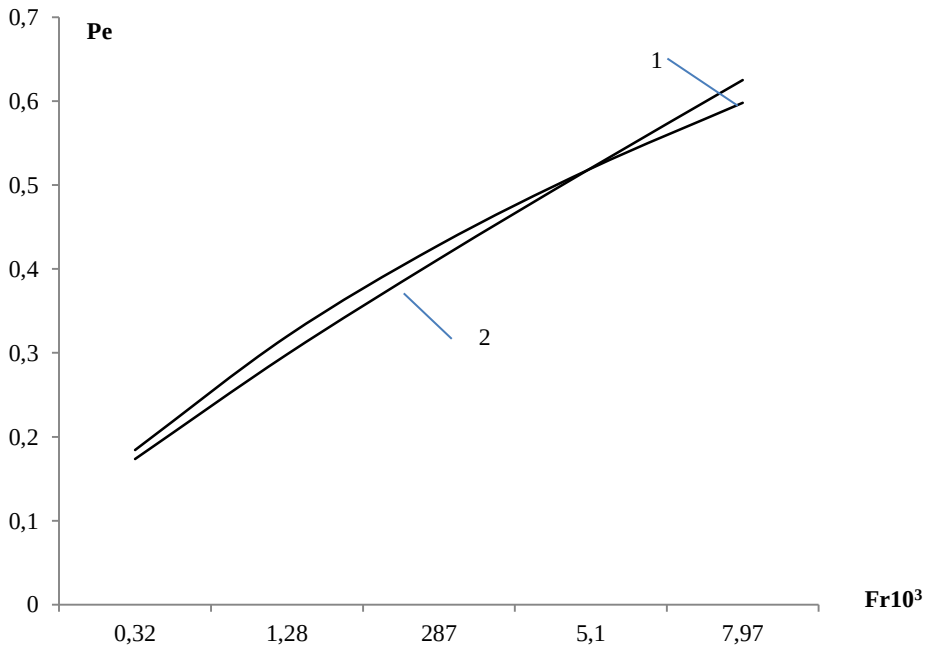


Рис. 4.3. Сравнение результатов расчетов числа Pe по формуле (4.8) и (4.10) при $w_Г$ =0,05-0,25 м/с и $D_к$ =0,8 м: 1 – по формуле (4.8); 2 – по формуле (4.10)

4.4 Коэффициент турбулентной вязкости

В промышленных аппаратах химической технологии и энергетических установках движение газов (паров) и жидкостей практически всегда происходит при турбулентном режиме. Поэтому для поиска путей совершенствования технологического и энергетического оборудования важное значение имеет достоверный расчет турбулентных течений.

Первые фундаментальные исследования турбулентных течений были выполнены еще в 19 веке Г. Гагеном, О. Рейнольдсом, Ж. Буссинеском, Г. Лоренцем и в начале 20 века развиты многими учеными (Л. Прандтль, Т. Карман, В. Экман, И. Бюргерс, А.Колмогоров, Х. Драйден, Г. Клаузер, Дж. Тейлор, Г. Шлихтинг, Л. Лойцянский и др). Разработаны различные полуэмпирические теории пристенной турбулентности и отрывных течений. Осреднение по Рейнольдсу уравнений динамики вязкой жидкости приводит к системе уравнений Рейнольдса, называемые уравнениями для первых моментов. В общем случае проблема замыкания этих уравнений сводится к установлению связи тензора турбулентных напряжений с тензором осредненных скоростей деформаций.

Одна из первых попыток упростить расчет турбулентных течений принадлежит Буссинеску, который ввел понятие турбулентной вязкости. Далее эта гипотеза была развита Прандтлем и Карманом.

Турбулентное касательное напряжение в такой постановке определяется формулой

$$\tau = -\mu_{\text{Т}} \frac{du}{dy} = -\rho \nu_{\text{Т}} \frac{du}{dy}, \qquad (4.11)$$

где u - скорость среды, м/с; y – поперечная координата к стенке канала, м; $\mu_{\text{Т}}$-динамическая турбулентная вязкость, Па·с; $\nu_{\text{Т}}$ - коэффициент кинематической турбулентной вязкости, м^2/с.

Коэффициент турбулентной вязкости $\mu_{\text{Т}}$ характеризующий гидродинамические свойства рассматриваемого течения, определяется принятой моделью турбулентности.

Для осредненного движения касательное напряжение в пристенной области канала

$$\tau = -\rho\left(\nu + \nu_{\text{Т}}\right)\frac{d\langle u\rangle}{dy}. \qquad (4.12)$$

За пределами вязкого подслоя турбулентная вязкость значительно превосходит молекулярную $\nu_{\text{Т}} \gg \nu$ и $\nu_{\text{Т}} = \chi u_* y$, где $\chi = 0,4$ – константа турбулентности; $u_* = \sqrt{\tau_{\text{ст}}/\rho}$ -динамическая скорость трения, м/с; ρ - плотность среды, кг/ м^3. Из приведенных зависимостей следует известный логарифмический профиль скорости.

Рассмотрим теоретический подход определения коэффициента турбулентной вязкости в ядре потока при изотропной турбулентности.

Энергия пульсационного движения, отнесенная к единице массы жидкости и передаваемая в тепло, равна:

$$\varepsilon = \nu\left[\begin{array}{l} 2\left(\dfrac{du'}{dx_1}\right)^2 + 2\left[\left(\dfrac{dv'}{dx_2}\right)^2 + 2\left(\dfrac{dw'}{dx_3}\right)^2\right] + \left(\dfrac{du'}{dx_2} + \left(\dfrac{dv'}{dx_1}\right)\right)^2 \\ + \left(\dfrac{du'}{dx_3} + \left(\dfrac{dw'}{dx_1}\right)^2 + \left(\dfrac{dw'}{dx_2} + \dfrac{dv'}{dx_3}\right)^2\right) \end{array}\right], \qquad (4.13)$$

где ε - скорость диссипации энергии, м^2/с^3; u', v', w' - компоненты пульсационной скорости в проекциях на соответствующей оси, м/с; x_1, x_2, x_3 – пространственные координаты, м.

В условиях локальной изотропной турбулентности компоненты пульсационной скорости и их частные производные во всех направлениях одинаковы.

Ниже, на основе подхода [14], рассмотрен вывод выражения для турбулентной вязкости.

Для локальной изотропной турбулентности в случае свободных турбулентных потоков средние квадраты частных производных компонент пульсационной скорости можно выразить в виде краткого среднего квадрата частной производной $\dfrac{dv'}{dx_1}$. Тогда диссипация энергии турбулентности

$$\varepsilon = 15\nu\left(\frac{dv'}{dx_1}\right)^2. \qquad (4.14)$$

В условиях локальной изотропной турбулентности за внешней границей пограничного слоя соотношение изотропности записывается в виде

$$\left(\frac{d\langle v'\rangle}{dx_1}\right)^2 = \frac{1}{2}\left(\frac{du'}{dx_1}\right), \qquad (4.15)$$

где $\frac{dv'}{dx_1}$ производная от поперечной пульсационной скорости в продольном направлении $0x$; $\frac{du'}{dx_1}$ производная от продольной составляющей u'.

Тогда для энергии турбулентности ε изотропного движения за пределами пограничного слоя следует соотношение:

$$\varepsilon = \frac{15}{2}\nu\left(\frac{du'}{dy}\right)^2, \qquad (4.16)$$

Используя приближенное соотношение

$$\left(\frac{du'}{dy}\right)^2 = \frac{(du')}{dy}\frac{du'}{dy}, \qquad (4.17)$$

Получим

$$\varepsilon = \frac{15}{2}\nu\frac{du'}{dy}\frac{du'}{dy}. \qquad (4.18)$$

Принимая турбулентность в канале, близкой к изотропной, Таунсенд записал скорость диссипации энергии в виде

$$\varepsilon = \frac{(v')^3}{l}, \qquad (4.19)$$

где v' – пульсационная скорость, м/с; l – масштаб турбулентности, м.

По определению турбулентная вязкость записывается в виде $\nu_т = v'l$, а касательное напряжение $\tau = \rho v'u'$, где v', u' – поперечная и продольная составляющие пульсационной скорости. При изотропной турбулентности имеем $v' = u' = u_*$. Тогда из выражения (4.18) и (4.19) получим среднее значение коэффициента турбулентной вязкости в ядре потока (т.е. при $y \gg \delta$):

$$\nu_т = \frac{7{,}5u_*^4}{(\varepsilon)}, \qquad (4.20)$$

где (ε) – средняя объемная скорость диссипации энергии, м^2/с^3.

Данное выражение дает удовлетворительное согласование с экспериментальными данными для пристеный турбулентности [34,35].

Однако, для газожидкостных сред коэффициент пропорциональности по Таунсенду имеет меньшее значение и равен ~1,1.

В барботажном слое турбулентная вязкость жидкости обусловлена, в основном, движением газовых струй и пузырей. Влияние стенок колонны и различных устройств на тарелке на развитие турбулентности в жидкой фазе значительно меньше, по сравнению с влиянием газового потока. Если скорость газа (пара) в струе достигает 10 – 20 м/с, то средняя скорость жидкой фазы в продольном направлении на массообменной тарелке составляет всего несколько сантиметров в секунду. Аналогично работают аэротенки, барботажные смесители, флотаторы и т.д.

На массообменной тарелке скорость диссипации энергии газового потока в жидкой фазе определяется по формуле

$$\varepsilon = \frac{S_0 W_0 \left(\frac{\rho_г W_0^2}{2} + \rho_ж g h_{ст} \right) - \frac{S_к \rho_г W_к^2}{2}}{\rho_ж V_ж}, \qquad (4.21)$$

где $V_ж = h_{ст} S_{тар}$ – объем жидкости на тарелке, м^3; $S_к, S_0$ – свободное сечение тарелки и колонны, м^2; W_0 – скорость газа в отверстиях, м/с; $W_к$ - скорость газа в колонке, м/с.; $h_{ст}$ – высота статического столба жидкости, м, $\rho_ж$, $\rho_г$ – плотность газа и жидкости, кг/м^3.

Высота статического столба жидкости по известному эмпирическому выражению

$$h_{ст} 0,787 Q_ж^{0,56} h_{сп}^{0,56} W_к^m \left[1 - 0,31 \exp\left(-0,11\mu \right) \right], \qquad (4.22)$$

где $Q_ж$-расход жидкости на длину сливной планки; m – показатель степени, $m = 0,05 - 4,6 h_{сп}$; μ – динамическая вязкость жидкости, МПа·с, $h_{сп}$ - высота сливной планки, м.

Среднее значение динамической скорости в жидкой фазе [14]:

$$u_{*ж} = \left[\frac{\rho_г \left(W_0^2 - W_п^2 \right)}{4\rho_ж} + \frac{g h_ф}{2} \right], \qquad (4.23)$$

где $W_п = W_п - W_к / \varphi$ – средняя скорость газа в сечении распада струи на пузыри, где $\varphi \approx 0,75$ – газосодержание в данном сечении.

Высота газовой струи до распада на пузыри по формуле Волошко

$$h_ф = 2,45 d_э \left[\frac{\rho_г W_0^2}{g d_э \left(\rho_ж - \rho_г \right)} \right]^{0,35}, \qquad (4.24)$$

где $d_э$ – эквивалентный диаметр отверстий в газораспределительном устройстве тарелки.

Характеристики газораспределительных элементов (клапанов, колпачков) вычисляются с учетом нагрузки по газу и жидкости и физических свойств газожидкостного слоя [28].

При известном значении коэффициента турбулентной вязкости в жидкой фазе можно вычислить турбулентное число Пекле

$$Pe = \frac{u_ж h_{ст}}{\nu_т} \quad , \qquad (4.25)$$

где $u_ж$ - средняя скорость жидкости на тарелке,м/с.

По результатам расчета получены следующие зависимости (рис.4.4-4.7).

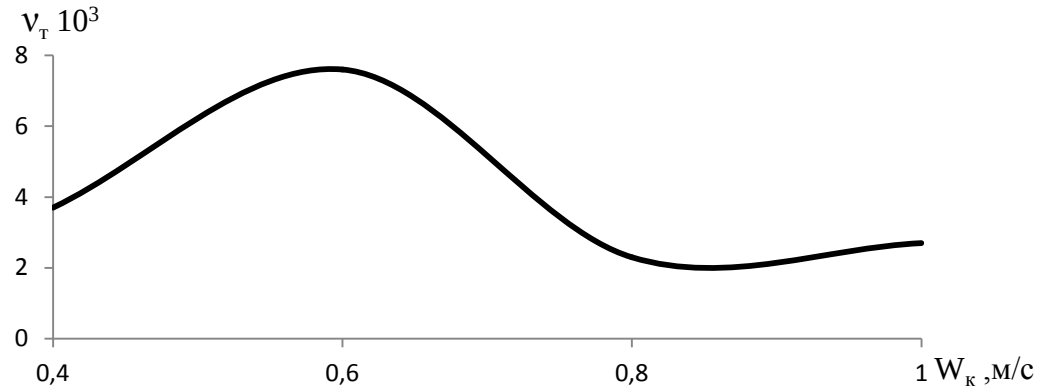


Рис. 4.4. Зависимость коэффициента турбулентной вязкости от скорости газа на клапанных тарелках

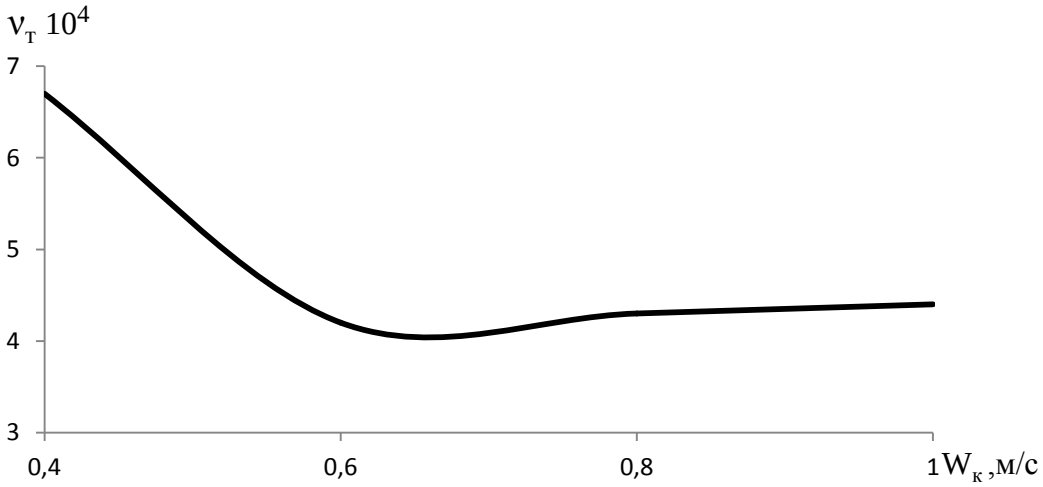


Рис. 4.5. Зависимость коэффициента турбулентной вязкости от скорости газа на ситчатых тарелках

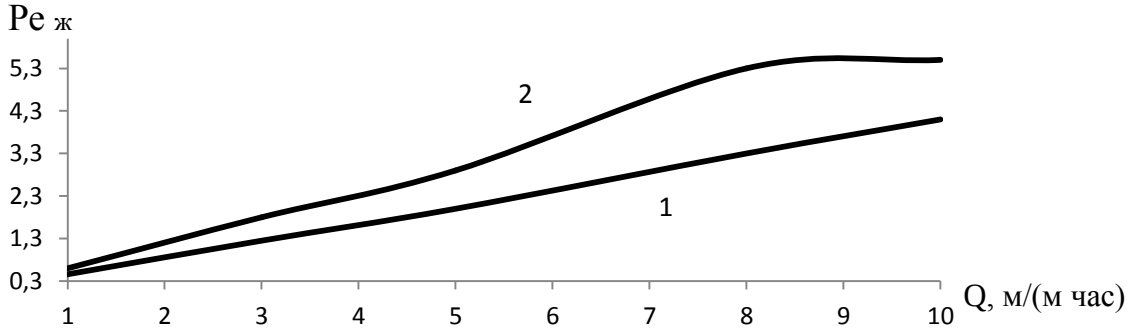


Рис. 4.6. Зависимость числа Пекле от расхода жидкости при разных скоростях газа на ситчатой тарелке: 1- скорость газа=0,4 м/с; 2-скорость газа=0,8м/с

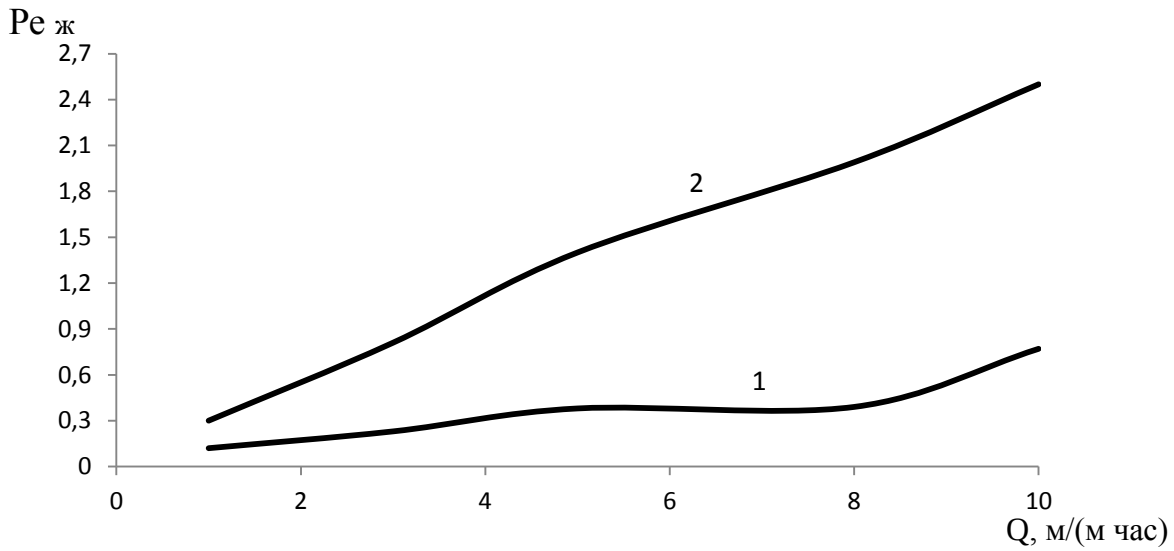


Рис. 4.7 Зависимость числа Пекле от расхода жидкости при разных скоростях газа на клапанной тарелке: 1- скорость газа=0,4 м/с; 2-скорость газа=0,8м/с.

Сложный характер кривых $\nu_т$ от $W_к$ вызван неравномерной работой газораспределительных элементов на тарелке при небольших скоростях газа ($W_к$<0,7;0,8). Когда все отверстия вступают в равномерный режим барботажа (а клапаны полностью подняты), кривые выравниваются.

Вычисленные значения турбулентного числа Пекле говорят о значительном перемешивании по высоте слоя в жидкой фазе, что подтверждается экспериментальными и теоретическими данными различных авторов. При скорости газа $W_к$>0,7;0,8 м/с и расходе жидкости Q<5 $м^3$/ (м час) можно принять практически полное перемешивание в жидкой фазе.

4.5 Коэффициенты турбулентной вязкости в высокослойных барботажных аппаратах

В данном разделе показано применение уравнения (4.20) для расчета высоколойных барботажных реакторов и других аппаратов [35].

При исследовании гидродинамики барботажного слоя обычно определяют коэффициенты продольного и поперечного перемешивания, которые связаны с режимом работы аппарата и его конструкцией. Как правило, коэффициенты перемешивания всегда больше коэффициента турбулентной вязкости. Только при малых скоростях газа основную роль в продольном перемешивании играют турбулентные пульсации, обусловленные деформациями газовых пузырей и заполнением жидкостью покинутого им объема, то есть турбулентностью в следах за газовыми пузырями.

Рассмотрим применение выражения (4.20) с коэффициентом пропорциональности ~1,1 для двух режимов барботажа в газожидкостных аппаратах [35]:

1. ***Пузырьковый режим*** с малым газосодержанием $(\varphi_г < 0{,}1)$, когда расстояние между пузырьками больше их диаметра и стесненностью можно пренебречь.

При скорости газа на полное сечение барботажного аппарата (без учета жидкости) $w_г$<0,1 м/с выражение для расчета динамической скорости получено в виде [44].

$$u_{*ж} = 2{,}2\left(\nu_ж g w_г\right)^{0{,}25}, \tag{4.26}$$

а при $w_г$>0,1 м/с

$$u_{*ж} = 2{,}2\left[\nu_ж g w_г \left(1-\varphi_г\right)^2\right]^{0{,}25}, \tag{4.27}$$

где $\varphi_г$ - среднее объемное газосодержание.

Газосодержание вычисляется по известным эмпирическим выражениям [23], например, по формуле (φ<0,7)

$$\varphi_г = 0{,}4\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0{,}15}\left(w_г \sqrt[4]{\frac{\Delta\rho}{\sigma g}}\right)^{0{,}68}, \tag{4.28}$$

где $\rho_г, \rho_ж$ – плотности газа и жидкости, кг/м^3; σ - поверхностное натяжение, Н/м; $\Delta\rho$ - разность плотностей жидкости и пузырька, кг/м^3.

При выводе выражений (4.26), (4.27) было принято, что газ барботирует в условно неподвижную жидкость.

В выражении (4.20) составляющую от средней скорости диссипации энергии в окрестности пузырька (в пограничном слое и вихревом следе) запишем в виде

$$\varepsilon_ж = \frac{\tau_{гр} F\left(u_\infty - u_{гр}\right)}{\rho_ж V_ж}, \tag{4.29}$$

где $\tau_{гр}$ - среднее касательное напряжение на поверхности пузырей, Па; u_∞ - скорость движения пузырей, м/с; $u_{гр}$ - скорость движения межфазной поверхности, м/с; $V_ж$ – объем жидкости, где происходит диссипация энергии, м^3; F – площадь поверхности пузырька, м^2.

Учитывая, что толщина гидродинамического слоя на пузырьке на порядок меньше его радиуса, запишем объем в виде суммы

$$V_ж = V_\delta + V_{сл}, \tag{4.30}$$

где $V_{сл}$ - объем вихревого следа за пузырьком, м^3; $V_\delta = F\delta$ объем пограничного слоя на пузырьке, м^3; δ-средняя толщина пограничного слоя, м.

Представляя объем вихревого следа в виде полуэллипсоида вращения, в центр которого вписана дисперсная частица (пузырек), запишем [28]

$$V_{сл} = \frac{4}{3}\pi R^3 \frac{S}{R}, \tag{4.31}$$

где R - радиус пузырька, м; S - длина вихревого следа, м.

При числах Re >100 длина вихревого следа примерно равна [38]

$$\frac{S}{2R} \approx 1,2. \tag{4.31}$$

Тогда

$$V_{сл} = 3,2\pi R^3. \tag{4.33}$$

Тогда из (4.29) - (4.33) при $F = 4\pi R^2$ получим

$$\varepsilon_ж = \frac{4\tau_{гр}\left(u_\infty - u_{гр}\right)}{\rho_ж\left(4\delta + 3,2R\right)} = \frac{4u_{*ж}^2\left(u_\infty - u_{гр}\right)}{4\delta + 3,2R} \tag{4.34}$$

и выражение (4.20) с коэффициентом пропорциональности 1,1 запишется в виде [35]

$$\nu_{тж} = 1,1\left(4\delta + 3,2R\right)\frac{u_{*ж}^2}{4\left(u_\infty - u_{гр}\right)}. \tag{4.35}$$

Учитывая, что R>>δ среднюю толщину пограничного слоя приближенного найдем из выражения для пластины с учетом движения межфазной поверхности

$$\delta \approx 3,3\sqrt{\frac{\nu_ж L}{u_\infty - u_{гр}}} = 3,3\sqrt{\frac{\pi R \nu_ж}{\left(u_\infty - u_{гр}\right)}}, \tag{4.36}$$

где $L = \pi R$ - полупериметр длины обтекания пузырька, м.

Известно также выражение $\delta / R \approx \sqrt{2 / Re_п}$ [10]; $Re_п = u_\infty 2R / \nu_ж$ – число Рейнольдса для пузырька.

Среднюю скорость на границе раздела при малых скоростных движения пузырей можно вычислить, используя функцию Адамара – Рыбчинского

$$u_{гр} = \frac{2}{\pi}\int_0^{\pi/2} \frac{u_\infty sin\varphi}{2\left(1+\mu^*\right)} d\varphi = \frac{u_\infty}{\pi\left(1+\mu^*\right)}, \tag{4.37}$$

где $\mu^* = \mu_г / \mu_ж$ отношение коэффициентов динамической вязкости дисперсной и сплошной фаз; φ - угол обтекания поверхности пузырька.

При больших скоростях всплытия пузыря $(Re_п > 10)$ по формуле [28,35]

$$u_{гр} = u_\infty - u_{*ж}\sqrt{7} arctg\sqrt{7}. \tag{4.38}$$

В выражениях (4.35), (4.36) диаметр $d_п = 2R$ и скорость всплытия пузыря вычисляются по известным зависимостям

$$d_п = 1,5\sqrt[3]{\frac{d_о \sigma}{\Delta\rho g}},$$
$$u_\infty = 1,5\left(\sigma g \Delta\rho / \rho_ж^2\right)^{0,25}, \tag{4.39}$$

где $d_о$ - диаметр отверстия барботера, м.

Из (4.20) с коэффициентом пропорциональности 1,1 (4.26) и (4.35) в итоге получим [35]

$$\nu_{тж} = 1{,}33\left(4\delta + 1{,}6 d_{п}\right)\frac{\left(\nu_{ж} g w_{г}\right)^{0{,}5}}{\left(u_{\infty} - u_{гр}\right)}. \qquad (4.40)$$

2. ***Режим стесненного*** движения пузырей.

Переход к такому режиму можно оценить по условию $\varphi_{ж} \approx \left(1 - \varphi_{г}\right)$, где $\varphi_{ж}$ - удельный объем жидкости, находящийся в пограничных слоях всех пузырей и их вихревых следах. Из геометрических выводов имеем $\varphi_{ж} \approx 6\varphi\ 0{,}25\left(4\delta + 3{,}2R\right)/d_{п}$, Как показывают расчеты, для системы воздух – вода, такой режим начинается при $w_{г} > 0{,}2$ м/с (на полное сечение колонны).

Если $\varphi_{ж} \geq \left(1 - \varphi_{г}\right)$, то имеем $\varphi_{ж} \approx \left(1 - \varphi\right)$, и при таком режиме энергия диссипирует во всем объеме жидкой фазы и в газовых пузырях. Тогда выражение (4.29) запишем, используя удельную поверхность газожидкостного слоя

$$a_{v} = \frac{F}{V_{г.ж}} = \frac{6\varphi_{г}}{d_{п}}, \qquad (4.41)$$

$$\varepsilon_{ж} = \frac{\tau_{гр} 6\varphi_{г}\left(u_{\infty} - u_{гр}\right)V_{г.ж}}{\rho_{ж} V_{ж} d_{п}}, \qquad (4.42)$$

где $V_{г.ж}$ - объем газожидкостного слоя, м^3; $V_{ж}$ - объем жидкости в слое, м^3.

Если скорость газа в слое превышает скорость свободного всплытия пузыря, то $\left(u_{\infty} - u_{гр}\right) = w_{г}$.

Учитывая связь

$$V_{г.ж} = \frac{V_{ж}}{1 - \varphi_{г}}, \qquad (4.43)$$

уравнение (4.42) получит форму

$$\varepsilon_{ж} = 6\frac{u_{*}^{2} w_{г} \varphi_{г}}{d_{п}(1 - \varphi_{п})}. \qquad (4.44)$$

Из (4.20) с коэффициентом пропорциональности 1,1 и (4.44) получим

$$\nu_{тж} = 0{,}183\frac{u_{*}^{2} d_{п}\left(1 - \varphi_{г}\right)}{w_{г}\ \varphi_{г}}, \qquad (4.45)$$

где диаметр пузырьков

$$d_{п} = \sqrt{\frac{6V_{о}}{\pi u_{\infty}}} = \sqrt{\frac{6 w_{г} S_{к}}{\pi n u_{\infty}}}, \qquad (4.46)$$

где $V_{о}$ - расход газа через отверстие, м^3/с; $S_{к}$ - площадь поперечного сечения аппарата, м^2; n – число отверстий в барботере.

Окончательно с u_* (4.27) имеем [35]

$$\nu_{тж} = 0{,}887 \frac{d_п \left(1-\varphi_г\right)^2}{\varphi_г} \left(\frac{\nu_ж g}{w_г} \right)^{0,5} . \qquad (4.47)$$

На рисунке 4.8 дана зависимость коэффициента $\nu_{тж}$ от скорости газа в барботажном слое.

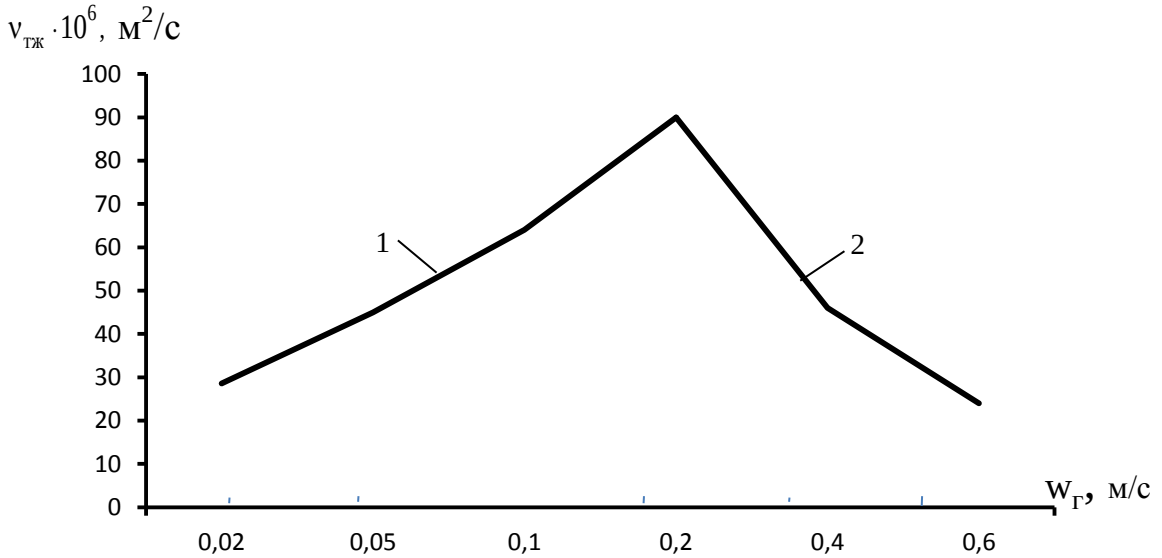


Рис. 4.8 Зависимость коэффициента $\nu_{тж}$ от скорости газа. 1 – расчет по (4.40); 2 – расчет по (4.47). Система воздух – вода

На основе использования модели локальной изотропной турбулентности получены выражения для приближенного расчета средних значений коэффициента турбулентной вязкости в ядре жидкой фазы барботажного слоя. В результате расчетов получено, что при небольших скоростях газа $\left(w_г < 0,2\right)$, и как следствие малых значениях газосодержания $\left(\varphi_г < 0{,}15\right)$, коэффициент турбулентной вязкости увеличивается с повышением скорости газа, примерно $\nu_т \sim w_г^{0,5}$. Этот режим характеризуется нестесненным движением пузырей и турбулентность вызвана, главным образом вихревым следом. При $w_г > 0,2$ м/с начинается стесненное движение пузырей и с повышением скорости газа коэффициент турбулентной вязкости значительно снижается. Это можно объяснить уменьшением масштаба турбулентности l в выражении (4.19), так как расстояние между пузырями уменьшается. При скоростях газа $w_г > 0,4 \div 0{,}6$ м/с в отверстиях барботера образуются газовые струи (факелы), которые являются источниками генерации турбулентности. Для такого режима расчет ведется с учетом газовых струй [35] (раздел 4.4).

Полученные выражения (4.40) и (4.47) справедливы при $w_г < 0,4 \div 0{,}6$ м/с и могут использоваться для расчетов высокослойных барботажных реакторов, аэротенков, флотаторов и других аппаратов с газожидкостными средами, когда концевыми (входными) эффектами можно пренебречь.

Разработанную математическую модель турбулентной вязкости можно использовать при решении различных задач, связанных с расчетом газожидкостных сред в промышленных аппаратах.

4.6 Сопряженное физическое и математическое моделирование структуры потоков в барботажном слое на клапанных тарелках

Эффективность или коэффициент полезного действия (к.п.д.) барботажной тарелки определяется конструкцией устройства и гидродинамикой барботажного слоя. При проектировании контактного устройства стремятся создать такую конструкцию и соответствующую структуру потока на нем, которые при взаимодействии фаз обеспечивают высокий к.п.д.

В большинстве случаев эта задача решается путем макетирования контактного устройства, на котором проводят физическое моделирование процесса, изучают структуру потоков в барботажном слое, описывают ее математическими моделями, на основе которых, затем, рассчитывают эффективность ступени и определяют способы ее повышения путем изменения конструкции или гидродинамики слоя [2,3,11,20].

Для описания структуры потоков в барботажном слое широко используются комбинированные модели, состоящие из ячеек полного перемешивания, диффузионных зон, байпасных и рециркулирующих потоков. Параметры комбинированных моделей определяют экспериментально на макете тарелки, а затем корректируют на пилотном, полупромышленном и промышленном образцах контактного устройства или проводят гидродинамическое моделирование в установках натурального диаметра, но меньшей высоты, чем промышленные колонны.

Наиболее рациональный путь проектирования контактного устройства предусматривает обработку его конструкции на лабораторном макете небольшого диаметра в сочетании с математическим моделированием устройства промышленного масштаба. Уточнение параметров модели при переходе от макета к промышленной тарелке проводится не экспериментально, а методом математического моделирования на основе удовлетворения законам сохранения импульса и массы записанных в дифференциальной форме для барботажного слоя и инвариантных к масштабу устройства. Такой подход реализуется в рамках единой методологии, объединяющей физическое и математическое моделирование [14,15].

Система уравнений переноса

Рассмотрим турбулентный барботажный слой на тарелке при интенсивном режиме взаимодействия фаз.

В большинстве аппаратов химической технологии двухфазные потоки имеют определенную структуру и состоят из дисперсной и сплошной фаз, взаимодействие между которыми осуществляются через межфазную

поверхность. В этом случае законы сохранения импульса, массы и энергии для гетерогенной системы естественно записать для каждой фазы отдельно. Например, для пленочных аппаратов взаимодействие фаз учитывается путем граничных условий четвертого рода [53]. В барботажном слое необходимо учесть, что размеры элементов дисперсной фазы l (струи и пузыри) существенно меньше размеров сплошной фазы $z(\ell \ll £)$, поэтому дисперсная фаза в среднем равномерно распределена в объеме сплошной фазы. В связи с этим взаимодействия между фазами являются локальными, поскольку определяется размерами только дисперсной фазы. Это взаимодействие передается через возникающие на элементах дисперсной фазы пограничные слои, размер которых δ, в свою очередь, меньше $£(\delta \ll \ell \ll £)$. Таким образом, поля скоростей, концентраций и температур в сплошной фазе должны иметь характерную особенность, определяемую иерархией масштабов: слабое изменение на масштабе £ и сильное изменение на масштабе δ. Поскольку $\delta \ll £$, детальное описание полей сплошной фазы внутри δ несущественно и, так как дисперсная фаза, как сказано выше, распределена в сплошной примерно равномерно, то взаимодействие между фазами можно представить источниковыми членами [14].

Параметры источников определяются характеристиками пограничного слоя на межфазной поверхности, который, как известно, не зависит от масштаба устройства. Тогда уравнения переноса импульса, массы и энергии в фазах, с учетом их взаимодействия, определяют распределения полевых переменных, зависящие от масштаба устройства и включают параметры, инвариантные к масштабу.

Определение данных параметров позволяет замкнуть уравнения переноса, а в результате их решения – построить распределения полей в двухфазном слое на контактном устройстве заданного масштаба и рассчитать его эффективность, т.е. решить проблему масштабного перехода.

Рассмотрим стационарный двухфазный барботажный слой жидкости на контактном устройстве при перекрестном движении жидкости и газа.

Движение газа через слой жидкости на тарелке приводит к перемешиванию жидкости по высоте слоя. Скорость жидкости в ядре потока в этом направлении практически не изменяется. Движение газа при перекрестном токе с жидкостью оказывает слабое влияние на направление движения жидкости и компонентов скорости. Направление движения жидкости определяется геометрией контактного устройства. Движение газового потока через слой жидкости приводит к турбулизации жидкости, т.е. создает турбулентный обмен импульсом и массой между молярными объемами жидкости.

Турбулентная вязкость жидкости в барботажном слое обусловлена, главным образом, движением газовых струй, пузырей и капель (раздел 4.4). Влияние стенок различных устройств на тарелке на развитие турбулентности

в жидкой фазе пренебрежимо мало по сравнению с влиянием газового потока.

В барботажном слое взаимодействие сплошной и дисперсной фаз осуществляется через межфазную поверхность и представляется в виде объемных источников импульса $r_{\text{р}}$, массы r_x и тепла r_t, характеризующих соответствующие потоки через пограничный слой на границе раздела [14,15,28].

Уравнения стационарного переноса импульса, массы и энергии в жидкой фазе в двухфазном турбулентном потоке на контактном устройстве можно записать в виде:

$$(V\nabla)V = -\frac{1}{\rho_{\text{ж}}}\operatorname{grad}P + \nabla\left[(\nu+\nu_{\text{т}})_{\text{ж}}\nabla V\right] + r_{\text{р}}, \tag{4.48}$$

$$\operatorname{div}V = 0, \tag{4.49}$$

$$(x\nabla)V = \nabla\left[(D+D_{\text{т}})_{\text{ж}}\nabla x\right] + r_x, \tag{4.50}$$

$$(t\nabla)V = \nabla\left[(a+a_{\text{т}})_{\text{ж}}\nabla t\right] + r_t, \tag{4.51}$$

где $V=(u,\upsilon,w)-$ вектор осредненной скорости жидкости с составляющими u,υ,w в продольном, поперечном и вертикальном направлениях, соответственно; $r_{\text{р}}, r_x$, r_t - источники импульса, массы и тепла в сплошной фазе; $x-$концентрация компонента в жидкой фазе; $t-$ температура; $D, D_{\text{т}}-$коэффициенты молекулярного и турбулентного переноса массы, м^2/с; $a, a_{\text{т}}-$ коэффициенты молекулярного и турбулентного переноса тепла, м^2/с; P - давление, Па; $\rho_{\text{ж}}-$плотность жидкости, кг/м^3.

Уравнения движения (4.48) характеризуют распределение полей скоростей в ядре жидкой фазы и пограничном слое на элементах конструкции тарелки.

Принимая полное перемешивание жидкости по высоте слоя, имеем однородное распределение полей в этом направлении: $\frac{\partial\upsilon}{\partial z}=\frac{\partial u}{\partial z}=\frac{\partial w}{\partial z}=\frac{\partial x}{\partial z}=\frac{\partial t}{\partial z}=0.$ Тогда трехмерная задача переноса импульса, массы и энергии (4.48) – (4.51) сводится к двухмерной задаче о распределении полей скоростей, концентраций и температур в сечении барботажного слоя, параллельном плоскости тарелки.

Решений уравнения движения, переноса массы и энергии даже в двухмерной постановке встречает значительные трудности, которые, кроме того, усугубляются назначением и выполнением условий на элементах конструкции тарелки. Распределение скоростей и концентраций в жидкой фазе можно получит в результате численного интегрирования уравнений (4.48) – (4.51). Однако, численное интегрирование нелинейных уравнений при расчете промышленных колонн большого диаметра по схеме «от тарелки к тарелке», с большим числом контактных устройств, в итерационном цикле имеет принципиальные трудности, связанные с решением нелинейных

систем высокой размерности и практически не применяется при проектировании промышленных аппаратов. Приближенное решение уравнений (4.48) - (4.51) можно получить экспериментальным методом на макете тарелки при физическом моделировании или интегрированием уравнений для тарелки небольшого размера. Это позволяет установить характер распределения полей и структуру математической модели контактного устройства. Влияние масштаба тарелки в полученной математической модели учитывается параметрически путем удовлетворения уравнениям движения, переноса энергии и массы (4.48) – (4.51). Такой подход составляет основное содержание метода сопряженного физического и математического моделирования [14,15].

В соответствии с методом сопряженного физического и математического моделирования в рабочей зоне тарелки выделяются характерные области, которые формируются конструкцией контактного устройства и газораспределительных элементов. В каждой характерной области поле скоростей и концентраций описывается уравнениями (4.48) - (4.51), которые с учетом принятых допущений перепишем в безразмерном виде для ядра жидкой фазы:

$$u\frac{\partial u}{\partial \xi}+\upsilon\frac{\partial u}{\partial r}=\frac{\partial}{\partial \xi}\left(\bar{\nu}_{\text{т}}\frac{\partial u}{\partial \xi}\right)+\frac{\partial}{\partial r}\left(\bar{\nu}_{\text{т}}\frac{\partial u}{\partial r}\right)-\frac{1}{\rho_{\text{ж}}}\frac{\partial P}{\partial \xi}, \tag{4.52}$$

$$\frac{\partial u}{\partial \xi}+\frac{\partial \upsilon}{\partial r}=0, \tag{4.53}$$

$$u\frac{\partial x}{\partial \xi}+\upsilon\frac{\partial x}{\partial r}=\frac{\partial}{\partial \xi}\left(\bar{D}_{\text{т}}\frac{\partial x}{\partial \xi}\right)+\frac{\partial}{\partial r}\left(\bar{D}_{\text{т}}\frac{\partial x}{\partial r}\right)+\bar{K}_{xv}\left(x^{*}-x\right), \tag{4.54}$$

где $u=u/u_{\text{н}}$, $\upsilon=\upsilon/u_{\text{н}}$ – безразмерные составляющие скорости жидкости; $\xi=\xi/l_{ж}$, $r=r/l_{\text{ж}}$ – безразмерные координаты; $\bar{\nu}_{\text{т}}=\dfrac{\nu_{\text{т}}}{u_{\text{ж}}l_{\text{ж}}}$, $\bar{D}_{\text{т}}=\dfrac{D_{\text{т}}}{u_{\text{ж}}l_{\text{ж}}}$ - безразмерные коэффициенты турбулентной вязкости и диффузии; $x=x/x_{\text{н}}$ – безразмерная концентрация вещества в жидкой фазе; $\bar{K}_{\text{xv}}=K_{\text{xv}}l_{\text{ж}}/\nu_{\text{ж}}u_{\text{ж}}$ – безразмерный коэффициент массопередачи. Для уравнений движения и переноса массы (4.52) - (4.54) устанавливаются условия на границах области и тарелки:

$$u=u_{\text{н}},\ x=x_{\text{н}}\ \text{при}\ \xi=0;\ \frac{\partial u}{\partial \xi}=\frac{\partial x}{\partial \xi}=0,\ \frac{1}{\rho_{\text{ж}}}\frac{\partial P}{\partial \xi}=\nu_{\text{ж}}\frac{\partial^2 u}{\partial \xi^2}\ \text{при}\ \xi=l_{\text{ж}}; \tag{4.55}$$

$$\frac{\partial u}{\partial r}=\frac{\partial x}{\partial r}=0\ \text{при}\ r=0;\ u=\upsilon=0,\ \ \frac{\partial x}{\partial r}=0\ \text{при}\ r=r_{\text{ст}}.$$

где $l_{\text{ж}}$ – длина пути жидкости на тарелке, м; $u_{\text{ж}}$ – средняя скорость жидкости, м/с; K_{xv} – объемный коэффициент массопередачи, с$^{-1}$; индексы: "н" - начальное значение; ст – стенка; $*$ – равновесное значение.

Коэффициенты турбулентного обмена $\nu_т$ и $D_т$ вычисляются с использованием модели локальной изотропной турбулентности [14,35] (раздел 1.1).

Основы метода [14]

Поля скоростей u, υ и концентрации x в каждой характерной области определяются при физическом моделировании процесса на макете тарелки или интегрированием уравнений (4.52) – (4.54) для макета. Распределения полей в характерной области аппроксимируются базисными функциями:

$$u = u(\xi, r, a),\ \upsilon = \upsilon(\xi, r, a),\ x = x(\xi, r, a, c). \qquad (4.56)$$

При изменении масштаба тарелки и режимных параметров процесса структуры базисных функций не изменяется. Влияние масштаба и взаимодействия областей приводит только к изменению параметров $\grave{a}, c$ базисных функций (4.56). Определение параметров в зависимости от масштаба тарелки и режимных возмущений осуществляется вариационным методом, где в качестве минимизируемого функционала используется локальный потенциал Пригожиа-Гленсдорфа. Для этого на уравнениях движения и переноса массы (4.52) – (4.54) составляются локальные потенциалы, соответственно E_u и E_x. Подставляя в выражения локальных потенциалов E_u и E_x базисные функция u, υ, x и записывая условия минимума E_u, E_x по параметрам a, c, получим систему алгебраических уравнений:

$$\nabla E_u = \varphi(a,\ V,\ T) = 0, \qquad (4.57)$$

$$\nabla E_x = \phi(a,\ c,\ V,\ T) = 0,$$

где φ, ϕ – вектор – функции параметров базисных функций a, c конструктивных V и режимных возмущений промышленной тарелки. Параметры базисных функций определяются из уравнений (4.54) в зависимости от геометрии V и режимных возмущений T, в виде

$$a = f_1(V,\ T),\ c = f_2(a,\ V,\ T). \qquad (4.58)$$

Базисные функции u, υ, x записанные для макета тарелки, определены приближенно, с ошибкой эксперимента δu, $\delta\upsilon$, δx. Локальные потенциалы E_u, E_x вычисленные на этих функциях не достигают минимального значения $E_{u_о}$ и $E_{x_о}$ ($E_{u_о} = \min E_u$, $E_{x_о} = \min E_x$). Они принимают значения $E_{u_ф}$ и $E_{x_ф}$. Минимальным значениям локальных потенциалов соответствует точное решение уравнений (4.52) – (4.53). Поэтому ошибке эксперимента δu, $\delta\upsilon$ и δx эквивалентно отклонение значений потенциалов $E_{u_ф}$ и $E_{x_ф}$ от соответствующих значений $E_{u_о}$, $E_{x_о}$:

$$\Delta E_{u_ф} = \left| E_{u_ф} - E_{u_о} \right|,\ \Delta E_{x_ф} = \left| E_{x_ф} - E_{x_о} \right|. \qquad (4.59)$$

Поле скоростей и концентраций на промышленной тарелке описывается функциями $u_п$, $\upsilon_п$, $x_п$, которые имеют структуру базисных и

отличаются от последних значением параметров a,c. Локальные потенциалы E_u, E_x для промышленной тарелки принимают, соответственно, значения $E_{u_п}, E_{x_п}$. Если значения локальных потенциалов E для промышленной тарелки определены в области $E_ф \pm \Delta E_ф$, то функции $u_п$, $\upsilon_п$, $x_п$ описывают поля с погрешностью не превышающей ошибку эксперимента. Это условие записывается в виде [14]:

$$E_{u_п} \in E_{u_ф} \pm \Delta E_{u_ф},\ E_{x_п} \in E_{x_ф} \pm \Delta E_{x_ф},$$
$$\forall \mathrm{V} \in [\mathrm{V_о}, \mathrm{V_ж}],\ \forall \mathrm{T} \in [\mathrm{T_о}, \mathrm{T_ж}]. \qquad (4.60)$$

Условие (1.6.13) позволяет установить значения конструктивных V и технологических параметров T из допустимой области $[\mathrm{V_о}, \mathrm{V_ж}] \times [\mathrm{T_о}, \mathrm{T_ж}]$, в которой распределение полей моделируется базисными функциями, а влияние масштаба учитывается подстройкой параметров a,c по уравнениям (4.56). Условие (4.60) называется условием моделируемости процессов на промышленном устройстве базисными функциями.

В качестве базисных функций, описывающих поля скоростей и концентраций на тарелках различных конструкций, можно использовать модели структуры потоков (диффузионные, ячеечные и др.), полученные на макете тарелки, а параметры этих моделей находить в зависимости от масштаба устройства из условия стационарности локального потенциала (4.57).

Таким образом, предлагается следующий алгоритм моделирования структуры потоков на контактных устройствах:

1. При физическом моделировании структуры потока на макете тарелки определяются число, размеры характерных областей и их математическое описание.

2. Составляются локальные потенциалы E_u и E_x.

3. Записываются условия стационарности локальных потенциалов (4.57).

4. По результатам физического моделирования определяется невязка $\Delta_ф$ полученной системы уравнений (4.57) и вычисляется значение потенциала $E_ф$ соответствующее экспериментальному полю.

5. По выражению (4.59) определяется отклонение значения потенциала $E_ф$, эквивалентное погрешности эксперимента.

6. Полученная система уравнений (4.57) решается с невязкой $\Delta_ф$ при различных режимных и конструктивных возмущениях и вычисляется значение потенциала E. Проверяются выполнение условия моделируемости (4.60), при нарушении которого ведется подстройка параметров базисной функции a,c.

7. Если подстройкой параметров a, c при заданных режимных и конструктивных возмущениях добиться выполнения условия (4.60) не удается, то выбирается конкурирующая базисная функция.

Конкурирующая базисная функция при заданных режимных и конструктивных параметрах точнее описывает распределение полей, функция полученная на макете, и, следовательно, дает меньшее значение локального потенциала E.

Моделирование полей скоростей и концентраций

Для вычисления поля скоростей жидкости на тарелке разделим условно плоскость тарелки на ячейки (рис.4.8). Базисную функцию, описывающую поля скоростей в ячейке, примем в виде параметра $u_{ij} = \text{const}$ который будем определять вариационным методом локального потенциала, а поле концентраций при постоянной скорости жидкости, найдем из решения уравнения переноса массы (4.54).

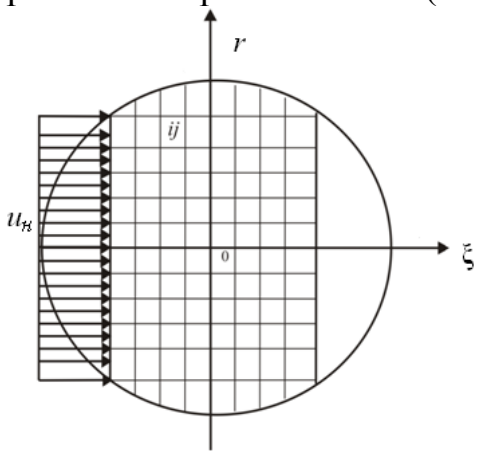


Рис. 4.9. Двумерная модель тарелки (вид сверху)

Вывод локального потенциала E Пригожина-Гленсдорфа на уравнениях движения жидкости (4.52), (4.53) для тарелок показан в работах [14,15] имеет вид:

$$E = \int_0^1 \int_0^{r_{ст}} \left[-\left(u^o\right)^2 \frac{\partial u}{\partial \xi} - u^o \upsilon^o \frac{\partial u}{\partial r} + \frac{\overline{\nu}_т}{2}\left(\frac{\partial u}{\partial \xi}\right)^2 + \frac{\overline{\nu}_т}{2}\left(\frac{\partial u}{\partial r}\right)^2 \right] d\xi dr + \tag{4.61}$$

$$+ \int_0^1 u^o \upsilon^o u \Big|_{r=0} d\xi + \int_0^{r_{ст}} \left(u^o\right)^2 u \Big|_{\xi=1} dr.$$

Произведя преобразование локального потенциала и заменяя производные конечными разностями запишем выражение (4.39) на ячейках в выделенной плоскости тарелки.

Для ячеек у стенки колонны получено:

$$E_{ij}=\left\{-\left(u_{ij}^{o}\right)^{2}\frac{u_{ij}-u_{i-1,j}}{a_{ij}}-u_{ij}^{o}\upsilon_{ij}^{o}\frac{u_{ij}-u_{i,j-1}}{b_{ij}}+\frac{\overline{\nu}_{\text{т}}}{2}\left(\frac{u_{ij}-u_{i,j-1}}{b_{ij}}\right)^{2}+\right.$$

$$+\frac{\overline{\nu}_{\text{т}}}{2}\left(\frac{u_{ij}-u_{i-1,j}}{a_{ij}}\right)^{2}+\frac{\left(u_{ij}^{o}\right)^{2}u_{ij}-\left(u_{i-1,j}^{o}\right)^{2}u_{i-1,j}}{a_{ij}}-$$

$$\left.-\overline{\nu}_{\text{т}}\left[u_{ij}\frac{u_{i+1,j}^{o}-2u_{ij}^{o}+u_{i-1,j}}{a_{ij}^{2}}+\frac{\left(u_{ij}^{o}-u_{i-1,j}^{o}\right)\left(u_{ij}-u_{i-1,j}\right)}{a_{ij}^{2}}\right]\right\}a_{ij}b_{ij}+ \tag{4.62}$$

$$+\overline{\nu}_{\text{т}}\frac{\left(u_{ij}^{o}-u_{i,j-1}^{o}\right)}{b_{ij}}u_{ij}a_{ij}-u_{ij}^{o}\upsilon_{ij}^{o}u_{ij}a_{ij}.$$

где $a,\ b-$длина и ширина ячейки.

Функционал для остальных ячеек запишется в виде:

$$E_{ij}=\left\{-\left(u_{ij}^{o}\right)^{2}\frac{u_{ij}-u_{i-1,j}}{a_{ij}}-u_{ij}^{o}\upsilon_{ij}^{o}\frac{u_{ij}-u_{i,j-1}}{b_{ij}}+\frac{\overline{\nu}_{\text{т}}}{2}\left(\frac{u_{ij}-u_{i,j-1}}{b_{ij}}\right)^{2}+\right.$$

$$+\frac{\overline{\nu}_{\text{т}}}{2}\left(\frac{u_{ij}-u_{i-1,j}}{a_{ij}}\right)^{2}+\frac{\left(u_{ij}^{o}\right)^{2}u_{ij}-\left(u_{i-1,j}^{o}\right)^{2}u_{i-1,j}}{a_{ij}}-$$

$$\left.-\overline{\nu}_{\text{т}}\left[u_{ij}\frac{u_{i+1,j}^{o}-2u_{ij}^{o}+u_{i-1,j}}{a_{ij}^{2}}+\frac{\left(u_{ij}^{o}-u_{i-1,j}^{o}\right)\left(u_{ij}-u_{i-1,j}\right)}{a_{ij}^{2}}\right]\right\}a_{ij}b_{ij}+ \tag{4.63}$$

$$+\left(u_{i,j-1}^{o}\ \upsilon_{i,j-1}^{o}\ u_{i,j-1}-u_{ij}^{o}\upsilon_{ij}^{o}u_{ij}\right)a_{ij}-\overline{\nu}_{\text{т}}\left(\frac{u_{i,j-1}^{o}-u_{ij}^{o}}{b_{i,j-1}}u_{i,j-1}-\frac{u_{ij}^{o}-u_{i,j-1}^{o}}{b_{ij}}u_{ij}\right)a_{ij}.$$

Для ячеек лежащих на оси симметрии тарелки $o\xi$ последний член в выражении (4.63) равен нулю, т.к. $\partial u/\partial r=0$ и ширина ячеек составляет величину $b_{ij}=b_{ij}/2l_{\text{ж}}$.

Составляющая скорости υ_{ij}^{o} в функционалах (4.62), (4.63) определяется из уравнения неразрывности (4.53): $\upsilon_{ij}^{\text{o}}=\upsilon_{i,j-1}^{\text{o}}-b_{ij}\left(\frac{u_{ij}^{\text{o}}-u_{i-1,j}}{a_{ij}}\right)$.

Локальный потенциал для всей тарелки, содержащей n m ячеек, имеет вид:

$$E=\sum_{i=1}^{n}\sum_{j=1}^{m}E_{ij},\ i=1,2,...,n\ ;\ j=1,2,...,m. \tag{4.64}$$

Запишем условие стационарности потенциала E относительно скоростей в ячейках:

$$\frac{\partial E}{\partial u_{ij}} = 0,\ i = 1, 2, ..., n\ ;\ j = 1, 2, ..., m. \tag{4.65}$$

Точному решению уравнений движения (4.52), (4.53) и минимальному значению потенциала (4.64) будет соответствовать бесконечное число ячеек ($n \to \infty,\ m \to \infty$).

Модель переноса на клапанной тарелке

Например, в частном случае учитывая конструктивные особенности клапанной тарелки, примем число ячеек в поперечном направлении (по координате or), равным числу рядов клапанов. Ширина ячеек будет равна $b_{ij} = t,$ где $t -$расстояние между центрами соседних клапанов в поперечном направлении.

На тарелке диаметром 700 мм получим четыре ячейки. Функционал (4.64) и условие стационарности для четырех ячеек запишется в виде [35]:

$$E = \sum_{i=1}^{1} \sum_{j=1}^{4} E_{ij}. \tag{4.66}$$

$$\frac{\partial E}{\partial u_{11}} = -u_{11}\upsilon_{11} + \bar{\nu}_{т}\left(u_{11} - u_{о}\right)b_{11} + \bar{\nu}_{т}u_{11}b_{11} + \\ + \bar{\nu}_{т}\frac{u_{11}}{b_{11}} + u_{12}\upsilon_{12} - \bar{\nu}_{т}\frac{u_{12} - u_{11}}{b_{12}} = 0, \tag{4.67}$$

$$\frac{\partial E}{\partial u_{12}} = -u_{12}\upsilon_{12} + \bar{\nu}_{т}\left(u_{12} - u_{о}\right)b_{12} + \bar{\nu}_{т}u_{12}b_{12} + \bar{\nu}_{т}\frac{u_{12} - u_{11}}{b_{12}} + \\ + u_{13}\upsilon_{13} - \bar{\nu}_{т}\frac{u_{13} - u_{12}}{b_{13}} = 0, \tag{4.68}$$

$$\frac{\partial E}{\partial u_{13}} = -u_{13}\upsilon_{13} + 2\bar{\nu}_{т}\frac{u_{13} - u_{12}}{b_{13}} + \bar{\nu}_{т}\left(u_{13} - u_{о}\right)b_{13} + \\ + \bar{\nu}_{т}u_{13}b_{13} + u_{14}b_{14} - \bar{\nu}_{т}\frac{u_{14} - u_{13}}{b_{14}} = 0, \tag{4.69}$$

$$\frac{\partial E}{\partial u_{14}} = \bar{\nu}_{т}\frac{u_{14} - u_{13}}{b_{14}} + \bar{\nu}_{т}\left(u_{14} - u_{о}\right)b_{14} + \bar{\nu}_{т}u_{14}b_{14} = 0. \tag{4.70}$$

Профиль концентрации индикатора, который вводится у сливной планки, в ячейке определим из решения уравнения массопереноса, при граничных условиях:

$$x_{ij г} - \bar{D}_{т}\frac{dx_{ij}}{d\xi} = 0\ ,\quad \text{при} \quad \xi = 0, \\ x_{ij} = x_{н}\ ,\quad \text{при} \quad \xi = l_{ж}, \\ x_{ij} = c_{11}exp\left(Pe_{ij}\xi\right), \\ c_{11} = exp\left(-Pe_{ij}\right). \tag{4.71}$$

где $\mathrm{Pe}_{ij} = u_{ij} a_{ij} / D_{\text{т}}$ – модифицированное число Пекле для ячейки.

Решая систему уравнений (4.67) – 4.70) и вычисляя скорости жидкости u_{ij}, $(i=1,\ j=1,2,3,4)$ построим профиль концентрации по выражению (4.71) совпадающий с экспериментальным. Невязка системы уравнений составляет $\Delta_{\phi} = 3{,}8 \cdot 10^{-2}$, а значение функционала (4.66) $E_{\phi} = -0{,}5732$.

Решая систему уравнений (4.67) – (4.70) с невязкой $\Delta\phi$ при различных режимных параметрах $W_{\text{к}}$ и Q, получаем значения скоростей жидкости в ячейках. Профиль концентрации индикатора и число Пекле, вычисленные с использованием а полученных скоростях представлены в на рис. 4.9-4.11 [35].

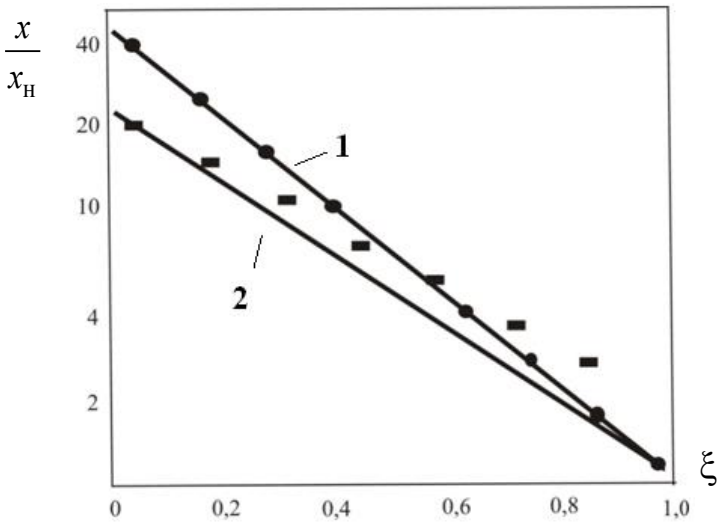


Рис. 4.10. Экспериментальные и расчетные данные концентрации индикатора на клапанной тарелке. Расход жидкости 1,95 м^3/ч. Скорость газа 0,7 м/с. 1 – в центре тарелки; 2 – у стенки колонны. Точки – эксперимент Кафарова В.В. и др.

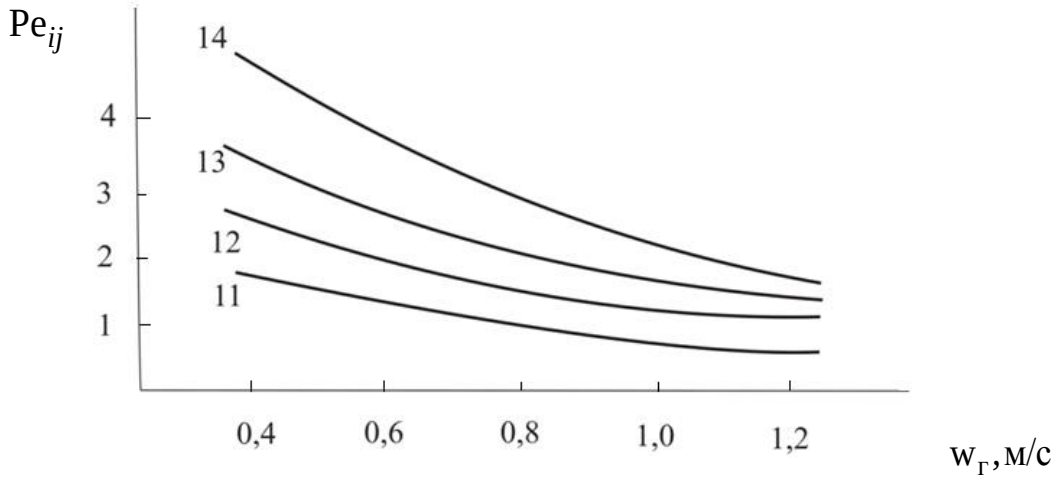


Рис. 4.10. Зависимость числа Пекле в ячейках от скорости газа на клапанной тарелке ТК-700. Расход жидкости 1,95 м^3/ч. Система воздух – вода.

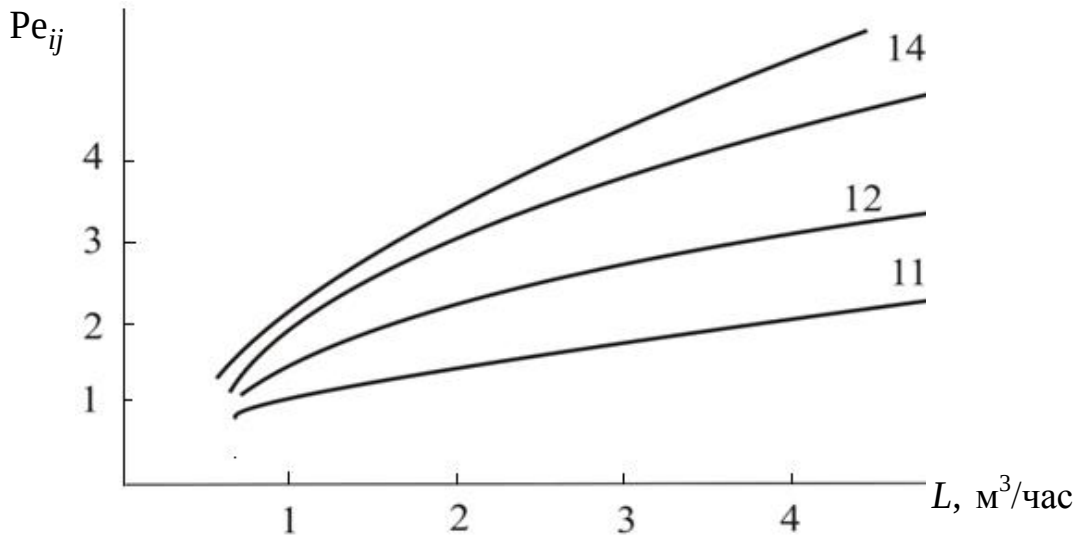


Рис.4.11. Зависимость числа Пекле в ячейках от расхода жидкости на клапанной тарелке ТК-700. Скорость газа 0,7 м/с. Система воздух – вода.

Характер изменения числа Pe от режимных параметров соответствует экспериментальным данным, полученным на барботажных тарелках Кафарова В.В., Комиссаровым Ю.А. и др.

В результате математического моделирования поля скоростей на клапанной тарелке диаметром 700 мм установлено, что при увеличении высоты сливной перегородки скорости жидкости и критерии Пекле в ячейках уменьшаются, что соответствует экспериментальным данным.

Приведем пример масштабного перехода при увеличении диаметра клапанной тарелки. Число ячеек в поперечном направлении примем равным числу рядов клапанов. Как было показано выше, при таком допущении проведено математическое моделирование структуры потока на тарелке диаметром 700 мм (i=1, j=1,2,3,4) и получено удовлетворительное согласование расчетных и экспериментальных профилей концентраций в различных сечениях контактного устройства.

Деление тарелки на ячейки в поперечном направлении необходимо производить, если при увеличении длины пути жидкости значение потенциала (4.64), вычисленное на полученных скоростях, будет соответствовать $E>E_ф$. Значение потенциала $E_ф = -0,5732$ получено при физическом моделировании поля скоростей на макете тарелки.

В результате математического моделирования структуры потока жидкости на клапанной тарелке, содержащей десять рядов клапанов в поперечном направлении, получено, что поле скоростей описывается десятью ячейками, если длина пути жидкости не превышает 1,25м. При $l_ж$>1,25 м значение функционала (4.64) (i=1, j=1,2,…,10) составляет $E>E_ф$. В этом случае необходимо увеличить число ячеек в продольном направлении, составить локальный потенциал и получить систему уравнений (4.65). Решая систему уравнений (4.65) при заданных конструктивных и режимных параметрах, устанавливаются такие параметры базисной функции

(a_{ij}, u_{ij}), которые обеспечивают минимальное значение локального потенциала (4.64) $E=E_{\min}$ (при $E<E_{ф}$).

Для определения области работы, полученной математической модели, вычисляется значение потенциала $E_{\text{о}}$ путем изменения размеров ячеек a_{ij} и скоростей жидкости в них u_{ij} на 10%. Отклонение потенциала E соответствующее погрешности эксперимента составит $\Delta E_{ф} = |E_{\text{о}} - E_{\min}|$. Условие моделируемости устанавливается по выражению (4.60).

Решая систему уравнений (4.65) при различных режимных параметрах на данном масштабе тарелки вычисляется значение потенциала E, проверяется выполнение условия моделируемости.

При нарушении данного условия проводится подстройка параметров базисной функции изменением размеров ячеек a_{ij} и скоростей жидкости u_{ij} по выполнения условия (4.60).

Математическое моделирование структуры потока на клапанных тарелках при масштабном переходе показано, что увеличение диаметра контактного устройства приводит к возрастанию продольных и поперечных неравномерностей скоростей жидкости: скорость жидкости у стенки колонны уменьшается, а в центре тарелки увеличивается [147].

Из поля скоростей жидкости, полученные на тарелках диаметром 2200 мм видно, что скорость жидкости у стенки колонны в 4-5 раз меньше скорости жидкости в центре тарелки и наблюдаются циркуляционные контуры. Аналогичные результаты получены экспериментально в работах различных авторов.

Применение рассмотренного метода для расчета эффективности массо- и теплопередачи на барботажных тарелках показано в работах [14,15,29,31].

ГЛАВА 5

ОЧИСТКА ГАЗОВ И ЖИДКОСТЕЙ ОТ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ В БАРБОТАЖНЫХ АППАРАТАХ

5.1. Определение режима работы барботажных усреднителей потоков в технологии водоочистки

В водоочистке промышленных предприятий используются различные барботажные аппараты: флотаторы, аэротенки, дегазаторы, усреднители и др. Усреднители применяются для обеспечения нормальной работы очистных сооружений и обеспечивают усреднение концентрации загрязняющих веществ по объему сточных вод. Усреднение концентраций может обеспечивается как за счет конструктивных решений, например, многократных (многоходовых) резервуаров, где усреднение достигается за счет смешения струй сточной воды разной концентрации. Также используется усреднители, где перемешивание поступающей загрязненной воды осуществляется сжатым воздухом, т.е. барботажными смесителями.

Барботеры укладываются горизонтально вдоль усреднителя на небольшом расстоянии от дна. В случае перемешивания воды содержащую дисперсную фазу и предотвращения выпадения взвешенных частиц в осадок, интенсивность подачи воздуха должна быть такой, чтоб частицы не осаждались.

Рекомендованный расход воздуха составляет 4–5 $м^3$/час на 1 $м^3$ жидкости, находящийся в емкости (при нормальных условиях) [16]. Скорость воздуха в подводящем трубопроводе принимают w=20–30 м/с. После выхода воздуха из перфорированных труб образуется множество струй, которые генерируют интенсивную турбулентность. На некотором расстоянии от отверстий струи распадаются на пузыри, которые всплывая, вызывают интенсивное перемешивание жидкости в основном за счет вихревого следа.

Схема барботажного усреднителя показана на рисунке 5.1.1.

На вход поступают жидкости с расходами L_1, L_2 … L_i, содержащие дисперсную фазу, которые необходимо перемешать и получить усредненную концентрацию; i=1,2,…,n-число смешивающих жидкостей.

В нижнюю часть смесителя через барботажные устройства подается газ, который проходя через жидкость в виде струй и пузырей вызывает интенсивное перемешивание по высоте двухфазного слоя.

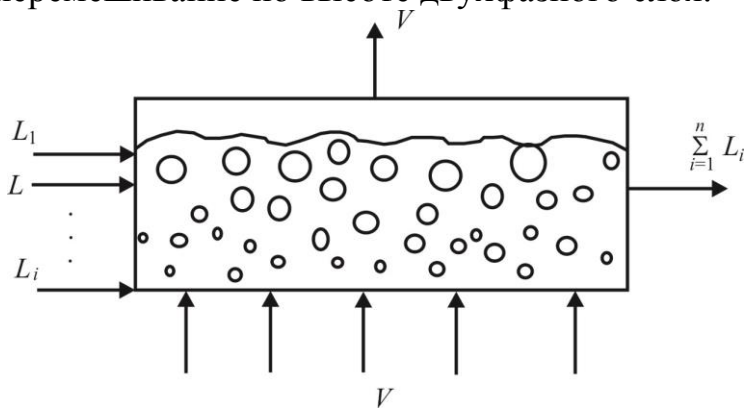


Рис. 5.1.1 Схема барботажного усреднителя

Объемный расход газа V (м^3/ч) рекомендуется определять по эмпирической формуле [16] $V = bFP$,

где F – площадь поверхности жидкости в аппарате без подачи газа, м^2; P – давление воздуха, бар; b – опытный коэффициент.

При слабом перемешивании принимают b=0,24–0,3; при малоинтенсивности – b=0,35–0,5 при интенсивном – b =0,45–0,6.

При расчете по данном рекомендациям получают значение объемного расхода газа при давлении, равном 1 бар (10^5 Па).

Также при расчете барботеров расход воздуха на 1 м^2 свободной поверхности принимают: для слабого перемешивания – 0,4 м^3/мин; для среднего – 0,8 м^3/мин; для интенсивного – 1,0 м^3/мин.

Как следует из приведенных выше рекомендаций к расчету пневматических смесителей, в литературе отсутствуют теоретически обоснованные методы расчета аппаратов такого типа.

Очевидно, что интенсивность смешения в барботере в первую очередь определяется полем скорости в вертикальном направлении, т.е. переносом импульса. Хорошо известны подходы определения коэффициентов переноса и эффективности тепло- и массообменных процессов, связанные с потерей энергии при прохождения газа через барботажный слой. В эмпирических или полуэмпирических выражениях авторы (Ю.И. Дытнерский, Л.П. Холпанов, Б.А. Ульянов, А.Н. Плановский, О.С. Чехов и др.) находят зависимости с перепадом давления двухфазного слоя.

Рассмотрим пузырьковый режим работы смесителя, т.е. когда скорость газа на полное сечение аппарата меньше скорости всплытия пузырей. Для системы воздух-вода эта скорость $w_г$<(0,2–0,3) м/с. При таком режиме перемешивание по высоте слоя жидкости происходит за счет вихревых следов за пузырьками и турбулентных пульсаций, обусловленных как вихревым следом, так и деформацией газовых пузырей. При таком режиме пограничный слой на поверхности пузырей можно классифицировать как псевдоламинарный с воздействием затухающих турбулентных пульсаций из

ядра потока жидкой фазы. В газовой фазе (крупных пузырях) турбулентность может быть вызвана подвижной межфазной поверхностью и осцилляцией пузырей.

Если в аппарате происходит перемешивание двух взаиморастворимых жидкостей, то эффективность можно оценить используя число Пекле $Pe = w_г D_к / D_п$, где $w_г$ – скорость газа в аппарате, м/с; $D_к$ – диаметр аппарата, м; $D_п$ – коэффициент перемешивания, м^2/с. При эффективном смешении $Pe < 1$. При смешивании жидкости с дисперсной фазой необходимо обеспечить такой режим барботажа, чтобы частицы не оседали на дно аппарата. Для выбора такого режима ниже рассмотрена математическая модель, построенная с использованием коэффициентов переноса импульса и балансового соотношения потоков [35].

Скорость циркуляции жидкости за пределами пограничного слоя пузырька найдем из выражения потока импульса

$$\tau = k\Delta w, \text{ или } \Delta w = \tau / k, \tag{5.1.1}$$

где k – общий коэффициент переноса импульса, кг/(м^{2}с); τ – поток импульса на межфазной поверхности пузырька (касательное напряжение), Па; Δw – средняя движущая сила переноса импульса (средняя разность скоростей в фазах), м/с.

Общий коэффициент переноса импульса определяется по уравнению аддитивности:

$$1/k = 1/\left(\gamma_ж \rho_ж\right) + 1/\left(\gamma_г \rho_г\right), \tag{5.1.2}$$

$\gamma_ж, \gamma_г$ – коэффициенты переноса импульса в жидкой и газовой фазах, м/с; $\rho_ж$, $\rho_г$ – плотности жидкости и газа, кг/м^3.

Из выражения (5.1.1) средняя скорость циркуляции в ядре жидкой фазы

$$u_\infty = \tau / k - w_\infty, \tag{5.1.3}$$

где w_∞ - при пузырьковом режиме равна средней скорости всплытия пузырька, м/с.

Коэффициенты переноса импульса

Учитывая, что толщина пограничного слоя на поверхности пузырька на порядок меньше его радиуса, рассмотрим модель плоского пограничного слоя.

Для определения коэффициента переноса импульса (импульсоотдачи) в пограничных слоях газожидкостной среды запишем сопротивление переносу в вязком подслое и турбулентной области пограничного слоя [28,33]:

$$\frac{1}{\gamma} = \int_0^{\delta_1} \frac{dy}{\nu + \nu_т(y)} + \int_{\delta_1}^{\delta} \frac{dy}{\nu + \nu_т(y)}, \tag{5.1.4}$$

где $\nu, \nu_т$ – коэффициенты молекулярной и турбулентной вязкости, м^2/с; y – поперечная координата в пограничном слое, м; δ – толщина динамического пограничного слоя, м; δ_1 – толщина вязкого подслоя, м.

Выражение (5.1.4) справедливо как для жидкой, так и для газовой фаз при турбулентном режиме.

В вязком подслое для коэффициента $\nu_т(y)$ используем степенную функцию Левича (без наличия ПАВ)

$$\nu_т = u_* \delta_1 (y / \delta_1)^2, \tag{5.1.5}$$

а в турбулентной области линейную (по модели Прандтля)

$$\nu_т = \chi u_* y, \tag{5.1.6}$$

где $u_* = (\tau / \rho)^{0,5}$ - динамическая скорость на межфазной поверхности, м/с; $\chi = 0,4$ – константа турбулентности. При $\rho = \rho_ж$, $u_* = u_{*ж}$, а при $\rho = \rho_г$, $u_* = u_{*г}$. После интегрирования выражения (5. 1.4) с функциями (5.1.5), (5. 1.6) получим коэффициент переноса в жидкой фазе [35]

$$\gamma_ж = \frac{u_{*ж}}{\frac{1}{\chi}\ln\left(R_\delta / R_1\right)_ж + \sqrt{R_{1ж}}\, arctg\sqrt{R_{1ж}}}, \tag{5.1.7}$$

где $R_1 = (u_* \delta_1 / \nu)_ж$; $R_\delta = (u_* \delta / \nu)_ж$ – безразмерные комплексы.

Аналогично для газовой фазы имеем

$$\gamma_г = \frac{u_{*г}}{\frac{1}{\chi}\ln\left(R_\delta / R_1\right)_г + \sqrt{R_{1г}}\, arctg\sqrt{R_{1г}}}. \tag{5.1.8}$$

Уравнение для определения параметра $R_{1ж}$ в пограничном слое жидкой фазы имеет вид [14]

$$R_{1ж} = 11,6 \frac{u_\infty}{u_{*ж}} (C_{f0ж} / 2)^{0,5}, \tag{5.1.9}$$

где коэффициент сопротивления

$$C_{f0ж} = 0,073 / Re_{0ж}{}^{0,2}, Re_{0ж} = u_\infty l / \nu_ж, \tag{5.1.10}$$

где l – характерный размер, м; для пузырька примем $l = \pi / (2d_п)$, где $d_п$ – средний диаметр пузырька, м; $Re_{0ж}$ – число Рейнольдса пузырька.

Для пограничного слоя в газовой (паровой) получено:

$$R_{1г} = 11,6 \frac{w_\infty}{u_{*г}} (C_{f0г} / 2)^{0,5}, \tag{5.1.11}$$

где

$$C_{f0г} = 0,073 / Re_{0г}{}^{0,2}, Re_{0г} = w_\infty l / \nu_г. \tag{5.1.12}$$

В газовой фазе приближено $\delta_г \approx d_п / 2$ - радиус пузыря. Тогда

$$R_{\delta г} = u_{*г} d_п / \left(2\nu_г\right). \tag{5.1.13}$$

В жидкой фазе из теории пограничного слоя среднее значение

$$\delta_ж \approx 3,3[\nu_ж l / (u_\infty - u_{гр})]^{0,5}, \tag{5.1.14}$$

где $u_{гр}$ – средняя скорость на границе раздела фаз, вычисляется, используя функцию (5.1.9) или (5.1.10).

Тогда

$$R_{\delta ж} = 3,3u_{*ж}[l / (\nu_ж(u_\infty - u_{гр}))]^{0,5} / \nu_ж. \quad (5.1.15)$$

Динамическая скорость в жидкой фазе в барботажном слое по выражению Соколова и Доманского

$$u_{*ж} = 2,2[(g\nu_ж w_г (1-\varphi)^2]^{0,25}, \quad (5.1.16)$$

где φ – среднее объемное газосодержание; $w_г$ – скорость газа на полное сечение колонны, т.е. без учета жидкости, м/с.

В газовой фазе и равенства потоков $\tau_г = \tau_ж$ имеем

$$u_{*г} = u_{*ж}(\rho_ж / \rho_г)^{0,5}. \quad (5.1.17)$$

Оценка сопротивлений переносу (5. 1.2) при интенсивном барботаже в данном выражении показывает, что

$$1/(\gamma_ж \rho_ж) >> 1/(\gamma_г \rho_г).$$

Тогда $k = \gamma_ж \rho_ж$ и средняя скорость жидкости (5.1.3) равна

$$u_\infty = u_{*ж}^2 / \gamma_ж - w_\infty. \quad (5.1.18)$$

При пузырьковом режиме w_∞ – скорость всплытия пузырька, м/с. Для пузырей воздуха в воде диаметром от 1 мм до 10 мм $w_\infty \approx 0,25$ м/с.

Расчеты по формуле (5.1.7) показывают, что при пузырьковом режиме можно приближенно принять знаменатель равным ~5, тогда выражение (5.1.18) с учетом (5.1.7) и (5.1.16) получит вид [35]

$$u_\infty \approx 11,0[(g\nu_ж w_г (1-\varphi)^2]^{0,25} - w_\infty \ . \quad (5.1.19)$$

Например, при скорости газа $w_г$=0,1 м/с получим ($\varphi \approx 0,1$), u_∞=0,08 м/с; при $w_г$=0,2 м/с ($\varphi \approx 0,17$), u_∞=0,125 м/с; (система воздух-вода при 20ºС)

Выражение (5. 1.19) можно использовать при $w_г$<0,3 м/с, т.к. при дальнейшем повышении скорости газа начинается пенный режим.

При перемешивании жидкости с дисперсной фазой скорость осаждения частицы по известному выражению равна

$$u_ч = [4\Delta\rho g d_ч / (3\rho_ж \xi)]^{0,5}, \quad (5.20)$$

где $\Delta\rho = |\rho_ч - \rho_ж|$, $\rho_ч$ – плотность частиц, кг/м^3, ξ – коэффициент сопротивления, является функцией числа Рейнольдса частицы $Re = u_ч d_ч / \nu_ж$. При $Re > 500$ принимается ξ=0,44. При $1 < Re < 500$, $\xi = 18,5\, Re^{-0,66}$.

Из условия равенства скоростей (5.1.19) и (5.1.20) ($u_\infty = u_ч$) получим критический диаметр частицы [35]

$$d_{кр} = \frac{3\rho_ж \xi}{4\Delta\rho g}\left[11,0\left(g\nu_{ж} w_г (1-\varphi)^2\right)^{0,25} - w_\infty\right]^2. \quad (5.1.21)$$

Очевидно, что диаметр взвешенных частиц должен быть $d_ч < d_{кр}$..

Например, при скорости газа $w_г = 0{,}1$ м/с, $\Delta\rho = 10^3$ для системы воздух – вода получаем $d_{кр} = 6 \cdot 10^{-4}$ м; при скорости газа $w_г = 0{,}2$ м/с получаем $d_{кр} = 1 \cdot 10^{-3}$ м.

Следует отметить, что выражение (5.1.21) решается в итерационном цикле совместно выражением для $\xi = f(Re)$.

Полученные выражения для скорости циркуляции жидкости (5.1.19) и критического размера частиц (5.1.21) используются при проектировании аппаратов водоочистки в нефтехимии и энергетике и дают удовлетворительные результаты.

5.2 Эффективность пылеулавливания тонкодисперсной фазы в пенном слое

Очистка газов от аэрозольных частиц необходима во многих производственных процессах, например, при газификации топлива, нефтедобыче и нефтепереработке, для обезвреживания отходящих газов ТЭС и котельных, вентиляционных установок и т.п. Для очистки газов используют различные способы и, в том числе, мокрые фильтры. Среди них наиболее эффективными являются пенные газоочистители от твердых и жидких загрязнений. В таких аппаратах чаще используются провальные тарелки: дырчатые и щелевые (решетчатые), так как они менее подвержены отложению загрязнений. Эффективность очистки газов такими аппаратами обычно находится опытным путем.

Аэрозоли обычно классифицируют по размерам частичек. Большинство аэрозолей имеют размеры частичек менее 10 мкм.

Различными исследователями установлено, что эффективность аппаратов газоочистки (а также тепломассообменных) значительно определяется энергетическими затратами. В середине прошлого столетия зарубежные исследователи Лаппа и Камак установили, что эффективность мокрого пылеулавливания в аппарате значительно зависит от потери давления. Причем в общий расход энергии должен включаться и распыл жидкости форсунками. Зависимость между степенью очистки газов и затратами энергии различными авторами установлена в виде

$$\eta = 1 - \exp\left(-BA^k\right), \tag{5.2.1}$$

где A – удельные энергозатраты на осаждение частиц загрязнителя, Дж/м^3; B и k – эмпирические константы, определяемые дисперсным составом пыли.

Рассмотрим полуэмпирический подход определения эффективности улавливания аэрозольных частиц в пенном слое.

Эффективность пылеулавливания по энергетической теории, которая соответствует модели идеального вытеснения, имеет вид

$$\eta = \frac{C_н - C_к}{C_н} = 1 - \exp\left(-N\right), \tag{5.2.2}$$

где N – число единиц переноса частиц (безразмерный комплекс):

$$N = \frac{u_t F}{V_г}, \tag{5.2.3}$$

где u_t – коэффициент переноса частиц, м/с; F – поверхность контакта фаз, м^2; $V_г$ – объемный расход газа, м^3/с; $C_н, C_к$ – начальная и конечная концентрация частиц в газе.

Так называемый коэффициент переноса частиц (в теории турбулентной миграции u_t называют скоростью турбулентного осаждения частиц [26,46]) характеризует интенсивность осаждения частиц из турбулентного потока на стенках (межфазной поверхности), то есть это количество частиц (весовое или численное), осаждающихся из аэрозольного потока на 1 м^2 стенок за 1 сек, отнесенное к единичной концентрации частиц.

В двухфазных системах возможно возникновение неустойчивых режимов, когда параметры изменяются во времени. Также изменения могут быть периодическими или иметь стохастический характер. Тогда возникает режим развитой турбулентности обеих фаз, при котором все параметры потока стохастически изменяются во времени и пространстве.

Если пренебречь молекулярной диффузией за пределами пограничного слоя, то основными составляющими механизма переноса становятся: перемешивания за счет общих турбулентных вихрей сплошной фазы, за счет общих турбулентных вихрей малых масштабов (обусловленных стохастическим движением дисперсной фазы относительно сплошной) и продольного перемешивания за счет полной циркуляции в сплошной фазе.

При небольших концентрациях (<0,2 кг/м^3 или < 2%, об.) частиц преобладающим является первая составляющая переноса.

При теоретическом анализе всех форм движения аэрозольных частиц в турбулентном потоке обычно принимается следующие предположения (Медниковым В.П. и др.).

1. Диаметр частиц $d_ч$ мал по сравнению с масштабом несущих их пульсационных вихрей с масштабом ℓ:

$$d_ч << \ell.$$

При таком предположении каждая частица совершает движение, оставаясь в пределах несущего вихря.

Отмеченному условию удовлетворяют частицы любой дисперсности т.е. высокодисперсные ($d_ч$<1 мкм); тонкодисперсные ($1 < d_ч < 20$ мкм) и грубодисперсные ($20 < d_ч < 200$ мкм).

2. Обтекания частиц происходит при $Re_d = \left|U_{gp}\right| d_ч / \nu_г < 1$, где $U_{gp} = U - U_p$ – скорость обтекания частиц турбулентными пульсациями; $\nu_г$ – коэффициент кинематической вязкости газа, м^2/с.

3. Частицы имеют форму близкой к сферической, а в случае сильного отклонения от сферы вводится коэффициент формы. Полидисперсность частиц аэрозоля рассматривается пофракционно.

4. Кроме этого частицы:

а) не стесняют движение друг друга в ходе взаимных перемещений;

б) не соударяются, не коагулируют друг с другом;

в) не показывают ощутимого влияния на турбулентные характеристики среды.

Пределом концентраций частиц при выполнении данных условий, согласно экспериментальным данным Россетти и Пфефера, можно считать $C \le 200$ г/м^3.

5. Электростатические и другие силы не гидродинамической природы незначительные.

Согласно исследованиям Медниковым В.П. и др. и оценкам [4,30,46] следует, что весь спектр осаждающихся частиц можно разделить на три основные группы:

I группа – частицы, полностью увлекаемые турбулентными пульсациями среды. Их диаметр должен удовлетворять условию:

$$d_{\text{ч}} < 0{,}134\sqrt{\frac{R\mu_{\text{Г}}}{\rho_{\text{ч}} u_{*\text{Г}}}}. \qquad (5.2.4)$$

II группа – частицы, обладающие некоторой инерционностью по отношению к увлечению турбулентными пульсациями:

$$0{,}134\sqrt{\frac{R\mu_{\text{Г}}}{\rho_{\text{ч}} u_{*\text{Г}}}} < d_{\text{ч}} < 13{,}4\sqrt{\frac{R\mu_{\text{Г}}}{\rho_{\text{ч}} u_{*\text{Г}}}}\ . \qquad (5.2.5)$$

III группа – частицы, не увлекаемые турбулентными пульсациями среды, должна удовлетворять условию

$$d_{\text{ч}} > 13{,}4\sqrt{\frac{R\mu_{\text{Г}}}{\rho_{\text{ч}} u_{*\text{Г}}}}\ . \qquad (5.2.6)$$

В выражениях (5.2.4) – (5.2.6): $d_{\text{ч}}$ – диаметр частиц, м; R – радиус канала, м; $\mu_{\text{Г}}$ – динамическая вязкость газа, Па·с; $u_{*\text{Г}}$ – динамическая скорость трения на стенке канала, м/с. В качестве радиуса канала примем $R = d_{\text{п}} / 2$; $d_{\text{п}}$ – средний диаметр пузыря, м.

Каждая группа частиц характеризуется действием на них определенных сил и факторов, и тем самым, определенным поведением в турбулентном потоке.

Сделаем оценку размера частиц в барботажном слое для системы воздух – вода при температуре 20 °С и атмосферном давлении [35].

1) Скорость газа $w_{\text{Г}} = 0{,}4$ м/с; $\nu_{\text{ж}} = 10^{-6}$ м^2/с; $\rho_{\text{ж}} = 1000$ кг/м^3; $\rho_{\text{Г}} = 1{,}2$ кг/м^3; $\sigma = 0{,}072$ Н/м. Из расчетов получаем по формуле Кутателадзе и Стариковича газосодержание $\varphi = 0{,}268$; по формуле Соколова, Доманского (5.1.16) динамическую скорость $u_{*\text{Г}} = 2{,}42$ м/с; средний диаметр пузырька

по формуле Родионова $d_{\text{п}} = 0,0057$ м при диаметре отверстия в барботере $d_{\text{о}} = 0,003$ м; площадь сечения аппарата $S_{\text{к}} = 1$ м; свободное сечение для прохождения газа $F_{\text{св}} = 10\%$; высота статического столба жидкости $h_{\text{ст}} = 0,05$ м; $\rho_{\text{ч}} = 1000$ кг/м^3. Получаем, что частицы более 62 мкм не увлекаются турбулентными пульсациями среды; частицы от 0,62 мкм до 62 мкм – обладают некоторой инерционностью к увлечению пульсациям, а менее 0,62 мкм – полностью увлекаются турбулентными пульсациями.

В работе [47] отмечено, что частицы размером больше 15-20 мкм улавливаются в пенных аппаратах более чем на 99%. Очевидно, что расчет эффективности сепарации необходимо выполнять для частиц меньшего размера, то есть для первой и второй группы.

Если представить хаотичное движение частиц в турбулентном потоке газа как диффузионное движение аэрозольной жидкости, то для таких частиц возможно использование закона Фика в форме гипотезы Буссинеска

$$j = -D_d \frac{dC}{dy} \qquad (5.2.7)$$

и аналог уравнения массоотдачи

$$j = u_t C_\infty, \qquad (5.2.8)$$

где j – удельный поток частиц к стенке у ее поверхности, кг/(м^{2}с); D_d – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м^2/с; C_∞ – концентрация частиц в ядре потока, принимается средней по поперечному сечению кг/м^3; y – поперечная координата к стенке (поверхности раздела фаз), м.

Известны несколько подходов к исследованию и моделированию процессов переноса барботажных тарелках.

1. Математическое моделирование на основе использования известных моделей переноса (например, модели диффузионного пограничного слоя Ландау-Левича) ими путем решения уравнения конвективной диффузии (работы С.Г. Дьяконова, Л.П. Холпанова и др.) Причем на основе данных подходов получены расчетные выражения с учетом входного (активного) участка при интенсивном барботаже [14,53].

2. Экспериментальное исследование и построение обобщающих зависимостей для расчета осредненных коэффициентов переноса, отнесенных ко всей поверхности контакта фаз, совместно с изучением величины межфазного поверхности (работы А.И. Родионова, Б.А. Ульянова и др.)

3. Экспериментальное исследование и обобщение по коэффициентам переноса, отнесенных к рабочему объему или площади тарелки (работы Г.П. Соломахи, В.В. Дильмана и др.)

С точки зрения определения эффективности контактных устройств все подходы равнозначны и отличаются только объемами экспериментальных исследований и вычислений.

Для определения эффективности газоочистки от тонкодисперсной фазы в пенном слое используем второй подход, т.е. вычисления

осредненного коэффициента переноса частиц u_t, отнесенного к поверхности контакта фаз *F*. Применение первого подхода показано в 5.3.

Скорость осаждения частиц на поверхность границы раздела можно оценить по следующей методике [26,46], с использованием полуэмпирических зависимостей для расчета приведенной скорости турбулентного осаждения частиц $u_t^+ = \dfrac{u_t}{u_{*г}}$ связанных с временем релаксации скорости частиц:

$$\tau_р = \frac{d_ч^2 \rho_ч}{18\mu_г} = \frac{d_ч^2 \rho_ч}{18\rho_г \nu_г}, \tag{5.2.9}$$

где $\tau_р$ – время релаксации, с; $\rho_г$ – плотность газа, кг/м^3.

Безразмерное время релаксации записывается в виде

$$\tau^+ = \frac{\tau_р u_{*г}^2}{\nu_г}, \tag{5.2.10}$$

где $u_{*г}$ – динамическая скорость (м/с), в данном случае в пограничном слое газовой фазы на межфазной поверхности с жидкостью.

В работе Медникова В.П. приведены следующие полуэмпирические формулы различны авторов:

1. Liu и Agarwal при $\tau^+ < 10$

$$u_t^+ = 6 \cdot 10^{-4} \left(\tau^+\right)^2. \tag{5.2.11}$$

2. Mc Coy и Hanratty

$$u_t^+ = 3{,}25 \cdot 10^{-4} \left(\tau^+\right)^2 \quad \text{при } \tau^+ \le 22{,}9, \tag{5.2.12}$$

$$u_t^+ = 0{,}17 \quad \text{при } \tau^+ > 22{,}9. \tag{5.2.13}$$

Выражения (5.2.11) - (5.2.13) полуэмпирические и получены различными авторами при движении аэрозолей в трубках и каналах. Степень согласования их с экспериментальными данными более или менее удовлетворительна лишь для мелких частиц со степенью увлечения частиц турбулентными пульсациями, близкой к единице. Однако, как отмечается в, и в этом случае расхождение с экспериментом, превышает иногда 100%. Осредненное выражение для u_t^+, которые лучше всего согласуется с известными экспериментальными данными имеет вид

$$u_t^+ = 7{,}25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{\tau^+}{1 + \omega_Е \tau_р} \right)^2, \tag{5.2.14}$$

где $\omega_Е = u_{*г} / \left(0{,}05 d_э\right)$ – угловая частота энергоемких пульсаций, с$^{-1}$. Здесь в качестве эквивалентного диаметра канала $d_э$ примем средний поверхностно-объемный диаметр газового пузыря.

Для барботажного слоя при скорости газа на полное сечении аппарата $w_г > 0{,}1$ м/с динамическая скорость в жидкой фазе имеет вид [44]

$$u_{*ж} = 2{,}2\left[\nu_ж g w_г \left(1-\varphi\right)^2\right]^{0{,}25}, \qquad (5.2.15)$$

где φ – среднее объемное газосодержание; $\nu_ж$ – коэффициент кинематической вязкости жидкости, м^2/с; $w_г$ – скорость газа на полное сечение аппарата, м/с.

Используя потоковое соотношение для границы раздела фаз $u_{*ж}^2 \rho_ж = u_{*г}^2 \rho_г$, получим $u_{*г} = u_{*ж}\sqrt{\rho_ж / \rho_г}$.

Выражение для расчета удельной поверхности контакта фаз на провальных решетчатых тарелках получено в виде [49,50]

$$A = 0{,}14\left(\frac{\varphi}{1-\varphi}\right)^{1{,}283}\left(\frac{h_{ст}\Delta P_{ст}}{w_г \mu_г}\right)^{0{,}133}\left(\frac{\sigma}{\rho_ж g h_{ст}^2}\right)^{-0{,}6}, \qquad (5.2.16)$$

где A - удельная поверхность контакта фаз, отнесенная к единице площади тарелки, м^2/м^2; $\Delta P_{ст}$ – сопротивление столба жидкости, Н/м^2; $h_{ст}$ – высота статического столба жидкости, м; σ – поверхностное натяжение, Н/м.

Число единиц переноса (5.2.3) получит вид

$$N = \frac{u_t A}{w_г}, \qquad (5.2.17)$$

где $u_t = u_t^+ u_{*г}$ – вычисляется по выражению (5.2.14), а A – по формуле (5.2.16).

Пример расчета [35]

Для выше рассмотренного примера, то есть при скорости газа $w_г = 0{,}4$ м/с, получим для частиц 3 мкм: $\tau^+ = 10{,}85$; $\omega_E \tau_р = 1{,}49$; $u_t^+ = 0{,}014$; $u_t = 0{,}033$ м/с; $A = 9{,}53$ м^2/м^2; $N = 0{,}78$ и эффективность $\eta = 0{,}54$.

При скорости газа $w_г = 1{,}2$ м/с по формуле Азбеля: $\varphi = 0{,}63$; $u_{*г} = 2{,}26$ м/с; $\tau^+ = 9{,}42$; $u_t^+ = 0{,}012$; $u_t = 0{,}029$ м/с; $A = 58{,}9$ м^2/м^2; $N = 1{,}71$ и $\eta = 0{,}82$. То есть при повышении скорости с 0,4 до 1,2 м/с эффективность сепарации увеличивается с 54% до 82%, что соответствует известным экспериментальным данным. При диаметре частиц > 10 мкм эффективность газоочистки приближается к 100%, а при < 1 мкм резко снижается.

Результаты расчетов и сравнение с опытными данными [47] представлены на рисунке 5.2.1-5.2.3. Расхождение в пределах погрешности эксперимента.

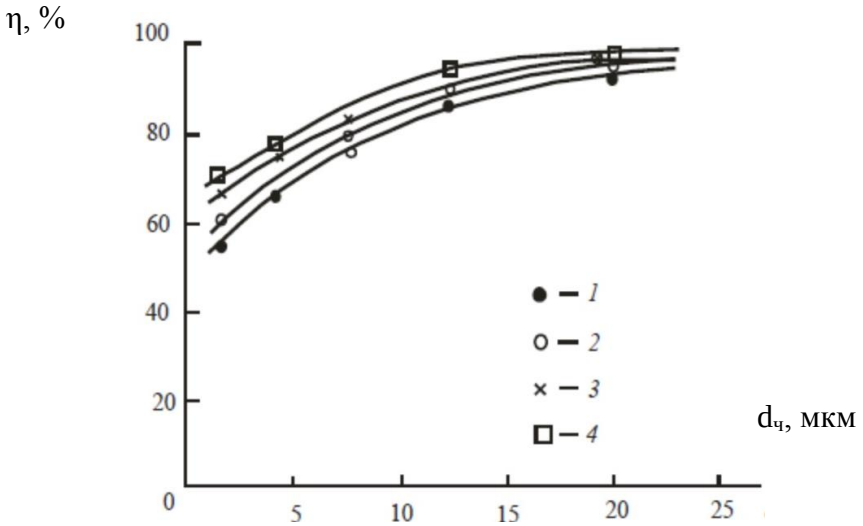


Рис. 5.2.1. Зависимость фракционной степени улавливания гидрофильной пыли в слое пены от дисперсности частиц. Вид пыли и их плотность (г/см^3): 1 – SiO_2, 2,65; 2 – $CaCO_3$, 2,9; 3 – Al_2O_3, 4,0; 4 – Fe_2O_3, 5,3. Точки – эксперимент [47]; сплошные линии – расчет; $W_к$ = 1,5 м/с

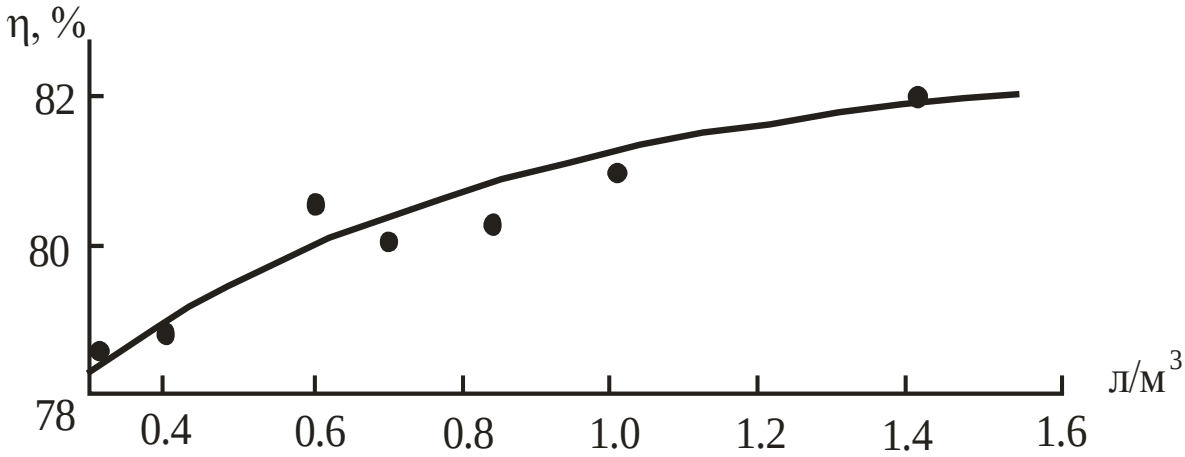


Рис. 5.2.2. Влияние удельного расхода воды на эффективность улавливания пыли в аппарате с противоточной решеткой [47]. Сплошные линии – расчет; $W_к$ = 1,72 м/с; $R_э$ = 2,5×10^{-3} м; $F_{св}$ = 0,15 м^2/ м^2.

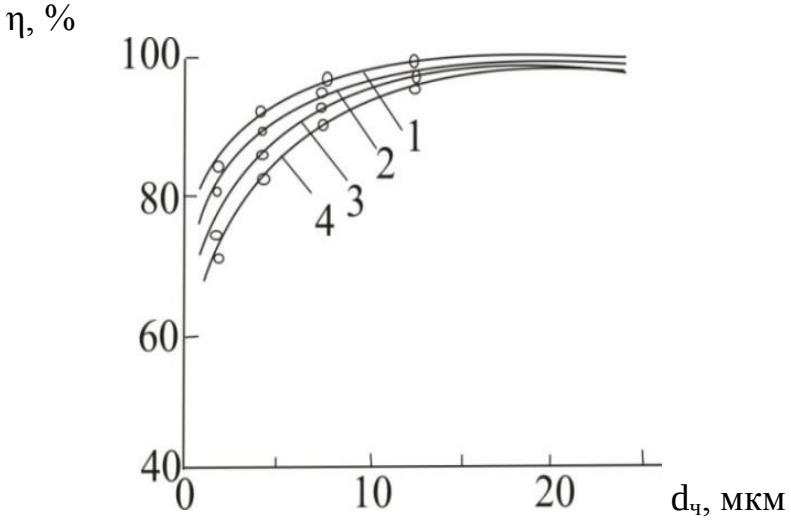


Рис. 5.2.3. Зависимость эффективности очистки газа от размера частиц гидрофильной пыли. 1 – Fe_2O_3; 2 – Al_2O_3; 3 – $CaCO_3$; 4 – SiO_2 [47]. Скорость газа $w_г$=1,5 м/с; $h_{ст}$=40мм.

Следует отметить, что тарелки провального типа имеют небольшой интервал устойчивой работы и выбор режимных и конструктивных характеристик должен выполняться с использованием известных рекомендаций [3,13,42], в том числе и с учетом неравномерности распределения фаз [14,31].

Рассмотренная в данном разделе математическая модель является дальнейшим применением теории турбулентной миграции частиц, на основе, которой построены модели осаждения аэрозолей в цилиндрический каналах, насадочных нерегулярных и хаотичных слоях и вихревых аппаратах [26,30,46].

Разработанная математическая модель определения эффективности газоочистки в барботажном слое позволяет выполнить вычисления с использованием только результатов гидравлических исследований контактных устройств и ее можно использовать при проектировании или модернизации аппаратов в различных отраслях промышленности.

5.3 Модель очистки газов от тонкодисперсной фазы в барботажном слое на основе концепции активного входного участка

В данном разделе рассмотрена математическая модель для определения числа единиц переноса (5.2.3) тонкодисперсной фазы (гидрофильной пыли и жидких аэрозолей) в развитом барботажном слое. Математическая модель построена с использованием теории турбулентной миграции частиц и концепции активного участка на входе газа в слой жидкости. В результате получены выражения, которые позволяют вычислять эффективность мокрой очистки газов, используя результаты гидравлических исследований тарелок.

Эффективность пылеулавливания с использованием модели идеального вытеснения газа

$$\eta = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{н}}} = 1 - \exp(-N), \tag{5.3.1}$$

где N – число единиц переноса частиц:

$$N = \frac{u_t A \rho_{\text{г}}}{G}, \tag{5.3.2}$$

где u_t – коэффициент переноса частиц, м/с; A – активная поверхность контакта фаз, м^2; G – массовый расход газа, кг/с; $C_{\text{н}}, C_{\text{к}}$ – начальная и конечная концентрация частиц в газе; $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа, кг/м^3.

Ниже рассмотрен подход определения u_t и A на основе применения концепции активного участка в барботажном слое [14].

Так называемый коэффициент переноса частиц (в теории турбулентной миграции u_t называют скоростью турбулентного осаждения частиц) характеризует интенсивность осаждения частиц из турбулентного потока на стенках (межфазной поверхности), то есть это количество частиц (весовое

или численное), осаждающихся из аэрозольного потока на 1 м^2 стенок за 1 с, отнесенное к единичной концентрации частиц.

Если пренебречь молекулярной диффузией за пределами пограничного слоя, то основными составляющими механизма переноса становятся: перемешивания за счет общих турбулентных вихрей сплошной фазы, за счет общих турбулентных вихрей малых масштабов (обусловленных стохастическим движением дисперсной фазы относительно сплошной) и продольного перемешивания за счет полной циркуляции в сплошной фазе.

При небольших концентрациях (< 0,2 кг/м^3 или < 2 об. %) частиц преобладающим является первая составляющая переноса.

При теоретическом анализе всех форм движения аэрозольных частиц в турбулентном потоке обычно принимается предположения, рассмотренные в разделе 5.2.

Коэффициент переноса частиц. Скорость осаждения частиц на поверхность границы раздела можно вычислить с использованием полуэмпирических зависимостей для расчета приведенной скорости турбулентного осаждения частиц $u_t^+ = \dfrac{u_t}{u_{*\text{г}}}$ связанных со временем релаксации скорости частиц:

$$\tau_\text{р} = \frac{d_\text{ч}^2 \rho_\text{ч}}{18 \rho_\text{г} \nu_\text{г}}, \tag{5.3.3}$$

где $\tau_\text{р}$ – время релаксации, с; $\rho_\text{ч}$ – плотность частицы, кг/м^3; $\nu_\text{г}$ – коэффициент кинематической вязкости, м^2/с.

Безразмерное время релаксации записывается в виде

$$\tau^+ = \frac{\tau_\text{р} u_{*\text{г}}^2}{\nu_\text{г}}, \tag{5.3.4}$$

где $u_{*\text{г}}$ – динамическая скорость (м/с), в данном случае в пограничном слое газовой фазы на межфазной поверхности с жидкостью.

Осредненное выражение безразмерного коэффициента переноса частиц для $u_t^+ = u_t / u_{*\text{г}}$, которое лучше всего согласуется с известными экспериментальными данными получено Медниковым В.П.

$$u_t^+ = 7.25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{\tau^+}{1 + \omega_E \tau_p} \right)^2, \tag{5.3.5}$$

где $\omega_E = u_{*\text{г}} / l_E = u_{*\text{г}} / (0.1R)$ – угловая частота энергоемких пульсаций, с$^{-1}$; l_E – масштаб энергоемких пульсаций, принимаемый по Таунсенду равным 0.1 R, где R – радиус канала, м.

Концепция активного участка. При пенном и струйном режиме работы барботажных тарелок различными исследователями установлено, что основное количество массы и тепла (до 75–100%) передается на небольшом расстоянии от входа газа в слой жидкости. В работах Колтуновой Л.Н.,

Аэрова М.Э., Васильева А.С., Павлова В.П. др. массообмен изучался на примере двух крайних случаев: 1) массоотдача лимитирована газовой фазой (абсорбция аммиака из воздушной смеси водой); 2) массоотдача лимитирована жидкой фазой (абсорбция или десорбция углекислого газа из водного раствора). Сделан следующий вывод: если сопротивление массообмену сосредоточено в газовой фазе, то основная массопередача происходит на начальном участке газового факела высотой до двух диаметров отверстия (до 90% распределяемого вещества).

Если сопротивление массообмену сосредоточено в жидкой фазе, то протяженность участка массопередачи увеличивается, оставаясь в пределах зоны газовой струи. Явление интенсивной массопередачи на небольшом расстоянии от отверстия истечения газа получило название “входного эффекта” или “активного участка”. Активный участок характеризуется максимальной движущей силой процессов переноса и малым диффузионным сопротивлением, так как на этом участке пограничный слой очень тонкий.

На основе использования этой концепции и гидродинамической аналогии разработана [14] математическая модель тепло- и массоотдачи в барботажном слое для тарелок различных конструкций. Ниже выполнено развитие этой модели для процесса газоочистки.

Активная поверхность переноса. Для определения приближенной величины активной поверхности переноса импульса A_a в барботажном слое найдем потерю энергии газового потока при движении в слое жидкости. Полный импульс газового потока состоит из трех основных составляющих: кинетической энергии газа на входе в слой; давления статического столба жидкости и архимедовой подъемной силы

$$J_0 = \frac{\rho_г W_0^2}{2} S_0 + \rho_ж g h'_{ст} S_0 + V_г \left(\rho_ж - \rho_г\right) g, \tag{5.3.6}$$

где $V_г$ – объем газа в барботажном слое, м^3; $h'_{ст}$ – высота статистического столба жидкости над отверстием истечения газа, м; W_0 – скорость газа в отверстии, м/с; S_0 – площадь отверстий, м^2.

На выходе из двухфазного слоя полный импульс газового потока равен

$$J_к = \frac{\rho_г W_к^2}{2} S_к, \tag{5.3.7}$$

где $W_к$ – скорость газа (м/с) в свободном сечении аппарата, площадью $S_к$, м^2.

Разность между и $J_к$ составляет потерю импульса газом в барботажном слое

$$\Delta J_п = J_0 - J_к.$$

Потеря энергии газового потока после входа в слой жидкости складывается из затрат энергии на трение в системе газ–жидкость, поверхностное натяжение и сопротивление формы пузырей:

$$\Delta J_п = S_э \left(\Delta P_{тр}^{п} + \Delta P_σ + \Delta P_{сф}\right), \tag{5.3.8}$$

где $S_э$ – площадь сечения барботажного слоя, занятая газовым потоком в зоне пузырей, м^2; $\Delta P_{тр}^{п}$ – перепад давления, вызванный трением газа и жидкости на межфазной поверхности пузырей, Па; ΔP_{σ} – перепад давления, вызванный поверхностным натяжением, Па; $\Delta P_{сф}$ – перепад давления, вызванный сопротивлением формы пузырей, Па.

При струйном истечении газа в жидкость на участке струи энергия газа расходуется в основном на трение и преодоление сил поверхностного натяжения, а в зоне пузырей, кроме этого, на сопротивление формы. Известно, что при числе Рейнольдса для пузыря Re >100, что характерно для процесса барботажа, роль сопротивления формы пузыря становится преобладающей и остальные составляющие сопротивления можно не учитывать.

Тогда для области барботажного слоя, расположенного выше сечения распада струи газа на пузыри, можно записать уравнение баланса сил

$$V_г\left(\rho_ж - \rho_г\right)g = \Delta P_{сф} S_э. \tag{5.3.9}$$

Из соотношений (5.3.6)–(5.3.9) получим величину потери импульса газового потока

$$\Delta J_{\tau-\sigma} = S_0\left(\frac{\rho_г W_0^2}{2} + \rho_ж g h'_{ст}\right) - \frac{\rho W_к^2}{2} S_к. \tag{5.3.10}$$

Также значение $\Delta J_{\tau-\sigma}$ можно представить в известной форме

$$\Delta J_{\tau-\sigma} = \bar{\tau}_{гр} A_a$$

где $\bar{\tau}_{гр}$ – среднее касательное напряжение на границе раздела фаз активной поверхности, Па.

Отсюда, с учетом (5.3.10) найдем значение площади межфазной поверхности потери импульса [14]:

$$A_a = \left[S_0\left(\rho_г W_0^2/2 + \rho_ж g h'_{ст}\right) - \rho_г S_к W_к^2/2\right]\bar{\tau}_{гр}^{-1}. \tag{5.3.11}$$

Активная поверхность переноса A_a, характеризует участок поверхности раздела фаз, за пределами которого относительной движущей силой переноса импульса можно пренебречь. Поверхность A_a значительно меньше всей межфазной поверхности в барботажном слое и примерно равна поверхности газовых струй.

Составляющими касательного напряжения $\bar{\tau}_{гр}$ на межфазной поверхности струи являются напряжения от сил трения и поверхностного натяжения:

$$\bar{\tau}_{гр} = \rho u_*^2 + 2\sigma/R_э. \tag{5.3.12}$$

Касательное напряжение $\tau_{тр} = \rho u_*^2$ можно вычислить из уравнения движения вязкого газа, записанного в форме обобщенного уравнения Бернулли с учетом сил трения на межфазной поверхности струи:

$$P_0 + \frac{\rho_г W_0^2}{2} = P_п + \frac{\rho_г W_п^2}{2} + \Delta P_{тр}, \qquad (5.3.13)$$

где P_0, $P_п$ – статические давления газа в сечении входа струи в слой жидкости и в сечении распада струи, Па; соответственно:

$$P_0 = \rho_ж g h_{ст},\ P_п = \rho_ж g (h_{ст} - h_ф),$$

где $h_ф$ – высота газовой струи (факела) до распада на пузыри, м.

Пренебрегая действием сил внутреннего трения, удельную потерю импульса в струе газа запишем в виде: $\Delta P_{тр} = \tau_{тр}$. Тогда из уравнения (5.3.13) получим выражение для среднего значения касательного напряжения:

$$\tau_{тр} = \frac{\rho_г (W_0^2 - W_п^2)}{4} + \frac{\rho_ж g h_ф}{2}. \qquad (5.3.14)$$

Средняя скорость газа в сечении распада струи на пузыри составляет $W_п = W_к / \varphi$, где $\varphi \approx 0.75$ – газосодержание в данном сечении. На основе использования выражения (5.3.14) и потокового соотношения $\tau_{тр} = u_{*г}{}^2 \rho_г == u_{*ж}^2 \rho_ж$ можно вычислить динамическую скорость в газовой и жидкой фазах на межфазной поверхности струи.

Результаты расчета

Для расчета числа единиц переноса N по выражению (5.3.2) из (5.3.4), (5.3.5) и (5.3.14) запишем формулу для коэффициента переноса частиц [35]

$$u_t = 7{,}25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{W_0^2 - W_п^2}{4} + \frac{\rho_ж g h_ф}{2\rho_г} \right)^{2.5} \left[\frac{\tau_р}{\nu_г \left(1 + \omega_E \tau_р\right)} \right]^2, \qquad (5.3.15)$$

где $\tau_p = d_ч{}^2 \rho_ч / \left(18 \rho_г \nu_г\right); \omega_E = u_{*г} / (0{,}1R)$; в качестве характерного масштаба примем $R = R_0$ – радиус отверстия на тарелке, м.

Из (5.3.11) динамическая скорость в газовой фазе

$$u_{*г} = \left(\frac{W_0^2 - W_п^2}{4} + \frac{\rho_ж g h_ф}{2\rho_г} \right)^{0.5}. \qquad (5.3.16)$$

Из выражения (5.3.11) и (5.3.12) активная поверхность равна

$$A_a = \frac{S_0 \left(\rho_г W_0^2 / 2 + \rho_ж g h'_{ст} \right) - \rho_г W_к^2 / 2}{\rho_г u_{*г}^2 + 2\sigma R_э}. \qquad (5.3.17)$$

При расчете u_t (5.3.15) с использованием характеристик активного участка число единиц переноса (5.3.2) вычисляется при $A = A_a$ (5.3.17).

Следует отметить, что скорость газа в отверстиях тарелки W_0 следует вычислять с учетом наличия жидкой фазы, т.к. при относительно не больших скоростях газа в колонне ($W_к < 1$ м/с) часть отверстий может быть занята жидкостью. Для вычисления статического столба жидкости $h_{ст}$ на тарелках

различных конструкций используются известные эмпирические выражения. Высоту газовой струи до распада на пузыри можно вычислить по формуле Волошко

$$h_{ф} = 2.45 d_{э} \left[\frac{\rho_{г} W_0^2}{g d_{э} \left(\rho_{ж} - \rho_{г} \right)} \right]^{0.35}, \qquad (5.3.18)$$

где $d_{э} = 2R_{э}$ – эквивалентный диаметр отверстия, м.

Пример расчета ситчатой тарелки.

Конструктивные характеристики: диаметр колонны $D_к = 0.2$ м; диаметр отверстий $d_0 = 2 \cdot 10^{-3}$ м; высота сливной планки $h_{сп} = 0.03$ м; относительное свободное сечение $F_{св} = 0,07$ м^2/ м^2 (7%).

Режимные характеристики: $W_к = 0,4$ -$1,32$ м/с; расход жидкости на длину сливной планки $Q_ж = 1 - 10,0$ м^3/(м·ч).

Выполним расчеты при $W_к = 0,4$ м/с и $Q_ж = 3$ м^3/(м·ч). Система вода и воздух с аэрозольными частицами пылинок.

Плотность воды $\rho_ж = 10^3$ кг/м^3; кинематическая вязкость $\nu_ж = 1 \cdot 10^{-6}$ м^2/с; поверхностное натяжение 0,072 Н/м; плотность воздуха $\rho_г = 1,2$ кг/м^3; плотность дисперсных частиц $\rho_ч = 1200$ кг/м^3. Размер частиц $d_ч = 3 \cdot 10^{-6}$ м (3 мкм).

Порядок расчета. Минимальная скорость газа в отверстиях $W_{0min} = 9,03$ м/с; площадь отверстий, занятая газовым потоком $S_0 = S_к W_к / W_{0min} = 1,51 \cdot 10^{-3}$ м^2; площадь всех отверстий $S_{0max} = F_{св} S_0 = 2,17 \times 10^{-3}$ м^2, т.к. $S_0 < S_{0max}$, часть отверстий занята жидкостью.

Высота газовой струи (5.3.18) $h_ф = 0,8 \cdot 10^{-2}$ м.

Среднее значение динамической скорости (5.3.16) $u_{*г} = 7,3$ м/с; произведение $\omega_E \times \tau_p = 2,4$. Коэффициент переноса частиц (5.3.15) $u_t = 6,3$ м/с; расход газа $V_г = 0,014$ м^3/с; активная поверхность (5.3.17) $A_a = 0,0023$ м^2; число единиц переноса (5.3.2) $N = 1,03$; эффективность газоочистки (5.3.1) $\eta = 0,65 \left(65\%\right)$.

Для частиц $d_ч = 6 \cdot 10^{-6}$ м (6 мкм), выполняя аналогичные расчеты, имеем η = 0.8 (80%), а для частиц $d_ч = 10^{-5}$ м (10 мкм) – η = 0.85 (85%).

При скорости газа $W_к$ = 0,4-1,32 м/с; $d_ч$ = 3 мкм; $S_0 = 2,17 \times 10^{-3}$ м^2; W_0 = 18,86 м/с; $h_ф = 1,4 \times 10^{-2}$ м; $u_{*г}$ = 12,1 м/с, $h_{ст}$ = 0,0238 м; $A_a = 3 \times 10^{-3}$ м^2, u_t = 34,9 м/с; $V_г$ = 0,041 м^3/с; N = 2,56. Эффективность газоочистки η = 92%.

Для частиц диаметром $d_ч > 10^{-5}$ м эффективность газоочистки приближается к 100%, что соответствует экспериментальным данным [47].

В предыдущем разделе даны результаты расчета и сравнение с экспериментальными данными для решетчатых (провальных) тарелок, которые практически совпадают с расчетом по уравнениям из данного раздела. Таким образом, расчет эффективности пылеулавливания в барботажном слое можно выполнять, как с помощью осредненных величин (раздел 5.2.) , так и на основе активного участка.

5.4 Определение конструктивных характеристик и эффективности барботажного флотатора

Известны различные способы флотации при очистке жидкостей, в том числе и сточных вод от взвешенных тонкодисперсных частиц различных загрязнений. Взвешенные частицы микронных размеров за счет различных механизмов приближаются к поверхности всплывающих пузырей и прилипают к их поверхности. Условием флотации является σ>0,06 Н/м. В качестве примера математического моделирования эффективности очистки жидкости рассмотрим пневматический (барботажный) флотатор (рис. 5.4.1).

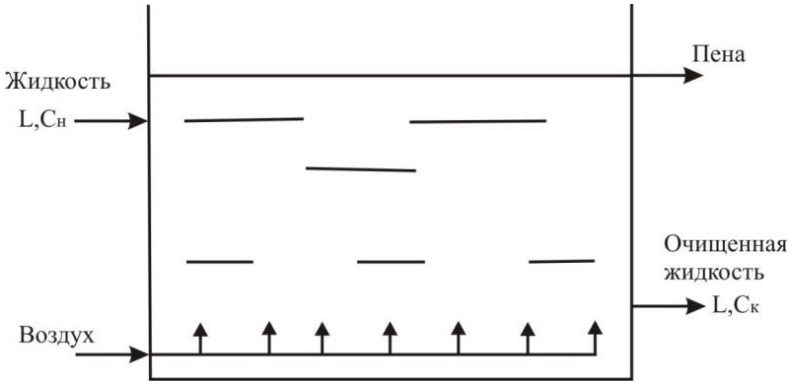


Рис. 5.4.1. Схема пневматического флотатора

Основными механизмами седиментации тонкодисперсных частиц к поверхности пузырей являются инерционный, градиентный, диффузионный и турбулентный. Для очень мелких частиц основным механизмом является турбулентная миграция к поверхности пузырька. Турбулентность в барботажных флотаторах даже при небольших газосодержаниях вызвана осцилляцией и вихревыми следами всплывающих пузырей. Пограничный слой на поверхности раздела фаз в таких случаях классифицируются как псевдоламинарный [14,33].

В работах [4,6,30] дана оценка размеров частиц, увлекаемых турбулентными пульсациями среды. В результате расчетов по данным выражениям для процесса барботажной флотации установлено, что частицы с размерами менее 100 мкм ($d_ч < 10^{-4}$, м) полностью увлекаются турбулентными пульсациями среды, а при $10^{-3} < d_ч < 10^{-4}$ м частично увлекаются пульсациями среды (в зависимости от режима и разности плотностей фаз). Для таких частиц можно использовать теорию турбулентной миграции и уравнения массопередачи частиц.

Рассмотрим приближенный подход, широко применяемый при расчете насадочных массообменных колонн в химической технологии, получивший название «метод единиц переноса».

Основная задача при расчете барботажного флотатора – это определение длины пути жидкости от входа к выходу при заданном расходе и эффективности очистки (конечной концентрации на выходе). Используя подход представления переноса тонкодисперсной фазы по аналогии с диффузионным процессом при массопередаче, запишем количество массы уловленных частиц поверхностью пузырей

$$M = L\left(C_н - C_к\right), \tag{5.4.1}$$

где $C_н, C_к$ - начальная и конечная концентрация частиц, кг/кг; L - массовый расход жидкости на очистку, кг/с (рис. 5.1.1.).

Эту же величину выразим по уравнению массоотдачи частиц

$$M = \rho_ж \beta_d F \overline{\Delta C}, \tag{5.4.2}$$

где $\overline{\Delta C}$ - средняя движущая сила переноса частиц, кг/кг; β_d - коэффициент переноса частиц (турбулентной миграции), м/с; F - поверхность пузырей м^2; $\rho_ж$ - плотность жидкости, кг/м^3.

Движущую силу запишем как среднюю логарифмическую

$$\overline{\Delta C} = \frac{\Delta C_б - \Delta C_м}{\ln \dfrac{\Delta C_б}{\Delta C_м}} = \frac{C_н - C_к}{\ln \dfrac{C_н}{C_к}}, \tag{5.4.3}$$

где $\Delta C_б, \Delta C_м$ - большая и меньшая движущие силы переноса частиц, т.е. на входе и выходе аппарата. В теории массопередачи $\Delta C_б$ и $\Delta C_м$ записывают, используя рабочие и равновесные концентрации $\left(C^*\right)$. Учитывая, что при флотации $C^* = 0$ имеем $\Delta C_б = C_н$, $\Delta C_м = C_к$.

Из равенства потоков массы (5.4.1) и (5.4.2) получим соотношение

$$L\left(C_н - C_к\right) = \rho_ж \beta_d F \overline{\Delta C}. \tag{5.4.4}$$

Отсюда необходимая (по заданной $C_к$) поверхность контакта фаз равна [35]

$$F = \frac{L\left(C_н - C_к\right)}{\rho_ж \beta_d \overline{\Delta C}} = \frac{L \ln C_н / C_к}{\rho_ж \beta_d}. \tag{5.4.5}$$

Представим флотатор в виде прямоугольного аппарата (канала) с длиной $H_{фл}$ и шириной h. В процессе барботажа в аппарате находится динамический пузырьковый слой высотой $H_{г.ж.}$. Это высота связана с газосодержанием $\varphi_г$ и с высотой неаэрированной жидкости $H_ж$, т.е. без газа, соотношением

$$H_{г.ж.} = H_ж / \left(1 - \varphi_г\right).$$

Значение F в выражении (5.4.5) запишем через удельную поверхность пузырей $\left(a_v = 6\varphi_г / d_п\right)$ и объем двухфазной среды:

$$F = a_v H_{г.ж} H_{фл} h = \frac{6\varphi_г H_{фл} h H_ж}{d_п\left(1-\varphi_г\right)}, \tag{5.4.6}$$

где $d_п$ - средний поверхностно-объемный диаметр пузыря, м; $\varphi_г$ - среднее объемное газосодержание; a_v - удельная поверхность, м^2/м^3.

Из (5.4.5) и (5.4.6) найдем рабочую длину флотатора [35]

$$H_{фл} = \frac{d_п\left(1-\varphi_г\right)L}{6\varphi_г H_ж h \rho_ж \beta_d} \cdot \ln\frac{C_н}{C_к}. \tag{5.4.7}$$

Отношение $L/\left(\rho_ж H_ж h\right) = u_ж$ - средняя скорость жидкости без учета газосодержания, м/с. Тогда

$$H_{фл} = \frac{d_п\left(1-\varphi_г\right)u_ж}{6\varphi_г \beta_d} \ln\frac{C_н}{C_к}. \tag{5.4.8}$$

Выражение для коэффициента турбулентного переноса частиц β_d к поверхности пузырька получено в работе [35] на основе применения модели диффузионного пограничного слоя Ландау-Левича и теории турбулентной миграции частиц. После вычисления тригонометрической и логарифмической функций это выражение получит вид

$$\beta_d = \frac{0,22\left[\nu_ж g w_г \left(1-\varphi_г\right)^2\right]^{0,25}}{1+\omega_E \tau_p}, \tag{5.4.9}$$

где $\omega_E = u_* / \left(0,05 d_п\right)$ - частота энергоемких пульсаций, с$^{-1}$; $w_г$ - скорость газа на полное сечение аппарата, м/с; u_* - динамическая скорость на поверхности газ - жидкость, м/с; τ_p - время релаксации частиц, с; $\tau_p = \rho_ч d_ч^2 / \left(18\mu_ж\right)$; $\rho_ч$ - плотность частиц, кг/м^3; $d_ч$ - диаметр частиц, м; $\mu_ж$ - динамическая вязкость жидкости, Па с.

Среднее значение динамической скорости в газожидкостной среде находится по выражению [44]

$$u_* = 2,2\left[\nu_ж g w_г \left(1-\varphi_г\right)^2\right]^{0,25}. \tag{5.4.10}$$

Средний диаметр пузыря и газосодержание вычислим по формулам [23]

$$d_п = 1,5\left(\frac{d_0 \sigma}{\Delta\rho g}\right)^{1/3}, \tag{5.4.11}$$

$$\varphi = 0,4\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,15}\left[w_г\left(\Delta\rho/\sigma g\right)^{0,25}\right]^{0,68}, \tag{5.4.12}$$

где d_0 - диаметр отверстия барботера, м; σ - поверхностное натяжение, Н/м; $\rho_г$ - плотность газа, кг/м^3; $\Delta\rho = \rho_ж - \rho_г$.

Пример расчета. Задано: эффективность очистки: $\eta = 0{,}95$; $d_0 = 10^{-3}$, м; $d_ч = 10^{-5}$, м; $\rho_ч = 800$, кг/м^3; $\rho_г = 1{,}25$, кг/м^3; $\rho_ж = 1000$, кг/м^3 $\sigma = 0{,}07$, Н/м; $u_ж = 0{,}25$ м/с; $w_г = 0{,}1$ м/с; $C_н = 0{,}005$, кг/кг.

Вычисляем: $C_к = C_н(1-\eta)$; $C_к = 2{,}5\cdot10^{-4}$, кг/м^3; $\overline{\Delta C} = 1{,}6\cdot10^{-3}$, кг/м^3; динамическая скорость $u_* = 0{,}065$, м/с; $\varphi = 0{,}1$; $d_п = 2{,}9\cdot10^{-3}$, м/с коэффициент $\beta_d = 6{,}4\cdot10^{-3}$, м/с; $(C_н - C_к)/\overline{\Delta C} = 2{,}96$; длина флотатора (4.4.8) $H_{фл} = 0{,}49$ *м*.

При эффективности $\eta = 0{,}99$ длина увеличивается до $H_{фл} = 0{,}77$ м. Сравним полученные результаты с расчетом по известному выражению, соответствующему идеальному вытеснению жидкой фазы

$$\eta = 1 - \exp(-N) = 1 - \exp\left(-\frac{\beta_d F}{L/\rho_ж}\right), \qquad (5.4.13)$$

где N - число единиц переноса (по аналогии с массообменом); $\eta = (C_н - C_к)/C_н$.

Из формулы (5.4.13) с поверхностью F (5.4.6) получим:

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{\beta_d a_v H_{фл}}{(1-\varphi_г)u_ж}\right). \qquad (5.4.14)$$

Для рассмотренного примера: $a_v = 207$ м^2/м^3; $\beta_d = 6{,}4\cdot10^{-3}$, м/с; $H_{фл} = 0{,}49$ м; $u_ж = 0{,}25$ м/с; $N = 2{,}93$.

Расчет по формуле (5.4.14) дает $\eta = 0{,}94$. В выше приведенном примере при $\eta = 0{,}95$ получено $H_{фл} = 0{,}49$ м. Расхождение эффективностей флотации составляет всего 0,01 (1%), что подтверждает справедливость рассмотренного подхода и полученных выражений.

Метод единиц переноса удобен для расчета массопередачи (в данном случае осаждении частиц на пузырьках) в условиях непрерывного контакта фаз в режиме идеального вытеснения.

При расчете более сложных условий взаимодействия фаз, использование метода единиц переноса приводит к излишним усложнениям для учета обратного (продольного) перемешивания. В таком случае становится удобнее использовать диффузионную модель структуры потока, где основным параметром является коэффициент обратного перемешивания. Учет перемешивания увеличивает необходимую длину зоны контакта фаз. Однако рассмотренный выше метод единиц переноса позволяет в первом

приближении учесть влияние начальной концентрации частиц, физических свойств смеси, режимных параметров при расчете барботажного флотатора.

Наиболее корректно процесс переноса в барботажном флотаторе можно описать с применением ячеечной модели с объемным источником массы оседающей на пузырьки тонкодисперсной фазы

$$u_{ж}\frac{C_{i-1}-C_i}{\Delta z_i}=\beta_d a_v C_i, \qquad (5.4.15)$$

где Δz_i - длина ячейки, м; i = 1,2, . . . , n –число ячеек полного перемешивания.

Из выражения (5.4.15) концентрация в i -й ячейке

$$C_i=\frac{C_{i-1}}{1+\dfrac{\beta_d a_v \Delta z_i}{u_{ж}}}. \qquad (5.4.16)$$

Эффективность аппарата, состоящего из n последовательных ячеек

$$\eta=1-(1-\eta_1)(1-\eta_2)...(1-\eta_n), \qquad (5.4.17)$$

где эффективность i -й ячейки

$$\eta_i=\frac{C_{i-1}-C_i}{C_{i-1}}. \qquad (5.4.18)$$

Из выражений (5.4.16)-(5.4.18) получим общую эффективность флотатора [35]

$$\eta=1-\left(1+\frac{\beta_d a_v H_{фл}}{n u_{ж}}\right)^{-n}. \qquad (5.4.20)$$

где $\Delta z_i = H_{фл}/n$ в формуле (5.4.16).

Число ячеек полного перемешивания связано с числом Пекле, характеризующего продольное (обратное) перемешивание, зависимостью [42]

$$n=\frac{Pe^2}{2\left[Pe-1+\exp(-Pe)\right]}. \qquad (5.4.21)$$

Известно, что при $Pe\to 0,\ n=1$ (полное смешение в аппарате), а при $Pe\to\infty,\ n\to\infty$ - идеальное вытеснение.

Идеальное вытеснение обычно принимают при Pe>20.

Приближенно число Пекле во флотаторе можно вычислить по формуле [35]

$$Pe=0,45\frac{w_г}{u_*}\left(\frac{0,1}{H_{фл}}\right)^{0,4}. \qquad (5.4.22)$$

Для рассмотренного выше случая при $H_{фл}=0,49$, м; и Pe<1, тогда n=1 и эффективность (5.4.20) составит значение $\eta=0,73$ (73%), что значительно меньше, чем по модели идеального вытеснения. Учитывая, что

число Пекле структуры потока в жидкой фазе барботажного слоя $Pe \sim 1$ [42,44] , то модель идеального смешения (или ячеечная модель) дает более реальный результат по эффективности флотации.

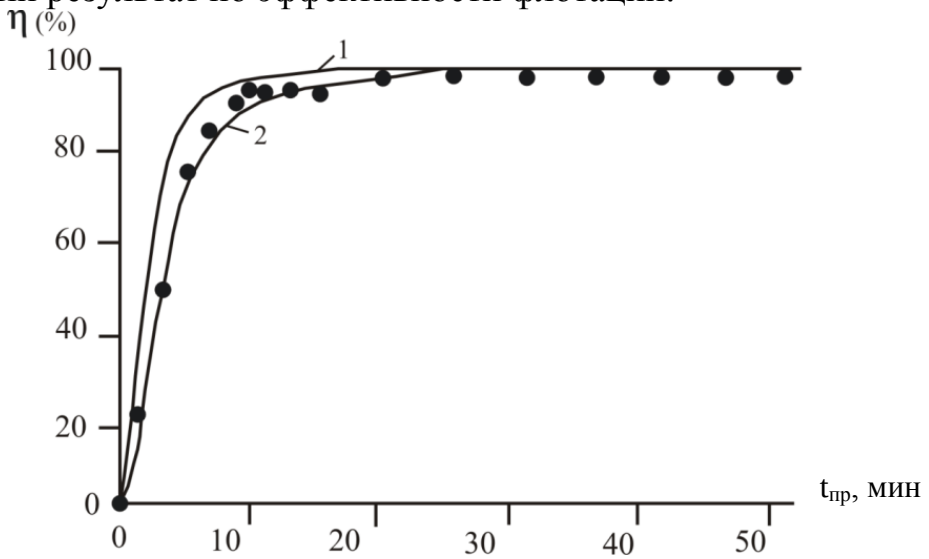


Рис. 5.4.2. Локальная эффективность флотации при скорости жидкости $1{,}3 \cdot 10^{-4}$ м/с, скорости газа $4{,}9 \cdot 10^{-3}$ м/с, частицы с размерами 34,9 мкм, среда – молоко с синтетическими включениями. Точки - эксперимент, 1 - расчет по формуле (5.4.14), 2 - по формуле (5.4.20).

На рис. 5.4.2 даны результаты расчетов по формулам (5.4.14), (5.4.20) и сравнение с экспериментальными данными Puget F.P., Melo M.V. в зависимости от времени пребывания жидкости $t_{\text{пр}}$ во флотаторе $t_{\text{пр}} = H_{\text{фл}} / u_{\text{ж}}$.

Габариты флотатора 0,5x0,1x1,4 (h) м; средний размер пузырька воздуха равен 4,9 мм, размер частицы 34,9 мкм; плотность частицы 1130 кг/м^3; газосодержание 0,013; скорость жидкости $1{,}3 \cdot 10^{-4}$ м/с; приведенная скорость газа $4{,}9 \cdot 10^{-3}$ м/с.

Из представленных результатов следует удовлетворительное согласование расчетов по формуле (5.4.20) эффективности флотации с экспериментальными данными.

При времени пребывания $t_{\text{пр}} > 20$ мин расчетная эффективность флотации составляет $\eta = 100\,\%$, а экспериментальная 97-98 %. Расхождение расчетов с опытными данными на 2-3 % может быть связано как с погрешностью эксперимента, так и срывом и уносом незначительной части загрязнений с поверхности пузырей обратно в жидкую фазу.

ГЛАВА 6
ПРОВАЛЬНЫЕ ТАРЕЛКИ

К этой группе контактных устройств относится большое количество конструкций, отличающихся тем, что слив производится не через специальные сливные устройства, а через отверстия, через которое так же проходит газ или пар. Отсутствие сливных устройств упрощают конструкцию тарелок, площадь тарелки используется более плотно. Тарелки не имеют гидравлического уклона, в них осуществляется принцип противотока пара и жидкости.

В настоящее время провальные тарелки можно классифицировать следующим образом [13,16,20,32,39,45] :

– решетчатые;
– колосниковые;
– трубчатые;
– дырчатые плоские;
– дырчатые волнистые;
– провальные тарелки с направленным потоком жидкости.

6.1. Устройство и работа

В тарелке без сливных устройств (рис. 6.1) газ и жидкость проходят через одни и те же отверстия или щели.

При этом одновременно с взаимодействием фаз на тарелке происходит сток жидкости на нижерасположенную тарелку – «проваливание» жидкости. Поэтому тарелки такого типа часто называют *провальными*.

Конструкции (типы) провальных тарелок представлены на рис. 6.2.

Дырчатые тарелки (рис. 6.2, *а*) аналогичны по конструкции ситчатым тарелкам, но отличаются от них отсутствием сливных устройств. Диаметр отверстий в этих тарелках обычно 4-10 мм, иногда до 15-20 мм, что позволяет существенно увеличить нагрузки по жидкости и газу при незначительном гидравлическом сопротивлении. Суммарная площадь свободного сечения $F_{св}$=10–15 %, а в тарелках с $d_э$=20-25 мм эта величина

может быть существенно большей. В таком случае диапазон устойчивой работы тарелок незначителен.

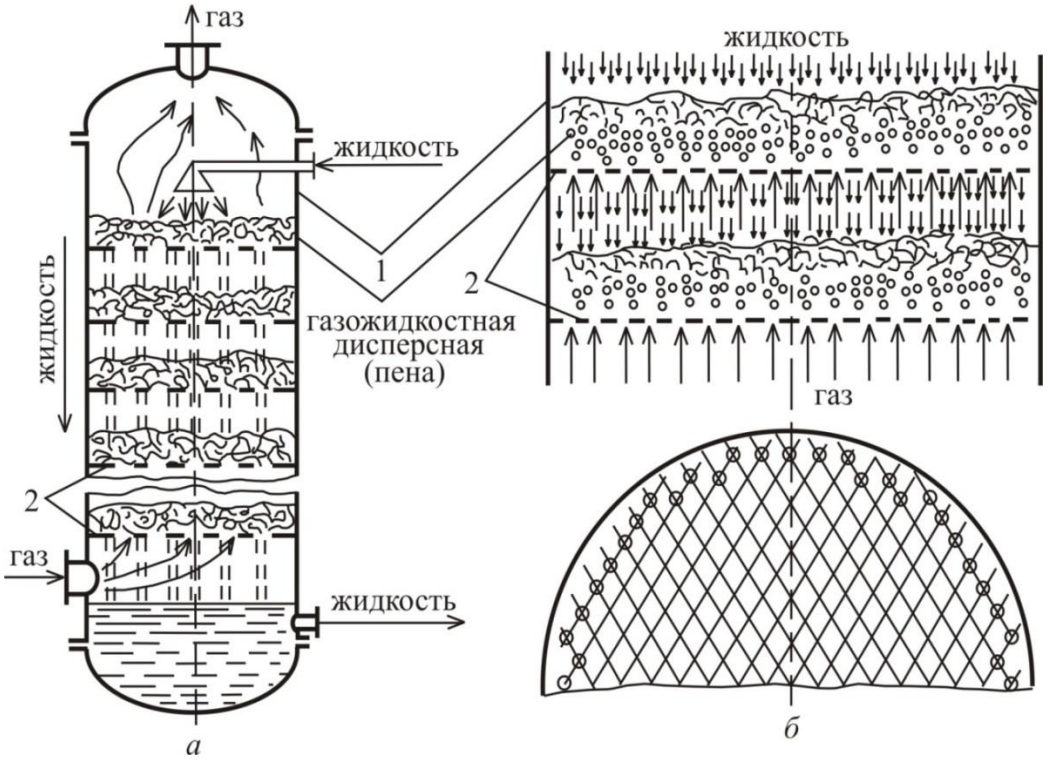


Рис. 6.1. Устройство колонны и провальных тарелок: *а* – колонна с провальными тарелками; *б* – две соседние дырчатые провальные тарелки (1 – колонна; 2 – тарелки) [13,16,20]

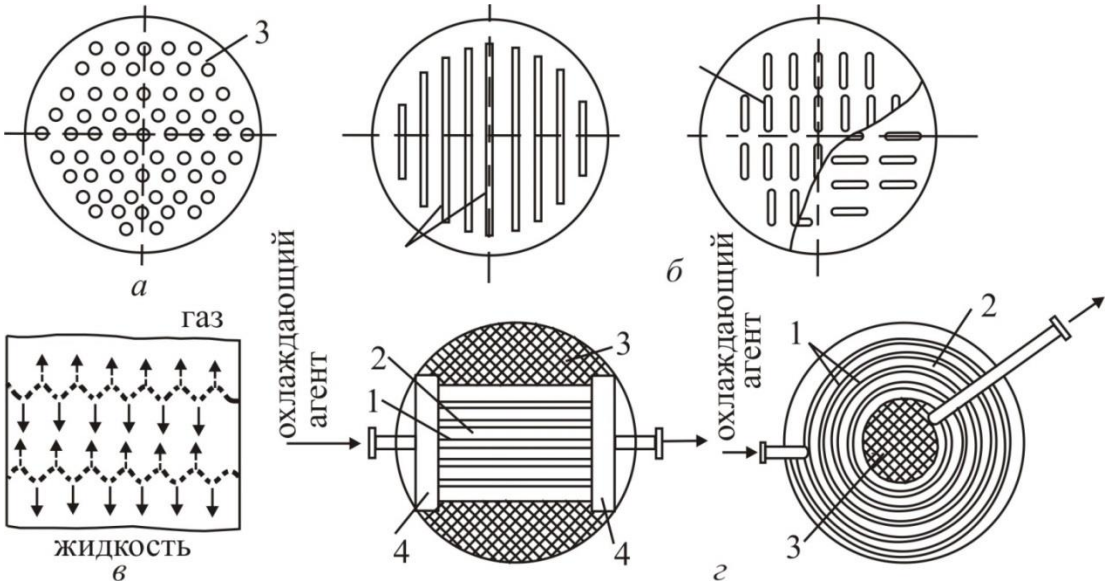


Рис. 6.2. Типы провальных тарелок: *а* – дырчатая (в плане); *б* – решетчатые (в плане); *в* – волнистая (в продольном сечении); *г* – трубчатые (в плане); 1 – щели; 2 – трубы; 3 – перфорированный лист; 4 – коллекторы

Теоретическое свободное сечение тарелки вычисляется по формулам:

- при ромбической разметке $F_{св}=90,7\ (d_0^2/t^2)$,
- при рядовой (и квадратной) разметке $F_{св}=78,5\ (d_0^2/t^2)$.

Решетчатые тарелки имеют, как правило, выштампованные щели шириной 3-8 мм (рис. 6.2, *б*).

Волнистые тарелки изготовляют гофрированием металлических листов с отверстиями (рис. 6.2, *в*). В этих тарелках слив жидкости происходит через отверстия в нижних изгибах тарелки, а пар проходит в основном через верхние изгибы. Такое устройство провальных тарелок увеличивает интервал их устойчивой работы, однако они сложнее в изготовлении и монтаже, чем дырчатые и решетчатые тарелки.

Трубчатые тарелки обычно изготавливают в виде решетки из ряда параллельных труб (рис. 6.2, *г*), присоединенных к коллектору. Эти тарелки целесообразно применять при необходимости подвода теплоты к жидкости или ее отвода. Для нижнего предела работы трубчатых тарелок величина A=4, для верхнего A=16. К недостаткам трубчатых тарелок следует отнести сложность изготовления и монтажа, большой расход металла.

Поскольку дырчатые и решетчатые тарелки просты по устройству и монтажу, обладают низким гидравлическим сопротивлением и другими достоинствами, то они более широко применяются в промышленности по сравнению с другими провальными тарелками.

Установлены следующие гидродинамические режимы.

Режим смоченной тарелки существует при низких скоростях пара (газа). Потоки пара и жидкости проходят через щели. Количество жидкости задерживающейся на тарелке, мало. Контакт между фазами происходит на поверхности стекающих пленок и капель. Сопротивление тарелки мало.

Барботажный режим возникает при увеличении скорости пара, при которой жидкость подвисает на тарелке, что связано с увеличением сопротивления. На тарелке имеются две зоны: зона светлой жидкости, через которую барботирует пар, и зона пены. При увеличении скорости пара высота светлой жидкости уменьшается, а высота пены увеличивается.

Режим эмульгирования (аэрации) характерен тем, что светлая жидкость почти полностью исчезает. На тарелке наблюдается турбулизированная, подвижная пена. Сопротивления и вынос пены при увеличении скорости остаются постоянными.

Волновой режим возникает при дальнейшем увеличении скорости пара, особенно при малой интенсивности орошения. Струи пара прорываются через слой пены. Жидкость и пена на тарелке приходят в волнообразное движение. При некоторой скорости пара жидкость перестает стекать с тарелки и выбрасывается на вышележащую тарелку. Происходит захлебывание колонны.

6.2. Основы расчета [3,13,20,27,39,42]

Решетчатые провальные тарелки применяют при больших нагрузках по жидкости – не менее 10 000 кг/(м^2·ч). Диаметр колонны не должен превышать 2,4 м, отклонение от расчетной производительности не более ±25 %, поэтому их рекомендуется применять в простых колоннах со стабильным технологическим режимом – в колоннах ГФУ, АГФУ и вторичной перегонки.

Из многих предложенных конструкций провальных тарелок – решетчатые, колосниковые, трубчатые, дырчатые плоские и волокнистые, с направленным движением жидкости – самые употребительные решетчатые. Они изготавливаются из плоских листов, перекрывающих все сечение колонны, толщиной 2,5 – 6,0 мм, шириной щели 3 8 мм и длиной 60 и 200 мм. Живое сечение тарелки 10 – 30 %; при его уменьшении увеличиваются стабильность работы (при некотором изменении нагрузок) и к.п.д. без снижения производительности тарелки. Из-за отсутствия сливных устройств полезная площадь тарелки увеличивается на 15 – 30 % и зеркало барботажа практически равно всему сечению колонны.

Барботаж на провальных тарелках происходит неравномерно: через часть отверстий движется газ, через часть отверстий протекает жидкость, и некоторые отверстия могут находится в состоянии равновесия газа с жидкостью.

Интервал верхней и нижней предельной нагрузок можно оценить по эмпирическим выражениям:

$$W_{\text{к max}} = 0,416(1-\tau)F_{\text{св}}(\rho_{\text{ж}}/\rho_{\text{г}})^{0,5}; \qquad (6.1)$$

$$W_{\text{к min}} = 0,185(1-\tau)F_{\text{св}}(\rho_{\text{ж}}/\rho_{\text{г}})^{0,5}. \qquad (6.2)$$

где τ – доля сечения отверстий, занятых жидкостью.

Верхний предел работы решетчатых тарелок:

$$W_0\sqrt{\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}} = 6,9\left(\frac{L}{G}\right)^{-0,34}, \qquad (6.3)$$

где $\rho_{возд}$ = 1,2; L/G = 0,5-60; $\rho_г$ – 0,5-4,9; $F_{св}$ = 6,5-31%; W_0 – скорость газа в отверстиях, м/с.

Модифицированное уравнение (6.3) имеет следующий вид:

$$W_0\sqrt{\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}} = 11,6\left(\frac{L}{G}\right)^{-0,228}, \qquad (6.4)$$

Для трубчато-решетчатых тарелок предельная скорость газа в свободном сечении колонны

$$W_{\text{к мах}} = 0,645F_{\text{св}}\cdot\left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{-0,6}\left(\frac{L}{G}+1,8\right)^{-0,48}D_{\text{к}}^{0,25}. \qquad (6.5)$$

Если выразить диаметр колонны $D_к$ через объем и скорость газа, то

$$W_{\text{к мак}} = 0,286\left(\frac{G}{\rho_{\text{г}}}\right)^{0,11}F_{\text{св}}^{0,89}\cdot\left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{-0,53}\left(\frac{L}{G}+1,8\right)^{-0,42}, \qquad (6.6)$$

при L/G = 0,5-40; $\rho_г/\rho_ж$ = 0,012-0,045; $F_{св}$ = 0,07-0,24; $D_к$ = 0,2-2,2м.

Долю сечения отверстий, занятых жидкостью τ находят из условия минимума потерь энергии газового потока или из условия минимума статического уровня жидкости в зоне барботажа:

$$\tau = \left[1 + \sqrt[3]{\left(\frac{L}{G}\right)^2 \frac{\rho_ж \xi \mu^2}{\rho_г}} \right]^{-1}, \qquad (6.7)$$

где L, G – массовые расходы жидкости и газа; μ – коэффициент расхода, $\mu = 0,62$. Коэффициент сопротивления провальной тарелки можно принять равным $\xi \approx 1,5$ или взять из рис.6.3.

Используется также уравнение

$$\tau = \frac{\left[\left(\frac{L}{G}\right)^2 \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж \cdot \xi \cdot \alpha^2} \right) \right]^{0,5}}{1 + \left[\left(\frac{L}{G}\right)^2 \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж \cdot \xi \cdot \alpha^2} \right) \right]^{0,33}}, \qquad (6.8)$$

где α = 0,62 – коэффициент расхода.

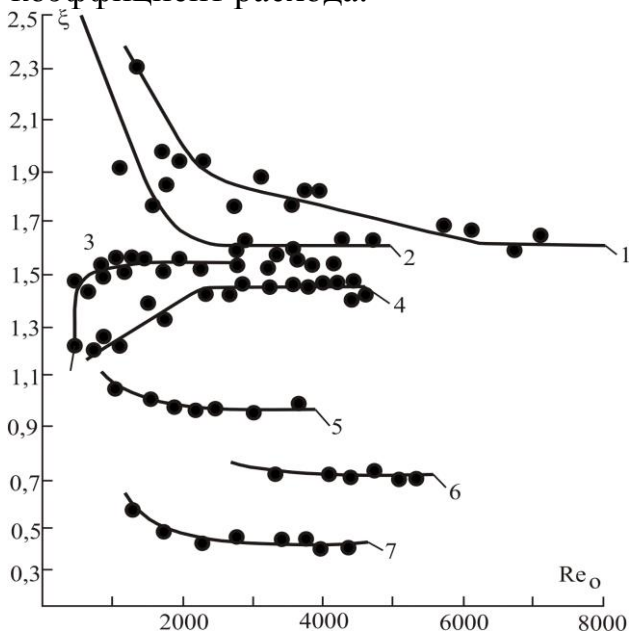


Рис. 6.3. Зависимость коэффициента гидравлического сопротивления ξ сухих решеток от критерия $\mathrm{Re}_о$.

Решетки:

Щелевые ($1 - b_щ = 5,4$ мм, $S_о = 16,25$ %; $2 - b_щ = 3,2$ мм, $S_о = 19,65$ %)

дырчатые ($3 - d_о = 3,2$ мм, $S_о = 18,65$ %; $4 - d_о = 6,1$ мм, $S_о = 19,67$ %);

прутковые ($5 - b_щ = 4$ мм, $S_о = 30$ %; $6 - b_щ = 6$ мм, $S_о = 47$ %;

$7 - b_щ = 4$ мм, $S_о = 54$ %).

Обработка кромок отверстий: 1 – не обработаны; 2 – 4 – односторонняя фаска; 5, 6 – из прямоугольных прутков. $\delta = 3 - 4$ мм.

Доля отверстий на провальных тарелках занятых стекающей жидкостью также можно вычислить по выражению:

$$\tau = 18,4 F_{св}^{0,41} \left(\frac{L}{W_к} \right)^{2/3}; \qquad (6.9)$$

При $D_к = 0,192 \div 1,34$ м; $L = 5 \div 30$ м^3/м$^2 \cdot$ час; $F_{св} = 16 \div 31$ %; $W_к = 0,75 \div 2$ м/с.

Среднюю скорость газа (пара) в работающих отверстиях провальной тарелки найдем из уравнения:

$$\Delta \bar{P}_{ст} = \left(\frac{\beta}{1-\beta} \right) \left[\frac{\xi \rho_г \bar{W}_0^2}{2(1-\tau)^3} + \frac{4\sigma}{d_э} \right]. \qquad (6.10)$$

Отсюда

$$\bar{W}_0 = \sqrt{\frac{2(\Delta \bar{P}_{ст} - A \Delta P_\sigma)(1-\tau)^3}{A \xi \rho_г}}, \qquad (6.11)$$

где $A = \beta/(1-\beta)$; $\Delta \bar{P}_{ст} = \rho_ж g h'_{ст}$; $\Delta P_\sigma = 4\sigma / d_э$.

Коэффициент β в уравнении (6.10) учитывает неоднородность поля статических давлений в зоне барботажа газа $\Delta P_{ст_1}$ и средним статическим давлением столба жидкости ΔP:

$$\beta = \Delta P_{ст_1} / \Delta \bar{P}, \qquad (6.12)$$

где $\Delta \bar{P} = \rho_ж g (\bar{h}_{ст} + \Delta h)$, $\bar{h}_{ст}$ – среднее значение статического столба жидкости на тарелке; Δh – гидравлический напор, вызывающий истечение.

Для расчета коэффициента β предлагается эмпирическая зависимость:

$$\beta = 1,11 (\rho_г / \rho_ж)^{0,118}. \qquad (6.13)$$

Выражение для расчета среднего значения статического столба жидкости в зоне барботажа:

$$h'_{ст} = \beta \bar{h}_{ст} + \beta \Delta h, \qquad (6.14)$$

где $\Delta h = (1/2g)(u_ж / \mu\tau)^2$, $u_ж = Q / F_{св}$.

Площадь отверстий провальной тарелки, занятую газовым потоком найдем из выражения: $S_0 = \bar{W}_к S_к / \bar{W}_0$.

Значение S_0 должно удовлетворять условию: $S_0 \le S_{0m}(1-\tau)$, где $S_{0m} = S_к F_{св}$.

Расчет диаметра тарельчатой колонны

Для тарелок этого типа основными размерами являются: диаметр тарелки (колонны), расстояние между тарелками, свободное сечение тарелок

и размеры отверстий, причем все они весьма жестко взаимосвязаны. Поэтому при расчете приходится одновременно учитывать все указанные факторы.

Для стандартных тарелок провального типа (без отгиба кромок щелей) при ширине щелей до 6 мм расчет минимальной рабочей скорости пара может быть выполнен по уравнению

$$Y = 2{,}95\exp(-4X), \qquad (6.15)$$

где $Y = \dfrac{W^2}{g \cdot d_э \cdot \varphi_c^2} \cdot \dfrac{\rho_г}{\rho_ж}\left(\dfrac{\mu_ж}{\mu'_ж}\right)^{0{,}16}$ $\qquad X = \left(\dfrac{L}{G}\right)^{0{,}25}\left(\dfrac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0{,}125}$. (6.16)

Для провальных тарелок с отогнутыми кромками щелей и трубчато-решетчатых минимальную рабочую скорость пара определяют по уравнению:

$$Y = 3{,}9\exp(-4X) \quad . \qquad (6.17)$$

Верхний предел рабочих нагрузок провальных тарелок определяется так называемой скоростью захлебывания, которую можно рассчитать по уравнениям:

для колонн диаметром до 1 м

$$Y = 10\left[\exp\left(0{,}465\frac{D_ж - 0{,}4}{0{,}4}\right)\right]\exp(-4X). \qquad (6.18)$$

для колонн диаметром свыше 1 м

$$Y = 20\exp(-4X). \qquad (6.19)$$

Для тарелок с отогнутыми кромками щелей и трубчато-решетчатых рассчитанные по этим уравнениям величины скоростей захлебывания следует увеличить на 15%.

Максимальную рабочую скорость пара обычно принимают равной (0,8-0,85) скорости захлебывания. Расчет скорости пара в колоннах диаметром более 0,8м может быть выполнен по уравнению

$$W = \frac{\dfrac{B\varphi_c}{\left(\mu_ж / \mu'_ж\right)^{0{,}08}}\sqrt{\dfrac{d_э \cdot \rho_ж}{\rho_г}}}{\left[1 + \left(\dfrac{L}{G}\sqrt{\dfrac{\rho_ж}{\rho_г}}\right)^{0{,}25} + 0{,}5\left(\dfrac{L}{G}\sqrt{\dfrac{\rho_ж}{\rho_г}}\right)^{0{,}5}\right]^2}. \qquad (6.20)$$

Коэффициент B в уравнении (6.20) принимает следующие значения:

Скорость пара	Тип тарелки	
	стандартная	с отгибом кромок щелей, трубчато-решетчатая
Минимальная	5,4	6,25
Рабочая	10	12,5

При расчете рабочей скорости по уравнению (6.20) обеспечивается запас примерно 30-35% скорости захлебывания.

Следует иметь в виду, что приведенные выше уравнения справедливы для $d_э \leq 0{,}012$м (эквивалентный диаметр).

Полученную по приведенным уравнениям величину скорости захлебывания следует умножить на поправочный коэффициент $К_н$, зависящий от расстояния между тарелками и определяемый по графику (рис. 6.4).

Диаметр колонны рассчитывают по уравнению:

$$D_k = \sqrt{\frac{4G}{\pi 3600 \cdot \rho_г \cdot W}}. \qquad (6.21)$$

Полученный диаметр округляют дом ближайшего стандартного, а затем уточняют величину рабочей скорости пара в колонне.

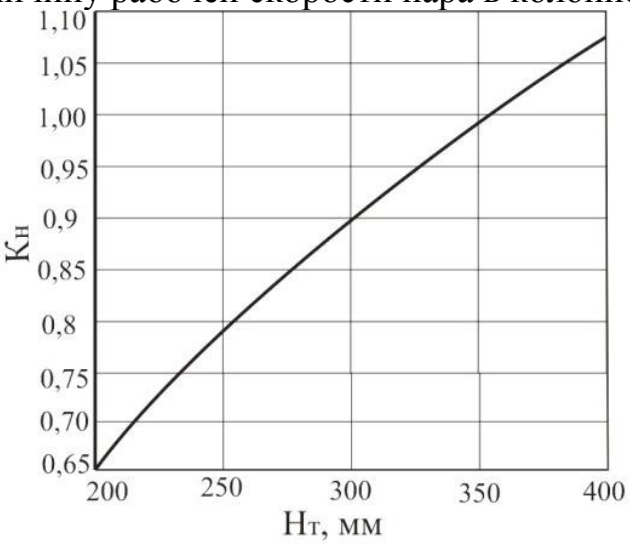


Рис. 6.4. Зависимость величины поправочного коэффициента $К_н$ для расчета скорости захлебывания провальных тарелок от расстояния между тарелками $Н_т$.

Расстояние между тарелками определяют из выражения:

$$H_т = H_п + H_с. \qquad (6.22)$$

Для расчета высоты пены используют уравнение:

$$H_п = \frac{\Delta p - \dfrac{\xi \cdot \rho_г \cdot W_{оп}^2}{2(1-\tau)^2}}{\overset{*}{\rho}_ж \cdot \rho_ж \cdot g}. \qquad (6.23)$$

Сопротивление тарелки может быть рассчитано по следующим уравнениям:

$$\Delta p = (2\xi + 1)\frac{\rho_г \cdot W_{оп}^2}{2(1-\tau)^3} + \Delta p_\sigma, \qquad (6.24)$$

или

$$\Delta p = \frac{1}{1-\beta}\left[\xi \frac{\rho_г \cdot W_{оп}^2}{2(1-\tau)^3} + \Delta p_\sigma\right]. \qquad (6.25)$$

Долю свободного сечения тарелки, занятого стекающей жидкостью, определяют по уравнению:

$$\tau = \frac{1}{1+\left[\frac{2\xi+1}{2\xi^*}\cdot\frac{\rho_ж}{\rho_г}\left(\frac{G}{L}\right)^2\right]^{1/3}}. \qquad (6.26)$$

Относительную плотность пены $\rho^*_{ж}$ рассчитывают по уравнению:

$$\rho^*_ж = 0{,}43\left(\frac{L}{G}\right)^{0.325}\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0{,}180}\left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0{,}0362}. \qquad (6.27)$$

Коэффициент сопротивления сухой тарелки определяют как:

$$\xi = (1-\varphi_c)^2 + (0{,}5-0{,}4\varphi_c) + \frac{4000\cdot\varphi_c\cdot d_0}{\mathrm{Re}^{0,2}_{оп}}\cdot\frac{\delta}{d_э}. \qquad (6.28)$$

В уравнении (6.25) коэффициент β, представляющий собой отношение статических давлений в зоне прохода пара и в зоне стекания жидкости, зависит от целого ряда факторов (нагрузки по жидкости и ее физических свойств, диаметра колонны, расположения отверстий и т.д.). Для расчета β рекомендуется приближенное выражение (6.13).

При ориентировочных расчетах можно принимать средние значения:

Для трубчато-решетчатых тарелок $\xi = 0{,}9 - 1{,}0$

Для решетчатых тарелок $\xi = 1{,}4 - 1{,}6$

Для дырчатых тарелок $\xi = 1{,}5 – 1{,}8$

Высоту сепарационного пространства $H_с$ определяют из уравнения:

$$H_с = \frac{W}{m_w}\left(\frac{1{,}4\cdot10^{-4}\cdot m_1}{e}\right)^{0{,}39}. \qquad (6.29)$$

Поправочные коэффициенты m_1 и m_w, учитывающие влияние физических свойств пара и жидкости на унос, рассчитывают по уравнениям:

$$m_1 = \left(\frac{\sigma'}{\sigma}\cdot\frac{\rho_ж-\rho_г}{\rho'_ж-\rho'_г}\right)^{1{,}1}, \qquad (6.30)$$

$$m_w = \left(\frac{\rho'_г}{\rho_г}\right)^{0{,}286}\left(\frac{\rho_ж-\rho_г}{\rho'_ж-\rho'_г}\right)^{0{,}714}\left(\frac{\mu'_г}{\mu_г}\right)^{0{,}429}. \qquad (6.31)$$

В уравнениях (6.30) и (6.31) величины со штрихом относятся к системе воздух – вода при 20ºС и 760 мм рт. ст., а величина без штриха – к данной парожидкостной системе.

ГЛАВА 7

КОЛПАЧКОВЫЕ ТАРЕЛКИ

7.1. Устройство и работа

До конца прошлого столетия колпачковые тарелки различных типов являлись распространенными видами контактных устройств, несмотря на их сравнительно сложную конструкцию. Работают они по принципу сливных, хотя и были сделаны предложения об устройстве колпачковых тарелок провального типа. Как и во всех тарелках со сливными устройствами на колпачковых наблюдается гидравлический уклон по направлению движения жидкости, что вызывает явление продольной неравномерности барботажа по тарелке. Это явление тем больше сказывается на работе тарелки, чем больше ее диаметр.

Одноколпачковая тарелка простейшего типа. Колпачок перекрывает центральную горловину, жидкая фаза течет между стенкой колонны и краем колпачка. Пар или газ барботирует, прорываясь из-под края колпачка. Такие тарелки устанавливают при диаметрах до 0,8 м в брагоперегонных аппаратах спиртового производства.

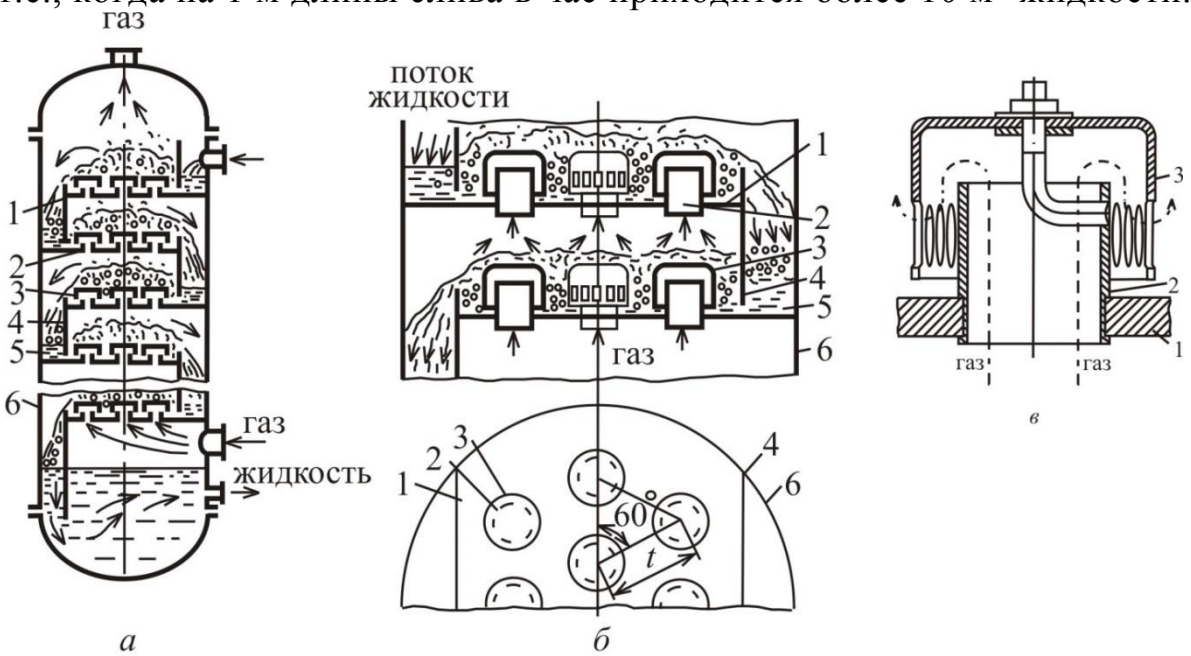
Тарелки, собранные из S–образных элементов. S–образные элементы, из которых собирается тарелка, образуют колпаки с односторонним выходом. Колпаки открыты таким образом, что пар выходит в том же направлении, что и текущая на тарелке жидкость. Такое направление движения пара содействует уменьшению градиента уровня жидкости на тарелке и способствует уменьшению продольной неравномерности. S–образный профиль элементов, из которых конструируется тарелка, обеспечивает большую жесткость конструкции, поэтому тарелки могут изготавливаться из тонкой листовой стали штамповкой или холодной прокаткой. Элементы могут иметь прямоугольные, наклонные или синусоидальные сечение. Последние имеют меньшую эффективность, но более, чем другие, пригодны при работе с засоренными жидкостями. При установке элементов в колоннах с диаметром до 4,5 м не требует промежуточной опоры. При большем диаметре устанавливаются

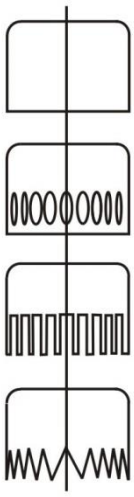
промежуточные опоры. Тарелки с S–образными элементами, выпускаемые для нефтяной промышленности, нормализованы. Тарелки с диаметром от 1–4 м изготавливаются однопоточными, с большим диаметром – двух и четырехпоточными.

Тарелки с S–образными элементами (поперечно-желобчатые) и обнаружили, что они устойчиво работают в широком диапазоне нагрузок по жидкости – от 8 до 45 $м^3/ч\ м^2$. Прорези желобков все время находятся в затопленном состоянии, поэтому считают, что по характеру работы эти тарелки аналогичны ситчатым.

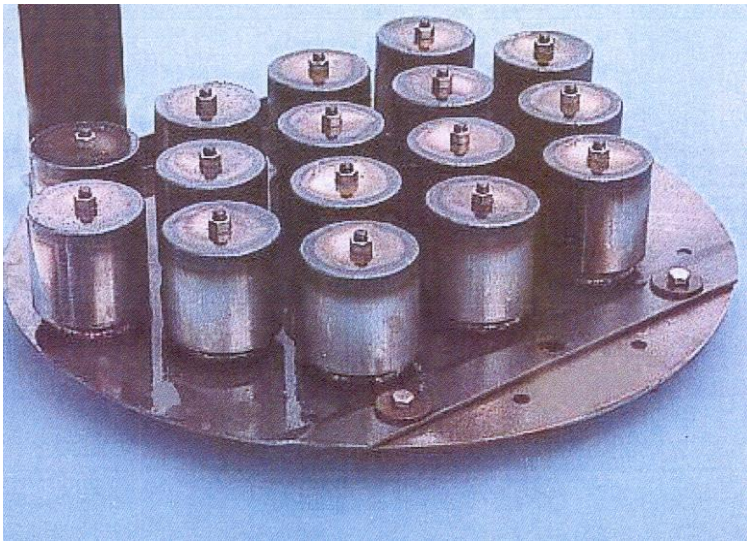
Потеря напора резко возрастает с увеличением плотности орошения L и при L более 45 $м^3/ч\ м^2$ м тарелка работает неустойчиво и уже при малых скоростях пара захлебывается.

Тарелки с круглыми колпачками. Для перегонки чистых жидкостей, как для малых, так и для больших тарелок, применяется многоколпачковые тарелки с круглыми колпачками (рис. 7.1). В этих тарелках линия контакта газа (пара) и жидкости значительно больше, чем в одноколпачковых тарелках. Все колпачковые тарелки снабжены сливными устройствами того или иного типа, которые в значительной мере определяют нормальную работу тарелки. Слив жидкости на колпачковой тарелке может быть осуществлен различными способами, которые зависят от формы колпачка и размеров тарелок. В сливных тарелках наблюдается падение уровня жидкости по направлению ее потока. В колпачковых тарелках величина этого падения больше, чем в других тарелках, так как колпачки оказывают значительное сопротивление потоку жидкости. Наличие градиента уровня жидкости обуславливает неравномерность барботажа. Градиент уровня жидкости на колпачковых тарелках при длине пути потока 1 м становится заметным при расходе жидкости более 10 $м^3/м\ ч$, т.е., когда на 1 м длины слива в час приходится более 10 $м^3$ жидкости.





г



д

Рис. 7.1. Устройство колонны и колпачковых тарелок с капсульными колпачками: *а* – колонна с тарелками; *б* – две соседние тарелки; *в* – капсульный колпачок; *г* – формы капсюльных колпачков; *д* - колпачковые тарелки KOCH-GLITSCH LP; 1 – тарелки; 2 – газовые (паровые патрубки); 3 – круглые колпачки; 4 – переточные перегородки (или трубы) с порогами; 5 – гидравлические затворы; 6 – корпус колонны

Достоинствами колпачковой тарелки являются: устойчивая работа при значительных изменениях нагрузки по газу и жидкости и достаточно высокой КПД тарелки (0,5 – 0,6) (рис.9.2). Этот показатель очень важен при организации процесса в производственных условиях.

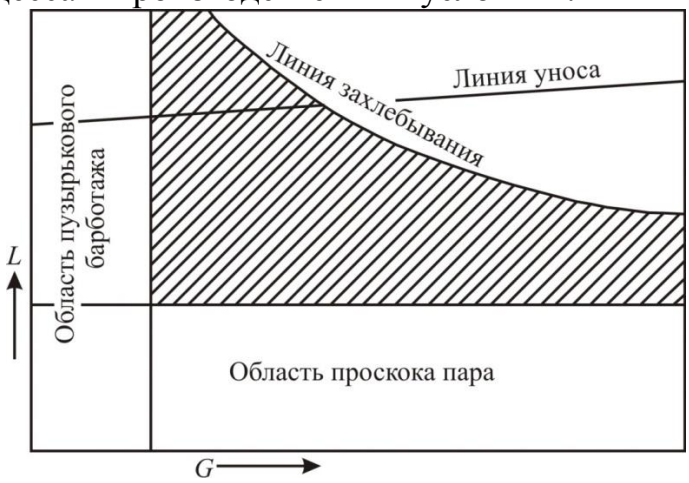


Рис. 7.2. Схематическое изображение рабочей зоны колпачковой тарелки

Но недостатки колпачковых тарелок довольно существенны – они сложны по устройству, для их изготовления требуются большие затраты металла, они отличаются большим гидравлическим сопротивлением и малой предельно допустимой скоростью газа. Известны различные модернизации колпачков (рис. 7.3, 7.4).

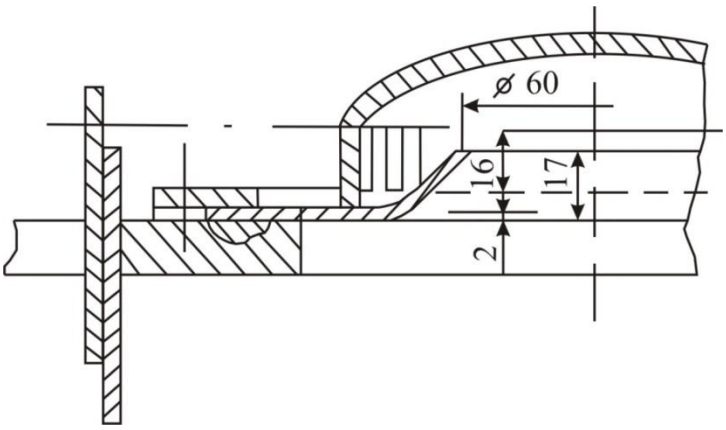


Рис. 7.3. Массообменный плоский колпачок Штаге

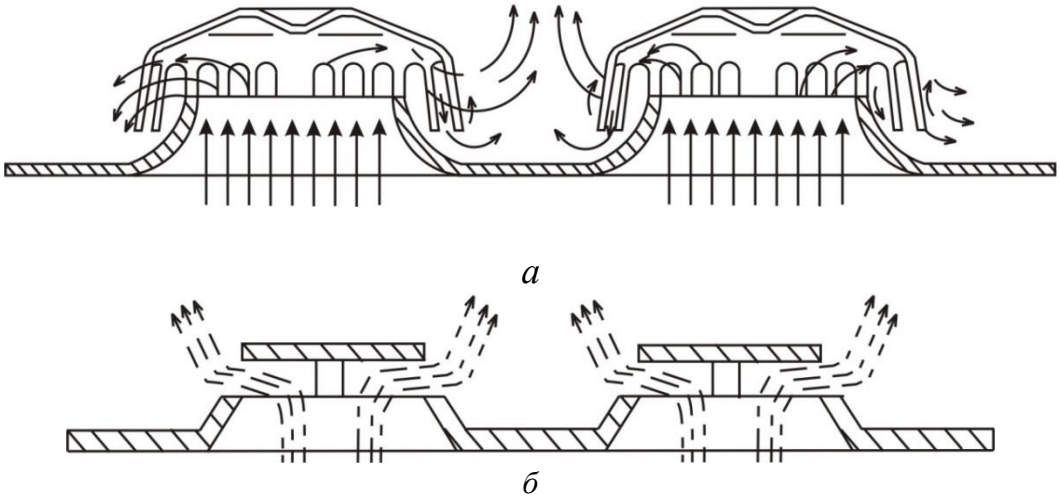


Рис. 7.4. Схемы обтекания паровым потоком КУ: *а*) колпачок для вакуумной ректификации; *б*) новая конструкция КУ

7.2. Основы расчета

Особенностью работы тарелок колпачкового типа является то, что величина открытия прорезей колпачков и скорость пара в открытой части прорезей зависят от нагрузки по газу и жидкости. Барботаж газа через жидкость начинается при некотором начальном открытии прорези l_0, обусловленного преодолением сил поверхностного натяжения.

Для расчета величины начального открытия прорези колпачка l_0 используются следующие выражения:

для прямоугольных прорезей:

$$l_0 = \left(1{,}744 + \frac{3{,}05 \cdot 10^{-3}}{b_{\text{пр}}}\right)\sqrt{\frac{\sigma}{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})g}}, \qquad (7.1)$$

для треугольных:

$$l_0 = 1{,}73\sqrt{\frac{\left[4 + (b_{\text{пр}} / h_{\text{пр}})^2\right]^{0,5} + b_{\text{пр}} / h_{\text{пр}}}{b_{\text{пр}} / h_{\text{пр}}}}\sqrt{\frac{\sigma}{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})g}}, \qquad (7.2)$$

для трапецевидных:

$$l_0 = 2{,}57\sqrt{\frac{\sigma}{(\rho_ж - \rho_г)g}}. \qquad (7.3)$$

При расчете l_0 сначала определяют величину расхода газа G_h через полностью открытую прорезь, чтобы предварительно оценить величину нагрузки по газу и степень открытия прорези. При минимальной рабочей нагрузке по газу открытие прорези не должно быть меньше, чем $h_{пр}/2$.

Расход газа через прямоугольную прорезь можно найти по выражению:

$$G_h = \frac{10}{15}\mu\sqrt{\frac{2g(\rho_ж - \rho_г)}{\rho_г}}(h_{пр} - l_0)^{3/2} b_{пр}, \qquad (7.4)$$

где μ=0,88 – коэффициент расхода, $h_{пр}$ – открытая высота прорези, м. При известном расходе газа через отверстия колпачка из уравнения (7.4) определяется высота открытия прорези.

Сложность расчета параметров газораспределительных устройств колпачковой тарелки заключается в том, что вследствие наличия градиента уровня жидкости на тарелке, поток газа через разные участки тарелки будет различным. Колпачки у приемной перегородки, где слой жидкости выше на величину Δ, пропускают наименьшее количество паров, а колпачки у сливного порога из-за меньшего сопротивления слоя будут работать с большей нагрузкой. Расчет кинетических параметров с учетом данных факторов показан ниже.

Степень равномерности распределения газового потока по площади тарелки характеризуется величиной:

$$K_Δ = \frac{\rho_ж \cdot g \cdot Δ}{Δp_{сух} + \rho_ж \cdot g(h_{пр} + Δh_{пр})},$$

где $Δ$ – градиент уровня жидкости на тарелке, м; $Δh_{пр}$ – расстояние от нижнего основания прорези в колпачке до плоскости тарелки, м.

Для правильно спроектированной тарелки $K_Δ \le 0{,}5$.

Расход газа через полностью открытую прорезь в колпачке имеет значение:

$$G_h = W_0 h_m b_{пр}, \qquad (7.6)$$

где h_m – геометрическая высота прорези, м. Подставив значение G_h из уравнения (7.2) в выражение (7.1) и принимая $l_0 \approx 0$, определим скорость газа в прорези при полном ее открытии:

$$W_0 = \frac{\mu 2}{3}\left(\frac{h_m 2g(\rho_ж - \rho_г)}{\rho_г}\right)^{1/2}. \qquad (7.7)$$

Из уравнения расхода найдем площадь отверстий на тарелке, занятых газовым потоком $S_0 = W_к S_к / W_{0m}$.

При $S_0 > S_{0m}$, т.е. при $h_{пр} > h_m$, принимаем $S_0 = S_{0m} = h_m b_{пр} n$;

где n – число прорезей в колпачках на тарелке. В этом случае скорость газа в прорезях будет равна:

$$W_0 = W_{\text{к}} S_{\text{к}} / S_{0m} . \qquad (7.8)$$

Высоту статического столба жидкости $h'_{\text{ст}}$ над геометрическим центром открытой части прорези в колпачке определим по уравнению:

$$h'_{\text{ст}} = h_{\text{ст}} - \left(h_m - 0{,}5 h_{\text{пр}}\right) - \Delta h_{\text{пр}} , \qquad (7.9)$$

где $\Delta h_{\text{пр}}$ – расстояние от нижнего основания прорези до плоскости тарелки, м; значение $h_{\text{ст}}$.

Эквивалентный радиус открытой части прямоугольной прорези найдем из выражения:

$$R_{\text{э}} = \frac{S_0}{n\left(h_{\text{пр}} + b_{\text{пр}}\right)} . \qquad (7.10)$$

Среднее значение высоты открытой прорези равно: $h_{\text{пр}} = \dfrac{S_0}{b_{\text{пр}} n}$.

Коэффициент перемешивания

В работах Кафарова В.В., Шестопалова В.В. и др. исследования проводились на модели тарелки с туннельными колпачками диаметром 700 мм и гидравлическом лотке 1200×360 мм. Структура газожидкостного потока определялась двумя методами.

1. Анализировались функции отклика системы на импульсные возмущения по составу потока (*C*-кривые). В качестве индикатора использовался раствор NaCl.

2. Методам установившегося состояния индикатор (краситель) подавался на тарелку по всему фронту жидкости из коллектора, расположенного у сливной перегородки.

По длине пути жидкости через равные расстояния отбирались пробы жидкости. Среднее время пребывания жидкости на тарелке рассчитывалось по *C*-кривым. В результате экспериментов установлено наличие зон с различным механизмом перемешивания. У приемной и сливной перегородок наблюдалось интенсивное перемешивание жидкости, у стенок колонны отмечены рециркулирующие потоки. В данных работах установлено наличие продольной и поперечной неравномерности распределения концентрации на тарелке. У приемной и сливной перегородок структуру потоков можно описывать ячейками полного перемешивания, а у стенок колонны диффузионной моделью.

С увеличением скорости газа критерий Пекле в боковых зонах уменьшается и зовы приближаются к полному перемешиванию. В средней части тарелки диффузионная зона подвержена деформации: с увеличением нагрузки во газу белее 1,2 м/с диффузионная зона практически исчезает.

В работах также отмечается, что при увеличении расхода жидкости и скорости газа происходит деформация зон полного перемешивания на лотке и тарелке. Длина зоны полного перемешивания у приемной перегородки

тарелки значительно возрастает с ростом скорости газа, а длина зоны у сливной перегородки убывает. При скорости газа 1,1–1,2 м/с на всей тарелке наступает почти полное перемешивание.

Число ячеек полного перемешивания определялось во известному выражению. В результате обработки экспериментальных данных получены обобщенные зависимости для расчета числа ячеек:

– для скорости газа от 0,4 до 0,8 м/с – $n = 15Q^{0,4}(h_{\text{сп}}W_{\text{к}})^{-0,12}$;

– для скорости газа от 0,8 до 1,2 м/с – $n = 2,03Q^{0,2}(h_{\text{сп}}W_{\text{к}})^{-0,3}$.

Предложенные в данных работах эмпирические зависимости для расчета числа ячеек, полученные на модели тарелки для системы воздух–вода, содержат режимные параметры – расход жидкости и скорость газа, а также конструктивный параметр – высота сливной перегородки.

Полученные зависимости не отражают изменения числа ячеек полного перемешивания при увеличении диаметра тарелки, а возникающие в этих случаях поперечные и продольные неравномерности потоков существенно деформирует характерные зоны на контактных устройствах.

Продольная неравномерность потока, жидкости на тарелке характеризуется коэффициентом продольного перемешивания, который получен в виде:

$$D_{\text{п}} = 0,98 \cdot 10^{-3} \left(\frac{W_{\text{к}}}{\bar{u}_{\text{ж}}} \right)^{0,75} h_{\text{сп}}^{0,4} l_{\text{ж}}^{1,4}. \qquad (7.11)$$

Однако полученный коэффициент продольного перемешивания не используется авторами в работе при расчете промышленной ректификационной колонны с туннельными колпачками диаметром 3000 мм. Продольная неравномерность потока жидкости на промышленной тарелке в работе исследуется путем анализа функции отклика на импульсные возмущения по составу потока. Исследования проводились на действующей колонне, что представляет значительные трудности, а иногда невозможность проведения таких экспериментов.

В работах отмеченных авторов для описания структуры потока жидкости использовались модели: диффузионная комбинированная с ячейками полного перемешивания и несколько модификаций ячеечной модели. Параметры диффузионной и ячеечной моделей определялись по соотношениям:

$$\sigma_\theta^2 = \frac{2}{\text{Pe}^2}(\text{Pe} - 1 + \exp(-\text{Pe})), \quad n = 1/\sigma_\theta^2. \qquad (7.12)$$

Значения локальной эффективности, определенные с использованием различных моделей, обличаются друг от друга на 200÷300 %. При этом отмечается, что значения локальной эффективности рассчитанные по ячеечной и диффузионной моделям, параметры которых определены на

основании одной и той же функции отклика системы на импульсное возмущение, отличаются на 200÷250 %.

На основании дополнительных исследовании было установлено, что наиболее точно отражает структуру потока жидкости на тарелке с туннельными колпачками ячеечная модель.

Наибольшее распространение среди колпачковых тарелок получили тарелки с круглыми колпачками. Структура потоков на этих тарелках имеет более сложный характер, чем на туннельных, что вызвано сужением, сжатием и расширением струй жидкости при обтекании рядов колпачков. Можно отметить большое число работ по исследованию и описанию структуры потоков на тарелках с круглыми колпачками (Кафаров В.В., Молоканов Ю.К., Гельперин Н.И. и др.).

Определение параметров перемешивания в работе [104] проводились на тарелке диаметром 620 мм с круглыми колпачками на системе воздух–вода, колпачки диаметром 110 мм в количестве 13 штук расположена в три ряда. При установившемся состоянии индикатор вводился в поток жидкости и производились отборы проб в различных сечениях тарелки. Кроме этого анализировались кривые отклика системы на импульсное возмущение. Для описания продольного перемешивания жидкости на контактном устройстве использовалась диффузионная модель. Коэффициент продольного перемешивания определялся ив уравнения:

$$D_{\text{п}} = \frac{\bar{u}_{\text{ж}} l_{\text{ж}}}{\text{Pe}}. \qquad (7.13)$$

Установлена зависимость критерия Пекле от режимных параметров барботажа. При небольших расходах жидкости зависимость $\text{Pe} \sim W_{\text{к}}$ носит экстремальный характер, что объясняется увеличением линейной скорости жидкости при увеличении скорости газа. Величина критерия Pe значительно возрастает с увеличением плотности орошения и уменьшается при увеличении скорости газа.

Коэффициент продольного перемешивания получен в виде:

$$\frac{2D_{\text{п}}}{\bar{u}_{\text{ж}}^3 h_{\text{ст}}} = 0,0345\left(\frac{h_{\text{ст}}}{H_{\text{п}}}\bar{u}_{\text{ж}}\right)^{-2,87}. \qquad (7.14)$$

Практическое применение данной зависимости затруднительно из-за сложности точного расчета высоты слоя пены $H_{\text{п}}$, особенно при проектировании новых контактных устройств.

При исследовании структуры потока на колпачковой тарелке наблюдались неоднородности в продольном и поперечном направлениях движения жидкости. Во всех исследованных режимах работы установлены зоны полного перемешивания у сливной и приемной перегородок, а также в центре тарелки. Между зонами полного перемешивания расположены зоны, описываемые диффузионной моделью. Размеры характерных зон на тарелке зависят от гидродинамических условий. Структура потока жидкости на

тарелке с круглыми колпачками описывается комбинированной моделью. Характер изменения параметров комбинированной модели при масштабном переходе не получен, так как исследования проводились на тарелке одного диаметра.

В работе Gilbert предлагается принимать число ячеек полного перемешивания равным числу рядов колпачков на тарелке в направлении движения жидкости. Секционирование потока жидкости в связи с конструкцией тарелки также рассматривается в работах Молоканова Ю.К. Исходя из того, что интенсивное взаимодействие газа (пара) и жидкости происходит между рядами колпачков, предлагается число секций определять из уравнения

$$n = 1 + S, \tag{7.15}$$

где S – число рядов колпачков на тарелке.

Данный подход описания структуры потоков значительно упрощает математическое моделирование и расчет эффективности контактных ступеней. Однако полное отсутствие зависимости числа и размеров ячеек от режимных параметров барботажа в выражении (7.15) не подтверждается многочисленными экспериментальными исследованиями. Кроме того, в ряде случаев структура потока точнее описывается диффузионной моделью, а не ячейками (секциями) полного перемешивания.

Представляет интерес исследование поля скоростей жидкости на колпачковой тарелке диаметром 1020 мм [40]. В диаметральном сечении тарелки, перпендикулярном движению жидкости, обнаружены области с повышенной скоростью течения, прилегающие к боковым стенкам колонны. Скорость жидкости измерялась кондуктометрическими датчиками, расположенными на фиксированном расстоянии. Повышение скорости движения у стенок колонны объясняется перераспределением потока из-за наличия колпачков, создающих сопротивление движению жидкости в центре тарелки. Известно, что при движении жидкости с повышенной скоростью создается байпас, т.е. часть жидкости не участвует в процессе массообмена. Доля байпасного потока была значительно уменьшена путем установки поперечных перегородок у стенок колонны и крайних колпачков [40].

Диаметр наиболее распространенных в промышленности контактных устройств перекрестного тока (колпачковые, ситчатые и клапанные) лежит в интервале от 1,5 м до 10-12 м. С увеличением диаметра тарелок значительно возрастают трудности обеспечения равномерности потока. Увеличение длины пути жидкости на тарелке при условии, что локальная эффективность остается постоянной, должно приводить к увеличению общей эффективности контактного устройства. Однако при переходе к промышленным аппаратам диаметром 3 м и более наблюдается снижение общей эффективности тарелки [40], что связано с различного рода продельными и поперечными неравномерностями, возникающих в аппаратах крупных размеров, которые не наблюдаются в лабораторных установках.

7.3 Пример расчета гидравлических характеристик колпачковых тарелках

Дано: диаметр тарелки $D_к$=3,6 м; ширина прорези на тарелке $b_{пр}$=0,004 м; геометрическая высота прорези h_m=0,03 м; число колпачков $n_к$=175; число прорезей на тарелке n=10000; высота сливной планки $h_{сп}$=0,05 м; относительное свободное сечение $F_{св}$=0,135 м^2/м^2 (13,5 %).

Режимные характеристики: скорость газа в колонне $W_к$=0,4 – 1,2 м/с; расход жидкости на длину сливной планки $Q_ж$=1,0 – 10,0 м^3/(м·ч).

Характеристики потоков: плотность воды $\rho_ж$=1000 кг/м^3; плотность воздушно-аммиачной смеси при малых концентрациях аммиака $\rho_г$=1,25 кг/м^3; коэффициент кинетической вязкости $\nu_г$=1,8·10^{-5} м^2/с.

Ниже приведен пример расчета при $Q_ж = 5\ м^3(м\cdot ч)$ и 1) $W_к$=0,4 м/с ; 2) $W_к$=1,2м/с.

1. Скорость газа в прорези при полном ее открытии, где μ=0,88 – коэффициент расхода

$$W_{0m} = \frac{\mu \cdot 2}{3}\left[\frac{h_m \cdot 2g(\rho_ж - \rho_г)}{\rho_г}\right]^{0,5}. \qquad (7.16).$$

$$W_{0m} = \frac{0,88 \cdot 2}{3}\left[\frac{0,03 \cdot 2 \cdot 9,81(1000 - 1,25)}{1,25}\right]^{0,5} = 12,72 \text{ м/с}.$$

2. Открытая высота прорези

$$h_{пр} = \frac{S_0}{b_{пр} \cdot n}. \qquad (7.17)$$

$S_0 = W_к \cdot S_т / W_{0m}$ – площадь отверстий на тарелке, занятых газовым потоком.

$$1)\ S_0 = 0,4 \cdot 10,18/12,72 = 0,32 \text{ м}^2;$$

$$2)\ S_0 = 1,2 \cdot 10,18/12,72 = 0,96 \text{ м}^2,$$

где $S_Т$=10,18 м^2 – площадь тарелки.

Отсюда

$$1)\ h_{пр} = \frac{0,32}{0,004 \cdot 10000} = 0,008 \text{ м};$$

$$2)\ h_{пр} = \frac{0,96}{0,004 \cdot 10000} = 0,024 \text{ м},$$

т.е. $h_{пр}<h_m$ и $h_{пр}>l_0$ (1.29).

Площадь свободного сечения тарелки

$$S_{0m} = h_m \cdot b_{пр} \cdot n, \qquad (7.18)$$

$$S_{0m} = 0,03 \cdot 0,004 \cdot 10000 = 1,2 \text{ м}^2.$$

Скорость газа в прорезях

$$W_0 = W_к \cdot S_т / S_{0m}. \qquad (7.19)$$

$$1)\ W_0 = 0,4 \cdot 10,18/1,2 = 3,39 \text{ м/с};$$

$$2)\ W_0 = 1,2 \cdot 10,18/1,2 = 10,18 \text{ м/с}.$$

Эквивалентный диаметр открытой части прорези

$$d_э = \frac{4S_0}{n \cdot \Pi}, \qquad (7.20)$$

где $\Pi = (b_{пр} + h_m) \cdot 2 = 2(30+4) = 68$ мм – периметр отверстия.

$$1)\ d_э = \frac{4 \cdot 0,32}{10000 \cdot 0,068} = 1,88 \cdot 10^{-3} \text{ м};$$

$$2)\ d_э = \frac{4 \cdot 0,96}{10000 \cdot 0,068} = 5,65 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

3. Высота статического столба жидкости по эмпирическому выражению

$$h_{ст} = 0,042 - 0,0135 \cdot W_к \cdot \sqrt{\rho_г} + 0,19 h_{сп} + 7 \cdot 10^{-4} \cdot Q_ж \ . \qquad (7.21)$$

$$1)\ h_{ст} = 0,042 - 0,0135 \cdot 0,4 \cdot \sqrt{1,25} + 0,19 \cdot 0,05 + 7 \cdot 10^{-4} \cdot 5 = 0,047 \text{ м};$$

$$2)\ h_{ст} = 0,042 - 0,0135 \cdot 1,2 \cdot \sqrt{1,25} + 0,19 \cdot 0,05 + 7 \cdot 10^{-4} \cdot 5 = 0,03 \text{ м}.$$

Высота статического столба жидкости над геометрическим центром открытой части прорези в колпачке

$$h'_{ст} = h_{ст} - (h_m - 0,5 \cdot h_{пр}) - \Delta h_m, \qquad (7.22)$$

где $\Delta h_m \approx 0,01$ м – расстояние от полотна тарелки до нижнего основания прорези.

$$1)\ h'_{ст} = 0,047 - (0,03 - 0,5 \cdot 0,008) - 0,01 = 0,011 \text{ м};$$

$$2)\ h'_{ст} = 0,03 - (0,03 - 0,5 \cdot 0,024) - 0,01 = 0,002 \text{ м}.$$

4. Высота газовой струи до распада на пузыри

$$1)\ h_ф = 2,45 \cdot 1,88 \cdot 10^{-3} \left[\frac{1,25 \cdot 3,39^2}{9,81 \cdot 1,88 \cdot 10^{-3} (1000 - 1,25)} \right]^{0,35} = 0,004 \text{ м};$$

$$2)\ h_ф = 2,45 \cdot 5,65 \cdot 10^{-3} \left[\frac{1,25 \cdot 10,18^2}{9,81 \cdot 5,65 \cdot 10^{-3} (1000 - 1,25)} \right]^{0,35} = 0,019 \text{ м}.$$

Далее рассчитывается перепад давления и интервал устойчивой работы.

ГЛАВА 8

СИТЧАТЫЕ ТАРЕЛКИ

Ситчатые тарелки со сливными устройствами применяются в различных отраслях промышленности для абсорбции газов, как и для ректификации чистых (не содержащих взвесей жидкостей), так и для смесей, содержащих взвешенные твердые частицы. Преимущественно они употребляются для колонн малого размера, так как при диаметре более 2,5 м распределение жидкости на тарелке становится неравномерным.

Достоинством ситчатых тарелок является их простота. Они устанавливаются горизонтально или с наклоном в сторону стока. Тарелка состоит из следующих основных элементов: диска с круглыми или прямоугольными отверстиями, сливного устройства и сливной планки. Сливное устройство может быть трубным со сливными перегородками. На тарелках малого размера иногда устанавливают трубы без сливных перегородок. Сливное устройство может быть выполнено и в форме карманов. Ситчатые тарелки устанавливают чаще всего с диаметральным распределением флегмы. В установках для разделения сжиженных газов применяют кольцевые ситчатые тарелки, где жидкость движется по кольцу.

Конструктивно ситчатые тарелки (рис. 6.4, 6.5) имеют большое число отверстий диаметром 2–8 мм, через которые проходит газ или пар в слой жидкости. Уровень жидкости на тарелке 1 поддерживается переливным устройством 2. При слишком малой скорости пара его давление не может удержать слой жидкости, соответствующий высоте перелива, и жидкость может просачиваться (или «проваливаться») через отверстия тарелки на нижерасположенную тарелку, что приводит к существенному снижению движущей силы процесса массообмена. Поэтому пар должен двигаться с определенной скоростью и иметь давление, достаточное для того, чтобы преодолеть сопротивление слоя жидкости и предотвратить стекание жидкости через отверстия тарелки. Таким образом, ситчатые тарелки

обладают более узким диапазоном работы по сравнению с колпачковыми и клапанными.

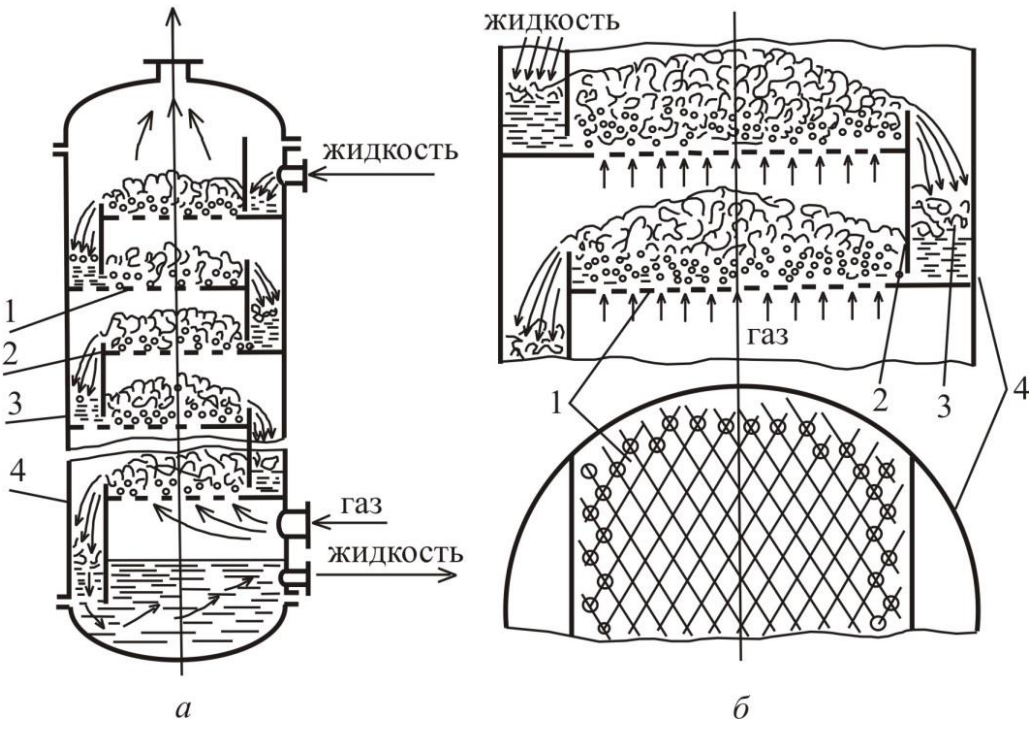


Рис. 8.1. Колонна с ситчатыми тарелками: а – колонна с тарелками; б– две соседние тарелки; 1 – тарелки; 2 – переточные перегородки или трубы с порогами; 3 – гидравлические затворы; 4 – корпус колонны

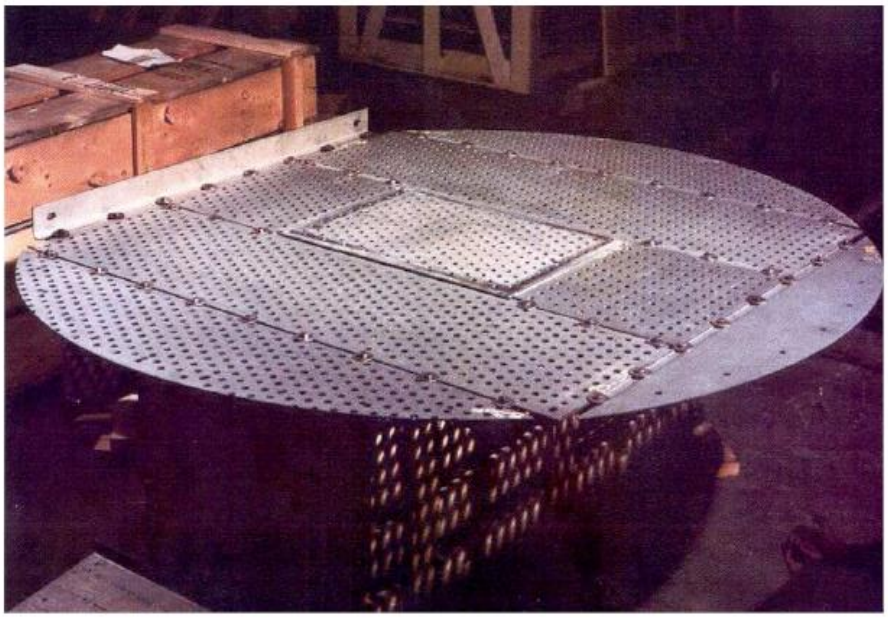


Рис. 8.2. Ситчатая тарелка KOCH-GLITSCH LP

К достоинствам ситчатых тарелок относятся простота их устройства, легкость монтажа и ремонта, сравнительно низкое гидравлической сопротивление, достаточно высокая эффективность. Однако эти тарелки чувствительны к загрязнениям и осадкам, которые забивают их отверстия. Если происходит внезапное прекращение подачи газа или существенное снижение его давления, то с ситчатых тарелок сливается вся жидкость, и для возобновления нормальной работы аппарата необходимо вновь запускать колонну.

Цель гидравлического расчета – определение максимальных нагрузок, диаметра и высоты ректификационной колонны, гидравлического сопротивления.

Блок-схема алгоритма гидравлического расчета представлена на рис. 8.1.

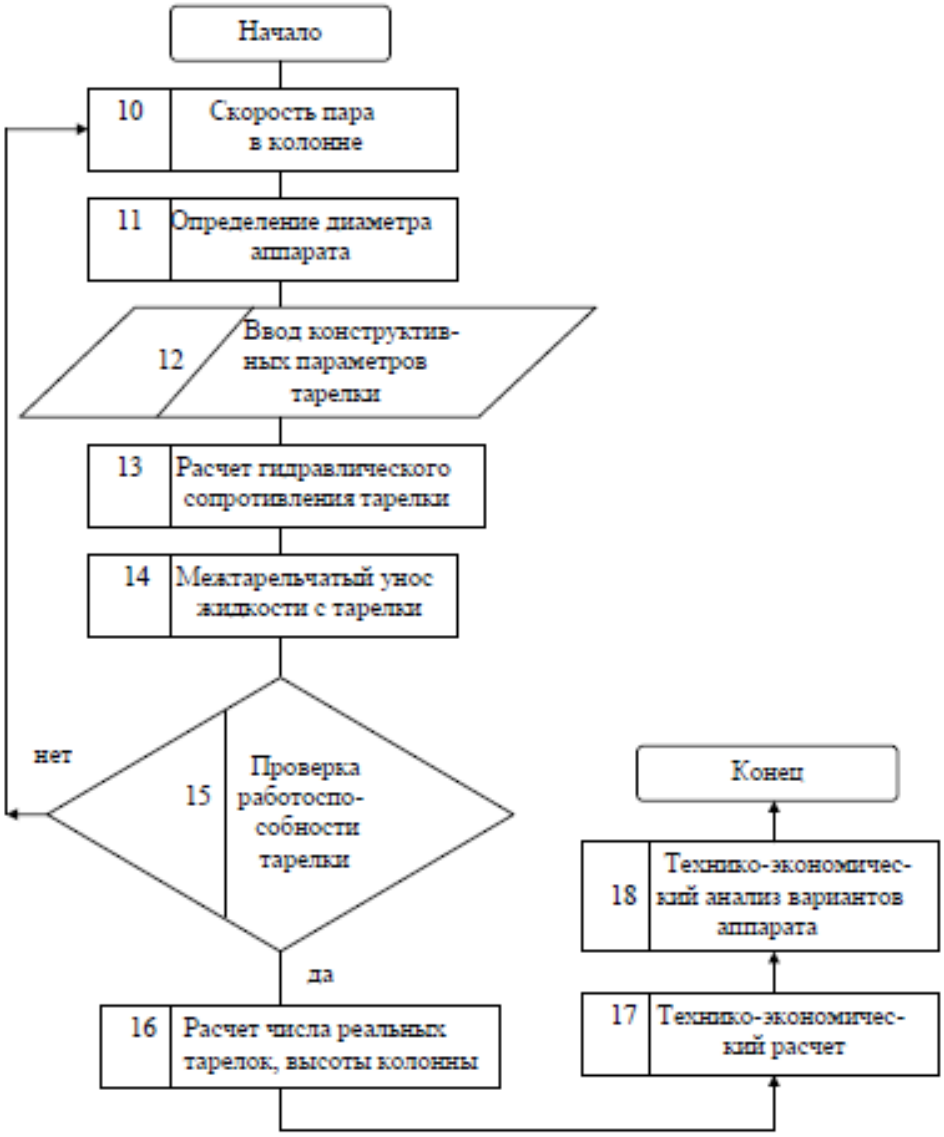


Рис. 8.3. Блок-схема алгоритма расчета гидравлических конструктивных характеристик ректификационного аппарата

8.1. Расчет максимальной скорости пара в колонне

1. Расстояние между тарелками H (мм) выбирается из ряда: 200; 250; 300; 350; 400; 450; 500 550; 600; 650; 700; 750; 800; 850; 900; 950; 1000. Для выбора оптимальных размеров колонны расстояние между тарелками должно определяться одновременно с диаметром аппарата. Расчеты показывают, что размеры колонны, близкие к оптимальным, можно получить, если расстояние между тарелками выбирается в соответствии со следующими данными [21]:

D, м	0,8	0,8 – 1,6	1,6 – 2,0	2,0 – 2,4	2,4
H, мм	200 - 350	350 - 400	400 - 500	500 - 600	600

Производится проверка выбранных размеров контактного устройства и расстояния между ними. В случае необходимости расстояние между тарелками уточняется.

2. Определяется максимальная скорость паровой фазы, м/с, по А и Б - секциям [16]:

$$\omega_{\text{мах}} = C_{\max}\sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}}, \qquad (8.1)$$

где $\rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{п}}$ – средняя плотность жидкой и газовой фаз, кг/м^3;

$$C_{\text{мах}}=8{,}47\cdot10^{-5}[k_1C_1-k_2(\lambda-35)]. \qquad (8.2)$$

Коэффициенты k_1, k_2 принимают следующие значения:

Таблица 8.1

Вид контактного устройства	k_1	k_2
Колпачковый	1,0	4
Из S - образных элементов	1,0	4
Клапанный ($F_{\text{св}}$=0,1)	1,15	4
Ситчатый и струйный ($F_{\text{св}}$=0,08)	1,2	5
Ситчатый с отбойными элементами	1,4	4

В соответствии с рис. 8.2. находится значение C_1.

Величина λ определяется по уравнению

$$\lambda = \frac{0{,}655L}{\rho_{\text{ж}}}\sqrt{\frac{k_1C_1}{V}\sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})/\rho_{\text{п}}}}, \qquad (8.3)$$

где L – расход жидкости в секции колонны, кг/ч; V – объемный расход пара в секции колонны, м^3/ч.

Для определения скорости пара в колоннах с колпачковыми и ситчатыми тарелками можно использовать выражение (8.1) с коэффициентом C, определяемым графически по зависимости (рис. 8.5.) [4]

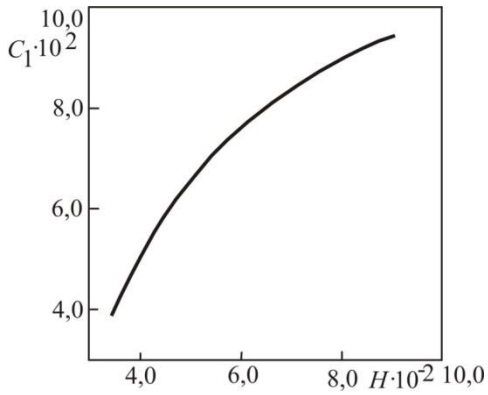


Рис. 8.4. Зависимость коэффициента C_1 от расстояния между тарелками H

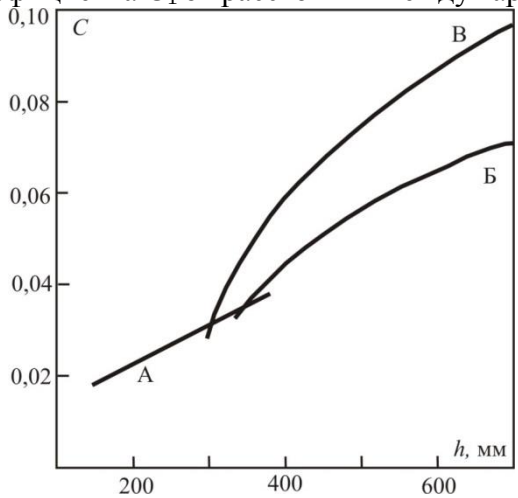


Рис. 8.5. Значение коэффициента C: А, Б – колпачковые тарелки с круглыми колпачками; В – ситчатые тарелки

8.2. Определение диаметра аппарата

1. По значению ω_{max} рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны, м:

$$D_{расч} = \sqrt{\frac{4V_п}{3600\,\pi\omega_{max}}}\,, \qquad (8.4)$$

где $V_п = G_п / \rho_п$ - объемный расход пара, м^3/ч.

2. Анализируя значения диаметров $D_{расч.}$ по А и Б – секциям, проектировщик решает продолжить дальнейший расчет

а) при различных значениях диаметров по А и Б – секциям

или

б) при одинаковых значениях диаметров.

В случае значительных расхождений диаметров колонны по А и Б – секциям дальнейший расчет производится при различных их значениях. Из табл. 1 прил. выбирается контактное устройство с диаметром, ближайшим к расчетной величине.

3. Задаются значения выбранного диаметра контактного устройства $D_к$ (или $D_А$ и $D_Б$), м.

4. По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в секциях колонны, м/с:

$$\omega_{п} = \frac{4V_{п}}{3600\,\pi\,D_{к}^{2}}. \qquad (8.5)$$

8.3. Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства

Для заданного типа контактного устройства при выбранном диаметре (или диаметрах) секций принимаются значения конструктивных параметров тарелки. Рекомендуемая высота сливного порога $h_{сп}$ равна 40 мм.

8.3.1 Расчет гидравлического сопротивления тарелок

Гидравлическое сопротивление (перепад давления газа при прохождении через контактное устройство) определяется на основе расчета сопротивлений сухой и орошаемой тарелки по формуле:

$$\Delta P = \Delta P_{сух} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{ж},$$

где $\Delta P_{сух}$ - гидравлическое сопротивление сухой тарелки, Па; ΔP_{σ} - сопротивление, вызванное силами поверхностного натяжения, Па; $\Delta P_{ж}$ - сопротивление слоя жидкости или пены на тарелке, Па.

1. Расчет сопротивления сухой тарелки выполняется по формуле, Па:

$$\Delta P_{сух} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{п}, \qquad (8.6)$$

где ξ – коэффициент сопротивления; ξ=1,82 (ситчатая тарелка); ξ=3,66 (клапанная тарелка); ξ=4,0–5,0 (колпачковая тарелка), $\omega_{о}$ – скорость пара в отверстиях тарелки, м/с

$$\omega_{о} = 100\,\omega_{п} / F_{св},$$

$F_{св.}$ – относительная свободная площадь тарелки для прохождения пара, %.

2. Для ситчатой тарелки учитывается сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, Па:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4000\,\sigma_{см}}{d_{о}}, \qquad (8.7)$$

где $d_{о}$ – диаметр отверстий в полотне тарелки, мм; $\sigma_{см}$ - поверхностное натяжение, Н/м.

3. Сопротивление слоя жидкости или парожидкостного слоя можно вычислить по уравнению:

$$\Delta P_{ж} = \rho_{п.ж.} H_{п.ж.} g,$$

где $\rho_{п.ж.}$ - плотность парожидкостного слоя, кг/м^3; $H_{п.ж.}$ - высота парожидкостного слоя (пены) на тарелке, м.

Плотность парожидкостного слоя и высота пены связаны с газосодержанием φ выражениями:

$$\rho_{п.ж.} = \rho_ж (1-\varphi) + \rho_п \varphi;$$

$$H_{п.ж.} = \frac{h_{ст}}{1-\varphi},$$

где $h_{ст}$ - высота статического столба жидкости на тарелке, м.

Газосодержание (паросодержание) находится с использованием числа Фруда

$$\mathrm{Fr} = \frac{\omega_п^2}{g h_{ст}},$$

по приближенному выражению для всех типов тарелок (при $\mathrm{Fr} > 1$) [16]:

$$\varphi = \frac{\sqrt{\mathrm{Fr}}}{1+\sqrt{\mathrm{Fr}}}.$$

Учитывая, что $\rho_ж >> \rho_п$ сопротивление слоя жидкости на тарелке $\Delta P_ж$ можно вычислить по выражению

$$\Delta P_ж = \rho_ж h_{ст} g,$$

где высота статического столба жидкости вычисляется по эмпирическим формулам для каждого типа тарелки [16, 17].

Ниже дан приближенный вариант расчета $\Delta P_ж$.

4. Рассчитывается расход жидкости на единицу периметра слива, м^3/(м·ч):

$$L_V = \frac{L}{\rho_ж B}, \qquad (8.8)$$

где B – периметр слива, м; L – расход жидкости в секции колонны, кг/ч; $\rho_ж$ – средняя плотность жидкости в колонне, кг/м^3.

5. Из рис. 8.4. определяется значение коэффициента K_2, учитывающего сжатие потока жидкости.

6. Вычисляется подпор жидкости над сливным устройством, мм [16]:

$$\Delta h = 3{,}2 K_2 L_V^{2/3}. \qquad (8.9)$$

7. Определяется сопротивление слоя жидкости на клапанной тарелке, по приближенному выражению, Па [16]:

$$\Delta P_ж = 0{,}001 (h_п + \Delta h) g \rho_ж, \qquad (8.10)$$

где $h_{сп}$ – высота сливной пленки, мм; g – ускорение свободного падения, равное 9,81 м/с^2.

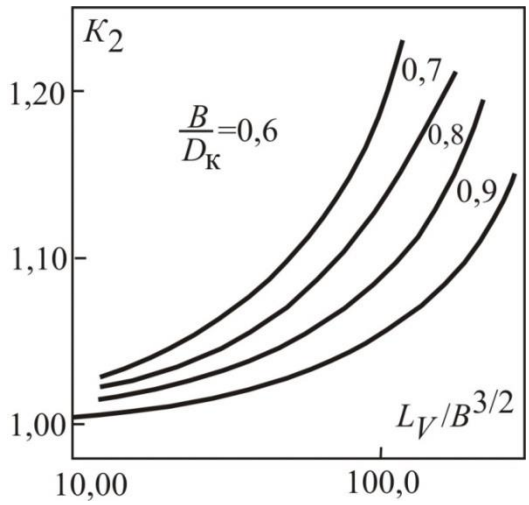


Рис. 8.6. Зависимость коэффициента K_2 от комплексов B/D и $L_V/B^{3/2}$

8. Рассчитывается сопротивление парожидкостного слоя на ситчатой и колпачковой тарелках, Па [4]:

$$\Delta P_{п.ж.} = 0,001\left(h_{сп} + \Delta h\right) K \rho_ж g, \qquad (8.11)$$

где $K = \frac{\rho_{п.ж.}}{\rho_ж}$ – отношение плотности парожидкостного слоя (пены) к плотности жидкости; приближенно принимается K=0,5.

Для более точного расчета $\rho_{п.ж.}$ вычисляется с учетом паросодержания двухфазного слоя $\rho_{п.ж.} = \rho_ж(1-\varphi) + \rho_п \varphi$.

9. Определяется общее гидравлическое сопротивление клапанной и колпачковой тарелок, Па:

$$\Delta P = \Delta P_{сух.} + \Delta P_ж. \qquad (8.12)$$

10. Находится общее гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки, Па:

$$\Delta P = \Delta P_{сух.} + \Delta P_\sigma + \Delta P_ж. \qquad (8.13)$$

11. Общее гидравлическое сопротивление колонны составит, Па

$$\Delta P_к = \Delta P n, \qquad (8.14)$$

где n – число реальных тарелок. При расчете $\Delta P_к$ так же следует учитывать сопротивление перераспределительных устройств, «глухих» тарелок, если такие имеются в колонне.

8.4. Расчет межтарельчатого уноса жидкости

При высоких значениях скорости парового потока происходит брызгоунос жидкости из барботажного слоя на вышележащую тарелку. От значения уноса жидкости зависит эффективность раздела смеси (КПД тарелки). При большом уносе КПД резко падает. Значение уноса e (кг пара на кг жидкости) можно определить по графическим зависимостям (рис. 1.7) или по следующим выражениям:

1. Определяется коэффициент m, используемый в формуле для уноса жидкости [16]:

$$m = 1{,}15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\sigma}{\rho_п} \right)^{0,295} \left(\frac{\rho_ж - \rho_п}{\mu_п} \right)^{0,425}, \qquad (8.15)$$

где $\mu_п$ – коэффициент динамической вязкости паровой фазы смеси, Па·с; σ – поверхностное натяжение жидкой фазы смеси, Н/м.

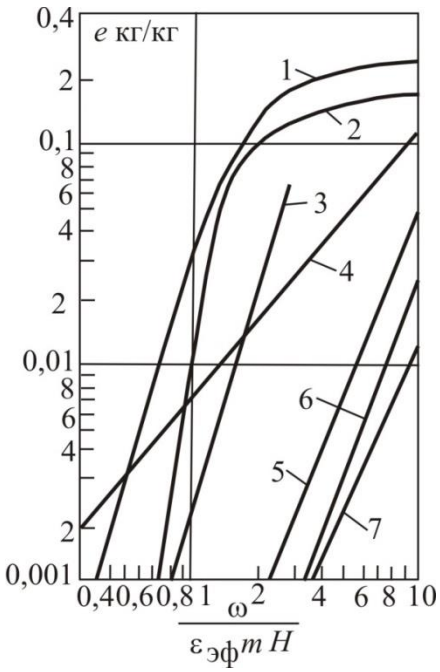


Рис. 8.7. Зависимость относительного уноса жидкости с тарелок от комплекса $\omega / \varepsilon m H_c$: Тарелки: 1 – колпачковая; 2 – ситчатая; 3 – ситчатая с краями отверстий, отогнутых вверх; 4 – из *S*-образных элементов; 5 – решетчатая провального типа; 6 – струйная; 7 – клапанная балластная

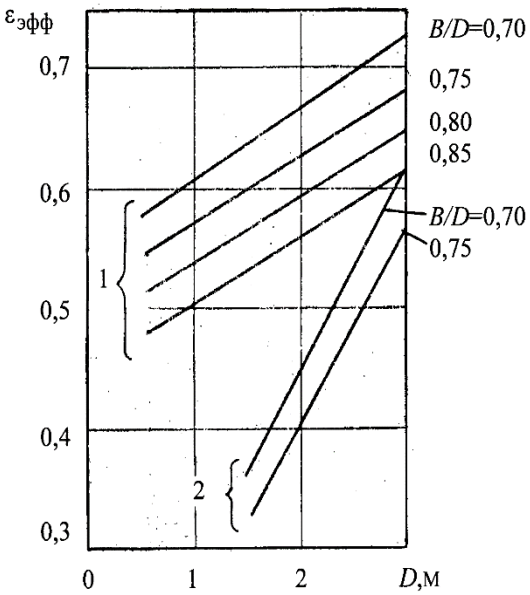


Рис. 8.8. Зависимость ориенти-ровочных значений эффективной рабочей площади однопоточных (1) и двухпоточных (2) тарелок от диаметра колонны

2. Рассчитывается унос жидкости с тарелки, кг/кг [16]:

$$e = \frac{A(0{,}052 h_\delta - 1{,}72)}{H^\beta \psi^2} \left(\frac{\omega_п}{\varepsilon_{эф} \cdot m} \right)^{3,7}, \qquad (8.16)$$

где $\omega_п$ – максимальная скорость паровой фазы, м/с; $\varepsilon_{эф}$ - эффективная рабочая площадь тарелки (рис. 1.8); H – расстояние между тарелками, мм; h_δ – глубина барботажа, мм; $h_\delta \geq 52$ мм (в расчете примем h_δ=72 мм); ψ, А и β – коэффициенты: при H<400 мм A=9,48·10^7, β=4,36; при $H \geq 400$ мм А=0,159, β=0,95; ψ=0,8(клапанная тарелка), ψ=0,9(ситчатая), ψ=0,6(колпачковая).

Унос жидкости не должен превышать 0,1 кг/кг. При повышенном уносе жидкости расстояние между тарелками следует увеличить. При очень большом уносе следует увеличить диаметр колонны или выбрать другой тип тарелки.

8.5 Проверка работоспособности тарелок

При расчете переливного устройства следует учитывать межтарельчатый унос жидкости. Если его величина превышает 20 % от соотношения расходов жидкости и пара, то расход жидкости равен

$$L_{V\text{расч}}=L_V\left(1+\frac{eV}{L}\right). \qquad (8.17)$$

1. Определяется сопротивление движению жидкости в переливе, Па:

$$\Delta P_{\text{ж.п.}}=Kg\left(\frac{L_V}{3600\cdot a}\right)^2, \qquad (8.20)$$

где a – линейный размер наиболее узкого сечения перелива, м; a≈0,04 м [16]; K – коэффициент, для тарелок с затворной планкой K=350.

2. Рассчитывается высота слоя невспененной жидкости в сливном устройстве, мм [16]:

$$h'=h_{\text{п}}+\Delta h+\Delta+\left(0,001\frac{\Delta P}{\rho_{\text{ж}}}+\Delta P_{\text{ж.п.}}\right)\frac{1}{g}, \qquad (8.21)$$

где $h_{\text{п}}$ – высота сливной планки, мм; Δh – подпор жидкости над сливной планкой, мм; Δ – градиент уровня жидкости на тарелке, мм (при расчете эта величина не учитывается); ΔP – общее гидравлическое сопротивление тарелки, Па.

3. Находится величина вылета ниспадающей струи в переливе, м [16]:

$$y=\left(4,5\frac{L_V}{\Delta h}-0,36\right)\sqrt{\frac{2}{g}(H+h_{\text{п}}+1,7\Delta h-h')}. \qquad (8.22)$$

4. Определяется высота парожидкостного слоя в переливе, мм

$$H'_{\text{п}}=\frac{h'}{\rho'_{\text{п}}}, \qquad (8.23)$$

где $\rho'_{\text{п}}$ – средняя относительная плотность вспененной жидкости (табл. 1.2)

Таблица 8.2 Средняя относительная плотность вспененной жидкости

Интенсивность пенообразования	$\rho'_{\text{п}}$ при различных значених расхода жидкости, м^3/(м·ч)		
	65	65-100	100
Слабая	0,65	0,6	0,5
Средняя	0,55	0,5	0,4
Большая	0,4	-	-

5. Рассчитывается максимальная ширина сливного устройства, м:

$$S=\frac{1}{2}\left(D-\sqrt{D^2-B^2}\right), \qquad (8.24)$$

где B – периметр слива, м; D – диаметр колонны, м.

6. Определяется минимальная допустимая скорость пара в колонне с ситчатыми тарелками, м/с, при которой участвуют в работе все отверстия контактного устройства [4]:

$$\omega_{\min} = 0,0067 F_{\text{св.}} \sqrt{\frac{g\,\rho_{\text{ж}}\,h_{\text{п.ж.}}}{\xi \rho_{\text{п}}}}, \qquad (8.25)$$

где ξ=1,82 – коэффициент сопротивления ситчатой тарелки; $h_{\text{п.ж.}}$ – высота парожидкостного слоя на тарелке, м; $F_{\text{св}}$ – относительная свободная поверхность тарелки; $h_{\text{п.ж.}}$ - $\Delta P_{\text{п.ж.}}/(g\rho_{\text{п.ж}})$.

7. Минимальная допустимая скорость пара в А и Б – секциях, м/с

а) для колонны с клапанными тарелками [16]:

$$\omega_{\min} = 0,05 \frac{F_{\text{св}}}{\sqrt{\rho_{\text{п}}}}; \qquad (8.26)$$

Высота открытия клапана [6], м

$$h_{\text{кл}} = \frac{\omega_{\text{п}}\,S_{\text{к}}}{\Pi\,n} \sqrt{\frac{\rho_{\text{п}}\,S_{\text{кл}}}{2G_{\text{кл}}\,g}}, \qquad (8.27)$$

где П – периметр газораспределительного элемента, для дискового клапана $\Pi = 2\pi R$; $S_{\text{кл}}$ – площадь клапанного элемента; $G_{\text{кл}}$ – масса клапана, кг; n – число клапанов на тарелке.

При устойчивом режиме работы расчетная высота открытия клапана должна быть почти максимально возможной или немного превышать это значение.

б) для колонны с колпачковыми тарелками [16]:

$$\omega_{\min} = 0,0415 F_{\text{св.}}\,\rho_{\text{п}}^{-0,5}, \qquad (8.28)$$

где $\rho_{\text{п}}$ – плотность пара, кг/м^3.

8. Диапазон устойчивости работы тарелок в секциях колонны $n = \omega_{\text{п}}/\omega_{\min}$ указывает, во сколько раз можно изменить производительность колонны без заметного понижения эффективности разделения.

9. Осуществляется проверка условий работоспособности контактных устройств колонны согласно

$$1.\ H'_{\text{п}} < H + h_{\text{п}};\ 2.\ y < S;\ 3.\ n > 1.$$

Если не выполняется условие 1, необходимо повторить гидравлический расчет, изменяя при этом межтарельчатое расстояние H; если не выполняется условие 2, т.е. недостаточен размер переливного устройства, необходимо увеличить значение диаметра контактного устройства, произвести повторный гидравлический расчет секции или гидравлический расчет всей колонны; если не выполняется условие 3, нужно уменьшить диаметр колонны или при прежнем его значении выбрать тарелку с меньшей величиной $F_{\text{св.}}$.

8.6 . Пример расчета гидравлического сопротивления ситчатой тарелки

Дано: $F_{св}$=0,08 (8%); d_0=0,004м; скорость газа 1) ω_0=0,95м/с; 2) ω_0 =1,15м/с.

Расход жидкости: 1) L=26575,83 кг/ч; 2) L=26575,83 кг/ч; Диаметр колонны $D_к$=1,8 м. Высота планки $h_п$=0,04м.

Находится сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta P_{сух} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_п, \text{ Па.}$$

$$\omega_0 = 100\,\omega_п / F_{св},$$

$F_{св}$ – относительная свободная площадь тарелки, %.

а) $\omega_0 = 100 \cdot 0,95 / 8 = 11,87$ м/с,

$$\Delta P_{сух} = 1,82 \frac{11,87^2}{2} 3,81 = 488,5 \text{ Па}.$$

б) $\omega_0 = 100 \cdot 1,175 / 8 = 14,69$ м/с,

$$\Delta P_{сух} = 1,82 \frac{14,69^2}{2} 3,08 = 604,8 \text{ Па}.$$

Для ситчатой тарелки учитывается сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta P_\sigma = \frac{4000\,\sigma_{см}}{d_о}, \text{ Па,}$$

а) $\Delta P_\sigma = \dfrac{4 \cdot 0,0208}{0,004} = 20,8$ Па,

б) $\Delta P_\sigma = \dfrac{4 \cdot 0,0212}{0,004} = 21,2$ Па.

Определяется расход жидкости на единицу периметра слива:

$$L_V = \frac{L}{\rho_ж B}, \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч}).$$

а) $L_V = \dfrac{26575,83}{941,21 \cdot 1,52} = 18,57$ м^3/м·ч,

б) $L_V = \dfrac{39575,83}{1214,13 \cdot 1,52} = 21,44$ м^3/м·ч.

Коэффициент K_2, учитывает сжатие потока жидкости.

Т.к. диаметр аппарата для верхней и нижней частей колонны одинаковый и равен $D_к$=1,8 м, то

$B/D_к$=1,52/1,8=0,844, K=1,01.

Подпор жидкости над сливным устройством будет равен:

а) $\Delta h = 3,2K_2 L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 18,57^{2/3} = 22,62$ мм,

б) $\Delta h = 3,2K_2 L_V^{2/3} = 3,2 \cdot 1,01 \cdot 21,44^{2/3} = 24,94$ мм.

Высота парожидкостного слоя на тарелке равна:

а) $h_{пж} = h_п + \Delta h = 0,04 + 0,0226 = 0,0626$ м,

б) $h_{пж} = h_п + \Delta h = 0,04 + 0,0249 = 0,0649$ м.

Сопротивление парожидкостного слоя на ситчатой тарелке:

$$\Delta P_{пж} = h_{пж} K \rho_ж g, \text{ Па.}$$

а) $\Delta P_{пж} = 0,0626 \cdot 0,5 \cdot 941,21 \cdot 9,81 = 289$ Па,

б) $\Delta P_{пж} = 0,0649 \cdot 0,5 \cdot 1214,33 \cdot 9,81 = 372,8$ Па.

Общее гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки:

$$\Delta P_с = \Delta P_{сух} + \Delta P_σ + \Delta P_ж, \text{ Па.}$$

а) $\Delta P_с$=488,5+20,8+289=798,3 Па,

б) $\Delta P_с$=604,8+21,2+372,8=998,8 Па.

Общее гидравлическое сопротивление колонны составит

$$\Delta P_к = \Delta P_с n, \text{ Па,}$$

где n – число реальных тарелок

а) $\Delta P_к$ =798,3·18=14369,4 Па,

б) $\Delta P_к$ =998,8·37=36955,6 Па.

8.6.1 Расчет межтарельчатого уноса жидкости

Определяется коэффициент m, используемый в формуле для уноса жидкости

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\sigma}{\rho_п} \right)^{0,295} \left(\frac{\rho_ж - \rho_п}{\mu_п} \right)^{0,425},$$

а) $m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0,0208}{3,81} \right)^{0,295} \left(\frac{941,21 - 3,81}{9,62 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,614$,

б) $m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0,0212}{3,08} \right)^{0,295} \left(\frac{1214,13 - 3,08}{10,23 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,714$.

Унос жидкости с тарелки находится по формуле):

$$e = \frac{A(0,052 h_δ - 1,72)}{H^β \psi^2} \left(\frac{\omega_п}{\varepsilon_{пр} m} \right)^{3,7}, \text{ кг/кг,}$$

Унос жидкости не должен превышать 0,1 кг/кг. При повышенном уносе жидкости расстояние между тарелками следует увеличить.

а) $e = \dfrac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,9^2} \left(\dfrac{0,95}{0,55 \cdot 0,614} \right)^{3,7} = 0,055$ кг/кг,

б) $e = \dfrac{0,159 \cdot (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{450^{0,95} \cdot 0,9^2} \left(\dfrac{1,175}{0,55 \cdot 0,714} \right)^{3,7} = 0,069$ кг/кг.

8.6.2 Проверка работоспособности ситчатых тарелок

Сопротивление движению жидкости в переливе равно

$$\Delta P_{\text{жп}} = Kg \left(\frac{L_V}{3600a} \right)^2, \text{ Па},$$

а) $\Delta P_{\text{жп}} = Kg \left(\dfrac{L_V}{3600a} \right)^2 = 350 \cdot 9,81 \left[\dfrac{18,57}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 57,1 \text{ Па}$,

б) $\Delta P_{\text{жп}} = Kg \left(\dfrac{L_V}{3600a} \right)^2 = 350 \cdot 9,81 \left[\dfrac{21,44}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 76,11 \text{ Па}$.

Высота слоя невспененной жидкости в сливном устройстве равна:

$$h' = h_{\text{п}} + \Delta h + \Delta + \left(0,001 \frac{\Delta P_{\text{с}}}{\rho_{\text{ж}}} + \Delta P_{\text{жп}} \right) \frac{1}{g}, \text{ мм},$$

а) $h' = 40 + 22,6 + \left(0,001 \dfrac{798,3}{941,21} + 57,1 \right) \dfrac{1}{9,81} = 68,43$ мм,

б) $h' = 40 + 24,9 + \left(0,001 \dfrac{998,8}{1214,13} + 76,1 \right) \dfrac{1}{9,81} = 72,7$ мм.

Величина вылета ниспадающей струи в переливе (1.23):

$$y = \left(4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\text{п}} + 1,7 \Delta h - h')}, \text{ м}, [L_V] = \text{м}^3/\text{м·с}.$$

а)
$$y = \left(4,5 \frac{18,57}{0,022 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$
$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,022 - 0,068)} = 0,213 \text{ м},$$

б)
$$y = \left(4,5 \frac{21,44}{0,025 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$
$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,025 - 0,073)} = 0,218 \text{ м}.$$

Высота парожидкостного слоя в переливе

$$H'_{п} = \frac{h'}{\rho'_{п}}, \text{ мм},$$

а) $H'_{п} = \frac{h'}{\rho'_{п}} = \frac{68,43}{0,65} = 105,28$ мм; б) $H'_{п} = \frac{h'}{\rho'_{п}} = \frac{72,7}{0,65} = 111,85$ мм.

Максимальная ширина сливного устройства равна:

$$S = \frac{1}{2}\left(D - \sqrt{D^2 - B^2}\right), \text{ м},$$

где B – периметр слива, м.

$$S = \frac{1}{2}\left(1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,52^2}\right) = 0,42 \text{ м}.$$

Определяется минимальная допустимая скорость пара в колонне, м/с, с ситчатыми тарелками, при которой участвуют в работе все отверстия контактного устройства по уравнению:

$$\omega_{min} = 0,0067 F_{св} \sqrt{\frac{g\,\rho_{ж}\,h_{пж}}{\xi \rho_{п}}},$$

а) $\omega_{min} = 0,0067 \cdot 8 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 941,21 \cdot 0,063}{1,82 \cdot 3,81}} = 0,49$ м/с,

б) $\omega_{min} = 0,0067 \cdot 8 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 1214,13 \cdot 0,065}{1,82 \cdot 3,08}} = 0,62$ м/с.

Диапазон устойчивости работы тарелок в секциях колонны $N = \omega_{п}/\omega_{min}$ указывает, во сколько раз можно изменить производительность колонны без заметного понижения эффективности разделения.

Осуществляется проверка условий работоспособности ситчатых тарелок колонны.

Выбранные ситчатые тарелки диаметром 1,8 м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях колонны:

- высота парожидкостного слоя $H'_{п}$ в переливе меньше расстояния между тарелками;
- вылет струи y меньше ширины перелива S;
- диапазон устойчивой работы ситчатых тарелок $N = \omega_{п}/\omega_{min} > 1$ и составляет от 2 до 3.

ГЛАВА 9

КЛАПАННЫЕ ТАРЕЛКИ

Одним из существенных достоинств этого типа контактных устройств является высокая их эффективность в широком интервале нагрузок по пару. Клапанные тарелки по своему устройству способны к саморегулированию. Распределительным устройством для газа (пара) в этих тарелках являются клапаны, представляющие собой пластины той или иной формы, которые перекрывают отверстия тарелки и под давлением газа поднимаются, пропуская газовый поток. Вес клапана автоматически, в зависимости от нагрузки по газу, регулирует величину живого сечения для выхода газа.

9.1. Устройство и работа

Клапаны изготовляются, штамповкой из листовой стали, меди или алюминия толщиной 2–3 мм. Диаметр дисковых клапанов на 10 мм меньше. Максимальный подъем клапана 8–15 мм. Зазор между клапаном и плоскостью тарелки 1–1,5 мм. Он выполняется, не повсей плоскости соприкосновения, а в нескольких точках клапана. Живое сечение тарелки 10–15 %. Вес клапана 25–140г. Клапаны располагаются рядами, перпендикулярно направлению потока жидкости на тарелке.

Отличительной особенностью клапанных тарелок является способность к саморегулированию проходного сечения. При низких нагрузках по газу подъем клапана мал и площадь проходного сечения для газа небольшая. С повышением нагрузки увеличивается подъем клапана и площадь живого сечения. Таким образом, скорость газа в отверстиях остается примерно постоянной до тех пор, пока высота открытия клапана не становится равной максимальной. При $h<h_{max}$ клапан стремится занять такое положение, при котором динамический напор газового потока уравновешивается весом клапана и давлением столба жидкости.

Коэффициент полезного действия клапанной тарелки изменяется в зависимости от скорости пара и нагрузок по жидкости.

Принцип работы этих тарелок (рис. 9.1, *б*) состоит в том, что клапан 2, свободно лежащий над отверстием в тарелке 1, с изменением расхода газа увеличивает подъем и соответственно площадь зазора между клапаном и плоскостью тарелки для прохода газа. Поэтому скорость газа в этом зазоре, а значит и во входе в слой жидкости на тарелке, остается приблизительно постоянной, что обеспечивает неизменно эффективную работу тарелки. Гидравлическое сопротивление тарелки при этом увеличивается незначительно. Высота подъема клапана определяется высотой ограничителя 7 и обычно не превышает 6 – 8 мм. Диаметр отверстий под клапаном составляет 35 – 40 мм, а диаметр самого клапана 45 – 50 мм.

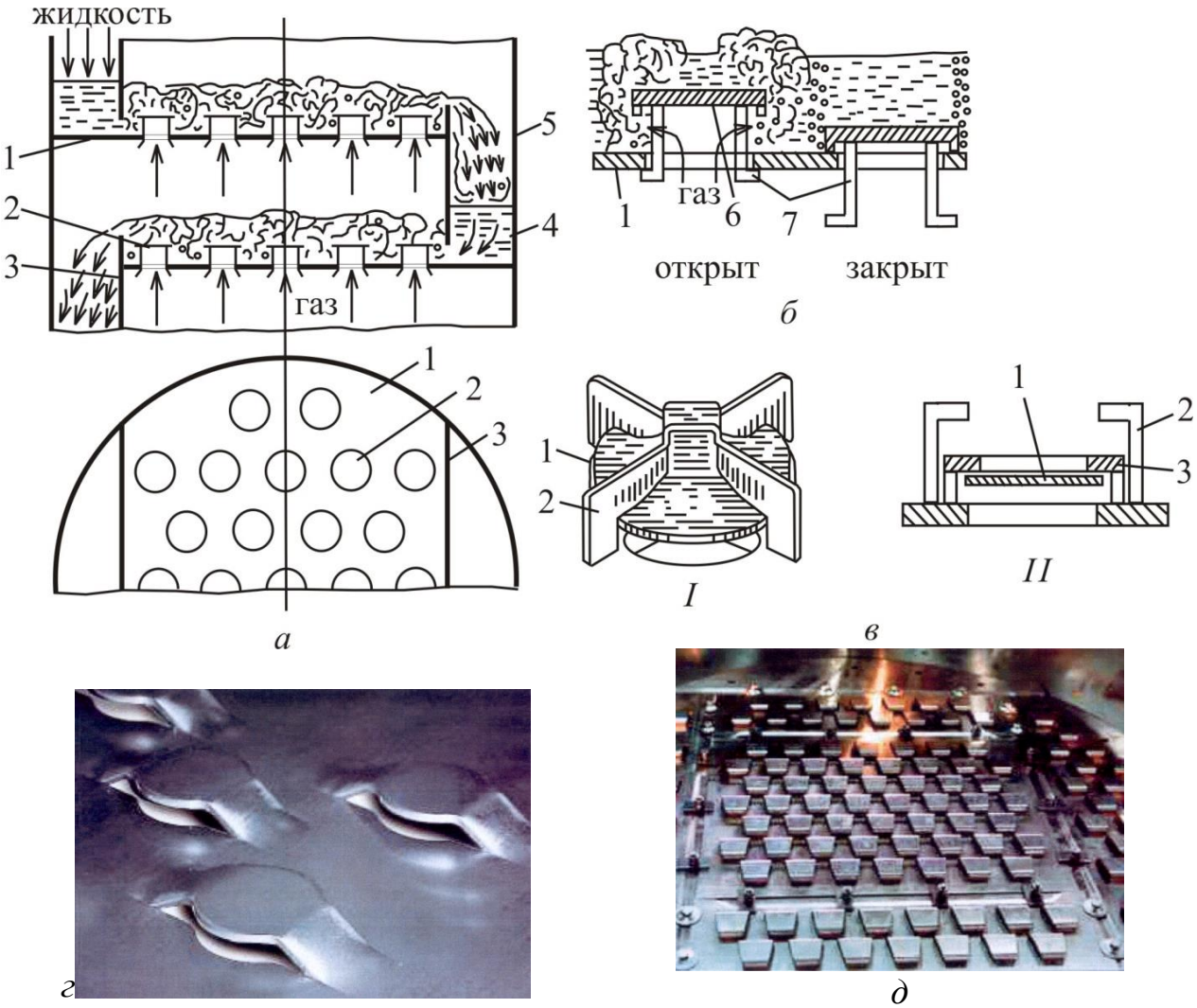


Рис. 9.1. Устройство клапанных тарелок: *а* – две соседние тарелки с круглыми клапанами; *б* – принцип работы клапана; *г* – клапаны VG-10 KOCH-GLITSCH LP; *д* – клапаны PROVALVE KOCH-GLITSCH LP; 1 – тарелка; 2 – клапан; 3 – переточная перегородка с порогом; 4 – гидравлический затвор; 5 – корпус колонны; 6 – диск клапана; 7 – ограничители подъема клапана; *в* – круглые клапана с верхним ограничителем (*I*) и с балластом (*II*): 1 – дисковый клапан; 2 – ограничитель; 3 – балласт

Псевдоклапаны, изображенные на рис. 9.1 (г), являются фиксированными. Такие тарелки к клапанным относятся условно.

Разновидностью клапанных тарелок являются тарелки с *прямоугольными клапанами* (рис. 9.2). Принцип их действия аналогичен принципу действия тарелок с круглыми клапанами, основное же отличие заключается в том, что на тарелке с прямоугольными клапанами 2 часть кинетической энергии газа используется для ускорения скорости жидкости вдоль тарелки.

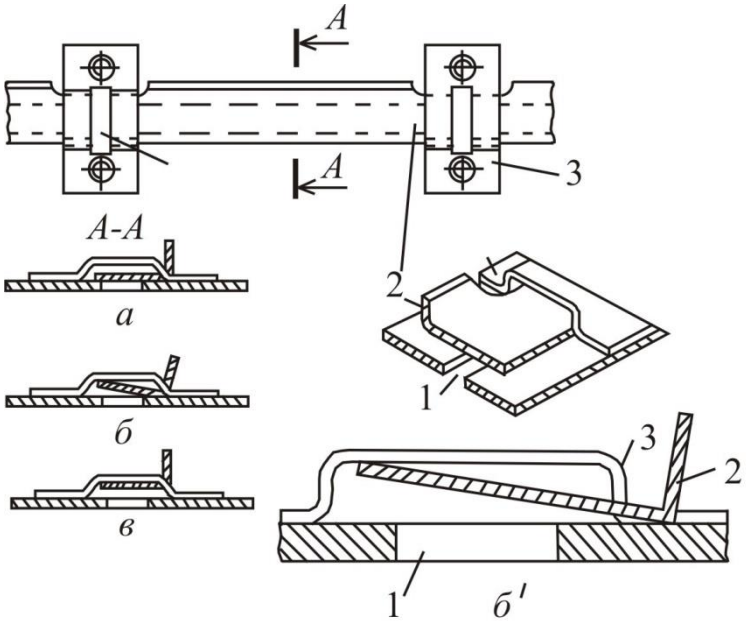


Рис. 9.2. Устройство прямоугольного клапана: 1 – прорези в тарелке; 2 – клапан (*а* – при малом; *б, б′* – при среднем; *в* – при большом); 3 – ограничительные скобы

Клапанные тарелки в области динамической работы клапанов отличаются более высокой эффективностью по сравнению с другими тарелками (колпачковыми, ситчатыми и др.) при одинаковых нагрузках и свободными сечениями. Одной из основных причин повышенной эффективности являются спонтанные пульсации клапанов, генерирующие пульсации в газожидкостном слое [40].

Высокоэффективными являются тарелки с прямоточными клапанами (рис. 9.3). Они открываются под углом к плоскости тарелки и создают перекрестно – прямоточное движение фаз, что способствует снижению межтарельчатого уноса жидкости и увеличению пропускной способности по жидкости и пару.

К достоинствам клапанных тарелок следует отнести, прежде всего, их гидродинамическую устойчивость и высокую эффективность в широком интервале изменения нагрузок по газу. К недостаткам этих тарелок относится их повышенное гидравлическое сопротивление, обусловленное весом клапана, и усложнения конструкции тарелки, а так же возможность закапсюлирования клапана, или его срыва при гидравлическом ударе.

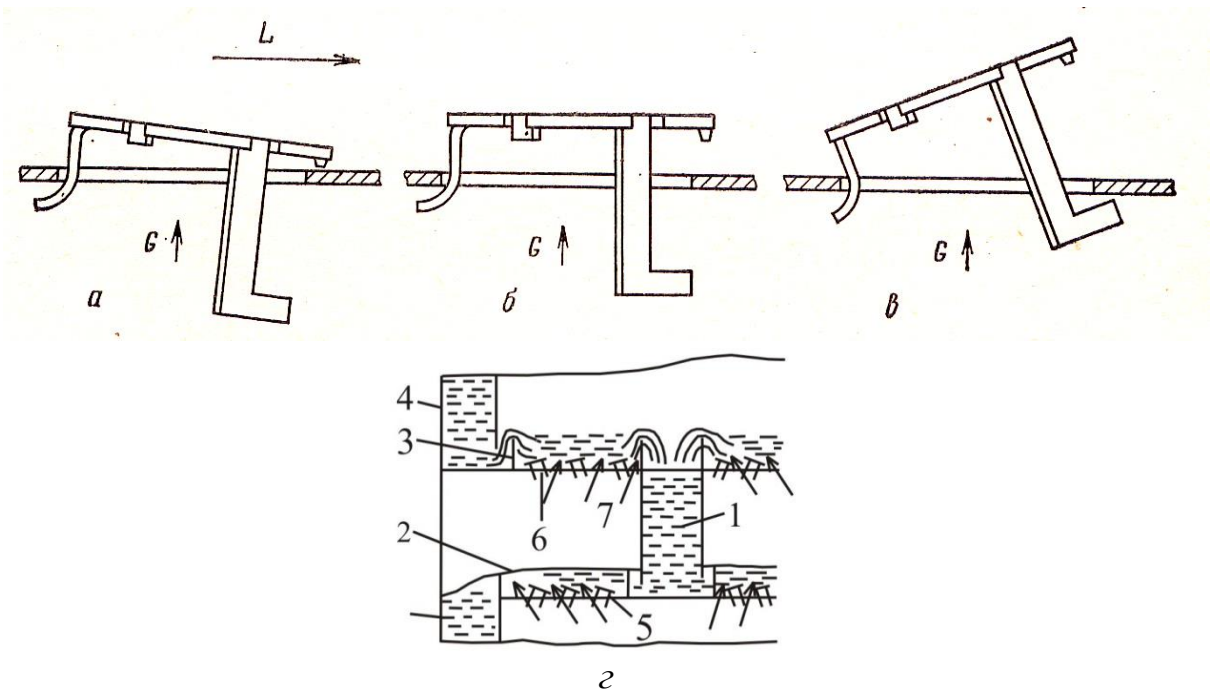


Рис. 9.3. Устройство и действие прямоточных клапанов: *а* – при минимальных нагрузках; *б* – при средних (неустойчивое положение); *в* – при максимальных нагрузках; *г* – схема работы двухпоточных тарелок при максимальных расходах газа: 1 – переливные перегородки; 2, 3 – затворные планки; 4 – корпус колонны; 5,6 – отверстия в тарелках; 7 – основа

В настоящее время известны более ста различных типов и модификаций клапанных тарелок , поэтому представляет значительный интерес разработка универсальных методов расчета объемных коэффициентов массо- и теплоотдачи для контактных устройств этого класса [15,28].

9.2. Основы расчета

В нефтехимии и нефтепереработке клапанные тарелки рекомендуется устанавливать в колоннах АВТ, ГФУ, АГФУ, установок четкой ректификации и азеотропной перегонки диаметром не менее 2,4 м. При больших колебаниях жидкостной и паровой нагрузок, как во времени, так и по высоте колонны, благодаря возможности изменять живое сечение. Их не рекомендуется применять для разделения применять загрязненных полимеризующихся жидкостей. Оптимальная область применения та же, что и у ситчатых тарелок с отбойными элементами, ни при большой жидкостной нагрузке. Как видно из зависимостей, представленных на рис. 10.4, при изменении скорости паров в 8 раз и нагрузки по жидкости в 4 раза к.п.д. тарелки остается в пределах 75 – 85 %. Суммарная площадь отверстий в плоскости тарелки 10 – 15 % полного сечения. Реальное живое сечение S переменно и зависит от высоты подъема клапана l, его диаметра d и числа отверстий n в тарелке: $S = \pi \cdot d \cdot l \cdot n$.

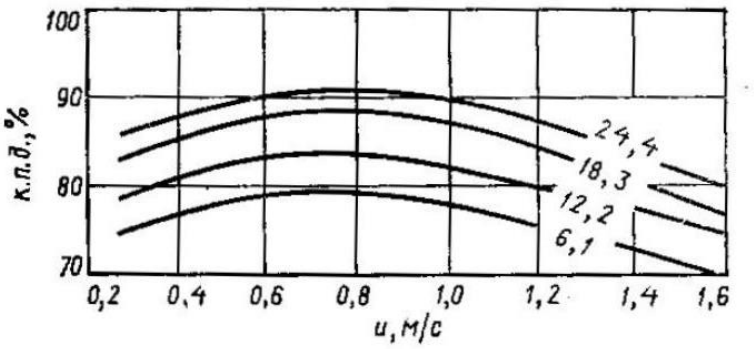


Рис. 9.4. Зависимость к.п.д. клапанной тарелки от скорости паров u и жидкостной нагрузки [цифры у кривых, м^3/(м^2·ч)]

Диаметр дисковых клапанов 50 – 100 мм (диаметр отверстий на 10 мм меньше), масса 35 – 140 г, зазор между клапанном и плоскостью тарелки без подъема клапана 1,0 – 1,5 мм, максимальный подъем клапана 8 – 15 мм; расстояние между клапанами составляет 2 – 4 диаметра отверстий.

Скорость газа при которой происходит полный подъем клапанов на сухой тарелке:

$$W_{\text{к}} = 3,26 q^{0,41} Z^{0,41} F_{\text{св}}, \qquad (9.1)$$

где q – удельная весовая нагрузка, $q = G_{\text{кл}} / S_0$ – отношение веса клапана к площади отверстий на тарелке; $Z = S_0 / f_{\text{з}}$ – отношение площади отверстий на тарелке к площади сечения между клапаном и тарелкой; $F_{\text{св}} = S_0 / S_{\text{т}}$; $S_{\text{т}}$ – площадь тарелки, м^2.

Выражение (9.1) получено для тарелок с клапанами Глитч и Флекситрей.

Скорость газа, при которой тарелка вступает в равномерную работу

$$W_{\text{о}} = \left(\frac{G_{\text{кл}}}{S_{\text{окл}}} \frac{2g}{\xi \rho_{\text{г}}} \right)^{0,54}, \qquad (9.2)$$

где $S_{\text{окл}}$ – площадь отверстия под клапаном, ì ^{2}; $W_{\text{о}}$ – скорость в отверстии, м/с.

Скорость вступления орошаемой тарелки в равномерный режим работы:

$$W_{\text{к}} = 0,133 q^{0,41} Z^{0,55} F_{\text{св}}^{0,7}. \qquad (10.3)$$

Запас жидкости на этих тарелках при равномерном режиме работы (мм):

$$h_{\text{ст}} = 1,41 W_{\text{к}}^{-0,3} i^{0,23} h_{\text{сп}}^{0,5} F_{\text{св}}^{-0,32}; \qquad (10.4)$$

и при струйно – инжекционном:

$$h_{\text{ст}} = 1,48 W_{\text{к}}^{-0,65} i^{0,23} h_{\text{сп}}^{0,5} F_{\text{св}}^{-0,32}. \qquad (10.5)$$

где ($h_{\text{сп}}$~мм); (i ~ м^3/м·час); ($F_{\text{св}}$ ~ %).

Клапанная прямоточная тарелка. Рассмотрим прямоточный клапан на орошаемой клапанной тарелке. Параметры газового потока и характеристики работы одиночного клапана в общем случае можно определить из решения уравнений баланса сил и моментов. Поскольку нас интересует среднее значение параметров (W_0, S_0), использование опытных данных об особенностях работы прямоточного клапана позволит упростить задачу. На основе эксперимента было установлено, что прямоточный клапан в процессе работы занимает три положения [40]:

1) при $W_0 \rho_г^{1/2} = 6-8$, $h_1=H_1$, $h_2=0$;

2) при $W_0 \rho_г^{1/2} = 8-12$, $h_1=H_1$, $h_2=H_1$;

3) при $W_0 \rho_г^{1/2} > 12$, $h_1=H_1$, $h_2=H_2$, где H_1, H_2 – максимальная высота подъема ножек 1, 2 соответственно; $W_0 \rho_г^{1/2}$ – фактор скорости.

Рассмотрим следующие случаи работы прямоточного клапана:
случай 1: $h_1<H_1$, $h_2=0$, неизвестным является только параметр h_1;
случай 2: $h_1=H_1$, $h_2 \le H_2$, необходимо определить параметр H_2.

Средняя скорость газа в сечении входа в двухфазный слой найдем из уравнения расхода:

$$W_0 = \frac{W_к S_к}{S_0}, \qquad S_0 = 2\pi R \frac{h_1 + h_2}{2} n, \tag{9.6}$$

где n – число клапанов на тарелке; R – радиус клапана, м.

Для прямоточно-клапанных тарелок получено [14]:

$$h = \frac{W_к S_к}{2\pi R n} \sqrt{\frac{\rho_г S_{кл} R}{2\left(G_{кл} g \sqrt{R^2 + \Delta h^2} + P_0 R\right)}}, \tag{9.7}$$

где $h = (h_1 + h_2)/2$, $\Delta h = (h_1 - h_2)/2$.

В орошаемой клапанной тарелке учтем перепад давления в сечении S_0 в виде:

$$P_0 = \rho_ж g h S_{кл}. \tag{9.8}$$

В результате для тарелки с прямоточно-клапанными элементами получим следующие выражения для расчета параметров S_0, W_0 и $R_э$:

$$S_0 = 2\pi R h n, \qquad W_0 = W_к S_к / S_0, \quad R_э = S_0 / (2\pi R n). \tag{9.9}$$

Среднее значение высоты статического столба жидкости над геометрическим центром отверстия открытого клапана будет равно:

$$h'_{ст} = h_{ст} - h. \tag{9.10}$$

Расчет параметров газораспределительного элемента прямоточных тарелок проводится по следующему алгоритму :

1. Задается начальное приближение $h_1=H_1/2$, $h_2=0$.

2. Уравнение (9.7) решается в итерационном цикле с заданной точностью, находятся $h = 0{,}5(h_1 + h_2)$, $\Delta h = 0{,}5(h_1 - h_2)$.

3. Проверяется условие $h > H_1/2$. Если условие выполняется, то задается новое приближение $h_1=H_1$, $h_2=H_2$ и выполняются п. 2 – 3.

4. По выражениям (9.9) определяются параметры: S_0, W_0, $R_э$.

Тарелка перекрестного тока с дисковыми и пластинчатыми клапанами. Особенностью тарелок перекрестного типа является саморегулирование свободного сечения в зависимости от режимных параметров. При увеличении нагрузки в колонне по газу (пару) клапаны поднимаются, свободное сечение для прохода газа возрастает и тем самым поддерживается постоянная скорость газа на входе в барботажный слой до полного открытия клапана.

Уравнение (9.7) в частном случае, когда центр тяжести совпадает с осью симметрии (Δh=0), принимает вид:

$$h = \frac{W_к S_к}{\Pi n}\sqrt{\frac{\rho_г S_{кл}}{2(G_{кл} g + P_0)}}, \qquad (9.11)$$

где П – периметр газораспределительного элемента, м.

Анализ уравнений (9.7), (9.11) приводит к выводу о том, что для тарелок с клапанными элементами различных форм (у которых геометрический центр совпадает с центром тяжести) расчет высоты открытия h можно выполнять по выражению (10.11), полученному для дискового клапана [14]. Величины S_0, W_0, $R_э$ определяются конкретной формой элемента:

$$S_0 = \Pi h n, \quad W_0 = W_к S_к / S_0, \quad R_э = S_0/(\Pi n). \qquad (9.12)$$

Балластная тарелка. На балластной тарелке с увеличением скорости газа клапан, поднимаясь на некоторую высоту, упирается в балласт и затем поднимается вместе с ним. Ступенчатое изменение массы G в выражении (9.7) зададим следующим образом:

при $h<h_\delta$ $G=G_{кл}$, при $h \geq h_\delta$ $G=G_{кл}+G_\delta$, (9.13)

где h_δ – расстояние от полотна тарелки до упора клапана в балласт, м; $G_{кл}$ – вес клапана; G_δ – вес балласта, кг.

Последовательность расчета параметров S_0, W_0, $R_э$ с учетом особенностей работы клапанно-балластной тарелки, имеет следующий вид:

1. Задается начальное приближение $h=h_\delta/2$.
2. По уравнению (9.6) вычисляется новое значение h.
3. Проверяется условие (9.8), повторяется п. 2.
4. По выражениям (9.7) вычисляются S_0, W_0 и $R_э$.

9. 3 Гидравлический расчет колонн с прямоточными клапанными тарелками

Методика расчета аппаратов, изложенная в этом разделе, разработана институтом ВНИИнефтемаш для нормализованных прямоточных клапанных тарелок с конструктивными размерами по ОСТ 26-02-1401-76 и ОСТ 26-02-1402-76.

На основе данных технологического расчета, а также принятых величин допустимого межтарельчатого уноса жидкости и расстояния между тарелками *H* рассчитывают минимальное сечение перелива:

$$[S_2] = \frac{L\left(1 + \frac{[e]}{L/G}\right)}{\rho_ж [W_ж]}, \qquad (9.14)$$

где *[e]* – величина допустимого межтарельчатого уноса жидкости – принимается равной 0,05 – 0,2 кг жидкости / кг газа (пара); $[W_ж]$ – максимально допустимая скорость жидкости – определяется по уравнению:

$$W_ж = 8 \cdot 10^{-3} \cdot K_с \sqrt{H(\rho_ж - \rho_г)}. \qquad (9.15)$$

Значения коэффициента системы K_c приведены таблице 9.1.:

Таблица 9.1. Значения коэффициента системы K_c

Интенсивность пенообразования системы	Тип колонного аппарата	K_c
Слабая	Ректификационные колонны установок газоразделения	1,0
Средняя	Абсорберы маслоабсорбционных установок, колонны для регрнерации аминовых и гликолевых растворов	0,85
Сильная	Абсорберы для очистки газов от «кислых» компонентов (H_2S и CO_2), деметанизаторы, деэтанизаторы	0,7

При гидравлическом расчете колонн, работающих при повышенных давлениях или высоких соотношениях *L/G*, величину $[S_2]$ можно рассчитать по формуле:

$$[S_2] = \frac{L}{\rho_ж [W_ж]}. \qquad (9.16)$$

Зная величину $[S_2]$, принимают по нормали диаметр и другие конструктивные размеры тарелки. При этом необходимо, чтобы выполнялось условие $[S_2] \leq S_2$.

На основе данных технологического расчета строят область эффективной работы тарелки в координатах напряженность слива (L_v) – фактор скорости газа или пара ($Ф_0$). На рис. 10.5 представлен общий вид графика $L_v = f(Ф_0)$, из которого следует, что область устойчивой и эффективной работы тарелки ограничена пятью линиями: минимально допустимых нагрузок по жидкости (линия 1 – 1), минимально допустимых нагрузок по газу или пару (линия 2 – 2), допустимого уноса жидкости при умеренных значениях параметра L_v (линия 3 – 3) и при повышенных значениях параметра L_v (линия 4 – 4), линией максимально допустимых нагрузок на переливное устройство (линия перелива 5 – 5). Линия перелива может находиться в двух положениях относительно линий допустимого уноса. При пересечении линии перелива с линией допустимого уноса

производительность тарелки лимитируется как величиной уноса жидкости, так и работоспособностью переливного устройства тарелки. При расположении линии перелив выше линии уноса производительность лимитируется только величиной уноса жидкости.

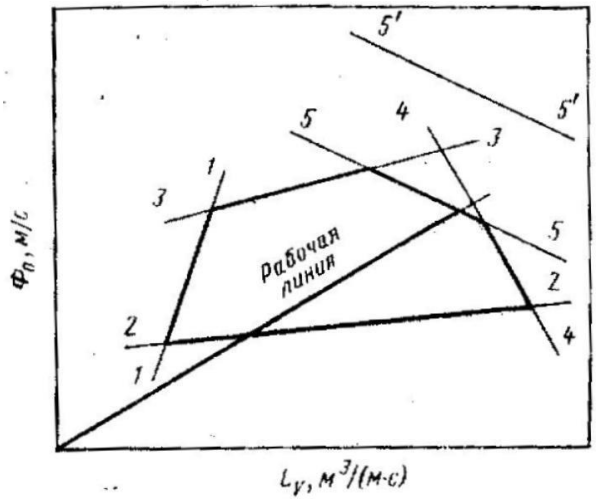


Рис. 9.5. Общий вид графика области устойчивой работы клапанных тарелок

Для построения такого графика необходимо иметь:

а) уравнение линии минимально допустимых нагрузок по жидкости

$$\Phi_0 = 433(L_v - 0{,}00139) \qquad (9.17)$$

б) уравнение линии минимально допустимых нагрузок по газу (пару)

$$\Phi_0 = 9{,}11L_v + 0{,}142 + 0{,}0316l \qquad (9.18)$$

в) уравнение линии допустимого уноса жидкости при умеренных значениях параметра L_v

$$\Phi_0 = 0{,}283m_ф m_e[(150L_v - m_н)(m_0 - 1) + 2{,}1m_н] \qquad (9.19)$$

при повышенных значениях параметра L_v

при $m_e \le 1$

$$\Phi_0 = \frac{0{,}283m_ф \cdot m_e \cdot m_0(3{,}125 - m_0)(m_н - 29{,}4L_v)}{m_0 + 0{,}57m_e - 1{,}18m_e \cdot m_0} \qquad (9.20)$$

при $m_e > 1$

$$\Phi_0 = \frac{0{,}98(m_н - 29{,}4L_v)m_ф \cdot m_e \cdot m_0}{1{,}63 - m_e}. \qquad (9.21)$$

Коэффициент $m_ф$, входящий в эти уравнения, определяют так:

при $\rho_г \le 167{,}8 - 290H + 118{,}7H_2$

$$m_ф = (1{,}12 - 0{,}0022\rho_г)\left(1 - \frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0{,}5} \qquad (9.22)$$

при $\rho_г > 167{,}8 - 290H + 118{,}7H_2$

$$m_ф = \left(3{,}657 - 7{,}17H + 6{,}86H^2 - 2{,}22H^3\right)\left(1 - \frac{\rho_г}{162}\right)\left(1 - \frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0{,}5}. \qquad (9.23)$$

Коэффициенты m_e, $m_ф$, m_0 рассчитывают по формулам:

$$m_e = 2[e]^{0,3}$$
$$m_н = H(2,28 - H) - 0,022 \qquad (9.24)$$
$$m_0 = 20t.$$

г) уравнение линии максимально допустимых нагрузок по жидкости на переливное устройство

$$\Phi_0 = \frac{2,25K_c}{\sqrt{H_2}}(H_2 - 3,6L_v). \qquad (9.25)$$

Эффективное расстояние между тарелками (H_2) определяют по уравнениям

при $h \leq h_1$

$$H_2 = (H + h)\varepsilon(h + h_1) \qquad (9.26)$$

при $h > h_1$

$$H_2 = (H + h)\varepsilon - 2h. \qquad (9.27)$$

Относительную плотность газожидкостного слоя в переливном устройстве рассчитывают по формуле:

$$\varepsilon = 0,067\left(\frac{L}{G}\right)^{0,125}\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,06}. \qquad (9.28)$$

После построения области эффективной работы тарелки, ограниченной линиями 1 — 1, 2 — 2, 3 — 3, 4—4 и 5 — 5, на график наносят рабочую точку, координаты которой определяют по уравнениям:

$$L_v = \frac{L\left(1 + \frac{[e]}{L/G}\right)}{\rho_ж \cdot B} \qquad (9.29)$$

$$\Phi_0 = \frac{G\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,5}}{\rho_г \cdot S_0}. \qquad (9.30)$$

Через рабочую точку и начало координат проводят рабочую линию, которая характеризует в этом случае изменение производительности аппарата при неизменном соотношении потоков жидкость — газ (пар), Если рабочая точка находится за пределами области эффективной работы, необходимо изменить геометрические размеры тарелки согласно нормали и весь расчет повторить. Если рабочая точка находится в пределах указанной области, то далее определяют диапазон эффективной работы тарелки

$$n = \frac{\Phi_0}{[\Phi_0]}.$$

При проектировании новых и реконструкции действующих колонн должно выполняться условие $n \geq [n]$, т. е. необходимо, чтобы расчетный диапазон был не меньше допустимого для данных условий работы. При $n <$

[n] следует изменить геометрические размеры тарелок и весь расчет повторить (приближение производят по параметрам S_0, B, S_2, t_1, а затем по P и H).

Гидравлическое сопротивление тарелок (ΔР) определяют по уравнениям:

а) при $\Phi_0 \le \dfrac{192h}{(1-6{,}12\Delta h)\sqrt{\rho_ж}}$ $\quad \Delta p = \Delta p_{сух} + \Delta p_ж$,

где $\Delta p_{сух} = 166{,}8\rho_ж^{0{,}125} \cdot \Phi_0^{0{,}25}$, а $\Delta p_ж$ определяют в зависимости от величины Φ_0 по уравнениям:

при $\dfrac{3{,}6}{\sqrt{\rho_ж}} \le \Phi_0 \le \dfrac{8{,}66}{\sqrt{\rho_ж}}$

$$\Delta p_ж = \left[A - 0{,}0377\rho_ж^{0{,}5}\Phi_0 + 0{,}402\left(\rho_ж^{0{,}5}\Phi_0 + 8{,}66\right)(h+\Delta h)\right]\rho_ж, \quad (9.31)$$

при $\Phi_0 > \dfrac{8{,}66}{\sqrt{\rho_ж}}$

$$\Delta p_ж = \left[A - 0{,}0377\rho_ж^{0{,}5}\Phi_0 + 6{,}97(h+\Delta h)\right]\rho_ж. \quad (9.32)$$

Значения коэффициента A: при t = 0,05 м A = 0,00196; при t = 0,075 и 1 м A = 0,142.

б)при $\dfrac{13{,}4}{\sqrt{\rho_ж}} > \Phi_0 > \dfrac{192h}{(1-6{,}12\Delta h)\sqrt{\rho_ж}}$ $\quad \Delta p = \left(0{,}95 + \dfrac{175\Delta h}{\rho_ж^{0{,}5} \cdot \Phi_0}\right)\Delta p_{сух}$, (9.33)

в) при $\Phi_0 \ge \dfrac{13{,}4}{\sqrt{\rho_ж}}$ $\quad \Delta p = 1{,}766\rho_ж \cdot \Phi_0^2\left(0{,}95 + \dfrac{2340\Delta h}{\rho_ж \cdot \Phi_0^2}\right)$. (9.34)

Подпор жидкости над сливным порогом определяют по формуле:

$$\Delta h = 0{,}687 L_v^{0{,}67}. \quad (9.35)$$

Коэффициент перемешивания

Получившие широкое применение клапанные тарелки исследовались КафаровымВ.В., Лебедевым В.Н., Дытнерским Ю.И. и многими другими.

В работах Кафарова В.В., Комиссарова Ю.А. и др. исследовалась тарелка диаметром 700 мм с 49 дисковыми клапанами. Для описания структуры потока на клапанной тарелке предлагается комбинированная трехканальная модель, состоящая из центральной диффузионной зоны, двух боковых диффузионных зон, охваченных рециркулирующим и байпасирующим потоками от входа к выходу тарелки. Размеры диффузионных зон изменяются незначительно при различных нагрузках по газу и жидкости. Зависимости параметров комбинированной модели от диаметра тарелки в данных работах не получены.

Гидродинамика клапанных тарелок определяется конструктивными параметрами клапана: массой, площадью, высотой подъема, а также

конструктивными параметрами всей тарелки: свободным сечением, высотой перегородок, расположением клапанов, диаметрам тарелки. В работе [40] предлагается метод предсказания структуры потоков по гидравлической характеристике одиночного клапана. В основу метода положен принцип минимума гидравлического сопротивления: клапанная тарелка стремится к такой степени открытия клапанов, при которой сопротивление всей тарелки будет минимальным. Как показали экспериментальные исследования, клапаны самых различных конструкций имеют определенные устойчивые положения равновесия. Открытие клапанов в плоскости тарелки происходит ступенчато. Это положение является решающим при моделировании структуры потоков данным методам [40]. На клапанных тарелках без балласта в области минимальных нагрузок по газу (пару) происходит двухступенчатое открытие клапанов – часть клапанов закрыта, а остальные открыты на максимальную высоту. Соответственно на тарелке возникает ярко выраженная двухпоточная структура в виде зон интенсивного барботажа и слабо аэрированной жидкости.

Для клапанных прямоточных и балластных тарелок оценка неравномерности потоков жидкости и пара усложняется, так как в определенных режимах на тарелке наблюдается трехпоточная структура потока. В этом случае для определения доли неравномерно открытых клапанов необходимо решить систему уравнений.

Предложенная система уравнений содержит как параметры одиночного клапана, так и характеристики барботажа всей тарелки: столб жидкости и газонасыщение. Следовательно, количественная оценка структуры потоков производится не только по характеристикам одиночного клапана, что является недостатком предложенного метода [40] при проектировании новых контактных устройств.

Коэффициент продольного перемешивания на клапанных тарелках исследовался в работе Чехова О.С. стационарной методикой. При обработке экспериментальных данных использовалась зависимость:

$$\lg \frac{x}{x_0} = \frac{\bar{u}_{\text{ж}} l_{\text{ж}}}{2,3 D_{\text{п}}} (z-1). \qquad (9.36)$$

Проведен анализ коэффициентов продольного перемешивания полеченных другими авторами на ситчатых и колпачковых тарелках и сделаны следующие выводы:

1. на ситчатых тарелках при $h_{\text{ст}}$>25 мм и на колпачковых тарелках при $h_{\text{ст}}$>50 мм с увеличением плотности орошения степень продольного перемешивание увеличивается;

2. на ситчатых тарелках при $h_{\text{ст}}$<25 мм и на колпачковых тарелках при $h_{\text{ст}}$<50 мм, а также на клапанных тарелках с увелечением плотности орошении степень продольного перемешивания уменьшается;

3. Увеличение скорости газа приводит к увеличению продольного перемешивания на всех тарелках.

Подводя итог приведенному анализу за основу принимается следующая функциональная зависимость:

$$D_{\text{п}} = f(W_{\text{к}},\ \bar{u}_{\text{ж}},\ h_{\text{ст}}).$$

Окончательно эмпирические зависимости для клапанных тарелок имеют вид:

для $h_{\text{ст}} \leq 25$ мм

$$D_{\text{п}} = 0,416 \cdot 10^{-5} W_{\text{к}}^{m} h_{\text{ст}}^{-1,37} \bar{u}_{\text{ж}}^{-0,5}, \qquad (9.37)$$

для $h_{\text{ст}} \geq 25$ мм

$$D_{\text{п}} = 0,58 \cdot 10^{-4} W_{\text{к}}^{m} h_{\text{ст}}^{-0,7} \bar{u}_{\text{ж}}^{-0,5}, \qquad (9.38)$$

где $m = 1,3Q^{-1} + 0,4$.

Полученные зависимости не содержат параметров отражающих изменение $D_{\text{п}}$ при различном свободном сечении тарелки и различной высоте подъема клапана. Погрешность расчета $D_{\text{п}}$ по зависимостям (9.37), (9.12) для тарелок с различной высотой подъема клапана $\left(h_{\text{кл}} = 6 \div 12\ \text{ мм}\right)$ может достигать 80–100 % по сравнению с экспериментальными данными [127]. Это обстоятельство указывает на трудности получения обобщающих эмпирических зависимостей для расчета $D_{\text{п}}$ даже на однотипных контактных устройствах при конструктивных возмущениях.

9.4. Гидравлический расчет ректификационной колонны с клапанными тарелками [32]

Дано: $F_{\text{св}}$=0,08(8%); d_0=0,004м; скорость газа 1) ω_0=0,95м/с; 2) ω_0 =1,15м/с.

Расход жидкости: 1) L=26575,83 кг/ч; 2) L=26575,83 кг/ч; Диаметр колонны $D_{\text{к}}$=1,8 м. Высота планки $h_{\text{п}}$=0,04м.

1. Сопротивление сухой тарелки (1.8)

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{п}}, \text{ Па},$$

где ξ=3,66 – коэффициент сопротивления клапанной тарелки.

Скорость пара в отверстиях тарелки, м/с:

$$\omega_0 = 100\omega_{\text{п}} / F_{\text{св}},$$

а) для верхней части колонны:

$$\omega_0 = 100\omega_{\text{п}} / F_{\text{св}} = 100 \cdot 0,95 / 8,46 = 11,23\ \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 3,66 \frac{11,23^2}{2} 3,81 = 879,3\ \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_0 = 100 \cdot 1{,}175 / 8{,}46 = 13{,}89 \text{ м/с},$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 3{,}66 \frac{13{,}89^2}{2} 3{,}08 = 1087{,}4 \text{ Па}.$$

2. Находится расход жидкости на единицу периметра слива (1.9):

а) для верхней части колонны:

$$L_V = \frac{L_A}{\rho_{\text{ж}} B} = \frac{26575{,}83}{941{,}21 \cdot 1{,}43} = 19{,}74 \text{ м}^3/\text{м}\cdot\text{ч}.$$

б) для нижней части колонны:

$$L_V = \frac{L_{\text{Б}}}{\rho_{\text{ж}} B} = \frac{39575{,}83}{1214{,}13 \cdot 1{,}43} = 22{,}79 \text{ м}^3/\text{м}\cdot\text{ч}.$$

3. Рассчитывается коэффициент K_2, учитывающий сжатие потока жидкости:

а) B/D=1,43/1,8=0,79; K_2=1,01;

б) B/D=1,43/1,8=0,79; K_2=1,01.

4. Определяется подпор жидкости над сливным устройством:

а) для верхней части колонны:

$$\Delta h = 3{,}2 K_2 L_V^{2/3} = 3{,}2 \cdot 1{,}01 \cdot 19{,}74^{2/3} = 23{,}6 \text{ мм}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta h = 3{,}2 K_2 L_V^{2/3} = 3{,}2 \cdot 1{,}01 \cdot 22{,}79^{2/3} = 25{,}98 \text{ мм}.$$

5. Находится высота парожидкостного слоя на тарелке:

а) для верхней части колонны:

$$h_{\text{пж}} = h_{\text{п}} + \Delta h = 0{,}04 + 0{,}0236 = 0{,}0636 \text{ м}.$$

б) для нижней части колонны:

$$h_{\text{пж}} = h_{\text{п}} + \Delta h = 0{,}04 + 0{,}026 = 0{,}066 \text{ м}.$$

6. Сопротивление слоя жидкости на клапанной тарелке рассчитывается по формуле.

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0{,}0636 \cdot 941{,}21 \cdot 9{,}81 = 587{,}24 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 0{,}066 \cdot 1214{,}13 \cdot 9{,}81 = 786{,}1 \text{ Па}.$$

7. Определяется общее гидравлическое сопротивление клапанной тарелки

$$\Delta P = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_{\text{ж}};$$

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P = 879{,}3 + 587{,}24 = 1466{,}54 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P = 1087{,}4 + 786{,}1 = 1873{,}5 \text{ Па}.$$

8. Общее гидравлическое сопротивление колонны составит

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{к} = \Delta Pn = 1466{,}54 \cdot 13 = 19065{,}02 \text{ Па.}$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{к} = \Delta Pn = 1873{,}5 \cdot 25 = 46837{,}5 \text{ Па.}$$

9.4.1 Расчет межтарельчатого уноса жидкости

1. Определяется коэффициент m, используемый в формуле для уноса жидкости

$$m = 1{,}15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\sigma}{\rho_{п}} \right)^{0{,}295} \left(\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\mu_{п}} \right)^{0{,}425};$$

а) для верхней части колонны:

$$m = 1{,}15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0{,}0208}{3{,}81} \right)^{0{,}295} \left(\frac{941{,}21 - 3{,}81}{9{,}62 \cdot 10^{-6}} \right)^{0{,}425} = 0{,}614.$$

б) для нижней части колонны:

$$m = 1{,}15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{0{,}0212}{3{,}08} \right)^{0{,}295} \left(\frac{1214{,}13 - 3{,}08}{10{,}23 \cdot 10^{-6}} \right)^{0{,}425} = 0{,}714.$$

2. Унос жидкости с тарелки рассчитывается по формуле:

$$e = \frac{A(0{,}052 h_{\delta} - 1{,}72)}{H^{\beta} \psi^{2}} \left(\frac{\omega_{п}}{\varepsilon_{эфф} m} \right)^{3{,}7};$$

а) для верхней части колонны:

$$e = \frac{0{,}159 \cdot (0{,}052 \cdot 72 - 1{,}72)}{450^{0{,}95} \cdot 0{,}8^{2}} \left(\frac{0{,}95}{0{,}58 \cdot 0{,}614} \right)^{3{,}7} = 0{,}057 \text{ кг/ кг}.$$

б) для нижней части колонны:

$$e = \frac{0{,}159 \cdot (0{,}052 \cdot 72 - 1{,}72)}{450^{0{,}95} \cdot 0{,}8^{2}} \left(\frac{1{,}175}{0{,}58 \cdot 0{,}714} \right)^{3{,}7} = 0{,}07 \text{ кг/ кг}.$$

Значения брызгоуноса находятся в допустимых пределах.

9.4.2 Проверка работоспособности клапанных тарелок

1. Определяется сопротивление движению жидкости в переливе:

$$\Delta P_{ж.п} = Kg \left(\frac{L_V}{3600a} \right)^{2};$$

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{жп} = 350 \cdot 9{,}81 \left[\frac{19{,}74}{3600 \cdot 0{,}04} \right]^{2} = 64{,}5 \text{ Па}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{жп} = 350 \cdot 9,81 \left[\frac{22,79}{3600 \cdot 0,04} \right]^2 = 86 \text{ Па}.$$

2. Рассчитывается высота слоя невспененной жидкости в сливном устройстве

$$h' = h_п + \Delta h + \Delta + \left(0,001 \frac{\Delta P}{\rho_ж} + \Delta P_{ж.п} \right) \frac{1}{g};$$

а) для верхней части колонны:

$$h' = 40 + 23,6 + \left(0,001 \frac{1466,54}{941,21} + 64,52 \right) \frac{1}{9,81} = 70,18 \text{ мм}.$$

б) для нижней части колонны:

$$h' = 40 + 25,98 + \left(0,001 \frac{1873,5}{1214,13} + 86 \right) \frac{1}{9,81} = 74,73 \text{ мм}.$$

3. Величина вылета ниспадающей струи в переливе находится по формуле:

а) для верхней части колонны:

$$y = \left(4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} \left(H + h_п + 1,7 \Delta h - h' \right)};$$

$$y = \left(4,5 \frac{19,74}{0,0236 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,0236 - 0,07)} = 0,21 \text{ м}.$$

б) для нижней части колонны:

$$y = \left(4,5 \frac{22,79}{0,026 \cdot 3600} - 0,36 \right) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{2}{9,81} (0,450 + 0,04 + 1,7 \cdot 0,026 - 0,074)} = 0,227 \text{ м}.$$

4. Определяется высота парожидкостного слоя в переливе для А и Б секций колонны:

а) для верхней части колонны:

$$H'_п = \frac{h'}{\rho'_п} = \frac{70,87}{0,65} = 109,03 \text{ мм}.$$

б) для нижней части колонны:

$$H'_{п} = \frac{h'}{\rho'_{п}} = \frac{74,73}{0,65} = 114,97 \text{ мм}.$$

5. Рассчитывается максимальная ширина сливного устройства:

$$S = \frac{1}{2}(D - \sqrt{D^2 - B^2}) = \frac{1}{2}\left(1,8 - \sqrt{1,8^2 - 1,43^2}\right) = 0,353 \text{ м}.$$

6. Находится минимальная допустимая скорость пара в А и Б – секциях для колонны с клапанными тарелками

а) для верхней части колонны:

$$\omega_{min} = 0,05 F_{св} / \sqrt{\rho_{п}} = 0,05 \frac{8,46}{\sqrt{3,81}} = 0,217 \text{ м/с}.$$

б) для нижней части колонны:

$$\omega_{min} = 0,05 F_{св} / \sqrt{\rho_{п}} = 0,05 \frac{8,46}{\sqrt{3,08}} = 0,24 \text{ м/с}.$$

7. Проверяются условия работоспособности клапанных тарелок.

Выбранные клапанные тарелки диаметром 1,8 м обеспечивают выполнение условий работоспособности контактных устройств в А и Б секциях:

- высота парожидкостного слоя $H'_{п}$ в переливе меньше расстояния между тарелками;
- вылет струи *y* меньше ширины перелива *S;*
- диапазон устойчивой работы клапанных тарелок $N = \omega_{п} / \omega_{min}$ находится в пределах от 3 до 4.

Кроме рассмотренных некоторых типов барботажных тарелок известны контактные устройства с S- образными элементами, струйные тарелки, вихревые, комбинированные и др. [39,42,45,48].

__Тарелка__ ректификационной колонны представляет собой горизонтальную перегородку в колонне, на тарелке находиться слой стекающей по колонне жидкости (орошение), сквозь которую барботируют поднимающие пары.
Википедия

ГЛАВА 10

ВЫБОР ТАРЕЛОК И ОСНАВНЫЕ ПОКАЗАТЕЛИ

10.1. Выбор типа тарелок

Для выбора типа тарелки в задании на проектирование, кроме расходных параметров и физических свойств системы, должно быть отмечено следующее:

1. Необходимость иметь высокую производительность или эффективность тарелок;
2. Пределы изменения рабочих нагрузок, определяемые по допустимым минимальным нагрузкам (в % от максимальной);
3. Наличие в сырье механических примесей и возможность образования твердых отложений, забивающих тарелку;
4. Возможность полимеризации или термического разложения продуктов;
5. Необходимость доступа к тарелкам для чистки и ремонта при агрессивных средах и образовании осадка;
6. Наличие ограничения в допустимом гидравлическом сопротивлении тарелок;
7. Агрессивность сред и материал тарелки;
8. Малая металлоемкость или низкая стоимость тарелки.

Колпачковые тарелки наиболее дорогие и металлоемкие, но с большим интервалом устойчивой работы. Они, очевидно, будут еще применяться до тех пор, пока остальные типы тарелок не получат достаточно широкого распространения в промышленности.

Возможность работы **тарелок с S-образными элементами** в широком интервале изменения нагрузок еще не выяснена; например, при малых нагрузках в некоторых случаях были получены сравнительно низкие величины КПД тарелок. В.этой связи и рекомендуется впредь до накопления данных принимать при их расчете заниженное значение диапазона устойчивой работы (см. табл. 4.1, 4.2). Кроме того, следует учитывать также сложность чистки этих тарелок без их демонтажа и, следовательно,

нецелесообразность применения их на системах, вызывающих загрязнение аппаратуры.

Для клапанных тарелок высказывались сомнения в возможности применения их на системах, способных образовывать механические отложения или склонных к коксообразованию. Однако известны случаи замены колпачковых тарелок клапанными на установках, работающих в условиях образования осадка. Продолжительность работы тарелок до необходимости чистки показывает также, что возможно их использование для разделения систем, вызывающих загрязнение аппаратуры.

На струйных тарелках удерживается небольшое количество жидкости, и время ее пребывания на тарелке также очень небольшое. Следовательно, применение их целесообразно в колоннах, где может быть полимеризация продуктов, термическое их разложение или коксообразование.

Ситчатые, струйные и струйные с отбойниками тарелки вопреки довольно часто встречающемуся мнению обладают довольно широким диапазоном устойчивой работы, приближающимся к диапазону работы колпачковых тарелок. Для обеспечения нормальной работы этих тарелок необходимо проведение тщательного и точного их расчета. Ситчатые тарелки с отверстиями диаметром 3-6 мм следует применять в основном при работе на чистых продуктах, с отверстиями большего диаметра (до 10-12 мм) - на загрязненных продуктах.

Основным недостатком **решетчатых тарелок провального типа** является сравнительно узкий диапазон устойчивой работы. К преимуществам их следует отнести возможность работы при больших нагрузках по жидкости и на системах, где образуются отложения или имеются механические примеси.

Таблица 10.1. Типы и области применения тарелок

Тарелка		
Тип	Диаметр, м	Область применения
Колпачковые (ОСТ 26-01-66-86)	0,4-4,0	Для процессов, протекающих при атмосферном и повышенном давлении и нестабильных режимах. Диапазон устойчивой работы тарелок 4,5*
Ситчатые (ОСТ 26-01-108-85)	0,4-4,0	Для процессов, протекающих при любом давлении и стабильных режимах. Диапазон устойчивой работы тарелок 2
Тарелки с двумя зонами контакта фаз (ОСТ 26-1078-85)	1,6-4,0	Стандарт устанавливает три исполнения тарелок: исполнение 1 - с ситчатыми секциями, исполнение 2 - с ситчато-клапанными секциями, исполнение 3 - с клапанными секциями. В зависимости от нагрузок по жидкости для всех исполнений тарелок установлено 4 типа размеров переливов с диаметрами 300 и 400 мм, оснащенными одно- или двухщелевыми выходными устройствами для жидкости. Диапазон устойчивой работы тарелок от 2 до 4

Ситчато-клапанные (ОСТ 26-01-108-85)	0,4-4,0	Для процессов, протекающих преимущественно под разрежением и при умеренном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 3-3,5
Клапанные (ОСТ 26-01-108-85)	0,4-4,0	Для процессов, протекающих преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 3,5
Жалюзийно-клапанные (ОСТ 26-01-417-85)	1,0-4,0	Для процессов, протекающих преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 4,5.

*Под диапазоном устойчивой работы тарелки подразумевается отношение максимально допустимого значения фактора паровой (газовой) нагрузки к минимально допустимому.

Таблица 10.2. Сравнительная характеристика тарелок

№	Возможность работы	Тип тарелки*						
		1	2	3	4	5	6	7
1	в агрессивных средах	3	2	2	2	2	2	4
2	с твердыми примесями	1	2	1	3	1	0	4
3	с вязкими средами	0	0	2	1	0	1	2
4	при высоких нагрузках	4	4	4	5	2	4	4
5	при низких нагрузках	2	5	5	3	3	2	2
6	с большим диапазоном нагрузок	3	4	5	5	4	3	1
7	с низким гидравлическим сопротивлением	4	4	2	2	0	4	4
8	Возможность осуществления отвода теплоты	3	2	2	2	1	3	3
9	Возможность осмотра, чистки и ремонта	3	3	3	3	2	3	5
10	Простота монтажа	4	4	4	4	1	3	5
11	Низкий расход металла	4	4	4	4	2	4	5
12	Низкие капитальные затраты	4	3	3	3	2	4	5
13	Возможность работы с малым расстоянием между тарелками	4	4	4	2	3	3	5

*1 - ситчатая тарелка; 2 - ситчато-клапанная тарелка; 3 - клапанная тарелка; 4 - жалюзийно-клапанная тарелка; 5 - колпачковая тарелка;
6 - тарелка с двумя зонами контакта фаз; 7 - решетчатая тарелка

Режимы работы барботажных тарелок по газовой (паровой) нагрузке можно оценить по значению фактора скорости (фактор пара) $F = \omega\sqrt{\rho_Г}$. Для большинства тарелок фактор скорости находится в пределах F=0,5-1,5.

10.2. Основные показатели тарелок

Общие сравнительные данные по контактным устройствам массообменных колонн представлены в табл. 10.3.

аблица 10.3. Сравнительные данные по внутренним устройствам ректификационных колонн

Свойства	Колпачковые тарелки	Ситчатые тарелки	Клапанные тарелки	Двухпоточные тарелки	Насыпные насадки	Регулярные насадки
Производительность по пару	3	4	4	5	5	5
Производительность по жидкости	4	4	4	5	5	5
Эффективность	4	3	4	3	4	5
Устойчивость	5	3	5	1	4	5
Перепад давления	2	3	3	3	4	5
Стоимость	3	5	4	5	2	1*
Работа с загрязненными средами	3	3	3	4	2	1
Расчетная надежность	4	4	3	2	3	3

*по данным ФГУП РНЦ «Прикладная химия» показатель стоимости для регулярных насадок соответствует 3…4.

5 – превосходство; 4 – очень хорошо; 3 – хорошо; 2 – средне (посредственно); 1 – плохо.

10.3 Технические характеристики тарелок

Таблица 10.4. Технические характеристики тарелок типов ТС-Р и ТС-Р2 (ОСТ 26 – 805 – 73) (ситчатые)

Диаметр колонны, D, мм	Тип тарелки	Свободное сечение колонны, м^2	Рабочее сечение тарелки	Диаметр отверстия d, мм				Сечение перелива, м^2	Относит. Площадь перелива, м^2	Периметр слива L_c, м	Масса, кг
				3	4	5	8				
				Шаг между отверстиями t, мм							
				7-12	8-15	10-17	16-15				
				Относительное свободное сечение тарелки, %							
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1200	ТС-Р ТС-Р2	1,13 1,13	1,01 0,896	8,4-2,75 7,65-2,6	11,1-3,13 10,4-2,97	11,1-3,4 10,4-3,25	11,1-4,5 10,4-4,28	0,06 0,117	5,3 10,53	0,722 0,884	62 58
1400	ТС-Р ТС-Р2	1,54 1,54	1,368 1,072	8,5-3,48 8,5-3,23	13,9-3,96 12,9-3,67	13,9-4,3 12,9-3,99	13,9-5,71 12,9-5,29	0,087 0,234	5,65 19,2	0,86 1,135	72 73
1600	ТС-Р ТС-Р2	2,01 2,01	1,834 1,426	10,4-3,58 10,3-3,5	14,7-4,06 14,1-3,98	14,7-4,42 14,1-4,32	14,7-5,86 14,1-5,74	0,088 0,292	4,4 14,5	0,795 1,28	89 85
1800	ТС-Р ТС-Р2	2,54 2,54	2,294 1,64	13,8-4,7 13,2-4,5	18,8-5,34 18-5,14	18,8-5,8 18-5,57	18,8-7,69 18-7,4	0,123 0,45	4,86 17,7	1,05 1,52	115 96,5

2000	TC-P TC-P2	3,14 3,14	2,822 2,09	11,6-3,95 8,2-2,78	15,8-4,5 11,4-3,17	15,8-4,89 11,4-3,44	15,8-6,49 11,4-4,57	0,159 0,525	5,06 16,7	1,19 1,66	120 107
2200	TC-P TC-P2	3,8 3,8	3,478 2,46	13,3-4,48 7,9-2,68	17,9-5,08 10,7-3,06	17,9-5,52 10,7-3,32	17,9-7,32 10,7-4,37	0,161 0,67	4,25 15	1,24 1,85	138 137
2400	TC-P TC-P2	4,52 4,52	3,9 2,96	11,1-3,78 9,2-6,12	15,3-4,29 12,5-3,59	15,3-4,62 12,5-3,85	15,3-6,18 12,5-5,11	0,317 0,77	6,9 17	1,57 2	172 162,5
2600	TC-P TC-P2	5,3 5,3	1,784 3,27	12,2-4,17 7,5-2,58	16,7-4,73 10,4-2,9	16,7-5,3 10,4-3,15	16,7-6,81 10,4-4,18	0,258 1,015	4,88 19,2	1,54 2,25	200 188
2800	TC-P TC-P2	6,16 6,16	5,64 3,96	13,7-4,65 7,75-2,64	18,6-5,28 10,5-2,99	18,6-5,73 10,5-3,26	18,6-7,6 10,5-4,32	0,26 1,1	4,2 17,0	1,575 2,385	218 189
3000	TC-P TC-P2	7,06 7,06	6,43 4,52	12,5-4,27 5,5-1,87	17,1-4,83 7,5-2,12	17,1-5,25 7,5-2,31	17,1-6,96 7,5-3,06	0,315 1,27	4,4 18	1,715 2,61	340 220
3200	TC-P TC-P2	8,04 8,04	7,268 5,03	13-4,42 8,7-2,96	17,7-5,02 11,8-3,37	17,7-5,45 11,8-3,65	17,7-7,23 11,8-4,85	0,385 1,505	4,7 18,7	1,86 2,74	265 255

3400	TC-P TC-P2	9,06 9,06	8,308 5,88	11,9-4,07 9,2-3,12	16,3-4,61 12,5-3,56	16,3-5 12,5-3,85	16,3-6,64 12,5-5,13	0,376 1,59	4,16 17,6	1,905 2,87	290 270
3600	TC-P TC-P2	10,2 10,2	9 6,3	11,9-4,05 8,11-2,75	16,2-4,6 11,1-3,13	16,2-5 11,1-3,4	16,2-6,64 11,1-4,52	4,59 1,95	5,7 19,1	2,24 3,1	305 295

Клапанная прямоточная тарелка

Таблица 10.5. Технические характеристики однопоточных тарелок типа ТКП (ОСТ 26 – 02 – 1401 – 77)

Диаметр колонны, мм	Свободное сечение колонны, $м^2$	Рабочее сечение тарелки, $м^2$	Периметр слива, м	Сечение перелива, $м^2$	Шаг *t*, мм								
					50			75			100		
					Относительное свободное сечение тарелки, %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток	Относительное свободное сечение тарелки, %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток	Относительное свободное сечение тарелки, %	Число клапанов	Число рядов клапанов на поток
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Тарелка модификации А													
1000	0,78	0,5	0,84	0,14	7,69	48	6	5,12	32	4	-	-	-
1200	1,13	0,79	0,97	0,17	10,44	94	9	6,63	60	6	5,57	50	5
1400	1,54	1,1	1,12	0,22	11,42	140	12	7,79	96	8	5,84	72	6
1600	2,01	1,47	1,26	0,27	13,23	212	15	8,25	132	10	6,36	102	8
1800	2,55	1,83	1,43	0,3	13,23	268	17	8,46	172	11	6,90	140	9
2000	3,14	2,24	1,6	0,45	13,65	342	19	9,36	234	13	7,03	176	10
2200	3,80	2,76	1,74	0,52	14,26	432	22	9,44	286	15	7,13	216	11
2400	4,52	3,21	1,92	0,66	14,55	524	24	9,55	344	16	7,20	260	12
2600	5,30	3,84	2,05	0,74	14,91	630	27	9,98	422	18	7,71	326	14
2800	6,15	4,41	2,23	0,87	15,25	748	29	10,12	496	19	7,75	380	15

Продолжение табл. 10.5

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
3000	7,07	5,01	2,4	1,03	14,87	838	31	9,95	560	21	7,28	410	16
3200	8,04	5,76	2,54	1,14	15,32	982	34	10,51	674	23	7,70	496	17
3400	9,08	6,44	2,72	1,32	15,38	1112	36	10,22	740	24	7,62	556	18
3600	10,20	7,39	2,85	1,4	15,87	1290	39	9,84	800	26	7,83	636	20
3800	11,30	8,08	3,03	1,61	15,8	1424	41	10,45	938	27	8,66	780	21
4000	12,60	8,96	3,2	1,82	15,83	1590	43	10,67	1072	29	8,08	812	22
Тарелка модификации Б													
1000	0,78	0,6	0,76	0,09	10,3	64	8	5,76	36	5	4,48	28	4
1200	1,13	0,93	0,84	0,01	13,36	120	12	7,57	68	8	6,01	54	6
1400	1,54	1,3	0,93	0,12	14,34	176	16	10,12	124	11	7,46	92	8
1600	2,01	1,65	1,12	0,18	14,72	236	18	10,5	168	12	7,86	126	9
1800	2,55	2,17	1,2	0,19	16	328	22	10,62	216	15	7,1	144	11
2000	3,14	2,68	1,32	0,23	16,87	422	25	10,15	254	17	8,88	222	13
2200	3,80	3,18	1,51	0,31	16,57	502	27	11,23	340	18	5,7	260	14
2400	4,52	3,77	1,65	0,37	17,23	620	30	11,43	412	20	8,78	316	15
2600	5,30	4,52	1,73	0,39	18,23	770	34	12,35	522	23	9,14	368	17
2800	6,15	5,35	1,8	0,4	18,58	910	38	12,45	610	25	9,31	456	19
3000	7,07	5,94	2,04	0,56	18,18	1024	39	12,15	684	26	9,3	524	20
3200	8,04	6,88	2,11	0,58	18,82	1210	43	12,76	818	29	9,68	620	22
3400	9,08	7,76	2,26	0,68	18,91	1368	46	12,66	916	31	9,5	688	23
3600	10,20	8,73	2,38	0,73	19,11	1554	49	12,77	1036	33	9,67	786	25
3800	11,30	9,54	2,57	0,88	19,08	1720	51	12,65	1140	34	9,72	876	26
4000	12,60	10,78	2,64	0,91	19,38	1946	55	12,98	1304	37	9,84	988	28

Таблица 10.6. Технические характеристики колпачковых тарелок типа ТСК – 1 (ОСТ 26 - 01 - 282 - 71)

Диаметр колонны	400	500	600	800	1000
Свободное сечение колонны, $м^2$	0,126	0,196	0,28	0,503	0,78
Длина линии барботажа, м	1,33	2,45	3,25	6	9,3
Периметр слива, м	0,302	0,4	0,48	0,57	0,8
Площадь слива, $м^2$	0,005	0,007	0,012	0,021	0,05
Площадь паровых патрубков, $м^2$	0,008	0,015	0,027	0,049	0,073
Относительная площадь прохода паров, %	6,35	8	10	9,7	9
Число колпачков	7	13	13	24	37
Диаметр колпачка, мм	60	60	80	80	80
Шаг, мм	90	90	110	110	110
Высота *H*, мм					
исполнение 1	50	50	55	55	55
исполнение 2	60	60	70	70	70
Масса тарелки, кг					
исполнение 1	10	13	18	28	39
исполнение 2	10,7	13,88	21,3	30,4	42,7

Таблица 10.7. Масса клапанных тарелок типа ТКП

Диаметр колонны, мм	Масса тарелки, кг (не более)		
	из углеродистой стали		из легированной стали
	общая	из коррозионно-стойкой стали	
1000	80	45	55
1200	95	55	70
1400	125	70	90
1600	145	80	100
1800	170	100	125
2000	200	120	145
2200	225	135	170
2400	270	160	200
2600	290	175	220
2800	330	200	240
3000	360	220	270
3200	470	280	350
3400	500	300	395
3600	570	340	445
3800	620	370	480
4000	670	400	520

Таблица 10.8. Колпачки капсульные стальные ГОСТ 9634-64

Обозначение типоразмеров	Размеры колпачка			Прорези		Размеры парового патрубка, мм				Масса колпачка, кг
	$d_к$	$h_к$	δ	кол-во	высота l, мм	$d_в$	d_υ	$h_п$	$d_н$	
К-80	80	80	2,0	30	20	55	57	70	60	0,76
К-80	80	80	2,0	30	30	55	57	70	60	0,74
К-100	100	90	2,0	36	20	68	70	75	65	1,15
К-100	100	90	2,0	36	30	68	70	75	65	1,10
К-150	150	100	2,0	56	20	92	95	80	70	2,46
К-150	150	100	2,0	56	30	92	95	80	70	2,40

Таблица 10.9. Основные параметры колпачковых тарелок. Однопоточные тарелки (разборные)

Диаметр, мм	Периметр слива, мм	Рабочая площадь тарелки, %	Свободное сечение тарелки, %	Число колпачков, шт.	Диаметр колпачка, мм	Шаг колпачка, мм	Масса тарелки, кг
1000	682	57,9	11,3	43	80	110	90
1200	830	58,6	9,6	39	100	140	119
1400	1094	54,0	8,8	49	100	140	152
1600	1258	55,7	9,1	66	100	140	191
2000	1418	57,6	9,4	86	100	140	230
2200	1472	64,2	10,1	114	100	140	306
2400	1632	65,7	10,3	141	100	140	386
2600	1794	65,3	10,3	168	100	140	419
3000	1952	66,6	10,6	202	100	140	526
3200	2112	67,5	10,7	238	100	140	575
3400	2392	67,1	14,4	169	150	190	864
3600	2900	61,6	13,1	194	150	190	1000

Таблица 10.10. Технические характеристики тарелок типа ТСК-Р (колпачковые) (по ОСТ 26 – 808 – 73)

Диаметр колонны D, мм	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800	3000	3200	3400	3600
Свободное сечение колонны, $м^2$	0,78	1,13	1,54	2,01	2,54	3,14	3,81	4,52	5,31	6,16	7,07	8,04	9,08	10,18
Длина линии барботажа, м	10,8	12,3	15,4	20,7	25,8	36,4	44,6	52,8	60,3	72,8	80,4	75,4	83,8	87,6
Периметр слива L_c, м	0,665	0,818	1,09	1,238	1,419	1,455	1,606	1,775	2,032	2,096	2,39	2,36	2,62	2,88
Сечение перелива, $м^2$	0,064	0,099	0,198	0,269	0,334	0,33	0,412	0,505	0,674	0,686	0,902	0,88	1,128	1,441
Свободное сечение тарелки, $м^2$	0,09	0,129	0,162	0,219	0,272	0,385	0,471	0,557	0,638	0,769	0,849	1,18	1,32	1,37
Относительная площадь для прохода паров, %	11,5	11,4	10,5	10,9	10,7	12,2	12,3	12,3	12,1	12,5	12,1	14,6	14,5	13,5
Масса, кг	57,8	68,6	90,3	118,3	146	179,3	211,6	240,8	305	349,7	355	509	546	582

ОСНОВНОЙ СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. **Айнштейн В.Г.,** Захаров М.К., Носов Г.А. и др. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: Учебник: в 2-х кн.; под ред. В.Г. Айнштейна – М.: Университетская книга; Логос; Физматкнига, 2006.– 872 с.
2. **Александров И.А.** Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей – Л.: Химия, 1975.–319 с.
3. **Александров И.А.** Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования – М.: Химия, 1971. – 296 с.
4. **Алексеев Д.В.,** Николаев Н.А., Лаптев А.Г. Комплексная очистка стоков промышленных предприятий методом струйной флотации – Казань: КГТУ, 2005.– 156 с.
5. **Бакластов А.М.,** Горбенко В.А., Удыма П.Г. Проектирование, монтаж и эксплуатация тепломассообменных установок: учеб. пособие для вузов; под ред. А.М. Бакластова – М.: Энергоиздат, 1981. – 336с.
6. **Башаров М.М.,** Фарахова А.И. Очистка жидкостей от дисперсной фазы в химической технологии и энергетике; под ред. А.Г. Лаптева. – Казань: Изд-во «Печать-Сервис XXIвек», 2015.–188 с.
7. **Башаров М.М.,** Лаптева Е.А.Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе; под ред. Лаптева А.Г.- Казань: Отечество, 2013.– 297 с.
8. **Башаров М.М.,** Лаптева Е.А. Разделение смесей ректификацией в нефте- и газопереработке; учебное пособие: под ред. А.Г. Лаптева – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2014.– 280 с.
9. **Борисов Г.С.,** Брынков В.П., Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию; под. ред. Дытнерского Ю.И. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
10. **Броунштейн Б.И.,** Щеголев В.В. Гидродинамика. Массо - и теплообмен в колонных аппаратах – Л.: Химия, 1988.–336 с.
11. **Гельперин Н.И.,** Пебалк В.Л., Кастанян А.Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности – М.: Химия, 1977. – 264 с.
12. **Дейч М.Е.,** Филлипов Г.А. Гидродинамика двухфазных сред – М.: Энергоиздат, 1981.– 472 с.
13. **Дытнерский Ю.И.** Процессы и аппараты химической технологии: учеб. для вузов. Ч.2. – М.: Химия, 1995. – 368 с.
14. **Дьяконов С.Г.,** Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ – Казань: Издательство Казанского университета, 1993. – 437 с.
15. **Дьяконов С.Г.,** Елизаров В.В., Елизаров В.И. Теоретические основы проектирования промышленных аппаратов химической технологии на базе сопряженного физического и математического моделирования – Казань: КГТУ, 2009. – 456 с.
16. **Касаткин А.Г.** Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов,11-е изд. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2005.–753с.
17. **Кафаров В.В.** Основы массопередачи. – 3-е изд. – М.: Высшая школа, 1979.– 439 с.
18. **Кафаров В.В.,** Глебов М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств. Учеб. пособие для вузов. - М.: Высш. шк. , 1991. - 400 с.
19. **Коган В.Б.** Теоретические основы типовых процессов химической технологии – Л.: Химия, 1977.–592 с.
20. **Комиссаров Ю.А.,** Гордеев Л.С., Вент Д.П. Процессы и аппараты химической технологии. Учеб. пособие для вузов. М.: Химия.2011.-1230с.
21. **Копылов В.А.** Очистка сточных вод напорной флотацией – М.: Лесная промышленность, 1978.–96 с.

22. **Кузнецов А.А.,** Судаков Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справочное пособие – М.: Химия, 1983. – 224с.
23. **Кутателадзе С.С.,** Стырикович М.А. Гидравлика газожидкостных систем – М.: Энергия, 1976. – 296 с.
24. **Кутепов А.М.,** Полянин А.Д. Химическая гидродинамика. – М.: Бюро Квантум, 1996.
25. **Лабунцов Д.А**., Ягов В.В. Механика двухфазных систем: учеб. пособ. для вузов – М.: Издательский дом МЭИ, 2007.–374 с.
26. **Лаптев А.Г.,** Фарахов М.И. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике. Пособие к расчету аппаратов –Казань: изд-во Казанс. ун-та, 2008.–729 с.
27. **Лаптев А.Г.,** Николаев Н.А., Башаров М.М. Методы интенсификации и моделирования тепломассообменных процессов: учебно-справочное пособие – М.: «Теплотехник», 2011. – 335 с.
28. **Лаптев А.Г.** Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2007. – 500 с.
29. **Лаптев А.Г.,** Фарахов М.И., Минеев Н.Г. Основы расчета и модернизация тепломассообменных установок в нефтехимии – Санкт – Петербург, СТРАТА, 2015. – 576 с.
30. **Лаптев А.Г.,** Башаров М.М. Эффективность тепломассообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса. Казань.: Центр инновационных технологий.2016.-344с.
31. **Лаптев А.Г.,** Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке – Казань: Печатный двор, 2002. – 250 с.
32. **Лаптев А.Г.,** Конахин А.М., Минеев Н.Г. Теоретические основы и расчет аппаратов разделения гомогенных смесей – М.: Теплотехник, 2011. – 424 с.
33. **Лаптев А.Г**. Модели переноса и эффективность жидкостной экстракции – Казань, Казанский гос. энергетич. ун-т, 2005. – 229 с.
34. **Лаптева Е.А.,** Фарахов Т.М. Математические модели и расчет тепломассообменных характеристик аппаратов /; под ред. А.Г. Лаптева. – Казань: Отечество, 2013. – 183 с.
35. **Лаптева Е.А.,** Лаптев А.Г. Прикладные аспектыявлений переноса в аппаратах химической технологии и теплоэнергетики (гидромеханика и тепломассообмен) - Казань: Издательство «Печать-Сервис XXIвек», 2015. – 236с.
36. **Лойцянский Л.Г.** Механика жидкости и газа. 6-е изд. – М.: Наука, 1987.–736 с.
37. **Накоряков В.Е.,** Горин А.В. Тепломассоперенос в двухфазных средах – Новосибирск: Ин-т теплофизики,1994.–431 с.
38. **Нигматулин Р.И.** Динамика многофазных сред – М.: Наука, 1987. – 464с.
39. **Рабинович Г.Г.,** Рябых П.М., Хохряков П.А.и др. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник. 3-е изд., перераб. и доп.; под ред. Е.Н. Судакова. – М.: Химия, 1979.–568 с.
40. **Розен А.М.,** Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования; под ред. А.М. Розена – М.: Химия, 1980.–320 с.
41. **Разинов А.И.**, Маминов О.В., ДьяконовГ.С. Теоретические основы процессов химической технологии. Учебное пособие – Казань: Казан гос. технол. ун-т, 2005.-255.
42. **Рамм В.М.** Абсорбция газов – М.: Химия, 1976. – 655 с.
43. **Романков П.Г.,** Фролов В.Ф., Флисюк О.М. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) – Спб.: Химиздат, 2009. – 544 с.
44. **Соколов В.Н.,** Доманский И.В. Газожидкостные реакторы – Л.: Машиностроение, 1976.–216 с.
45. **Стабников В.Н.** Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов – Киев: «Техника», 1970. – 208 с.

46. **Сугак Е.В.,** Войнов Н.А., Николаев Н.А. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинимическими режимами – Казань: РИЦ «Школа»,1999.–224 с.
47. **Тарат Э.Я.,** Мухленов И.П., Туболкин А.Ф., Тумаркина Е.С. Пенный режим и пенные аппараты – Л.: Химия, 1977.– 303 с.
48. **Тютюнников А.Б.,** Товажнянский Л.Л., Готлинская Л.П. Основы расчета и конструирования массообменных колонн. Учеб. пособие – К.: Высшая школа, головное изд-во, 1989.–223 с.
49. **Ульянов Б.А.,** Баденников В.Я., Ликучев В.Г. Процессы и аппараты химической технологии. Учебное пособие – Ангарск: Изд-во Ангарской гос. техн. академии, 2006.-754.
50. **Ульянов Б.А.** Поверхность контакта фаз и массообмен в тарельчатых ректификационных аппаратах– Иркутск: Изд-во Иркут. Ун-та, 1982.–129 с.
51. **Франк - Каменецкий Д.А.** Диффузия и теплопередача в химической кинетике. 3-е изд.– М.: Наука, 1987.–504 с.
52. **Хенце М.,** Армозе П., Ля-Кур-Янсен Й. и др. Очистка сточных вод: пер. с англ.– М.: Мир, 2006. – 480 с
53. **Холпанов Л.П.**, Шкадов В.Я. Гидродинамика и тепломассообмен с поверхностью раздела – М.: Наука, 1990.–271 с.
54. **Шлихтинг Г.** Теория пограничного слоя – М.: Наука, 1974.–742 с.
55. **Ясавеев Х.Н.,** Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Модернизация установок переработки углеводородных смесей – Казань: КГЭУ, 2004. – 307 с.

Дополнительная литература

56. **Абрамович Г.Н**. Теория турбулентных струй / Г.Н. Абрамович, Т.А. Гиршович, С.Ю. Крашенинников и др. – 2 изд. / под ред. Г.Н.Абрамовича. – М.: Наука, 1984.
57. **Александров И.А.** Тепло- и массообмен при ректификации в барботажном слое / И.А. Александров, С.А. Гройсман // ТОХТ. – 1975. – Т.9, №1. – С. 11–19.
58. **Богословский В.Е.,** Плановский А.Н. Исследование процесса ректификации многокомпонентных смесей в тарельчатой колонне. // Химия и технология топлив и масел, 1963, № 4, с. 11-16
59. **Васильев А.С.** Измерение локальных концентраций при истечении газа в жидкость / А.С. Васильев, Е.В. Федотов, В.П. Павлов и др. // ТОХТ. – 1967. – Т. 1, № 3. – С. 349–352.
60. **Винокуров Ю.Г.** Влияние скорости пара на эффективность клапанных тарелок при ректификации хлорорганических смесей / Ю.Г. Винокуров, Е.Д. Вертузаев // ТОХТ. – 1976. – Т. 10, № 3. – С. 460–461.
61. **Волошко А.А.** Длина вылета газовой струи в жидкости / А.А. Волошко, А.В. Вургафт, В.Н. Фролов // Тепло- и массообмен в химической технологии: межвуз. сб. науч. тр. – Казань, 1981. – С. 27–28.
62. **Волков П. К.** Динамика жидкости с пузырьками газа / П. К. Волков // Механика жидкости и газа. – 1996. – № 3. – С. 75–87.
63. **Волошко А.А.** Конденсация водяного пара при барботаже в слое жидкости / А.А. Волошко, А.В. Вургафт // Изв. вузов. Пищевая технология. – 1988. – №6. – С. 131–133.
64. **Городецкая А. В.** Скорость поднятия пузырьков в воде и в водных растворах при больших числах Рейнольдса / А. В. Городецкая // Ж. физ. химии. – 1949. – Т. 23, вып. 1. – С. 71–77.
65. **Данилычев И.А.** Исследование массообмена в жидкой фазе на ситчатых тарелках с учетом степени продольного перемешивания / И.А. Данилычев, А.Н. Плановский, О.С.Чехов // Химическая пром-ть. – 1965. – №10. – С. 46–49.
66. **Дытнерский Ю.И.** Исследование массообмена на клапанных и балластных тарелках / Ю.И. Дытнерский, А.Г. Касаткин, Н.В. Кочергин // Журн. прикл. химии. – 1962. – Т. 35, №10. – С. 2247–2251.

67. **Дьяконов С.Г.** Модель массоотдачи в барботажном слое на основе концепции активного входного участка / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // ТОХТ. – 1991. – Т. 25, №6.– С. 783–795.
68. **Дьяконов С.Г.** Модель переноса в барботажном слое на контактных устройствах промышленных аппаратов / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Массообменные процессы и аппараты химической технологии: межвуз. сб. науч. тр. – Казань, КХТИ. – 1988. – С. 8–25.
69. **Дьяконов С.Г.** Моделирование процессов разделения на контактных устройствах промышленных колонн / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // ЖПХ. – 1993. – Т. 66, № 1. – С. 92–103.
70. **Дьяконов С.Г.** Определение объемных коэффициентов массоотдачи на прямоточных клапанных тарелках по математической модели / С.Г. Дьяконов, А.Г. Лаптев, В.А. Данилов // Химическая промышленность. – 1991. – № 8. – С. 499–501.
71. **Дьяконов С.Г.** Кинетика массопередачи на колпачковых тарелках с учетом неравномерности распределения фаз в барботажном слое / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1993. – № 9. – С. 5–8.
72. **Дьяконов С.Г.** Моделирование массотеплопереноса в промышленных аппаратах на основе исследования лабораторного макета / С.Г.Дьяконов, В.И.Елизаров, А.Г.Лаптев // ТОХТ. – 1993. – Т. 27, № 1. – С. 4–18.
73. **Елизаров В.И.** Математическое моделирование объемных коэффициентов массоотдачи на контактных устройствах с учетом неравномерности распределения фаз в газо(паро)жидкостном слое / В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Массообменные процессы и аппараты хим. технологии: межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, КХТИ. – 1990. С. 4–8.
74. **Илюхин М.А.** Исследование массоотдачи в паровой фазе при ректификации / М.А. Илюхин, Г.П. Соломаха, Н.А. Кочергин // Труды МИХМ. – 1975. – Вып. 61. – С. 41–46.
75. **Кабанов Б.Н.** Величина пузырьков газа, выделяющихся при электролизе / Б. Н. Кабанов, А. Н. Фрумкин // Журнал физ. химии. – 1933. – Вып. 5. – С. 583–548.
76. **Козлов Б.К**. О скорости подъёма и о гидравлическом сопротивлении газовоздушных пузырьков в жидкости / Б. К. Козлов, М. А. Малюгин // Изв. АН СССР, ОТН. – 1951. – № 8. – С. 1188–1197.
77. **Колтунова Л.Н.** Массоотдача на начальном участке газовой струи, вытекающей в жидкость / Л.Н. Колтунова, М.Э. Аэров // ТОХТ. – 1982. – Т. 16, №2. – С. 161–166.
78. **Красильников А.Н.** Исследование теплообмена при барботаже пара из одиночного отверстия / А.Н. Красильников, А.Н. Плановский, В.Е. Богославский // ТОХТ. – 1980. – Т. 14, № 2. – С. 305–309.
79. **Клюшенкова М.И.** Исследование ректификации на продольно-секционированных тарелках с просечными элементами / М.И. Клюшенкова, В.И. Ващук, Г.П. Соломаха и др. // Труды МИХМ. – 1975. – Вып. 61. – С. 47–52.
80. **Кочергин Н.А.** Исследование массообмена при ректификации в колоннах с дырчатыми тарелками провального типа / Н.А. Кочергин, В.В. Дильман, В.М. Олевский // Химическая пром-ть. – 1961. – №8. – С. 567–570
81. **Кутепов А. М.** Вихревые процессы для модификации дисперсных систем / А. М. Кутепов, А. С. Латкин. – М.: Наука, 1992.
82. **Кутателадзе С. С.** Тепломассообмен и волны в газожидкостных системах / С. С. Кутателадзе, В. Е. Накоряков. – Новосибирск: Наука, 1984.
83. **Лаптев А.Г.** Определение скорости на межфазной поверхности в турбулентных газо(паро)жидкостных потоках / А.Г. Лаптев, С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров // ТОХТ. – 1994. – Т. 28, № 3. – С. 200–206.
84. **Лаптев А.Г.** Массообмен в барботажном слое и описание структуры потоков на контактных устройствах методом сопряженного физического и математического моделирования: дис. … канд. техн. наук. – Казань: КХТИ, 1988.

85. **Лаптев А.Г.** Определение объемных коэффициентов массоотдачи в газо(паро)жидкостном слое на промышленных контактных устройствах при масштабном переходе (ситчатые и струйные тарелки) / А.Г. Лаптев, В.И. Елизаров, С.Г. Дьяконов // Изв. вузов. Химия и хим. технология. – 1991. – Т. 34, № 6. – С. 97–101.
86. **Лаптев А.Г.,** Лаптева Е.А. Определение режима работы барботажных усреднителей потоков в технологии водоочистки // Экология и промышленность России. 2015. Т.19. №2. С. 60-62.
87. **Лаптев А.Г.,** Лаптева Е.А. Методы определения конструктивных характеристик и эффективности барботажного флотатора //Вода: химия и экология. №4. 2015. С. 76–80.
88. **Лаптев А.Г.,** Лаптева Е.А. Модели и расчет коэффициентов турбулентной вязкости и перемешивания в жидкой фазе барботажного слоя// Вода химия и экология. № 11. 2014.С 42-47.
89. **Лаптев А.Г.,** Лаптева Е.А. Модель очистки газов от тонкодисперсной фазы в барботажном слое на основе концепции активного входного участка// Теор. основы хим. технологии. 2015. Т. 49. № 2. С.163.
90. **Лаптев А.Г.,** Лаптева Е.А. Модель турбулентности в жидкой фазе барботажного слоя// Междунар. журнал прикладных и фундаментальных исследований. 2013. № 12. С. 18-22.
91. **Лаптев А.Г.,** Лаптева Е.А. Определение эффективности тепломассопереноса на барботажной тарелке с учетом масштабного перехода // Инж.- физич. журнал. 2015. Т.88. №4. С.782-790.
92. **Лаптев А.Г.,** Лаптева Е.А. Сопряженное физическое и математическое моделирование структуры потоков на тепломассообменных клапанных тарелках// Новый взгляд. Международный журнал вестник. Новосибирск. Изд-во ЦРНС. 2013. С.92-99.
93. **Лаптев А.Г.,** Лаптева Е.А. Энергетическая модель пылеулавливания тонкодисперсной фазы в пенном слое // Известия высших учебных заведений. Серия: Химия и химическая технология. 2014. Т. 57. № 7. С. 103-107.
94. **Лаптев А.Г.,** Мисбахов Р.Ш., Лаптева Е.А. Математическая модель массопереноса в жидкой фазе барботажном слоя термического деаэратора //Теплоэнергетика. 2015. № 12. С. 76-80.
95. **Лаптев А.Г.,** Шакирова А.Х., Башаров М.М. Модель определения эффективности очистки жидкостей флотацией / Энергосбережение и водоподготовка. 2013. № 5. С. 25-29.
96. **Лаптева Е.А.,** Ишмуратова Л.М. Комплексная оценка массообменных и энергетических характеристик барботажных тарелок // Молодой ученый № 14. 2015. С. 157-160.
97. **Лаптева Е.А.,** Фарахов Т.М. Модель турбулентной вязкости в барботажных аппаратах // Вестник КГЭУ. 2012. №11-12. С.26-33.
98. **Лаптева Е.А.,** ШакироваА.Х. Модель перемешивания жидкости в высокослойных барботажных аппаратах// Известие вузов. Проблемы энергетики. 2013. №9/10. С.129-134.
99. **Лаптев А.Г.,** Данилов В.А., Лаптева Е.А. Модель многокомпонентной массоотдачи в турбулентном пенном слое на основе концепции активного участка// Теор. основы хим. техн. 2016. Т. 50. № 3. С. 250.
100. **Лаптева Е.А**., Лаптев А.Г. Модели и расчет эффективности охлаждения газов и жидкостей в пенных и пленочных аппаратах// Теор. основы хим. техн. 2016. Т. 50. № 4. С. 432-441.
101. **Лошаков А.Л.** Метод и результаты исследования вязкости на интенсивность массоотдачи в жидкой фазе в тарельчатых колоннах / А.Л. Лошаков, И.А. Гильдерблат, А.И. Родионов // ТОХТ. – 1969. – Т. 3, №5. – С. 779–782.
102. **Муратходжаев Х.В**. Исследование влияния гидравлических параметров на массоотдачу в жидкой фазе на клапанных тарелках / Х.В. Муратходжаев, С.И. Чумаков, О.С. Чехов и др. // Узбекский хим. журнал. – 1971. – № 3. – С. 61–64.

103. **Павлов В.П.** К вопросу о возможности масштабных переходов при проектировании барботажных аппаратов / В.П. Павлов // Труды МИХМ. – 1969. – Т. 1, вып. 1. – С. 181–185.
104. **Павлов В.П.** Масштабный переход от лабораторных и опытных исследований к производству / В.П. Павлов, Е.И. Мартюшин // Химическая пром-ть. – 1986. – № 8. – С. 497–501.
105. **Павлов В.П**. К вопросу о возможности масштабных переходов при проектировании барботажных аппаратов / В.П. Павлов // Труды МИХМ. – 1969. – Т. 1, вып. 1. – С. 181–185.
106. **Пикков Л. М.** Анализ процесса пневматической аэрации воды / Л. М. Пикков // Химия и технология воды. – 1985. – Т. 7, № 3. – С. 3–6.
107. **Плановский А.Н.** Массопередача в жидкой фазе в барботажных тарельчатых аппаратах / А.Н. Плановский, Д.С. Артамонов, О.С. Чехов // Химическое машиностроение. – 1960. – №1. – С. 13–16.
108. **Плановский А.Н**. Влияние гидравлических параметров на массоотдачу в жидкой фазе / А.Н. Плановский, Г.П. Соломаха, Л.Н. Филатов // Изв. вузов. Нефть, газ. – 1969. – №6. – С. 65–71.
109. **Плановский А.Н**. Зависимость между массообменом и сопротивлением жидкости на колпачковых и ситчатых тарелках / А.Н. Плановский, В.И. Матрозов, О.С. Чехов и др. // Химия и технол. топлив и масел. – 1958. – №3. – С. 30–33.
110. **Рулёв Н. Н.** Гидродинамика всплывающего пузырька (обзор) / Н. Н. Рулёв // Коллоидн. журнал. – 1980. – Т. 42, № 2. – С. 252–263.
111. **Родионов А.И**. Исследование кинетики массообмена в жидкой фазе на клапанных тарелках / А.И. Родионов, Л.Н. Петушинский, Л.М. Семенихин // ТОХТ. – 1974. – Т. 8, №4. – С. 502–506.
112. **Родионов А.И**. Поверхность контакта фаз и массопередача в тарельчатых колоннах: автореф. дис. ... д-ра техн. наук. – М.: МХТИ, 1969.
113. **Реут В.И.** Сравнительное исследование диапазона устойчивой работы и массоотдачи в газовой фазе на клапанных тарелках / В.И. Реут, Г.П. Соломаха, В.И. Ващук // Труды МИХМ. – 1975. – Вып. 61. – С. 53–60.
114. **Самыгин В. Д.** Влияние размера пузырьков на флотируемость инерционных частиц / В. Д. Самыгин, Б. С. Чертилин, В. П. Небера // Коллоидн. журнал – 1977. – Т. 39, №6. – С. 1101–1107.
115. **Соломаха Г.П.** Массоотдача в газовой фазе на барботажных клапанных тарелках / Г.П. Соломаха, В.И. Реут, В.И. Ващук и др. // ТОХТ. – 1979. – Т. 13, №1. – С. 3–8.
116. **Соломаха Г.П.** Уравнение массоотдачи в газовой фазе на ситчатых тарелках / Г.П. Соломаха, А.Г. Азизов, А.Н. Плановский // ТОХТ. – 1970.– Т. 4, №3. – С. 315–322.
117. **Соломаха Г.П.** Уравнение массоотдачи в газовой фазе на колпачковых тарелках / Г.П.Соломаха // ТОХТ. – 1970. – Т. 4, №2. – С. 181–190.
118. **Соломаха Г.П.** Массоперенос в газовой (паровой) фазе на барботажных тарелках / Г.П. Соломаха // Труды МИХМ. – 1975. – Вып. 61. – С. 33–40.
119. **Соломаха Г.П.** О зависимости между массоотдачей в газовой фазе и гидравлическими параметрами при барботаже (колпачковые и провальные тарелки) / Г.П.Соломаха, А.Н. Плановский // Химия и технол. топлив и масел. – 1962. – №10.
120. **Соломаха Г.П.** О гидравлических параметрах, определяющих массоотдачу в жидкой фазе при барботаже / Г.П. Соломаха, Г.А. Рудевич, П.И. Николаев // ТОХТ. – 1968. – Т. 2, №5. – С. 696–700.
121. **Стефановская Н.В**. Исследование кинетики массопередачи при ректификации смеси метанол–этанол–вода / Н.В. Стефановская, А.Н. Плановский, Б.Н. Орлов // ТОХТ. – 1970. – Т. 4, №1. – С. 56–62.

122. **Стефонов Ж.С.** Исследование массоотдачи в жидкой фазе на прямоточной клапанной тарелке с отбойными элементами / Ж.С. Стефонов, Ж.А. Гасев // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1986. – №4. – С. 12–14.
123. **Скобло А. И**. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – 2-е изд. / А. И. Скобло, И. Н. Трегубова, Ю. К. Молоканов. – М.: Химия, 1982.
124. **Танатаров М. А**. Технологические расчеты установок переработки нефти: Учеб. пособие для вузов / М. А. Танатаров, М. Н. Ахметшина, Р. А. Фасхутдинов и др. – М.: Химия, 1987.
125. **Талачев В.С.** Массоотдача в жидкой фазе при струйном истечении газа в жидкость / В.С. Талачев, А.С. Васильев, В.П. Павлов // Труды МИХМ. – 1969.– Т. 1, вып. 1. – С. 168–170.
126. **Ульянов Б.А.** Структура двухфазного слоя и величина межфазной поверхности на контактных тарелках ректификационных и абсорбционных колонн / Б.А. Ульянов, А.И. Родионов, Е.В. Янчуковская // ТОХТ. – 1982. – Т. 16, № 4. – С. 491–498.
127. **Ульянов Б.А**. Массообмен на провальных тарелках ректификационных колонн / Б.А. Ульянов, В.А. Буренко, А.И. Родионов // Гидродинамика и явления переноса в двухфазных дисперсных системах: сб. науч. тр. – Иркутск, 1974. – Ч. 1. – С. 11–17.
128. **Филиппова Г. Н.** Модель движения пузыря в вязкой жидкости / Г. Н. Филиппова // ТОХТ. – 1980. – Т. 14, № 1. – С. 128–130.
129. **Чехов О.С**. Исследование и промышленное внедрение тарелок для массообменных процессов, созданных по принципу продольно-поперечного секционирования потоков в колонне: автореф. дис. ... д-ра техн. наук. – М.: МИХМ, 1969.
130. **Чекалов Л.Н.** К кинетике массопередачи при ректификации многокомпонентных смесей / Л.Н. Чекалов // Химическая пром-ть. – 1964. – №10. – С. 746 – 749.
131. **Чехов О.С.** Исследование массобмена на колпачковых тарелках / О.С. Чехов, В.И.Матрозов // Труды МИХМ. – 1957. – Т. 13. – С. 13–16.
132. **Шубин Г.С**. Исследование массоотдачи в жидкой фазе на ситчатых тарелках в зависимости от свойств жидкости / Г.С. Шубин, Г.П. Соломаха, М.А. Илюхин // Труды МИХМ. – 1975. – Вып. 61. – С. 142–149.
133. **Шервуд Т**. Массопередача / Т. Шервуд, Р. Пигфорд, Ч. Уилки. – М.: Химия, 1982.
134. **Шпорин В.И.** Массопередача при ректификации многокомпонентных смесей / В.И. Шпорин, Е.Н. Константинов, А.М. Николаев // ТОХТ. – 1968. – Т. 2, № 4. – С. 505–509.
135. **An inclined-plate** technique for increasing the settling rate of fine-grained sediments in hopper bins // Dredging Research Technical Notes DRP-3-04. November 1990. – p.1-12.
136. **Anatoly G. Laptev**, Marat M. Basharov, Timur M. Farakhov, Albert R. Iskhakov Calculating Efficiency of Separation of Aerosol Particles from Gases in Packed Apparatuses // Advances in Chemical Engineering and Science, 2014– 4– PP. 143-148
137. **Boronyak Imre,** Gyokhegyi Laszlo. Современныеситчатыетарелки – максимальнаяскоростьпара // Chem.Eng.Tech., 2000.– 72.– № 3. – PP. 227.
138. **Bradshow P**., Cebeci T., Whitelaw J. Engeneering calculation methods for turbulent flow– London; New-York: Acad. Press, 1981.
139. **Cebeci T.,** Smith A.M.O. Analysis of turbulent boundary layers – N.Y.. ect.: Acad. Press, 1974.
140. **Davies J.T.,** Warner K.V. The effect of large-scale roughens in promoting gas absorption// Chem. Eng. Sci.,1969.– Vol.24. – №2. – P. 231–238.
141. **D'yakonov S.G.,** Elizarov V.I., Laptev A.G. Mass transfer model in bubble layer of contact unit on the basis of active (inlet) section conception//Theoretical Foundations of Chemical Engineering, 1991, – V. 25.–№.6.– PP.783-795.

142. **D'yakonov S.G.,** Elizarov V.I., Laptev A.G. Determination of efficiency of mass transfer equipment on the basis of conjugate physical and mathematical modeling //Theoretical Foundations of Chemical Engineering, 1992, – V. 26.–№.1.– PP.33-42.
143. **Ebeling H.O**., Lyddon L.G., Covington K.K. Reduce emissions from dehydration units // Hydrocarbon Processing, 1999. – April. – PP. 107-116.
144. **Ergun S**. Fluid Flow through Packed Columns // Chem. Eng. Progr., 1952.– V. 48.– № 42.– P. 89.
145. **Fadel A.** A., Baumann E. R. Tube settler modeling // Jour. Envir. Engrg, Am. Soc. Civ. Engrs, 1990.–116.– 1. – PP. 107-124.
146. **Franz K.,** Borner Th., Joachim H., Burchholz R. Flow structures in bubble columns // Ger. Chem. Eng. – 1984. – V. 7. № 6. – P. 365-374.
147. **Daniels David**. Powerplants learn to reuse, recycle// Power (USA), 2001.–145.– №5. – P. 45–54.
148. **Demir A**. Determination of settling efficiency and optimum plate angle for plated settling tanks // Water Research, 1995.–29.–2. – PP. 611-616.
149. Diagger G. T., Buttz J.A. Upgrading Wastewater Treatment Plants // Water Quality Management Library, Technomic Publishing Company, Inc.,1992.– vol. 2.
150. **Geary Nicholas,** Richard Rice. Circulation and scale-up in bubble columns// AIChE Journal, 1992. – 38. – № 1. – C. 76-82.
151. **Johnson A.I.,** Hamieles F., Ward D., Colding A. End effect corrections in heat and mass transfer studies // Canad.J. Chem. Eng.,1958.–V.36.–№5.–PP.221-225.
152. **Haratty Th**. Study of turbulence close to a solid wall //Phys. of Fluids, Suuplement, 1967. – PP. 126–133.
153. **Hewitt G.F.** Multiphase science and technology // Washington – N.J. – London,Hemisphere Publishing Corporation. – 1987.
154. **Krishna R.,** Taylor R. Multicomponent mass transfer: theory and applications // In: N.P. Cheremisinoff (ed.). Handbook of and Mass Transfer. Housten: Gulf Publ. Company Book Division, 1986.–V. II.– P. 259.
155. **Laptev A.G**., Farakhov M.I., Mineev N.G., Lapteva E.A., Kudryashow V.N., Mukhitov I.KH., Khusnullin M.G., Askarov I.G. Enhancing performance of rectification columns for ethanolamine manufacturing // Russian journal of applied chemistry, 2007. – T.80. – №12. – P. 2184-2189.
156. **Laptev A.G.**, Misbakhov R.S., Lapteva E.A. Numerical simulation of mass transfer in the liquid phase of the bubble layer of a thermal deaerator. Thermal Engineering. 2015. T. 62. № 12. C. 911-915.
157. **Laptev A.G**., Lapteva E.A., Farakhov T.M. Models of transport phenomena in random packed and granular bed // Theoretical foundations of chemical engineering. 2015. T. 49. № 4. c. 388-395.
158. **Laptev A.G**., Lapteva E.A Model of gas purification from the fine-dispersed phase in the bubbling layer based on the concept of active input section// Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2015. T. 49. № 2. C. 157-162.
159. **Laptev A.G.,** Lapteva E.A. The model of heat and mass transfer in rough and irrigated ducts// Thermophysics and Aeromechanics. 2015. T. 22. № 4. C. 435-440.
160. **Laptev A.G**., Lapteva E.A. Mathematical model and calculation of water-cooling efficieny in a film-filled cooling tower// Thermal Engineering. 2016. T. 63. № 10. C. 724-729.
161. **Laptev A.G.,** Lapteva E.A. Numercal madeling of heat and mass transfer efficiency of the processes in turbulent foam layers in distillation// Journal of Engineering Thermophysics. 2016. T. 25. № 4. C. 527-535.
162. **Lapteva E.A**., Laptev A.G Models and calculations of the effectiveness of gas and liquid cooling in foam and film apparatuses// Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2016. T. 50. № 4. C. 430-438.

163. **Leites I.L.,** Sama D.A., Lior N.The theory and practice of energy saving in the chemical industry: some methods for reducing thermodynamic irreversibility in chemical technology processes // Energy, 2003.–T.28. – №1. – P. 55-97.
164. **Liu Qing Lin**, Xiao Jian, Zhang Zhi Bing. Метод проектирования энергосберегающей тарелки и ее гидродинамические аспекты. // Ind and Eng. Chem. Res., 2002.– 41.– №2.–PP. 293-296.
165. **Martin E. J**., Martin E. T. Technologies for Small Water and Wastewater
166. **Martin E.J.**, Martin E.T. Systems – Environmetal Engineering Series, Van Nostrand Reinhold, New York, N.Y., 1991.
167. **Oil/water** separators. Brentwood Industries. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.brentwood-ind.com/water/pdfs/owda.pdf. – p. 1-4.
168. **Owen P**. Dust deposition from a turbulent airstream // Aerodynamic Carture of Particles. – London; New York, 1960. – P. 8–25.
169. **Palmer Murray**. Scale modelling of flow problems // Che. Eng. (Gr. Drit.), 1986. – № 421. – P. 28-30.
170. **Yao Y.,** Pavlenko A.N., Volodin O.A. Effects of Layers and Holes on Performance of Wire Mesh Packing // Journal of Engineering Thermophysics, 2015.– vol. 24.– no. 3.
171. **PavlenkoA.N**., Zhukov V.E., Pecherkin N.I., Chekhovich V.Yu., Volodin O.A., Shilkin A., Grossmann C. Investigation of Flow Parameters and Efficiency of Mixture Separation on a Structured Packing // AIChE J., 2014– vol. 60– Is. 2–PP. 690–705.
172. **PavlenkoA.N.,** Li X., Zhukov V.E., Pecherkin N.I.,. Volodin O.A, Surtaev A.S., Gao X., Zhang L., Sui H., Li H. О влиянии динамического управляемого орошения структурированной насадки на эффективность разделения смесей//Journal of Engineering Thermophysics, 2015.–vol. 24.–no. 3.
173. **Puget F.P.,** Melo M.V., Massarani G. Modeling of the dispersed air flotation process applied to diary wastewater treatment // Brazilian journal of chemical engineering, 2004.– April-June.–P.229-237.
174. **Saleh A.M.,** Hamoda M.F. Upgrading of Secondary Clarifiers by Inclined Plate // Water Science and Technology, 1999. – vol.40. – №7. – p. 141-149.
175. **Benedek P., Lăszlŏ A.** Grundlagen des chemieingenieurwesens – Veb Deutscher Vertag Fur Crundstoffindustrie, Leipzig, 1967.
176. **Solari R.B.,** Bell R.L. Flyid patterns and velocity distribution on commercial-scale sieve trays // A.I.Ch.E.J, 1986. – V. 32. – № 4. – P. 640-649.
177. **Solomakha G.P**., Chekhov O.S. Classification of absorption and rectification apparatus containing plates // Chemistry and technology of fuels and oils, 1967. – T.3. – №3. – P. 196-200.
178. **Taylor R.P.**, Coleman H.W., Hosni M.H., Love P.H. Thermal boundary condition effects on heat transfer in the turbulent incompressible flat plate boundary layer // Int. J. Heat Mass Transfer, 1989. – V. 32, № 6. – P. 1165–1174.
179. **Van der Bruggen B**., Borghgraef K., Vinckier C. Causes of water supply problems in urbanised regions in developing countries // Water Resources Management, 2010.–№ 24 (9).
180. **Vortmeyer D.,** Shuster J. Evalution of Steady Flow Profils in Rectangular and Circular Packed Beds by a Varionational Method // Chem. Eng. Sci., 1983.–V. 38.– № 10.– P. 1691.
181. **White D.C**. Optimize Energy Use in Distillation // American Institute of Chemical Engineers (AIChE), 2012. – March,–P. 35-41.
182. **Zulzer Chemtech** // Metal Random Packing, 2010. – P. 16.

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ **4**

ГЛАВА 1 ЗАДАЧИ КОНСТРУИРОВАНИЯ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ **6**

1.1. Общая ситуация в данной области **6**
1.2. Классификация аппаратов **9**
1.3. Проблема масштабного перехода **11**
1.4. Подходы к конструированию массообменных аппаратов **13**
1.5. Сопряженное физическое и математическое моделирование при проектировании аппаратов **15**

ГЛАВА 2 ЗАКОНЫ СОХРАНЕНИЯ В ДВУХФАЗНЫХ СРЕДАХ **18**

2.1. Особенности моделирования **18**
2.2. Модель многоскоростного континуума **20**
2.3. Модель процессов переноса на барботажных тарелках **22**
2.4. Двумерная модель процессов переноса **30**

ГЛАВА 3 ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ И СТРУКТУРНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ БАРБОТАЖА **34**

3.1. Движение пузырей **34**
3.2. Гидродинамические режимы работы тарелок **42**
3.3. Статический столб жидкости и газосодержание **48**
3.4. Гидравлическое сопротивление **51**
3.5. Поверхность контакта фаз в барботажном слое **55**
3.6. Унос жидкости в межтарельчатом пространстве **57**

ГЛАВА 4 СТРУКТУРА ПОТОКОВ, ТУРБУЛЕНТНОСТЬ И ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В БАРБОТАЖНОМ СЛОЕ **60**

4.1 Структура потоков на тарелках **60**
4.2. Коэффициенты продольного перемешивания жидкой фазы **62**
4.3. Модель перемешивания Тейлора для высокослойных аппаратов **63**

4.4 Коэффициент турбулентной вязкости **67**
4.5 Коэффициенты турбулентной вязкости в высоко-слойных барботажных аппаратах **72**
4.6 Сопряженное физическое и математическое моделирование структуры потоков в барботажном слое на клапанных тарелках **77**

ГЛАВА 5 ОЧИСТКА ГАЗОВ И ЖИДКОСТЕЙ ОТ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ В БАРБОТАЖНЫХ АППАРАТАХ **89**

5.1. Определение режима работы барботажных усреднителей потоков в технологии водоочистки **89**
5.2 Эффективность пылеулавливания тонкодисперсной фазы в пенном слое **94**
5.3 Модель очистки газов от тонкодисперсной фазы в барботажном слое на основе концепции активного входного участка **101**
5.4 Определение конструктивных характеристик и эффективности барботажного флотатора **107**

ГЛАВА 6 ПРОВАЛЬНЫЕ ТАРЕЛКИ **113**

6.1. Устройство и работа **113**
6.2. Основы расчета **115**

ГЛАВА 7 КОЛПАЧКОВЫЕ ТАРЕЛКИ **122**

7.1. Устройство и работа **122**
7.2. Основы расчета **125**
7.3 Пример расчета гидравлических характеристик колпачковых тарелок **131**

ГЛАВА 8 СИТЧАТЫЕ ТАРЕЛКИ **133**

8.1. Расчет максимальной скорости пара в колонне **136**
8.2. Определение диаметра аппарата **137**
8.3. Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства **138**
8.3.1 Расчет гидравлического сопротивления тарелок **138**
8.4. Расчет межтарельчатого уноса жидкости **140**
8.5 Проверка работоспособности тарелок **142**
8.6 . Пример расчета гидравлического сопротивления ситчатой тарелки **145**
8.6.1 Расчет межтарельчатого уноса жидкости **145**
8.6.2 Проверка работоспособности ситчатых тарелок **146**

ГЛАВА 9 КЛАПАННЫЕ ТАРЕЛКИ **148**

9.1. Устройство и работа **148**
9.2. Основы расчета **151**
9.3 Гидравлический расчет колонн с прямоточными клапанными тарелками **154**
9.4. Гидравлический расчет ректификационной колонны с клапанными тарелками **160**
9.4.1 Расчет межтарельчатого уноса жидкости **162**
9.4.2 Проверка работоспособности клапанных тарелок **162**

ГЛАВА 10 ВЫБОР ТАРЕЛОК И ОСНОВНЫЕ ПОКАЗАТЕЛИ **165**

10.1 Выбор типа тарелок **165**
10.2 Основные показатели тарелок **168**
10.3. Технические характеристики тарелок **169**

ЛИТЕРАТУРА **179**

ОГЛАВЛЕНИЕ **188**