

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Казанский государственный энергетический университет»

На правах рукописи



Лаптева Елена Анатольевна

**ЭФФЕКТИВНОСТЬ РАЗДЕЛЕНИЯ ГОМОГЕННЫХ И ГЕТЕРОГЕННЫХ
СМЕСЕЙ В МОДЕРНИЗИРОВАННЫХ АППАРАТАХ
ГАЗОЖИДКОСТНОГО КОНТАКТА**

2.6.13. Процессы и аппараты химических технологий

Диссертация на соискание ученой степени
доктора технических наук

Научный консультант:
доктор технических наук, доцент
Фарахов Мансур Инсафович

Казань – 2025

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение.....	7
Условные обозначения.....	20
ГЛАВА 1. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ ЯВЛЕНИЙ ПЕРЕНОСА В ГАЗОЖИДКОСТНЫХ ПОТОКАХ.....	25
Введение	25
1.1 Модель явлений переноса в высокоскоростном потоке газа с пленкой жидкости	28
1.2 Модель явлений переноса в насадочной колонне с межфазными источниками	35
1.3. Модели структуры потоков в пленочных скрубберах охлаждения газов	40
1.4. Математическое моделирование тепломассообмена и сепарации дисперсной фазы в тарельчатых колоннах.....	47
1.5 Модель турбулентной вязкости в барботажном слое на массообменных тарелках.....	52
1.6. Коэффициенты турбулентной вязкости в высокослойных барботажных аппаратах.....	57
1.7 Модель перемешивания жидкости в высокослойных барботажных аппаратах.....	62
Выводы	68
ГЛАВА 2. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ДИССИПАЦИИ ЭНЕРГИИ И ТРЕНИЯ В АППАРАТАХ С ИНТЕНСИФИКАТОРАМИ - ТУРБУЛИЗАТОРАМИ ОДНО- И ДВУХФАЗНЫХ СРЕД.....	70
Введение.....	70
2.1 Состояние проблемы.....	71
2.2 Методы моделирования явлений переноса.....	72

2.3 Перенос импульса и трение на пластине.....	74
2.4 Трение в гладкой трубе.....	80
2.5 Модель диссипации энергии и трения для поверхности с интенсификаторами.....	83
2.6 Трение в сухих нерегулярных (хаотичных) насадочных слоях.....	89
2.7. Трение в каналах при противотоке газа с пленкой жидкости	92
2.8. Трение в орошаемых насадочных колоннах	93
2.9. Упрощенная модель переноса импульса и дисперсной фазы в барботажном аппарате-смесителе.....	96
Выводы.....	104
ГЛАВА 3. МОДЕЛИ ТЕПЛО – И МАССООБМЕНА В ОДНО- И ДВУХФАЗНЫХ СРЕДАХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ РАЗЛИЧНЫХ КОНСТРУКЦИЙ.....	106
3.1 Определение теплоотдачи в каналах с поверхностными интенсификаторами	106
3.2 Тепло–и массоотдача в насадочных слоях.....	113
3.3 Модификация гидродинамической аналогии.....	125
3.4 Тепло- и массоотдача в осевых и закрученных потоках газа с пленкой жидкости	131
3.5 Математическая модель массообмена в барботажных колоннах при неравномерном распределении фаз.....	140
Выводы.....	154
ГЛАВА 4. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ И МАССООБМЕННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССОВ В НАСАДОЧНЫХ КОЛОННАХ С ИНТЕНСИФИКАТОРАМИ.....	156
4.1 Результаты исследований регулярной насадки из полиэтиленовых труб.....	156

4.2 Гидравлические и массообменные характеристики хаотичных и комбинированных насадок.....	166
4.3 Гидравлические характеристики и массоотдача в газовой фазе в регулярных рулонных насадках при слабом и сильном взаимодействии газа и жидкости.....	169
4.4 Экспериментальные исследования бинарной и многокомпонентной ректификации смесей в колонне с новыми насадками.....	178
4.5 Сравнительные характеристики исследованных насадок и выводы.....	186
ГЛАВА 5 ЭФФЕКТИВНОСТЬ МОДЕРНИЗИРОВАННЫХ НАСАДОЧНЫХ И БАРБОТАЖНЫХ АБСОРБЕРОВ (ДЕСОРБЕРОВ).....	190
Введение.....	190
5.1 Математическая модель процесса абсорбции (десорбции) в насадочных колоннах.....	191
5.2 Эффективность насадочных колонн-декарбонизаторов.....	197
5.3. Результаты расчета различных насадок.....	206
5.4 Эффективность барботажных декарбонизаторов.....	222
5.5 Математическая модель и расчет термического деаэрата с барботажным баком–аккумулятором	227
5.6 Десорбция при турбулентном прямотоке пузырей в жидкости в каналах с интенсификаторами.....	241
Выводы.....	247
ГЛАВА 6. ЭФФЕКТИВНОСТЬ ОХЛАЖДЕНИЯ ВОДЫ В МОДЕРНИЗИРОВАННЫХ ПЛЕНОЧНЫХ ГРАДИРНЯХ.....	248
Введение.....	248
6.1 Теоретические основы моделирования явлений переноса	250
6.2.Определение коэффициентов тепло -и массоотдачи.....	258

6.3. Тепловая эффективность градирни.....	270
6.4 Экспериментальные данные по исследованию модернизированной градирни	276
6.5 Расчет градирен с учетом неравномерности распределения фаз	285
6.6 Модифицированный метод единиц переноса.....	296
6.7.Решение ячеечной модели.....	306
6.8 Эффективность мини градирни с интенсификаторами.....	311
6.9. Показатели энергоэффективности градирен.....	314
6.10 Замена крупномасштабных градирен на мини градирни.....	320
Выводы.....	324
ГЛАВА 7. ЭФФЕКТИВНОСТЬ СОВМЕСТНЫХ ПРОЦЕССОВ ОХЛАЖДЕНИЯ И ОЧИСТКИ ГАЗОВ ОТ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ.....	327
7.1 Математическая модель контактного охлаждения и очистки от дисперсной фазы газов в насадочных скрубберах.....	328
7.2 Численное исследование явлений переноса в высокоскоростных дисперсно-кольцевых потоках газа и жидкости...	342
7.3 Определение эффективности сепарации дисперсной фазы в комбинированном аппарате.....	358
7.4 Определение эффективности насадочных газосепараторов капельных аэрозолей с учетом неравномерности профиля скорости газа.....	368
7.5 Модель сепарации тонкодисперсной фазы в барботажном слое на основе концепции активного входного участка.....	379
7.6 Эффективность конденсационного охлаждения газа и нагрева жидкости в турбулентном барботажном слое на тарелках.....	387
Выводы.....	405
ГЛАВА 8. МОДЕРНИЗАЦИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ И УСТАНОВОК РАЗДЕЛЕНИЯ И	

ОХЛАЖДЕНИЯ СМЕСЕЙ.....	408
Введение.....	408
8.1 Модернизация насадочных десорберов.....	409
8.2 Конструкция мини-градирни.....	417
8.3. Модернизация ректификационной колонны выделения гексена-1 из гексеновой фракции.....	420
8.4 Модернизация ректификационных колонн разделения этаноламинов.....	427
8.5 Модернизация колонны получения товарного бензина	439
Выводы.....	443
Заключение.....	444
Список литературы	449
Приложение 1 Акты и справки о применениях научных результатах на предприятиях	482
Приложение 2 Схемы газосепаратора.....	501
Приложение 3 Схемы ректификационных колонн.....	504
Приложение 4 Аннотации монографий.....	509
Приложение 5 Патенты полезных моделей и свидетельство программ для ЭВМ.....	514

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы исследования

В химической технологии в различных отраслях промышленности (химии, нефтехимии и нефтегазопереработке) для проведения процессов разделения гомогенных и гетерогенных жидких и газовых (паровых) смесей самое широкое применение получили аппараты газо (паро)-жидкостного контакта - это колонны: ректификации, абсорбции (десорбции), сепарации аэрозолей, охлаждения газов и жидкостей, конденсации, испарения, мокрой очистки газов от дисперсной фазы и др. В большинстве перечисленных процессов происходит одновременный переход теплоты, вещества (компонента) и дисперсных частиц из одной фазы в другую в условиях подвижной межфазной поверхности и не всегда известной площадью контакта фаз. Кроме этого такие процессы характеризуются значительными энергозатратами (особенно ректификация) и сложностью конструкций контактных устройств, неоднородностью распределения фаз при масштабном переходе, что является одной из основных причин снижения эффективности проводимых процессов. Описание явлений переноса импульса, массы и энергии в газо(паро)-жидкостных средах осуществляется с применением приближенных и численных методов на основе решения нелинейных систем дифференциальных уравнений с учетом межфазного переноса. В связи с повышением требований к качеству продукции, энергосбережению и заменой импортного оборудования на новое отечественное актуальной проблемой является развитие методов математического моделирования тепломассообменных и сепарационных процессов, а также и экспериментальные исследования новых конструкций контактных устройств с внедрением энергоэффективных научно-технических разработок на промышленных предприятиях. Принята государственная программа на период до 2024 года и стратегия развития химического и нефтехимического комплекса до 2030 года. В перечень важных направлений технологического развития РФ вошли десять «сквозных технологий», в том числе: нефтегазовое машиностроение и оборудование для

переработки углеводородов, а также энергетическое машиностроение. Работа выполнена в рамках госзаказа №13.405.2014/К «**Энерго – и ресурсосбережение и снижение техногенного воздействия на окружающую среду на предприятиях топливно – энергетического комплекса**» (2014-2016 г.г.), гранта Президента Российской Федерации научной школы НШ – 9771.2016.8 «**Математические модели и импортозамещающие модернизации аппаратов разделения смесей и очистки газов и жидкостей в нефтехимическом комплексе и энергетике**» (2016-2017 г.г.), в рамках базовой части государственного задания в сфере научной деятельности (№13.6384.2017/БЧ): «**Теоретические основы моделирования интенсифицированных процессов разделения и очистки смесей в нефтехимии и энергетике**» (2017–2019 г.г.), а также в рамках научного проекта РНФ 18-79-101-36 «**Теоретические методы моделирования и разработки эффективных импортозамещающих аппаратов очистки и глубокой переработки углеводородного сырья на предприятиях топливно-энергетического комплекса**» (2018-2023г.г.). Работа выполнена за счет гранта Академии наук Республики Татарстан, предоставленного молодым кандидатам наук (постдокторантам) с целью защиты докторской диссертации, выполнения научно-исследовательских работ, а также выполнения трудовых функций в научных и образовательных организациях Республики Татарстан в рамках Государственной программы Республики Татарстан «**Научно-технологическое развитие Республики Татарстан**».

Степень разработанности темы: Теоретические основы физического и математического моделирования тепломассообменных и сепарационных процессов и модернизации аппаратов были сформулированы и развиты в многочисленных работах академиков АН СССР Жаворонкова Н.М., Кафарова В.В., Кутателадзе С.С., Нигматулина Р.И., Леонтьева А.И., Ландау Л.Д. академиками РАН Мешалкиным В.П., Алексеенко С.В., а так же профессорами Левичем В.Г., Плановским А.Н., Касаткиным А.Г., Малюсовым В.А., Куловым Н.Н., Комиссаровым Ю.А., Кутеповым А.М., Дильманом В.В., Розеном А.М., Романковым П.Г., Холпановым Л.П., Дьяконовым С.Г., Голованчиковым А.Б.,

Лагуткиным М.Г., Систером В.Г., Саркисовым П.Д., Павленко А.Н., зарубежными учеными: Э.Ф. Тейлором, Данквертсом П.В., Р.Х. Jiang, S. Gurke, Хьюит Дж., Холландом Ч.Д. и многими другими. Достигнуты значительные результаты в создании интенсифицированных процессов в аппаратах химической технологии. Однако в связи принятой государственной программой развития химического и нефтехимического комплекса РФ требуется продолжение исследований и разработки новых высокоэффективных конструкций аппаратов и модернизации действующих.

Цель работы: комплексное повышение эффективности широкого класса тепломассообменных и сепарационных процессов в модернизированных аппаратах двухфазного контакта газ (пар)-жидкость на основе развития методов физического и математического моделирования.

Задачи исследования:

1. Получение замыкающих соотношений по кинетическим характеристикам в системах дифференциальных уравнений процессов совместного переноса импульса, массы, теплоты и аэрозольных частиц в пленочных, барботажных, насадочных и вихревых контактных устройствах с интенсификаторами для определения эффективности процессов на основе данных по гидравлическому сопротивлению локальных областей и всей рабочей зоны промышленного аппарата.
2. Разработать математическую модель и алгоритм расчета эффективности тепломассообмена и турбулентной сепарации тонкодисперсной фазы (<20 мкм) в барботажном слое при очистке газов в скрубберах.
3. Разработать математическую модель абсорбции и десорбции газов при пленочном течении в вертикальных каналах с интенсификаторами и в аппаратах с регулярными и хаотичными контактами элементами (насадками) при слабом и сильном взаимодействии пленки с газовым потоком. Получить алгоритмы расчетов эффективности разделения смесей.
4. Разработать математическую модель тепло- и массообмена в турбулентном барботажном слое и численно исследовать эффективность процессов на

контактных устройствах с тонким и высоким газожидкостным слоем при десорбции коррозионно-активных газов.

5. Получить алгоритм расчета эффективности разделения смесей при ректификации и абсорбции в барботажных колонах с учетом неравномерности распределения фаз.

6. Получить и обобщить экспериментальные данные на стендах и пилотных установках по гидравлическим и тепломассообменным характеристикам контактных устройств с интенсификаторами в пленочных и насадочных аппаратах.

7. Разработать математическую модель охлаждения воды и газов в пленочных градирнях и скрубберах с учетом поперечной неравномерности распределения фаз. Численно исследовать влияние неравномерностей профилей скоростей фаз на эффективность тепломассообмена и сепарации аэрозолей. Сделать сравнительную оценку современных отечественных и зарубежных контактных устройств оросителей градирен и скрубберах—очистки и охлаждения газов.

8. Внедрить разработанные математические модели, алгоритмы расчетов и научно-технические решения по модернизации аппаратов в проектных и научно-исследовательских организациях, на промышленных предприятиях и в учебном процессе технических вузов.

Объекты исследования: контактные устройства различных конструкций в аппаратах разделения смесей с пленочным течением жидкости, с закрученным движением фаз и с барботажными слоями на предприятиях в различных отраслях промышленности.

Предмет исследования: процессы совместного тепломассообмена и сепарации тонкодисперсной фазы в газах в устройствах с пленочным течением жидкостей (слабое и сильное взаимодействие с газом, в том числе и с закруткой фаз), в насадочных колоннах, а также в барботажных системах на контактных устройствах различных конструкций и масштабов.

Основы научного подхода заключаются в записи систем дифференциальных уравнений переноса массы и теплоты для ядра потока

отдельного для газа и жидкости с межфазными объемными (локальными или осредненными) источниками и условиями равновесия. Основные характеристики источников – коэффициенты тепло-и массоотдачи вычисляются с применением модифицированной гидродинамической аналогии, где учет возмущений в пограничном слое учитывается параметрически на основе баланса импульса. Этот подход используется для хаотичных насадок в абсорбционных и ректификационных колоннах, насадочных скрубберов охлаждения и очистки газов, а так же для регулярных насадок с интенсификаторами в пленочных градирнях. Таким образом, основной экспериментальной информацией является гидравлическое сопротивление контактных устройств.

Методы решения поставленных задач:

- экспериментальные исследования процессов на макетах контактных устройств и аппаратов, а также пилотных установках; численные и приближенные методы решения систем дифференциальных уравнений переноса с применением программных пакетов, расчеты массообменных колонн Aspen Hysys и Chemcad, а также собственные разработанные программы для ЭВМ; методы и математические модели из теории пограничного слоя и гидродинамической структуры потоков.

Научная новизна диссертационной работы

Научная новизна диссертационной работы связана с определением параметров систем дифференциальных уравнений совместного переноса импульса, массы, теплоты и дисперсной фазы для систем газ (пар)-жидкость при турбулентном режиме в пленочных, вихревых, барботажных и насадочных аппаратах с интенсификаторами явлений переноса, а также численным и аналитическим решением этих систем дифференциальных уравнений с получением расчетных зависимостей для эффективности совместных тепломассообменных и сепарационных процессов в модернизированных аппаратах.

1. На основе применения известного подхода, который заключается в замене интенсифицированной поверхности тепломассообмена на некоторую

условную эффективную плоскую поверхность с осреднением явлений переноса, т.е. фактически с изменением граничных условий на поверхности, получены выражения в виде безразмерных комплексов для касательного напряжения трения на интенсифицированных поверхностях, как для однофазных сред, так и для системы газ-жидкость (пленочные и насадочные аппараты). Используются модели турбулентного пограничного слоя Дайсслера и Ван-Дрийдта, а также свойства консервативности законов трения к возмущениям, которые учитываются параметрически.

2. На трех опытных установках с колоннами диаметром 100, 200 и 600 мм получены экспериментальные данные по гидравлическому сопротивлению, предельным нагрузкам и эффективности тепломассообмена запатентованных контактных устройств с интенсификаторами (процессы ректификации, охлаждения воды воздухом, увлажнение воздухом водой).

3. Выполнена модификация гидродинамической аналогии Чилтона-Кольборна для потоков с градиентом давления, вызванного формой интенсификаторов на поверхностях обтекаемых тел (хаотичные и регулярные насадки, шероховатость поверхности каналов и др.), где подстройка параметров выполняется на основе баланса импульса в пограничном слое при известном среднем касательном напряжении. В результате получены выражения в виде чисел Нуссельта и Шервуда для различных контактных устройств при ламинарном и турбулентном режимах с одно- и двухфазными средами.

4. На основе применения модели локальной изотропной турбулентности для газожидкостных сред получены выражения для вычисления средних коэффициентов турбулентной вязкости в жидкой фазе за пределами пограничного слоя при пузырьковом режиме барботажа, а так же при стесненном движении пузырей. Показано, что при стесненном движении пузырей коэффициент турбулентной вязкости снижается. Получено выражение для расчета коэффициента обратного (продольного) перемешивания в жидкой фазе барботажного слоя на основе использования модели Тейлора.

5. Разработаны алгоритмы расчетов эффективности сепарации тонкодисперсной фазы из газов в барботажном слое (мокрая очистка), на поверхность пленки в каналах с интенсификаторами, а также в насадочных слоях. Используются модели турбулентно-инерционного осаждения частиц из газов. Получены расчетные выражения для эффективности сепарации. Численно исследовано влияние неравномерности профиля скорости газа в насадке на эффективность сепарации аэрозолей.

6. Для определения эффективности очистки жидкостей от труднорастворимых газов в насадочных десорберах и барботажных деаэраторах записаны системы дифференциальных уравнений тепло- и массопереноса с объемными межфазными источниками. Выполнено численное исследование массопереноса растворенного кислорода в деаэраторном баке с барботажным устройством. Установлена связь режимных и конструктивных характеристик барботажа с эффективностью извлечения растворенного кислорода. Для насадочных десорберов получено решение для расчета эффективности массопереноса в явном виде, которое позволяет определять эффективность массопереноса при различных режимных и конструктивных характеристиках насадок в пленочном режиме.

7. С применением системы дифференциальных уравнений с частными производными представлена замкнутая математическая модель тепло- и массопереноса на тарелках с барботажным слоем при турбулентном режиме. Вычислены поля скоростей и концентраций и показана возможность учета неравномерностей распределения фаз, которые снижают эффективность процессов. Разработаны технические решения для повышения эффективности разделения смесей.

8. На основе модификации энергетического коэффициента Кирпичева получено выражение для оценки массообменно-энергетической эффективности контактных устройств в десорберах, которое позволяет на этапе предпроектной разработки выбирать рациональные типы насадок и режим их работы.

9. Записана двумерная система дифференциальных уравнений в частных производных с объемными межфазными источниками теплоты и массы для пленочных блоков оросителей градирни и скурубберов охлаждения газов. Выполнено численное решение системы уравнений с учетом неравномерного профиля скорости воздуха на входе. Установлено влияние неравномерности на тепловую эффективность охлаждения воды в градирне.

10. Получено соотношение тепловых эффективностей по жидкой и газовой фазам в пленочной градирне, которое позволяет при заданной эффективности по жидкой фазе использовать тепловую эффективность по газовой. Аналогичные соотношения получены для пленочных скрубберов охлаждения газов.

11. Получен показатель теплогидравлической эффективности градирен с различными типами контактных устройств. Даны результаты расчетов для отечественных и зарубежных конструкций и сделаны выводы о рациональных конструкциях для заданных условий работы.

Отличительной способностью математических моделей, алгоритмов расчетов и полученных выражений для эффективности тепло-и массопередачи и сепарации аэрозолей в пленочных, насадочных и барботажных аппаратах является возможность вычислить эффективности процессов основываясь на результатах гидравлических испытаний контактных устройств без идентификации параметров модели по тепло- и массообмену. Полученные выражения значительно сокращают трудоемкость, затраты на экспериментальные исследования контактных устройств и время предпроектных разработок.

Теоретическая и практическая значимость диссертационной работы состоит: в развитии методов математического моделирования совместных процессов межфазного переноса в системах газ(пар)-жидкость для пленочных, насадочных и барботажных систем с учетом неоднородностей распределения фаз. В результате получены замкнутые системы уравнений переноса импульса, массы, теплоты и дисперсной фазы (аэрозолей) при турбулентном режиме. Для получения замыкающих выражений рассмотрены модели турбулентного

пограничного слоя и модификация гидродинамической аналогии переноса, где учет возмущений (шероховатость, кривизна поверхности, хаотичные слои, двухфазность и т. д.) выполняется параметрически на основе известного потока импульса в пограничном слое. Такой подход значительно сокращает число этапов экспериментальных исследований явлений переноса и позволяет выполнять вычисления на основе применения полученного из экспериментов гидравлического сопротивления двухфазной среды. Разработаны математические модели и алгоритмы расчета тепло-и массообмена в барботажных пленочных, и насадочных аппаратах при разделении различных смесей при турбулентном режиме. Получены выражения и алгоритм расчета газосепараторов аэрозолей с выбором режимных и конструктивных характеристик с применением энергетического коэффициента. Получены выражения и алгоритм расчета пленочных градилен с различными типами контактных импортозамещающих устройств. Разработаны математические модели и выполнены расчеты барботажных термических деаэраторов и пленочных декарбонизаторов с новыми импортозамещающими насадками. Выполнено внедрение разработанных контактных устройств с повышением эффективности процессов в нескольких ректификационных колоннах на предприятиях нефтехимии и нефтепереработки. Получены патенты.

Результаты внедрения научно-технических разработок:

Разработаны научно-технические решения по модернизации контактных устройств в промышленных колонных аппаратах. После внедрения снижены энергозатраты на разделение смесей от 20% до двух раз. Результаты научных работ внедрены в промышленность:- в ИВЦ «Инжехим» налажен промышленный выпуск разработанной регулярной рулонной гофрированной насадки для контакта газа (пара) и жидкости в колонных аппаратах различного масштаба. Регулярная насадка для теплообменных аппаратов (патент 54818) внедрена в нескольких колонных аппаратах на предприятиях нефтехимического комплекса:- в трех ректификационных колоннах разделения этаноламинов на ОАО «Казаньоргсинтез». В результате повышено качество этаноламинов до высшего

сорта и снижены энергозатраты в 2 раза на ректификацию. Эксплуатация новых насадочных колонн дает положительные результаты. Экономический эффект от внедрения составляет более 50 млн. руб. в год. В колонне разделения изопрена и изобутилена на ПАО «Нижекамскнефтехим» повышено качество продукции; в ректификационной колонне выделения товарного фенола на ПАО «Казаньоргсинтез». Повышено качество фенола и снижены энергозатраты на 30%. Экономический эффект более 250 млн. руб. в год; В ректификационной колонне выделения гексена на ПАО «Нижекамскнефтехим»; в комбинированных сепараторах – маслоуловителях аэрозолей на линии товарного этилена в холодильных циклах на ПАО «Казаньоргсинтез». За счет исключения внеплановых основного оборудования, снижения гидравлического сопротивления и повышения качества этилена экономический эффект составляет более 500 млн. руб. в год. Все внедрения характеризуются повышением энергоэффективности проводимых теплообменных и сепарационных процессов и снижением удельных энергозатрат. Разработанные математические модели и алгоритм расчета теплообменных процессов используются при выполнении проектных работ на крупных нефтегазохимических предприятиях: ООО «Нефтегазпроект» г. Казань; АО «ТАНЕКО» г. Нижнекамск; ЗАО «Балтийская химическая компания», г. Москва; ПАО «Казаньоргсинтез» г. Казань; ПАО «Нижекамскнефтехим» г. Нижнекамск; ЗАО "Ивэнергосервис" г. Иваново; в научных и образовательных учреждениях: «Институт теплофизики им. С.С. Кутателадзе» СО РАН г. Новосибирск; НПФ «МИКСИНГ» г. Санкт-Петербург; «МГУ им. Ломоносова» г. Москва (филиал в г. Душамбе); ФГБОУ ВО «Казанский государственный энергетический университет» г. Казань, в фирмах: ООО «Инженерный центр «Нефть и Газ» г. Самара; ООО «Волга НИПИТЭК» г. Самара; проектный институт «СХПП» г. Казань, ООО ИВЦ «Инжехим» г. Казань и др.

Достоверность исследований

Достоверность полученных экспериментальных данных обеспечивается применением на опытных установках сертифицированных и поверенных средств измерения и контроля гидравлических и термодинамических характеристик

двухфазных сред. Удовлетворительным согласованием расчетов по разработанным математическим моделям с экспериментальными данными различных авторов для известных конструкций контактных устройств, а так же с собственными экспериментами для разработанных насадок. Кроме этого успешным внедрением модернизированных промышленных аппаратов разделения смесей.

Основные положения, выносимые на защиту:

1. Полученные экспериментальные данные для разработанных контактных устройств по гидравлическим и тепломассообменным характеристикам в колонных аппаратах.
2. Математические модели определения эффективности процессов разделения гомогенных и гетерогенных смесей в пленочных, насадочных, барботажных и комбинированных аппаратах.
3. Математические модели для определения чисел Шервуда и Нуссельта в аппаратах газожидкостного контакта.
4. Внедрение научно-технических разработок по модернизации промышленных аппаратов разделения смесей.

Личное участие

1. Постановка и решение задач математического моделирования и определения эффективности явлений переноса в пленочных, насадочных и барботажных аппаратах с учетом неравномерности распределения фаз.
2. Проведение экспериментальных исследований на лабораторных установках и стендах процессов ректификации, охлаждения воды воздухом, увлажнение воздуха водой с применением разработанных насадок с интенсификаторами. Обобщение экспериментальных исследований в виде расчетных выражений по гидравлическим и тепломассообменным характеристикам.
3. Разработка диссипативной модели трения и тепломассоотдачи при движении одно-и двухфазных сред в аппаратах с контактными устройствами различных конструкций с поверхностными и объемными интенсификаторами.

Разработка алгоритмов расчета. Выполнение расчетов и сравнение с экспериментальными данными.

4. Разработка математических моделей и алгоритмов расчета эффективности ректификационных и абсорбционных колонн, декарбонизаторов, термических деаэраторов, пленочных градирен, скрубберов-охладителей газов, а также аппаратов мокрой очистки газов от дисперсной фазы. Выполнение расчетов и сравнение с экспериментальными данными.

5. Разработка высокоэффективных контактных устройств и патентование модернизированных ректификационных колонн, мини градирни, декарбонизаторов и газосепараторов дисперсной фазы. Разработка и регистрация программ для расчета данных аппаратов на ЭВМ.

6. Расчеты и разработка вариантов модернизации промышленных ректификационных колонн разделения этаноламинов, бензиновой колонны, колонны получения чистого гексена. Участие во внедрении модернизированных колонн на промышленных предприятиях.

Соответствие паспорту специальности 2.6.13. Процессы и аппараты химических технологий

п. 2. Теория подобия, моделирование и масштабирование химико-технологических процессов и аппаратов, машин и агрегатов.

п. 4. Способы, приемы, методология исследования химических, тепловых, массообменных и совмещенных процессов, совершенствование их аппаратурного оформления.

п. 9. Методы и способы интенсификации химико-технологических процессов, в том числе с помощью физико-химических воздействий на перерабатываемые материалы.

Научные публикации. По теме диссертации опубликовано **126** научных работ: статьи, монографии, и материалы конференций, из них **30** статей из перечня ВАК, **37** в изданиях, входящих в базы SCOPUS и WoS (ТОХТ, ИФЖ, ХиТТМ, JET, ЖТФ, Т и А, Теплоэнергетика и др.). Получено **3** патента и зарегистрировано **2** программы для ЭВМ, опубликовано **8** монографий.

Апробация работы и публикации

Основные результаты диссертационной работы доложены и обсуждены на: IX Семинар ВУЗов по теплофизике и энергетике (г. Казань, 2015); XXI Менделеевский съезд по общей и прикладной химии (г. Санкт-Петербург, 2019); II International scientific and practical conference (London, 2020); Национальной научно-практической конференции (г. Тюмень, 19–20 ноября 2020 года); Международный симпозиум "Устойчивая энергетика и энергомашиностроение - 2021: SUSE-2021" Всероссийской научной конференции с международным участием молодых ученых и специалистов Инновационные технологии защиты окружающей среды в современном мире (г. Казань, 2021); X International Scientific Siberian Transport Forum - TransSiberia 2022; X национальной научно-практической конференции с международным участием Моделирование энергоинформационных процессов (г. Воронеж, 2022); VI Всероссийской научно-практической конференции памяти доктора технических наук, профессора В.Г. Каширских в рамках проведения года науки и технологий в Российской Федерации и празднования 300-летия Кузбасса. Энергетика и энергосбережение: теория и практика; Международной научной конференции «Математические методы в технике и технологиях - ММТТ» (2013-2020); Международной научно-технической конференции, посвященной 75-летию теплоэнергетического факультета (г. Иваново, 2023) и другие.

Структура и объем диссертации. Диссертация состоит из восьми глав, введения, заключения, списка литературы из 286 источников. Диссертационная работа изложена на 520 страницах, содержит 5 приложений, 158 рисунков и 43 таблицы.

Условные обозначения

a – коэффициент температуропроводности, $\text{м}^2/\text{с}$;

a_T – коэффициент турбулентной температуропроводности, $\text{м}^2/\text{с}$;

a_v – удельная поверхность насадки (или пузырей), $\text{м}^2/\text{м}^3$;

C – концентрация компонента (дисперсной фазы), $\text{кг}/\text{м}^3$; $\text{кг}/\text{кг}$;

c_p – удельная теплоемкость, $\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$;

D, D_T – коэффициенты молекулярной и турбулентной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$;

D_{II} – коэффициент обратного продольного перемешивания потока, $\text{м}^2/\text{с}$;

D_k – диаметр колонны, м ;

d – диаметр контактного элемента, трубы, дисперсной частицы, м ;

d_0 – диаметр отверстия, м ;

$d_э$ – эквивалентный диаметр насадки, канала, м ;

E – эффективность по Мерффри; энергетический коэффициент;

F – площадь межфазной поверхности пленки, площадь пластины, трубы, м^2 ;

$F_{св}$ – относительное свободное сечение тарелки;

G – массовый расход газа (пара), $\text{кг}/\text{с}$;

H – длина контактного элемента, м ; слоя насадки, м ;

$h_{ог}$ – высота единиц переноса, м ;

$h_{ф}$ – высота газовой струи до распада на пузыри, м ;

$h_{сп}$ – высота сливной перегородки, м ;

$h_{ст}$ – среднее значение статического столба жидкости на тарелке, м ;

K_T – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$, $\text{м}/\text{с}$;

K – коэффициент массопередачи; $\text{кг}/(\text{м}^2\cdot\text{с})$; $\text{м}/\text{с}$;

L – массовый расход жидкости, $\text{кг}/\text{с}$; м ;

l – масштаб явлений, характерный размер, м ;

\bar{m} – тангенс угла наклона касательной к кривой равновесия;

N – мощность, Вт ; число единиц переноса (массообменное или тепловое);

n – число ячеек;

P – давление, Па;

Q – тепловой поток, Вт;

q – плотность теплового потока, Дж/(м²·с) или (Вт/м²); удельный расход жидкости в пленке, м³/(м·с); $q_{\text{ж}}$ – плотность орошения, м³/(м²с);

R – радиус контактного устройства, дисперсной частицы, м;

$R_{\text{э}}$ – эквивалентный радиус отверстия, м;

$R_{\text{о}}, r$ – удельная теплота парообразования, Дж/кг; поперечная координата, м;

R_p, R_c, R_T – источники импульса, массы, теплоты;

$S_{\text{о}}$ – площадь отверстий в газораспределительных элементах, занятая газовым потоком на входе в слой жидкости, м²;

$S_{\text{Г}}$ – площадь сечения газового потока в трубке, м²;

$S_{\text{к}}$ – площадь свободного сечения колонны, м²;

$S_{\text{лз}}$ – шаг ленточного завихрителя, м;

$S_{\text{Т}}$ – рабочая площадь тарелки, м²;

T, t – температура потока, °С;

u, v – продольная и поперечная составляющие вектора осредненной скорости, м/с;

u_* – динамическая скорость, $u_* = \sqrt{\tau / \rho}$, м/с;

$u_{\text{ср}}$ – средняя скорость среды, м/с;

U, U_{∞} – скорость потока, м/с;

V – объем, м³;

V – объемный расход, м³/с;

$W_{\text{о}}$ – средняя скорость газа в отверстиях газораспределительных элементов на входе в барботажный слой, м/с;

$W_{\text{к}}$ – средняя скорость газа в колонне, м/с;

$W_{\text{Г}}$ – средняя скорость газа, м/с;

w – скорость потока в насадках, м/с;

x, y, z – продольная, поперечная и вертикальная координаты, м;

x, y – концентрация компонента в смеси при ректификации;

α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К);

(αa) – объемный коэффициент теплоотдачи, Вт/(м³К);

β – коэффициент массоотдачи, м/с;

β_f – коэффициент массоотдачи, отнесенный к рабочей площади тарелки

$\beta_f = (\beta A) / S_T$, м/с;

β_{xv} – объемный коэффициент массоотдачи, кг/(м³ с);

βa – объемный коэффициент массоотдачи, с⁻¹;

γ – коэффициент переноса импульса, м/с;

ΔP – перепад давления, Па;

δ – толщина пограничного слоя, м;

δ_T – толщина теплового подслоя, м;

δ_1 – толщина вязкого подслоя, м;

δ_0 – средняя толщина пленки жидкости, м;

δ_2 – толщина буферной области, м;

ε – средняя скорость диссипации энергии, Вт/м³ или м²/с³;

$\varepsilon_{св}$ – удельный свободный объем насадки;

$y^+ = u_* y / \nu$ – безразмерная координата в пограничном слое;

θ – угол движения пленки; приведенная толщина пленки, м;

λ – удельная теплопроводность, Вт/(м·К); фактор разделения;

μ – динамическая вязкость, Па·с;

ν, ν_T – коэффициенты кинематической молекулярной и турбулентной вязкости, м²/с;

ξ – коэффициент гидравлического сопротивления насадки (каналов) и др.;

φ – объемная доля дисперсной фазы (газосодержание);

η – эффективность процесса разделения (сепарации).

ρ – плотность фазы, кг/м³;

σ – поверхностное натяжение, Н/м;

τ – касательное напряжение, Па.

Комплексы

$C_f = 2\tau / (\rho U_\infty^2)$ – коэффициент трения;

$Pe = U_\infty l / a$ – тепловое число Пекле;

$Pe_T = U_\infty l / D_T$ – турбулентное число Пекле;

$Pe = U_\infty l / D_\Pi$ – число Пекле структуры потока;

$Nu = \alpha l / \lambda$ – число Нуссельта;

$Sh = \beta l / D$ – число Шервуда;

$We = \rho U_\infty^2 l / \sigma$ – число Вебера; или $We = \sigma / (\rho_{ж} g h_{ст}^2)$;

$Fr = U_\infty^2 / (gl)$ – число Фруда;

$Re = U_\infty l / \nu$ – число Рейнольдса;

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

$R_\delta = u_* \delta / \nu$ – безразмерная толщина пограничного слоя;

$R^+ = u_* R / \nu$ – безразмерный параметр;

$Re_* = u_* d_3 / \nu$ – число Рейнольдса;

St – число Стантона;

$Sc = \nu / D$ – число Шмидта;

$Pr = \nu / a$ – число Прандтля.

Нижние индексы

D – дисперсная фаза;

$G, г$ – газовая фаза;

$x, ж$ – жидкая фаза;

гр – значение параметров на границе раздела фаз;

с – сплошная фаза;

ст – значение параметров на стенке;

н, к – значение параметров на входе и на выходе;

∞ – значение параметров в ядре потока;

ч – частица;

гл – гладкая поверхность;

ш – шероховатая поверхность;

т – турбулентность.

ГЛАВА 1

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ ЯВЛЕНИЙ ПЕРЕНОСА В ГАЗОЖИДКОСТНЫХ ПОТОКАХ

Введение

Математическое моделирование интенсифицированных совместно происходящих процессов тепло– и массообмена и сепарации дисперсной фазы является важной и актуальной проблемой как для фундаментальной науки, так и для прикладных исследований при проектировании или модернизации аппаратов в химической технологии [1-3]. Исследование и внедрение различных методов интенсификации в промышленности обеспечивает снижение энергозатрат, уменьшение габаритов и стоимости аппаратов разделения гомогенных и гетерогенных смесей за счет повышения эффективности процессов [3-6]. Особо актуальна интенсификация процессов разделения при ректификации, абсорбции и сепарации дисперсной фазы в крупномасштабных аппаратах, а также в скрубберах охлаждения газов и в градирнях охлаждения воды. Решение данных задач практически для всех способов интенсификации имеет эмпирический или полуэмпирический характер и связано с многочисленными экспериментальными исследованиями, как гидродинамики, так и тепломассообмена и сепарации на физических моделях контактных устройств или всего аппарата [7-11].

При разработке конструкций аппаратов химической технологии стремятся к минимизации массогабаритных характеристик и энергетических затрат при заданных начальных условиях и ограничениях по выходным параметрам, т.е. фактически по заданной энергоэффективности процесса.

Кроме этого в настоящее время особо актуальным является разработка и внедрение импортозамещающих аппаратов и другого оборудования на промышленных предприятиях РФ.

Далее в диссертационной работе применяются известные термины: эффективность по Мерфри, тепловая и теплогидравлическая эффективность (для теплообменных аппаратов), а также энергомассообменная эффективность (для массообменных аппаратов), сепарационная и энергосепарационная эффективность (для газосепараторов дисперсной фазы).

Различными исследователями решение проблемы повышения эффективности химико-технологических процессов в настоящее время выполняется численными, аналитическими и приближенными методами с привлечением результатов экспериментальных исследований, полученных на лабораторных и пилотных установках. Такие докторские диссертационные работы за последние 15-20 лет выполнены на темы модернизации установок разделения углеводородных смесей ректификацией [12-16], очистке газовых (паровых) и жидких смесей от дисперсной фазы [15-17], энергосбережению в химической технологии [15,16,18,19], интенсификации тепло- и массообменных процессов в различных аппаратах [20-22]. Проблемы разделения смесей и методы математического моделирования рассматриваются в работах [1-3,6,11,23-27] и многих других трудах отечественных и зарубежных ученых.

В диссертации получил дальнейшее развитие подход, когда сложные процессы разделения гомогенных и гетерогенных смесей в промышленном аппарате представляются в виде совокупности элементарных явлений различных пространственно-временных масштабов и имеющих иерархическую структуру [2,3,25,26]. Взаимодействие между явлениями различного масштаба слабое и может учитываться в математических моделях параметрически. Основной

проблемой в такой постановке является определение данных параметров с учетом взаимодействия явлений и масштаба аппарата.

В диссертационной работе данный подход применяется при исследовании и разработке энергоэффективных конструкций аппаратов газожидкостного контакта (пленочных, насадочных, барботажных, струйно-барботажных, вихревых и комбинированных), где основой экспериментальной информацией об объекте является гидравлическое сопротивление, что в результате позволяет снизить сроки и затраты предпроектных работ.

Известно, что одной из важных проблем при разработке новых конструкций теплообменных и сепарационных аппаратов большой единичной мощности является проблема масштабного перехода [3,7-11,25], которая заключается в снижении эффективности проводимых процессов при увеличении размеров аппаратов по сравнению с лабораторными и пилотными установками небольшого диаметра. Основной причиной масштабных эффектов является усиление неравномерностей (неоднородности) распределения фаз на входе и на контактных устройствах в аппарате при увеличении его размера.

В диссертационной работе уделяется особое внимание математическому моделированию явлений переноса с учетом неравномерностей (неоднородных профилей скоростей фаз) в теплообменных аппаратах и газосепараторах. В качестве теоретической основы математических моделей разделения гомогенных и гетерогенных смесей с учетом неравномерностей полей применяются системы уравнений переноса субстанций, приведенные в данной главе.

Из численного решения приведенных систем уравнений вычисляются физические поля и при заданных условиях на входе в аппарат определяется эффективность проводимых процессов. Далее разрабатываются научно-технические решения по модернизации аппаратов с целью повышения эффективности и производительности, что в итоге приводит к повышению качества выпускаемой продукции и снижению удельных затрат.

Таким образом, основное отличие и новизна данной диссертационной работы от исследований в докторских диссертациях [12-22] является

математическое моделирование процессов в аппаратах газо (паро) жидкостного контакта с учетом неравномерностей распределения фаз, а также устранение этих неравномерностей за счет применяя разработанных научно-технических решений с внедрением в промышленности. В результате получены математические модели и алгоритмы расчета процессов разделения и охлаждения гомогенных и гетерогенных смесей в колонных аппаратах с различными регулярными, хаотичными и комбинированными насадками, барботажными и струйно-барботажными тарелками, в каналах с дисперсно-кольцевыми потоками с гладкими и шероховатыми стенками, а также с завихрителями, в пленочных градирнях и в скрубберах-охладителях газов. Причем некоторые тепломассообменные процессы совмещены с очисткой газов от дисперсной фазы (мокрая очистка). На основе применения разработанных математических моделей, а также внедрения современных контактных устройств газожидкостного контакта с интенсификаторами повышены эффективности процессов в промышленных аппаратах на различных предприятиях нефтехимии и нефтегазопереработки (глава 8).

Представленный материал в данной главе опубликован в [28-34] статьях из перечня ВАК, в статьях в журналах входящих в базы Scopus и WoS [35-42], а также в главах монографий [43-45] и материалах конференций.

1.1. Модель явлений переноса в высокоскоростном потоке газа с пленкой жидкости

В промышленности находят применение пленочные контактные устройства, выполненные в виде вертикальных каналов, где происходит взаимодействие пленки жидкости с газовым или паровым потоком. В зависимости от направления движения фаз и силы касательного напряжения $\tau_{Гр}$ на поверхности раздела, возможны три различных режима взаимодействия: нисходящий прямоток, противоток и восходящий прямоток [1-4].

Одними из первых исследователями высокоскоростных течений пленок жидкости совместно с газовым или паровым потоком были академики АН СССР Н.Н. Семенов, С.С. Кутателадзе, Н.М. Жаворонков, Р.И. Нигматулин и многие их ученики. Восходящий или нисходящий прямоток газа и пленки жидкости (сильное взаимодействие фаз) начинается при скорости газа более 8-10 м/с при нормальных условиях (для системы воздух-вода).

В данном разделе записаны системы уравнений численной и приближенной математической модели совместных процессов тепломассообмена при контактном охлаждении газов и нагрева жидкости, а также турбулентного переноса частиц и осаждения частиц на пленку в восходящем дисперсно-кольцевым потоке газа и жидкости. Численная модель базируются на системе уравнений в частных производных в двумерной форме с граничными условиями четвертого рода. Приближенная модель построена с применением системы алгебраических уравнений ячеечной модели структуры потока для газовой и жидкой фаз, где основными параметрами являются число ячеек полного перемешивания, коэффициенты тепло- и массоотдачи и турбулентного переноса (миграции) частиц [35].

1.1.1 Численное моделирование

Теоретической основой численных методов являются системы дифференциальных уравнений явлений переноса с частными производными, которые решаются с заданием граничных условий различного рода [2].

Рассмотрено стационарное турбулентное движение восходящего газожидкостного потока, когда жидкая фаза распределяется преимущественно в виде пленки по стенке канала, а в газ с дисперсной фазой (частицами) движется осесимметрично в центре. Через межфазную поверхность пленки происходит обмен импульсом, массой и энергией (теплотой). Массой, в данном случае является влага, которая в небольших концентрациях практически всегда присутствует в газовой фазе и дисперсная фаза. Происходит конденсационное

охлаждение газа ($C_{\Gamma} > C_{\Gamma}^*$), что в ряде случаев может обеспечить охлаждение ниже точки росы. Жидкая фаза обеспечивает рекуперацию теплоты газовой фазы. Теплообмен через стенки контактной трубки с окружающей средой незначителен. В газовой фазе находятся мелкие твердые частицы и капли жидкости, которые могут срываться с гребней волн пленки. Однако их влияние из-за малой концентрации на тепло- и массообмен незначительно. Учитывая, что длина трубки H значительно больше ее диаметра ($H \gg d$) дифференциальные уравнения стационарного переноса теплоты, массы влаги и дисперсных частиц запишутся в двумерной форме в следующем виде [35]:

– перенос теплоты в газовой фазе

$$w_{\Gamma}(y)\rho_{\Gamma} \frac{\partial I_{\Gamma}}{\partial x} = \frac{\partial q_{\Gamma}}{\partial y}, \quad (1.1.1)$$

$$I_{\Gamma} = f(T_{\Gamma}, C_{\Gamma}),$$

– перенос массы влаги

$$w_{\Gamma}(y) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial x} = \frac{\partial j_{\Gamma}}{\partial y}, \quad (1.1.2)$$

– перенос теплоты в пленке

$$\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} u_{\text{ж}}(y) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial x} = \frac{\partial q_{\text{ж}}}{\partial y}, \quad (1.1.3)$$

– перенос дисперсной фазы в газовой фазе

$$w_{\Gamma}(y) \frac{\partial C_{\text{ч}}}{\partial x} = \frac{\partial j_{\text{ч}}}{\partial y}. \quad (1.1.4)$$

Плотность потока теплоты ($\text{Вт}/\text{м}^2$) в газовой фазе за счет конвекции и конденсации влаги на межфазной поверхности пленки жидкости

$$q_{\Gamma} = (\lambda_{\Gamma} + \lambda_{\text{тГ}}) \frac{\partial T_{\Gamma}}{\partial y} + I_{\text{п}}(D_{\Gamma} + D_{\text{тГ}}) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial y}, \quad (1.1.5)$$

где $I_{\text{п}} = c_{\text{рж}} T_{\text{ж}} + R_{\text{о}}$, $R_{\text{о}} \sim \text{Дж/кг}$.

В выражении (1.1.5) первый правый член – теплота, передаваемая за счет соприкосновения фаз молекулярным и турбулентным механизмами, а второй –

теплота, передаваемая конденсацией влаги, где $I_{\text{п}}$ - удельная энтальпия пара (Дж/кг) при температуре жидкости $T_{\text{ж}}$, °С.

Плотность потока массы (кг/м² с) влаги в газовой фазе

$$j_{\Gamma} = (D_{\Gamma} + D_{\text{тГ}}) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial y}. \quad (1.1.6)$$

Плотность потока теплоты (Вт/м²) в жидкой фазе

$$q_{\text{ж}} = (\lambda_{\text{ж}} + \lambda_{\text{тж}}) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial y}. \quad (1.1.7)$$

Плотность потока частиц (кг/м² с) в газовой фазе [46]

$$j_{\text{ч}} = (D_{\text{ч}} + D_{\text{тч}}) \frac{\partial C_{\text{ч}}}{\partial y} - u_{\text{т}} C_{\text{ч}}(y). \quad (1.1.8)$$

В выражениях (1.1.1) – (1.1.8) : x, y – продольная и поперечная координаты, м; $w_{\Gamma}(y), u_{\text{ж}}(y)$ - скорости газа и жидкости, как функции поперечной координаты, м/с. Размерность $C_{\text{ч}}, C_{\Gamma}$: кг/м³.

В правой части выражения (1.1.8) член $u_{\text{т}} C_{\text{ч}}(y)$ учитывает турбулентно-инерционный механизм переносе частиц к поверхности пленки за счет коэффициента скорости турбулентной миграции $u_{\text{т}}$ [46].

К системе уравнений (1.1.1) – (1.1.3) устанавливаются следующие граничные условия для контактной трубки с радиусом R :

- при $x = 0$ (вход): $I_{\Gamma} = I_{\text{ГН}}, T_{\text{ж}} = T_{\text{жН}}, C_{\Gamma} = C_{\text{ГН}}, C_{\text{ч}} = C_{\text{чН}}$;
- при $y = 0$ (на стенке): $\partial T_{\text{ж}} / \partial y = 0$; (тепловые потери незначительные);
- при $y = R$ (на оси симметрии): $\partial I_{\Gamma} / \partial y = \partial C / \partial y = \partial C_{\text{ч}} / \partial y = 0$;
- при $y = R - \delta_{\text{пл}}$ (на межфазной поверхности):

$$q_{\Gamma} = q_{\text{ж}}; T_{\Gamma} = T_{\text{ж}}; D_{\Gamma} \partial C / \partial y = \beta_{\Gamma} (C - C^*), j_{\text{ч}} = u_{\text{т}} C_{\text{ч}}.$$

В уравнении (1.1.1) энтальпия $I_{\Gamma} = (c_{\text{рг}} + c_{\text{рп}} \bar{C}_{\Gamma}) T_{\Gamma} + R_0 \bar{C}_{\Gamma}$, где $c_{\text{рг}}, c_{\text{рп}}$ – удельные теплоемкости сухого газа и пара, Дж/кгК; R_0 – удельная теплота парообразования, Дж/кг; в данном выражении для расчета энтальпии I_{Γ}

размерность влагосодержания \bar{C}_T , кг/кг. Допущения к модели турбулентной миграции частиц в газах представлены в разделе 7.1. (глава 7).

Профили скорости $w_T(y)$ и $u_{ж}(y)$ после участка гидродинамической стабилизации обычно задаются логарифмическими или степенными. Коэффициенты турбулентного обмена в газовой фазе и особенно в турбулентной пленке имеют сложный характер от поперечной координаты и гидродинамических характеристик движения газовой и жидкой фаз. Поэтому решение системы уравнений (1.1.1)-(1.1.3) с представленными граничными условиями имеет определенные трудности и чаще применяется для научно-исследовательских целей. В практических расчетах при модернизации или проектировании тепло- и массообменных промышленных аппаратов применяются приближенные математические модели и методы [2,6,24,43].

1.1.2. Модель гидродинамической структуры потоков

При приближенном моделировании совместных процессов тепломассообмена и сепарации дисперсной фазы из газа примем ячеечную модель с условным делением контактной трубки по высоте на ячейки полного перемешивания одинакового размера (рисунке 1.1) [35]. Число и размеры ячеек зависят от гидродинамической структуры потоков жидкости и газа [4,49,56]. Режим движения газа – турбулентный при скорости более 10 м/с $Re_T > 10^4$.

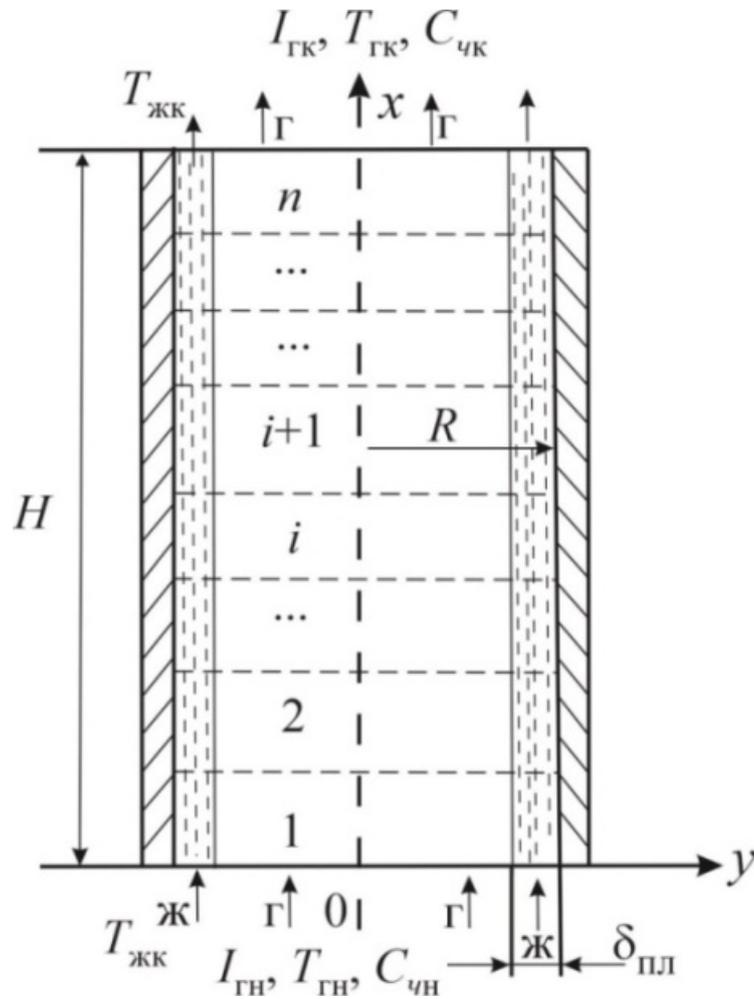


Рисунок 1.1. – Схема движения газа и жидкости при восходящем прямотоке и условного деления трубки на ячейки полного перемешивания

Уравнение теплового баланса ячейечной модели имеет вид

$$\begin{aligned}
 Q_i &= Lc_{рж}(T_{i,ж} - T_{i-1,ж}) + Q_{i,исп} = \\
 &= KF_i(T_{i,г} - T_{i,ж}) + I_{п}\beta_{г}F_i(C_{i,г} - C_{i,г}^*), \quad i = 1, 2, \dots, n,
 \end{aligned}
 \tag{1.1.9}$$

где Q_i – поток теплоты в ячейке, Вт; $Q_{i,исп}$ – поток теплоты с испарившейся жидкостью, Вт; F_i – площадь межфазной поверхности, m^2 ; ($F_i = \pi(d - 2\delta_{пл})H / n$, H – высота трубки, м); n – число ячеек; $I_{п}$ – энтальпия пара, Дж/кг; $C_{i,г}^*$ – влагосодержание насыщенного газа, $кг/м^3$.

Правую часть в выражении (1.1.9) можно записать используя аналогию Льюиса и тогда получено [47,48] $Q_i = F_i \beta_x (I_{i,\Gamma} - I_{i,\Gamma}^*)$. Для ячейки поток теплоты (1.1.9) получит форму

$$Q_i = L c_{pж} (T_{i,ж} - T_{i-1,ж}) + Q_{i,исп} = F_i \beta_x (I_{i,\Gamma} - I_{i,\Gamma}^*), \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (1.1.10)$$

где β_x – коэффициент массоотдачи, отнесенный к разности влагосодержаний, кг/м²с [47,48]; $I_{i,\Gamma}^*$ – энтальпия на границе раздела фаз при $T_{i,ж}$ и относительной влажности $\varphi=100\%$.

Выражение (1.1.10) решается совместно с уравнением теплового баланса

$$Q_i = L c_{pж} (T_{i,ж} - T_{i-1,ж}) + Q_{i,исп} = G (I_{i-1,\Gamma} - I_{i,\Gamma}), \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (1.1.11)$$

Значение $Q_{i,исп}$ составляет не более 2-3 % от Q_i и поэтому потоком $Q_{i,исп}$ можно пренебречь или определить как $Q_{i,исп} = G (C_{i-1,\Gamma} - C_{i,\Gamma}) c_{pж} T_{i,ж}$.

Уравнение для потока массы влаги (кг/с) в ячейке

$$M_{i,\Gamma} = \frac{G (C_{i-1,\Gamma} - C_{i,\Gamma})}{\rho_\Gamma} = \beta_\Gamma F_i (C_{i,\Gamma} - C_{i,\Gamma}^*), \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (1.1.12)$$

Поток массы (кг/с) осаждающихся частиц на поверхность пленки жидкости в ячейке при турбулентном режиме газа

$$M_{i,\chi} = \frac{G (C_{i-1,\chi} - C_{i,\chi})}{\rho_\Gamma} = u_t F_i C_{i,\chi}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (1.1.13)$$

Коэффициенты теплоотдачи α_Γ , массоотдачи β_Γ, β_x и турбулентного переноса частиц u_t принимаются средними по поверхности контакта фаз и вычисляются по выражениям математической модели (глава 3), где основной информацией об объекте моделирования является гидравлическое сопротивление контактных устройств. При значительном изменении теплофизических свойств газа и жидкости по высоте контактной трубки расчет β_Γ, β_x и u_t может выполняться по ячейкам.

Более подробно представленная в данном разделе математическая модель рассмотрена в раздела 7.2, где даны результаты расчетов (глава 7).

1.2. Модель явлений переноса в насадочной колонне с межфазными источниками

При моделировании явлений переноса в двухфазных средах насадочных колонн применяется подход, основанный на составлении макроскопического баланса с осреднением локальных однофазных уравнений сохранения импульса, массы и энергии и условий сопряжения на границе – двухжидкостная модель. При таком подходе дифференциальные уравнения записываются для каждой фазы отдельно, но так как макроскопические поля в фазах не являются независимыми друг от друга, то в уравнениях применяются локальные по элементарному объему межфазные источниковые члены, учитывающие перенос субстанций между фазами.

Движение стекающей пленки жидкости по поверхности насадочных тел чаще всего происходит при числе Рейнольдса $Re_{ж}$ менее 2000, т.е. режим течения ламинарный волновой, а газа в хаотичной насадке – турбулентный, $Re_{г} > 40$ [49,55].

В рассмотренной ниже постановке уравнения совместного переноса субстанций записываются в цилиндрических координатах для всей колонны с насадкой с фиктивными скоростями фаз, отнесенных ко всему поперечному сечению колонны с применением в правой части объемных локальных источников переноса тепла, массы влаги и тонкодисперсной фазы.

При равномерном распределении фаз объемные источники осредняются по всему объему слоя, а при неравномерном для локальных областей с учетом реальной гидродинамической обстановкой и движущих сил процессов переноса.

Данный подход успешно применяется при моделировании явлений переноса в пленочных градирнях [38], насадочных и тарельчатых ректификационных и абсорбционных колоннах [42-44], газосепараторах аэрозолей [37] и других аппаратах [45].

Для аппарата с регулярными или хаотичными насадками (рисунок 1.2) ниже представлена система уравнений совместного переноса теплоты и массы, а также

дисперсной фазы в цилиндрической системе координат насадочного слоя в колонне [28,36,43,45]. Эти уравнения можно использовать для моделирования скруббера-охладителя газов совместно с очисткой от дисперсной фазы (мокрая очистка), а также абсорберов и ректификационных колонн при соответствующих определениях параметров математического описания и граничных условиях.

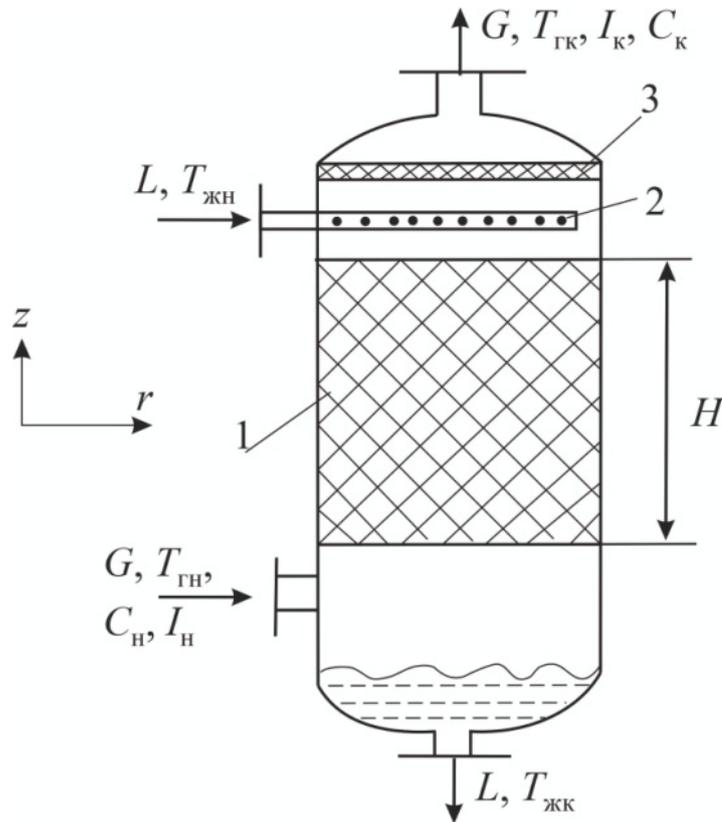


Рисунок 1.2— Схема насадочного аппарата: 1 – слой насадки; 2– распределитель (ороситель) жидкой фазы; 3 – каплеуловитель

Уравнение конвективного теплообмена в жидкой фазе

$$u_{\text{ж}}(r)\rho_{\text{ж}}c_{\text{рж}} \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial z} = \frac{\lambda_{\text{ж}}}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + \lambda_{\text{ж}} \frac{\partial^2 T_{\text{ж}}}{\partial z^2} + \frac{qdF}{dV}. \quad (1.2.1)$$

В газовой фазе

$$W_{\text{Г}}(r)\rho_{\text{Г}} \frac{\partial I_{\text{Г}}}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \lambda_{\text{Г}} \frac{\partial T_{\text{Г}}}{\partial r} \right] + \lambda_{\text{Г}} \frac{\partial^2 T_{\text{Г}}}{\partial z^2} - \frac{qdF}{dV}, \quad (1.2.2)$$

$$I_{\Gamma} = f(T_{\Gamma}, C_{\Gamma}).$$

Уравнение переноса влаги в газовой фазе

$$W_{\Gamma}(r) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r D_{\text{ТГ}} \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial r} \right] + D_{\text{ТГ}} \frac{\partial^2 C_{\Gamma}}{\partial z^2} - \frac{j_x dF}{\rho_{\Gamma} dV}. \quad (1.2.3)$$

Уравнение переноса тонкодисперсной фазы

$$W_{\Gamma}(r) \frac{\partial C_{\text{ч}}}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r D_{\text{Тд}} \frac{\partial C_{\text{ч}}}{\partial r} \right] + D_{\text{Тд}} \frac{\partial^2 C_{\text{ч}}}{\partial z^2} - \frac{j_{\text{ч}} dF}{dV}, \quad (1.2.4)$$

где dF/dV – удельная поверхность контакта фаз в локальном объеме слоя, $\text{м}^2/\text{м}^3$; при $z = 0$ – вход газа и выход жидкости в нижней части колонны.

В уравнениях (1.2.1)-(1.2.4) скорости $u_{\text{ж}}(r)$, $W_{\Gamma}(r)$ – как функции радиальной координаты.

При составлении математической модели приняты следующие допущения:

- основной тепло –и массообмен и сепарация дисперсной фазы (более 90%) происходит в насадочной зоне при пленочном режиме;
- основное сопротивление тепломассообмену сосредоточено в газовой фазе (более 99%) (при охлаждении газа);
- движение фаз стационарное и стабилизированное;
- режим движения газа в слое насадки турбулентный;
- срыв и унос капель жидкости с поверхности стекающей пленки незначителен;
- стенки колонны теплоизолированные от окружающей среды.

Профиль скорости жидкой фазы зависит от числа точек орошения и при применении хороших распределителей может быть принят в верхнем сечении слоя $u_{\text{ж}}(r) = u_{\text{жн}}$ – равномерным. Однако при стекании жидкости по насадке постепенно происходит перераспределение жидкой фазы к стенке колонны, особенно в хаотичной насадке. Известно, что существенное перераспределение жидкости к стенке происходит при $H > 4D_{\text{к}}$. Учитывая, что в абсорберах и в скрубберах охлаждения газов значение $H < 4D_{\text{к}}$, а в случае при $H > 4D_{\text{к}}$ насадка

располагается секциями с перераспределителями фаз. Таким образом, профиль скорости жидкости можно принять равномерным.

Профиль скорости газа существенно зависит от условий входа в аппарат и гидравлического сопротивления насадки по поперечному сечению. Экспериментальные исследования показывают сложную зависимость $W_{\Gamma}(r)$ для различных насадок [54,55]. В первом приближении можно принять $W_{\Gamma}(r) = W_{\text{ср}}$, затем уточнить по экспериментальным данным или из численного решения системы уравнений движения газа.

В скрубберах-охладителях перенос теплоты при конденсационном охлаждении газа ($C > C^*$) происходит за счет соприкосновения фаз (конвективный и молекулярный механизмы переноса), а также за счет конденсации влаги из газов на поверхность стекающей пленки воды (или иной жидкости), что может обеспечивать охлаждение ниже точки росы.

Тепловой баланс при коэффициенте испарения близким к единице записывается в виде (размерность $\bar{C} \sim \text{кг/кг}$)

$$Q = Gc_{\text{рг}}(T_{\text{нг}} - T_{\text{кг}}) + G(I_{\text{гн}}\bar{C}_{\text{н}} - I_{\text{гк}}\bar{C}_{\text{к}}) - G(\bar{C}_{\text{н}} - \bar{C}_{\text{к}})c_{\text{рж}}T_{\text{жк}}. \quad (1.2.5)$$

Также поток теплоты, переданной от газа в жидкую фазу можно представить используя уравнения тепло- и массопередачи при противотоке.

Поток теплоты при охлаждении газа жидкостью при противоточном движении фаз в колонне также представляется в форме

$$Q = KF\Delta T + I_{\text{п}}\rho_{\Gamma}F\beta_{\Gamma}\Delta\bar{C}. \quad (1.2.6)$$

При охлаждении газа жидкостью практически все сопротивление теплопередачи сосредоточено в газовой фазе, тогда коэффициент теплопередачи принимается равным коэффициенту теплоотдачи $K = \alpha_{\Gamma}$.

Применяя аналогию Льюиса в газовой фазе и известные выражения для энтальпии, связанные с температурой газа и влагосодержанием, выражение (1.2.6) представляют в форме [47,48]

$$Q = \beta_x F \Delta I_{\Gamma, \text{ср}}. \quad (1.2.7)$$

Тогда в газовой фазе плотность потока теплоты можно выразить с применением коэффициента массоотдачи, отнесенного к разности влажностей и движущей силы теплообмена в виде разности энтальпий, тогда

$$q = \beta_x (I_\Gamma - I_{\Gamma, \text{гр}}). \quad (1.2.8)$$

Плотность потока массы водяного пара

$$j_x = \beta_\Gamma \rho_\Gamma (\bar{C}_\Gamma - \bar{C}_\Gamma^*). \quad (1.2.9)$$

Локальный поток массы осаждающих частиц на межфазную поверхность пленки

$$j_\text{ч} = u_t \rho_\Gamma (C_\text{ч} - C_{\text{ч,гр}}). \quad (1.2.10)$$

На межфазной поверхности $\bar{C}_{\text{ч,гр}} = 0$, т.к. частицы покинули поток газа и прилипли к пленке.

Граничные условия к системе уравнений (1.2.1) – (1.2.3):

при $z = H$ (вход воды и выход газа):

$$u_\text{ж}(r) = u_{\text{жн}}(r); T_\text{ж} = T_{\text{жн}}; \partial I / \partial z = \partial C_\Gamma / \partial z = \partial C_\text{ч} / \partial z = 0;$$

при $z = 0$ (выход воды и вход газа):

$$W_\Gamma(r) = W_{\Gamma\text{н}}(r); I_\Gamma = I_{\Gamma\text{н}}; C_\Gamma = C_{\Gamma\text{н}}; C_\text{ч} = C_{\text{чн}}; \partial T_\text{ж} / \partial z = 0;$$

при $r = 0$ (на стенке колонны):

$$\partial C_\Gamma / \partial r = 0; \partial T_\text{ж} / \partial r = 0; \partial I_\Gamma / \partial r = 0; \partial C_\text{ч} / \partial r = 0.$$

Таким образом, на основе приведенных в разделах 1.1 и 1.2 математических моделей можно сделать выводы, о том, что решение задач совместного тепло- и массообмена в двухфазных средах связано с решением системы дифференциальных уравнений в частных производных. При взаимодействии стекающей пленки жидкости с газовым потоком в условиях известного распределения межфазной поверхности в пространстве (вертикальные каналы, плоскопараллельные контактные устройства и т.д.) дифференциальные уравнения тепло- и массообмена записываются для каждой фазы отдельно с граничными условиями на поверхности раздела четвертого рода. Однако при стекании пленки

жидкости по контактными элементами расположенных хаотично задать граничные условия на межфазной поверхности не представляется возможным. В таких случаях используют объемные межфазные источники импульса, энергии и массы, что является частным случаем упрощенной формы модели многоскоростного континуума. При неравномерном распределении фаз объемные источники записываются для локальных областей, а при условно равномерном для всего рабочего объема аппарата.

Отличительной особенностью математической модели в данной диссертации является возможность вычислять параметры источников (коэффициенты тепло- и массоотдачи и турбулентной миграции частиц) и средний коэффициент турбулентного обмена, как в локальных областях, так и для всего насадочного слоя с использованием коэффициента гидравлического сопротивления (перепада давления), полученного экспериментально. Это значительно сокращает временные и материальные затраты при моделировании разрабатываемых контактных устройств газ-жидкость или при их модернизации в промышленности.

1.3. Модели структуры потоков в пленочных скрубберах охлаждения газов

1.3.1. Постановка задачи

Для инженерных расчетов режимных и конструктивных характеристик насадочных аппаратов используются модели гидродинамической структуры потоков с учетом обратного перемешивания фаз [3,4,9,11,40,49,54-58]. Известно, что обратное (продольное) перемешивание снижает движущую силу процессов переноса и эффективность теплообмена. Обратное перемешивание зависит от конструктивных особенностей контактных устройств и расходов фаз и исследуется экспериментально, численно или аналитически. Однако все полученные выражения для расчета коэффициентов обратного перемешивания в

итоге являются полуэмпирическими (в безразмерном виде модифицированное число Пекле, которое также называют критерием Боденштейна). Аналогично можно отметить и про расчетные выражения для коэффициентов тепло- и массоотдачи, определение которых также имеет полуэмпирический характер. Перспективным представляется применение математических моделей, где параметры связаны с гидравлическим сопротивлением контактных устройств, что фактически является развитием и модификацией гидродинамической аналогии для сложных условий взаимодействия фаз, к которым и относится гидродинамика насадочных колонн.

Целью данного раздела является представление замкнутой системы уравнений математической модели явлений переноса теплоты и массы при контактном нагреве воды и охлаждении газов в насадочных колоннах (скрубберах) различных конструкций, где основные параметры систем уравнений зависят от гидравлического сопротивления насадок.

Поток теплоты от горячего газа к нагреваемой воде при непосредственном контакте состоит из суммы за счет непосредственного соприкосновения (конвективный и молекулярный перенос) и конденсации влаги на поверхности стекающей воды в виде тонкой пленки по контактными устройствам

$$Q = Lc_{рж}(T_{жк} - T_{жн}) = Gc_{рг}(T_{гн} - T_{гк}) + +G(I_{гн}\bar{C}_{гн} - I_{гк}\bar{C}_{гк}) - G(\bar{C}_{гн} - \bar{C}_{гк})c_{рж}T_{жк}. \quad (1.3.1)$$

В разработанной ниже математической модели предполагается, что основной тепло- и массообмен происходит в слое насадки и влияние капельно-струйной области при подачи воды на слой насадки незначительно. Поэтому коэффициенты тепло- и массоотдачи и движущие силы процессов вычисляется только для насадочной области. Кроме этого, одним из допущений является равномерная подача жидкости и газа в насадочный слой, что обеспечивается специальными распределителями фаз.

Известно, что при теплообмене газовая фаза – вода основное сопротивление теплопередаче сосредоточено в газовой фазе, тогда на основе аналогии Льюиса записывают поток тепла [47,48]

$$Q = \beta_x F \Delta I_{Г,ср}, \quad (1.3.2)$$

где β_x – коэффициент массоотдачи, отнесенный к разности влагосодержаний газа, кг/м²с; $\Delta I_{Г,ср}$ – средняя движущая сила теплопередачи в виде разности энтальпий, Дж/кг.

Поток теплоты на основе (1.3.1) и (1.3.2)

$$Q = G(I_{ГН} - I_{ГК}) - G(\bar{C}_{ГН} - \bar{C}_{ГК})c_{рж}T_{жк} = \beta_x F \Delta I_{Г,ср}. \quad (1.3.3)$$

Поток тепла с унесенной влагой составляет около 1 – 3% и его значением можно пренебречь. Тогда (1.3.3) представим в форме

$$\frac{\beta_x F}{G} = \frac{I_{ГН} - I_{ГК}}{\Delta I_{Г,ср}} = N_{Г}, \quad (1.3.4)$$

где $N_{Г}$ – тепловое число единиц переноса по аналогии с массообменными процессами [59].

1.3.2 Диффузионная модель

Применение числа $N_{Г}$ и числа Пекле Pe позволяет использовать модели структуры потоков, т.е. учесть обратное перемешивание газа и жидкости в слое насадки [49,56,58]. В такой постановке в безразмерном виде одномерные уравнения диффузионных моделей гидродинамической структуры потоков стационарного тепло- и массопереноса в газовой и жидкой фазах записываются в виде [49,60]

$$\frac{1}{Pe_{Г}} \frac{d^2 \bar{C}_{Г}}{d \bar{z}^2} - \frac{d \bar{C}_{Г}}{d \bar{z}} - N_{Г} (\bar{C}_{Г} - \bar{C}_{Г}^*) = 0, \quad (1.3.5)$$

$$\frac{1}{Pe_{Г}} \frac{d^2 \bar{I}_{Г}}{d \bar{z}^2} - \frac{d \bar{I}_{Г}}{d \bar{z}} - N_{Г} (\bar{I}_{Г} - \bar{I}_{Г,гп}) = 0, \quad (1.3.6)$$

$$\bar{I}_\Gamma = f(T_\Gamma, \bar{C}_\Gamma), \quad \bar{I}_{\Gamma, \text{гр}} = f(T_{\text{ж, гр}}, \bar{C}_{\Gamma, \text{гр}}),$$

$$\frac{1}{\text{Re}_\text{ж}} \frac{d^2 \bar{T}_\text{ж}}{d \bar{z}^2} - \frac{d \bar{T}_\text{ж}}{d \bar{z}} + N_\Gamma (\bar{I}_\Gamma - \bar{I}_{\Gamma, \text{гр}}) = 0, \quad (1.3.7)$$

где $\bar{C}_\Gamma = C_\Gamma / C_{\text{ГН}}$; $\bar{C}_\Gamma^* = C_\Gamma^* / C_{\text{ГН}}$; $\bar{I}_\Gamma = I_\Gamma / I_{\text{ГН}}$; $\bar{T}_\Gamma = T_\Gamma / T_{\text{жН}}$; $\bar{T}_\text{ж} = T_\text{ж} / T_{\text{Н}}$; $\bar{z} = z / H$ – безразмерные величины; z – вертикальная координата по высоте слоя насадки, м; H – высота слоя насадки, м; $\text{Re}_\text{ж}, \text{Re}_\Gamma$ – числа Пекле (Боденштейна) структуры потоков жидкости и газа; $\text{Re}_\text{ж} = u_\text{ж} d_\text{э} / D_{\text{Пж}}$; $\text{Re}_\Gamma = w_\Gamma d_\text{э} / D_{\text{Пг}}$; $u_\text{ж}, w_\Gamma$ – средние скорости жидкости и газа, м/с.

В системе уравнений (1.3.5) – (1.3.7) числа единиц переноса имеют форму

$$N_\Gamma = \frac{\beta_x F}{G}; \quad N_x = \frac{\beta_\Gamma \rho_\Gamma F}{G}, \quad (1.3.8)$$

Для насадки в колонне имеем

$$N_\Gamma = \frac{\beta_\Gamma a_v \psi_w H}{w_\Gamma}; \quad N_x = \frac{\beta_x a_v \psi_w H}{\rho_\Gamma w_\Gamma}, \quad (1.3.9)$$

где $F = a_v \psi_w HS$ – площадь поверхности контакта фаз, м²; $G = w_\Gamma \rho_\Gamma S$ – массовый расход газа, кг/с.

К уравнениям (1.3.5) – (1.3.7) устанавливаются граничные условия Данквертса

– при $\bar{z} = 0$ (вход газа и выход жидкости)

$$\bar{C}_\Gamma = \bar{C}_{\text{ГН}} - \frac{1}{\text{Re}_\Gamma} \frac{d \bar{C}_\Gamma}{d \bar{z}}; \quad \bar{I}_\Gamma = \bar{I}_{\text{ГН}} - \frac{1}{\text{Re}_\Gamma} \frac{d \bar{I}_\Gamma}{d \bar{z}}; \quad \frac{d \bar{T}_\text{ж}}{d \bar{z}} = 0.$$

– при $\bar{z} = 1$ (выход газа и вход жидкости)

$$\bar{T}_\text{ж} = \bar{T}_{\text{жН}} + \frac{1}{\text{Re}_\text{ж}} \frac{d \bar{T}_\text{ж}}{d \bar{z}}; \quad \frac{d \bar{C}_\Gamma}{d \bar{z}} = 0; \quad \frac{d \bar{I}_\Gamma}{d \bar{z}} = 0.$$

Уравнение (1.3.5) описывает профиль влагосодержания по высоте слоя насадки; уравнение (1.3.6) – профиль энтальпии в газовой фазе; уравнение (1.3.7) – профиль температуры жидкости. Система уравнений (1.3.5)-(1.3.7) решается совместно.

Коэффициенты массоотдачи в выражениях чисел единиц переноса и значения чисел Пекле могут быть определены по результатам экспериментальных исследований конкретных типов насадок или с применением математических моделей (глава 3).

1.3.3. Математическая модель разделения МКС

Проблема моделирования разделения многокомпонентных смесей (МКС) на целые компоненты является важной и актуальной как для фундаментальной, так и прикладной науки в различных отраслях промышленности [2-4].

При моделировании процессов в многокомпонентных смесях необходимо учитывать влияние основных и перекрестных эффектов, а также в ряде случаев теплообмен между фазами. В связи с этим математическое описание массообменных процессов представляет собой сложную задачу, при решении которой необходимо пользоваться матричными уравнениями.

При численном моделировании явления переноса импульса, массы компонентов и теплоты в пленочных аппаратах с хаотичной насадкой записывается система дифференциальных уравнений с частными производными для сплошной фазы, т.е. газовой (паровой), а взаимодействие с стекающей пленкой жидкости на поверхности хаотичных элементов учитывается с помощью объемных межфазных источников, которые зависят от характеристик пограничного слоя на поверхности раздела фаз и движущих сил процесса. Например, при известном профиле скорости газа в поперечном сечении колонны с насадкой уравнения массообмена в многокомпонентной смеси (МКС) имеют вид

$$w_{\Gamma}(r) \frac{\partial C_{\Gamma i}}{\partial z} + \text{div} j_i = \sum_{j=1}^{n-1} (K_{\text{ог}ij} a) (C_{\Gamma i}^* - C_{\Gamma i}), \quad (1.3.10)$$

где $C_{\Gamma i}$ – концентрация компонента в газовой фазе; $w_{\Gamma}(r)$ – скорость газа, как функция радиальной координаты r , м; z – вертикальная координата, м; $(K_{\text{ог}ij} a)$ –

элементы матрицы объемных коэффициентов массопередачи, c^{-1} ; $C_{\Gamma i}^*$ – равновесная концентрация; n – число компонентов в смеси.

Диффузионные потоки компонентов (МКС) записываются в форме закона Фика с учетом молекулярного и турбулентного переноса

$$j_{ir} = -\rho_{\Gamma} \sum_{i=1}^{n-1} (D_{ij} + \delta_{ij} D_{\Gamma}) \frac{\partial C_i}{\partial r}, \quad (1.3.11)$$

$$j_{iz} = -\rho_{\Gamma} \sum_{i=1}^{n-1} (D_{ij} + \delta_{ij} D_{\Gamma}) \frac{\partial C_i}{\partial z}, \quad (1.3.12)$$

где D_{ij} – элемент квадратной матрицы коэффициентов молекулярной диффузии [D] размерностью $(n-1) \times (n-1)$; D_{Γ} – коэффициент турбулентной диффузии, m^2/c ; δ_{ij} – символ Кронекера.

Уравнение (1.3.10) дополняется уравнением баланса массы компонентов и условиями термодинамического равновесия МКС.

Для упрощения представленной математической модели можно использовать модели структуры потоков с учетом многокомпонентного переноса.

Выражение для определения матрицы коэффициентов массопередачи в МКС следует из уравнения аддитивности фазовых сопротивлений

$$[K_{ог}] = [[m][\beta_{ж}]^{-1} + [\beta_{\Gamma}]^{-1}]^{-1}, \quad (1.3.13)$$

где $[m]$ – матрица коэффициентов распределения (равновесия); $[\beta_{ж}]$, $[\beta_{\Gamma}]$ – матрицы коэффициентов массоотдачи в жидкой и газовой фазах, находятся по математической модели пограничного слоя [3, 13, 39, 45].

При применении диффузионной модели гидродинамической структуры потоков уравнения массообмена в газовой (паровой) и жидкой фазах запишутся в виде

$$\frac{dC_{\Gamma i}}{dz} = \frac{S_K}{G} \sum_{i=1}^{n-1} K_{огij} (C_{\Gamma i}^* - C_{\Gamma i}) + \frac{d_{\text{э}}}{Pe_{\Gamma}} \frac{d^2 C_{\Gamma i}}{dz^2}, \quad (1.3.14)$$

$$\frac{dC_{\text{жи}}}{dz} = \frac{S_{\text{к}}}{L} \sum_{i=1}^{n-1} K_{\text{огij}} (C_{\text{ги}}^* - C_{\text{ги}}) - \frac{d_{\text{э}}}{\text{Re}_{\text{ж}}} \frac{d^2 C_{\text{жи}}}{dz^2}, \quad (1.3.15)$$

где $S_{\text{к}}$ - площадь поперечного сечения колонны, м^2 ; $d_{\text{э}}$ - эквивалентный диаметр насадки, м ; $\text{Re}_{\text{г}}$, $\text{Re}_{\text{ж}}$ - числа Пекле обратного перемешивания.

К системе уравнений (1.3.14), (1.3.15) записываются граничные условия Данквертса, аналогичные показанным выше.

1.3.4 Ячеечная модель

При применении ячейечной (зонной) модели структуры потоков предполагается условное деление насадочного слоя на ряд последовательных ячеек с полным перемешиванием потоков в направлении движения фаз. Между ячейками перемешивание отсутствует. Число ячеек зависит от гидродинамических условий взаимодействия фаз и находится экспериментально или из численного решения системы уравнений движения и массопереноса. Ячеечная модель значительно упрощает решение задач расчета эффективности тепло- и массообмена при достаточной точности расчета. Система уравнений ячейечной модели является алгебраической и фактически является аппроксимацией решения системы уравнений однопараметрической диффузионной модели (1.3.5) – (1.3.7), т.к. число ячеек связано с числом Пекле структуры потока [49].

Уравнения ячейечной модели в направлении движения газового потока при противотоке с жидкой фазой представлены ниже.

Уравнение теплообмена в газовой фазе

$$Q_i = G(I_{i-1,\text{г}} - I_{i,\text{г}}) = \beta_{\text{х}} F_i (I_{i,\text{г}} - I_{i,\text{гп}}), \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (1.3.16)$$

Уравнение переноса влаги

$$M_i = G(C_{i-1,\text{г}} - C_{i,\text{г}}) = \beta_{\text{г}} F_i (C_{i,\text{г}} - C_{i,\text{г}}^*), \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (1.3.17)$$

Уравнение теплового баланса

$$Q_i = Lc_{pж}G(T_{i-1,ж} - T_{i,ж}) = G(I_{i-1,г} - I_{i,г}), \quad i=1,2,\dots,n. \quad (1.3.18)$$

Энтальпия газа является функцией $I_г = f(T_г, C_г)$. При $i=1$ – вход газа и выход жидкости ($I_{о,г} = I_н$), ($T_{жп} = T_{жк}$); при $i=n$ – выход газа и вход воды ($I_{п,г} = I_{к,г}$) ($T_{п,ж} = T_{н,ж}$).

Таким образом, записана система трех уравнений с тремя неизвестными, $I_г, C_г, T_ж$. Основной задачей в такой постановке является достоверный расчет коэффициентов массоотдачи и числа ячеек (глава 3-6).

1.4. Математическое моделирование тепломассообмена и сепарации дисперсной фазы в тарельчатых колоннах

В химической технологии для проведения тепло- и массообменных процессов широкое применение наряду с насадочными получили тарельчатые колонные аппараты.

Рациональный путь модернизации или проектирования контактного устройства предусматривает разработку его конструкции на лабораторном макете небольшого диаметра в сочетании с математическим моделированием тепломассообмена на тарелках промышленного масштаба. Используются законы сохранения импульса, массы и энергии записанные в дифференциальной форме для барботажного слоя и инвариантные к масштабу устройства. Такой подход реализуется в рамках единой методологии, объединяющей физическое и математическое моделирование [3,14,25,39,42,45,60-62].

1.4.1 Математическая модель процессов

Рассмотрен процесс тепломассообмена между фазами и сепарации дисперсной фазы из газа жидкостью (мокрая очистка). Также процессы могут происходить как при абсорбции, так и в скрубберах-охладителях газов.

При математическом моделировании процессов в колонне с тарелками (рисунках 1.3, 1.4) можно использовать подход записи системы уравнений тепло- и массообмена для газовой фазы в цилиндрической системе координат для колонны, где процессы в барботажном слое на каждой последовательно расположенной тарелке учитываются в виде локальных объемных межфазных источников теплоты и массы [44,45].

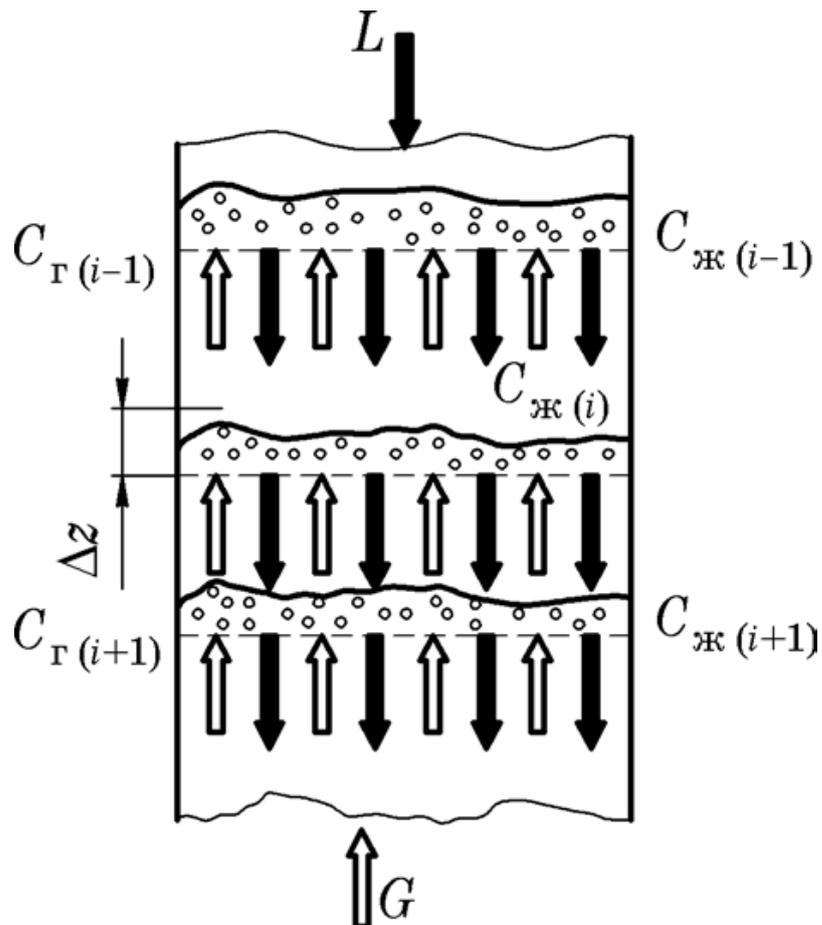


Рисунок 1.3 – Схема взаимодействия фаз в колонне с провальными тарелками

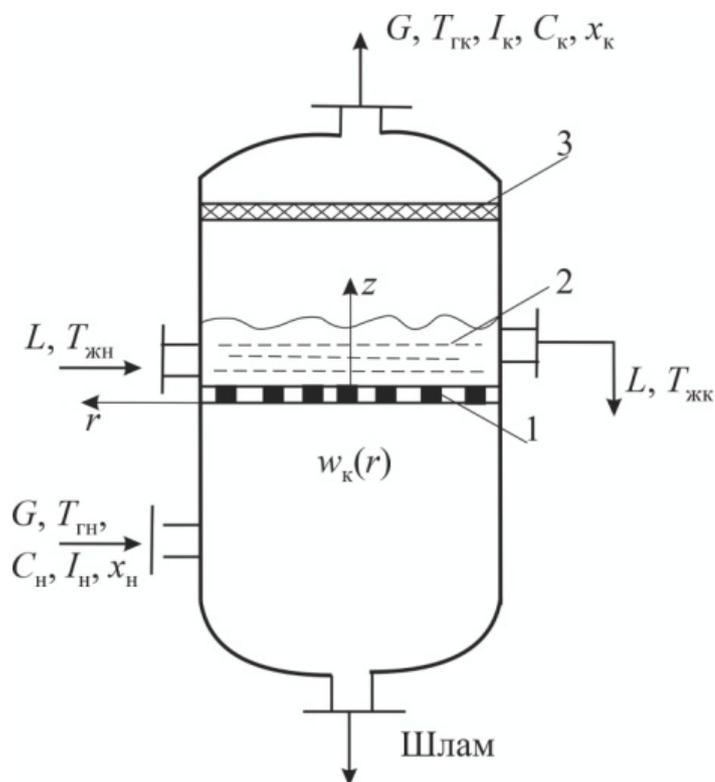


Рисунок 1.4 – Схема скруббера с одной переливной тарелкой перекрестного тока фаз.

1 – тарелка; 2 – барботажный (пенный) слой; 3 – каплеуловитель

Барботажные и пенные скрубберы характеризуются высокой эффективностью, простотой конструкции, но имеют повышенное гидравлическое сопротивление по сравнению с аппаратами с регулярными насадками. Применяются в основании ситчатые и провальные тарелки.

Отличительной особенностью ситчатых (перекрестного тока) и провальных (противоточных) тарелок является практически полное перемешивания жидкой фазы в ядре потока, т.е. за пределами пограничного слоя на межфазной поверхности пузырей и струй газа. Конечно, для тарелок большого диаметра полное перемешивание не наблюдается, однако диаметр колонн с провальными тарелками чаще ограничивается тремя метрами, а ситчатые тарелки выполняются многопоточными. Тогда в пределах одного потока допущение о однородном распределении полей температуры и концентрации в ядре потока жидкой фазы вполне допустимо. Кроме этого важным допущением, которое широко применяется в расчетах тарельчатых колонн, является идеальное вытеснение газа

в барботажном (пенном) слое и полное перемешивание в межтарельчатом пространстве выше зоны контакта фаз. Таким образом, газовая фаза поступает на вышерасположенную тарелку с одинаковой температурой и концентрацией по всей площади колонны под тарелкой.

Система дифференциальных уравнений в колонне с провальными тарелками (рисунке 1.3) запишется в форме

– теплообмен между фазами по газовой фазе

$$\rho_{\Gamma} w_{\kappa}(r) \frac{\partial I}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(\lambda_{\Gamma} + \lambda_{\Gamma\Gamma}) \frac{\partial T_{\Gamma}}{\partial r} \right] + \lambda_{\Gamma\Gamma} \frac{\partial^2 T_{\Gamma}}{\partial z^2} + K_{\text{VT}}(I - I^*), \quad (1.4.1)$$

– теплообмен между фазами по жидкой фазе

$$\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(\lambda_{\Gamma} + \lambda_{\Gamma\text{ж}}) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + \lambda_{\Gamma\text{ж}} \frac{\partial^2 T_{\text{ж}}}{\partial z^2} - K_{\text{VT}}(I - I^*), \quad (1.4.2)$$

– массоперенос компонента в газовой фазе

$$w_{\kappa}(r) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(D_{\Gamma} + D_{\Gamma\Gamma}) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial r} \right] + D_{\Gamma\Gamma} \frac{\partial^2 C_{\Gamma}}{\partial z^2} + K_{\text{VT}}(C_{\Gamma} - C_{\Gamma}^*), \quad (1.4.3)$$

– массоперенос компонента в жидкой фазе

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(D_{\text{ж}} + D_{\Gamma\text{ж}}) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial z} (D_{\text{ж}} + D_{\Gamma\text{ж}}) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial z} - K_{\text{VT}}(C_{\Gamma} - C_{\Gamma}^*), \quad (1.4.4)$$

– массоперенос дисперсной фазы в газовой фазе

$$w_{\kappa}(r) \frac{\partial C_{\text{ч}}}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(D_{\text{ч}} + D_{\Gamma\text{ч}}) \frac{\partial C_{\text{ч}}}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial z} (D_{\text{ч}} + D_{\Gamma\text{ч}}) \frac{\partial C_{\text{ч}}}{\partial z} + u_{\text{IV}}(C_{\text{ч}} - C_{\Gamma\text{ч}}), \quad (1.4.5)$$

где $w_{\kappa}(r)$ – скорость газа в барботажном слое, как функция поперечной координаты, т.е. по радиусу колонны. Учитывая, что согласно принятой модели в межтарельчатом пространстве происходит почти полное перемешивание газа, то на входе на тарелку имеем практически однородный профиль скорости газа,

который в относительно тонком (не более 250 мм) барботажном слое сохранит входное распределение. Тогда можно принять $w_{\text{к}}(r) = w_{\text{к}}$, т.е. равенство средней скорости газа. Аналогично по жидкой фазе $u_{\text{ж}}(r) = u_{\text{ж}}$.

При условиях идеального вытеснения газа и полного перемешивания жидкой фазы в турбулентном барботажном слое составление математической модели процессов тепломассообмена и сепарации значительно упрощается. Тогда локальную эффективность теплообмена, записаную через разность температур газа и энтальпии газа можно вычислить по выражениям

$$E_{\Gamma} = \frac{T_{\text{гн}} - T_{\text{гк}}}{T_{\text{гн}} - T_{\text{жср}}} = 1 - \exp(-N_{\text{ог}}), \quad (1.4.6)$$

$$E_{\Gamma} = \frac{I_{\text{н}} - I_{\text{к}}}{I_{\text{н}} - I_{\text{ср}}^*} = 1 - \exp(-N_{\text{ох}}), \quad (1.4.7)$$

где $N_{\text{ог}}, N_{\text{ох}}$ – числа единиц переноса.

При условии полного перемешивания жидкости $T_{\text{жк}} = T_{\text{жср}}$ и $I_{\text{к}}^* = I_{\text{ср}}^*$.

Среднюю температуру жидкой фазы можно определить из уравнения теплоотдачи

$$LGc_{\text{рж}}(T_{\text{жср}} - T_{\text{жн}}) = \beta_{\text{х}} F \Delta I_{\text{ср}}. \quad (1.4.8)$$

Более подробно такая задача рассмотрена далее в разделе 7.6. (глава 7).

Несмотря на эти допущения, которые подтверждаются экспериментально, расчет эффективности тепломассообменных и сепарационных процессов в промышленных скрубберах выполняется на полуэмпирической основе, где основной экспериментальной информацией являются коэффициенты тепло- и массоотдачи, а также гидравлическое сопротивление барботажного слоя. Также важной эмпирической информацией является интервал устойчивой работы тарелки в зависимости от нагрузок по газу и жидкости.

В правой части уравнения (1.4.5) записан объемный коэффициент турбулентной миграции частиц $u_{\text{тв}} = u_{\text{т}} a_{\text{в}}$ и средняя движущая сила переноса частиц.

Если на провальной тарелке жидкость и газ движутся в режиме противотока, но на ситчатой (а также клапанной, колпачковой и др.) при перекрестном токе фаз. Тогда уравнение теплообмена между фазами (1.4.3) следует записать в двумерной постановке

(учитывая полное перемешивание жидкости по высоте) в проекции на плоскость тарелки, т.е. в продольном и поперечном направлении

$$\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial \xi} = \frac{\partial}{\partial r} (\lambda_{\text{Г}} + \lambda_{\text{Гж}}) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial \xi} (\lambda_{\text{Г}} + \lambda_{\text{Гж}}) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial \xi} - \beta_{\text{vx}} (I - I^*). \quad (1.4.9)$$

Аналогично записывается дифференциальное уравнение массообмена с источником массы

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial r} (D_{\text{ж}} + D_{\text{Гж}}) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial \xi} (D_{\text{ж}} + D_{\text{Гж}}) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial \xi} + \beta_{\text{vr}} (C_{\text{ж}} - C_{\text{ж}}^*). \quad (1.4.10)$$

Одной из задач при применении уравнений (1.4.1)-(1.4.5) и (1.4.9) (1.4.10) является выбор функции для коэффициентов турбулентного обмена $\lambda_{\text{Г}}(r)$ и $D_{\text{Г}}(r)$ в газовой фазе и жидкой $\lambda_{\text{Гж}}(r)$ и $D_{\text{Гж}}(r)$ турбулентного барботажного слоя. Автору не удалось обнаружить в литературе функций для их расчета на провальных, ситчатых и других тарелках.

Принимая турбулентность близкой к изотропной можно использовать представленную ниже модель (раздел 1.5).

1.5 Модель турбулентной вязкости в барботажном слое на массообменных тарелках

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

Первые фундаментальные исследования турбулентных течений были выполнены еще в 19 веке Г.Гагеном, О.Рейнольдсом, Н. Жуковским, Ж. Буссинеском, Г.Лоренцем и в начале и середине 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, В. Левич и др). Разработаны различные полуэмпирические теории пристенной турбулентности и отрывных течений [53,64,65]. 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, Карманом, Тейлором, Левичем и многими другими исследователями.

Далее рассмотрен теоретический подход для расчета коэффициента турбулентной вязкости в ядре жидкой фазы при изотропной турбулентности.

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

$$\varepsilon \approx \frac{(v')^3}{l}, \quad (1.5.1)$$

где v' - пульсационная скорость, м/с; l – масштаб турбулентности, м. По определению турбулентная вязкость записывается как $\nu_T \approx \overline{v'l}$, касательное напряжение $\tau = \overline{\rho v'u'}$, где $v'u'$ – поперечная и продольная составляющие пульсационной скорости. При изотропной турбулентности имеем среднюю динамическую скорость в жидкой фазе $u_* \approx \sqrt{\overline{v'u'}}$ (в зоне генерации турбулентности во внешней части пограничного слоя [66]). Получено среднее значение коэффициента турбулентной вязкости в ядре потока (т.е. при $y \geq \delta$) [3]

$$\nu_T = \frac{15u_*^4}{2\varepsilon}, \quad (1.5.2)$$

где ε - средняя объемная скорость диссипации энергии, м²/с³.

Данное выражение дает удовлетворительное согласование с экспериментальными данными для пристенной турбулентности [22,63] и, в частности, с формулой Прандтля $\nu_T = \chi u_* \delta$ для ядра потока в трубах.

Однако, для газожидкостных сред коэффициент пропорциональности имеет меньшее значение и примерно равен $\sim 1,1$ [53].

В барботажном слое турбулентная вязкость жидкости вызвана движением газовых струй и пузырей. Влияние стенок колонны, колпачков, клапанов на тарелке на развитие турбулентности в жидкой фазе значительно меньше, по сравнению с воздействием газового потока. Если скорость газа (пара) в струе при интенсивном барботаже 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, деаэраторы и т.д.

На массообменной тарелке средняя объемная диссипация энергии газового потока в жидкой фазе связана с потерей энергии газа по формуле

$$\varepsilon = \frac{S_0 W_0 \left(\frac{\rho_{\Gamma} W_0^2}{2} + \rho_{\text{ж}} g h_{\text{ст}} \right) - \frac{S_{\text{к}} \rho_{\text{к}} W_{\text{к}}^2}{2}}{\rho_{\text{ж}} V_{\text{ж}}}, \quad (1.5.3)$$

где $V_{\text{ж}} = h_{\text{ст}} S_{\text{тар}}$ – объем жидкости на тарелке, м³;

Высота статического столба жидкости на ситчатых и клапанных тарелках по известному эмпирическому выражению

$$h_{\text{ст}} = 0,787 V_{\text{жсп}}^{0,21} h_{\text{сп}}^{0,56} W_{\text{к}}^m [1 - 0,31 \exp(-0,11 \mu_{\text{ж}})], \quad (1.5.4)$$

где $V_{\text{жсп}}$ – расход жидкости на длину сливной планки, м³/(м с); m – показатель степени, $m=0,05-4,6 h_{\text{сп}}$; $\mu_{\text{ж}}$ – динамическая вязкость жидкости, МПа·с; $h_{\text{сп}}$ – высота переливной тарелки, м.

Среднее значение динамической скорости по поверхности струи в жидкой фазе [3,62]:

$$u_{* \text{ж}} = \left[\frac{\rho (W_0^2 - W_{\text{п}}^2)}{4 \rho_{\text{ж}}} + \frac{g h_{\text{ф}}}{2} \right]^{0,5}, \quad (1.5.5)$$

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

Высоту газовой струи до распада на пузыри можно вычислить по формуле Волошко [68]

$$h_\phi = 2,45d_\phi \left[\frac{\rho_\Gamma W_0^2}{gd_\phi(\rho_\text{ж} - \rho_\Gamma)} \right]^{0,35}. \quad (1.5.6)$$

Гидравлические характеристики газораспределительных элементов (клапанов, колпачков) вычисляются с учетом нагрузки по газу и жидкости и физических свойств газожидкостного слоя [3,49].

При известном значении коэффициента турбулентной вязкости в жидкой фазе можно записать аналог турбулентного числа Пекле ($v_T \approx D_T$)

$$\text{Re}_\text{ж} = \frac{u_\text{ж} h_\text{сг}}{D_T}, \quad D_T \approx 1,1u_\text{ж}^4 / \varepsilon. \quad (1.5.7)$$

По результатам расчета получены следующие графические зависимости (рисунках 1.6-1.9) [34]

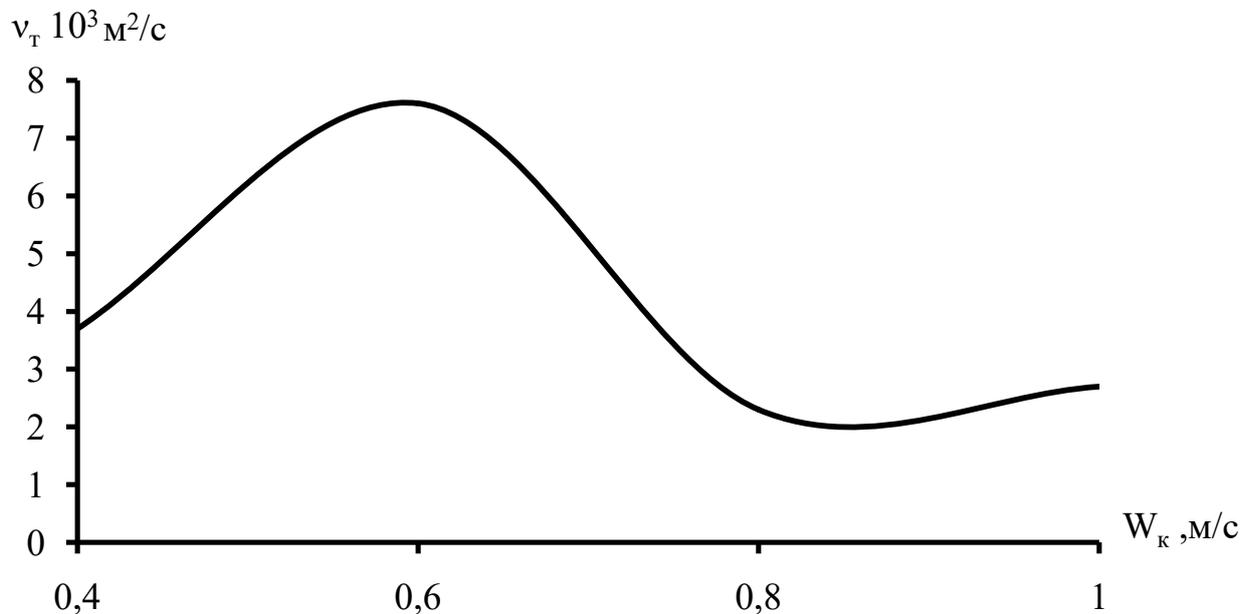


Рисунок 1.6 – Зависимость коэффициента турбулентной вязкости (1.5.2) в жидкой фазе от скорости газа на клапанных тарелках. Расход жидкости $10 \text{ м}^3/(\text{м ч})$

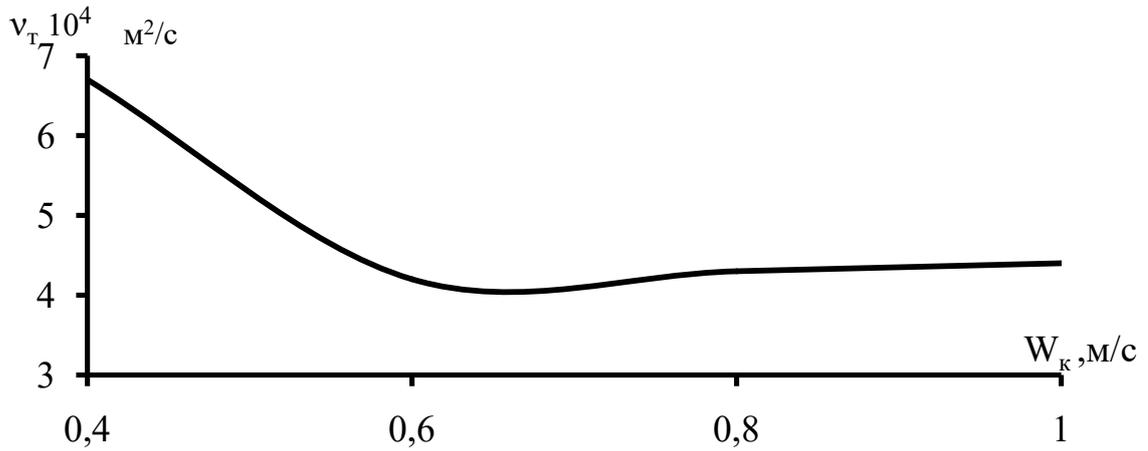


Рисунок 1.7– Зависимость коэффициента турбулентной вязкости (1.5.2) в жидкой фазе от скорости газа на ситчатых тарелках.

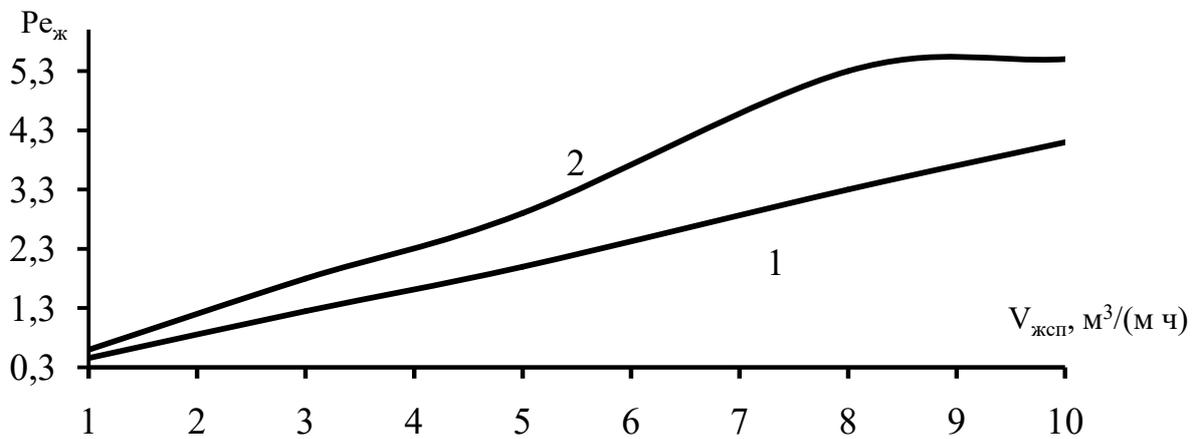


Рисунок 1.8– Зависимость числа Пекле (1.5.7) от расхода жидкости при разных скоростях газа на ситчатой тарелке: 1- скорость газа 0,4 м/с; 2-скорость газа 0,8м/с.

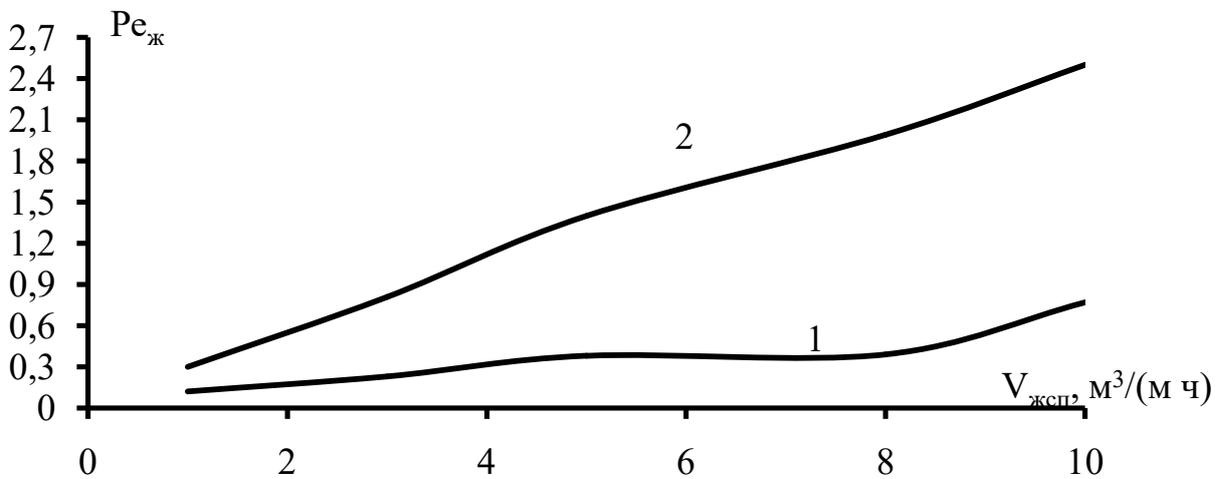


Рисунок 1.9 – Зависимость числа Пекле (1.5.7) от расхода жидкости при разных скоростях газа на клапанной тарелке: 1- скорость газа 0,4 м/с; 2-скорость газа 0,8м/с.

Сложный характер кривых v_T от скорости в колонне W_K вызван неравномерной работой газораспределительных элементов на тарелке при небольших скоростях газа ($W_K < 0,7; 0,8$). 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.

1.6 Коэффициенты турбулентной вязкости в высокослойных барботажных аппаратах

В данном разделе показано применение выражения (1.5.2) для приближенного расчета средних коэффициентов турбулентной вязкости в ядре жидкой фазы в высокослойных барботажных реакторах, деаэраторах, флотаторах и других аппаратах [32,63].

При исследовании и моделировании гидродинамики барботажного слоя с учетом структуры потока определяют коэффициенты продольного и поперечного перемешивания, которые связаны с режимом работы аппарата и его конструкцией. Как правило, коэффициенты перемешивания в жидкой фазе 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 (1.5.2) с коэффициентом пропорциональности $\sim 1,1$ для двух режимов барботажа в газожидкостных аппаратах [31,32,70]:

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

При скорости газа на полное сечение барботажного аппарата (без учета жидкости) $w_{\Gamma} < 0,1$ м/с выражение для расчета средней динамической скорости на поверхности газ-жидкость получено в виде [71].

$$u_{*ж} = 2,2(v_{ж} g w_{\Gamma})^{0,25}, \quad (1.6.1)$$

при $w_{\Gamma} > 0,1$ м/с

$$u_{*ж} = 2,2 \left[v_{ж} g w_{\Gamma} (1 - \varphi_{\Gamma})^2 \right]^{0,25}. \quad (1.6.2)$$

Газосодержание вычисляется по известным эмпирическим выражениям [71], например, по формуле ($\varphi < 0,7$)

$$\varphi_{\Gamma} = 0,4 \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{ж}} \right)^{0,15} \left(w_{\Gamma} \sqrt[4]{\frac{\Delta \rho}{\sigma g}} \right)^{0,68}. \quad (1.6.3)$$

При выводе выражений (1.6.1), (1.6.2) было принято, что газ барботирует в условно неподвижную жидкость.

В выражении (1.5.2) составляющую от средней скорости диссипации энергии в жидкости в окрестности пузырька (в пограничном слое и вихревом следе) запишем в виде

$$\varepsilon_{ж} = \frac{\tau_{\Gamma p} F (u_{\infty} - u_{\Gamma p})}{\rho_{ж} V_{ж}}. \quad (1.6.4)$$

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

$$V_{ж} = V_{\delta} + V_{сл}. \quad (1.6.5)$$

Представляя объем вихревого следа в виде полуэллипсоида вращения, в центр которого вписана дисперсная частица (пузырек), запишем [72]

$$V_{сл} = \frac{4}{3} \pi R^3 \frac{S}{R}. \quad (1.6.6)$$

При числах $Re > 100$ длина вихревого следа примерно равна [1]

$$\frac{S}{2R} \approx 1,2. \quad (1.6.7)$$

Тогда

$$V_{\text{сл}} = 3,2\pi R^3. \quad (1.6.8)$$

Тогда из (1.6.4) - (1.6.8) при $F=4\pi R^2$ получим приближенное значение средней объемной скорости диссипации энергии [32]

$$\varepsilon_{\text{ж}} = \frac{4\tau_{\text{Гр}}(u_{\infty} - u_{\text{Гр}})}{\rho_{\text{ж}}(4\delta + 3,2R)} = \frac{4u_{*_{\text{ж}}}^2(u_{\infty} - u_{\text{Гр}})}{4\delta + 3,2R} \quad (1.6.9)$$

и выражение (1.5.2) с коэффициентом пропорциональности 1,1 запишется в виде [69,73]

$$v_{\text{ТЖ}} = 1,1(4\delta + 3,2R) \frac{u_{*_{\text{ж}}}^2}{4(u_{\infty} - u_{\text{Гр}})}. \quad (1.6.10)$$

Необходимо учитывать, что данное выражение получено для среднего значения $v_{\text{ТЖ}}$ в ядре потока.

Учитывая, что $R \gg \delta$ среднюю толщину пограничного слоя приближенного найдем из выражения для плоской поверхности длиной L с учетом движения межфазного контакта [74]

$$\delta \approx 3,3 \sqrt{\frac{v_{\text{ж}}L}{u_{\infty} - u_{\text{Гр}}}} = 3,3 \sqrt{\frac{\pi R v_{\text{ж}}}{(u_{\infty} - u_{\text{Гр}})}}. \quad (1.6.11)$$

Известно также выражение $\delta/R \approx \sqrt{2/\text{Re}_{\Pi}}$; $\text{Re}_{\Pi} = u_{\infty} 2R / v_{\text{ж}}$ -число Рейнольдса для пузырька.

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

$$u_{\text{Гр}} = \frac{2}{\pi} \int_0^{\pi/2} \frac{u_{\infty} \sin\varphi}{2(1 + \mu^*)} d\varphi = \frac{u_{\infty}}{\pi(1 + \mu^*)}. \quad (1.6.12)$$

При больших скоростях всплытия пузырька ($\text{Re}_{\Pi} > 10$) по формуле [72,75]

$$u_{\text{Гр}} = u_{\infty} - u_{*_{\text{ж}}} \sqrt{7} \arctg \sqrt{7}. \quad (1.6.13)$$

В выражениях (1.6.10), (1.6.11) диаметр $d_{\Pi} = 2R$ и скорость всплытия пузырька вычисляются по известным зависимостям

$$d_{\Pi} = 1,5 \sqrt[3]{\frac{d_0 \sigma}{\Delta \rho g}}, \quad (1.6.14)$$

$$u_{\infty} = 1,5 \left(\sigma g \Delta \rho / \rho_{\text{ж}}^2 \right)^{0,25}.$$

Из (1.5.2) с коэффициентом пропорциональности 1,1 (1.6.1) и (1.6.10) в итоге получим среднее значение [73]

$$v_{\text{ГЖ}} = 1,33 (4\delta + 1,6d_{\Pi}) \frac{(v_{\text{ж}} g w_{\Gamma})^{0,5}}{(u_{\infty} - u_{\Gamma\text{р}})}. \quad (1.6.15)$$

Режим стесненного движения пузырей

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

Если $\varphi_{\text{ж}} \geq (1 - \varphi_{\Gamma})$ то имеем $\varphi_{\text{ж}} \approx (1 - \varphi)$ и при таком режиме энергия диссипирует во всем объеме жидкой фазы и в газовых пузырях. Тогда выражение (1.6.4) запишем, используя удельную поверхность газожидкостного слоя

$$a_{\text{в}} = \frac{F}{V_{\text{Г.ж}}} = \frac{6\varphi_{\Gamma}}{d_{\Pi}}, \quad (1.6.16)$$

$$\varepsilon_{\text{ж}} = \frac{\tau_{\Gamma\text{р}} 6\varphi_{\Gamma} (u_{\infty} - u_{\Gamma\text{р}}) V_{\text{Г.ж}}}{\rho_{\text{ж}} V_{\text{ж}} d_{\Pi}}. \quad (1.6.17)$$

Если скорость газа в слое превышает скорость свободного всплытия пузыря, то $(u_{\infty} - u_{\Gamma\text{р}}) = w_{\Gamma}$.

Учитывая связь

$$V_{\text{Г.ж}} = \frac{V_{\text{ж}}}{1 - \varphi_{\Gamma}}, \quad (1.6.18)$$

уравнение (1.6.17) получит форму

$$\varepsilon_{\text{ж}} = 6 \frac{u_*^2 w_{\Gamma} \varphi_{\Gamma}}{d_{\text{п}} (1 - \varphi_{\text{п}})}. \quad (1.6.19)$$

Из (1.5.2) с коэффициентом пропорциональности 1,1 и (1.6.19) получим

$$v_{\text{тж}} = 0,183 \frac{u_*^2 d_{\text{п}} (1 - \varphi_{\Gamma})}{w_{\Gamma} \varphi_{\Gamma}}, \quad (1.6.20)$$

где средний диаметр пузырьков по известному выражению

$$d_{\text{п}} = \sqrt{\frac{6V_0}{\pi n u_{\infty}}} = \sqrt{\frac{6w_{\Gamma} S_{\text{к}}}{\pi n u_{\infty}}}, \quad (1.6.21)$$

где V_0 - расход газа через отверстие, м³/с; n - число отверстий в барботере.

Окончательно с динамической скоростью u_* (1.6.2) имеем [73,76]

$$v_{\text{тж}} = 0,887 \frac{d_{\text{п}} (1 - \varphi_{\Gamma})^2}{\varphi_{\Gamma}} \left(\frac{v_{\text{жг}}}{w_{\Gamma}} \right)^{0,5}. \quad (1.6.22)$$

На рисунке 1.10 дана расчетная зависимость среднего коэффициента $v_{\text{тж}}$ от скорости газа в барботажном слое.

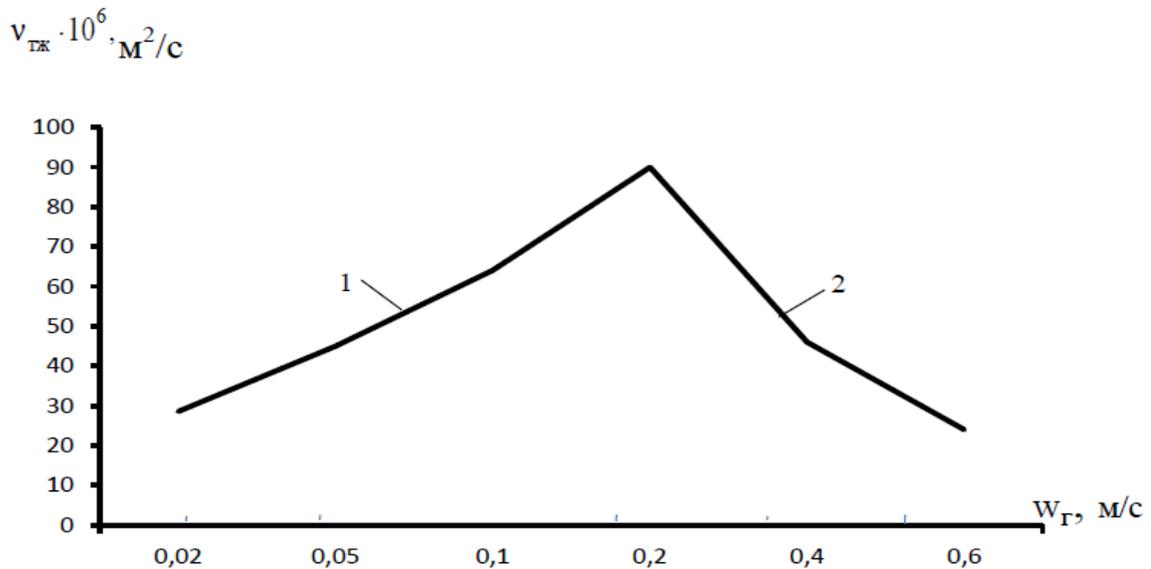


Рисунок 1.10 – Зависимость среднего коэффициента $v_{\text{тж}}$ от скорости газа. 1 – расчет по (1.6.15); 2 – расчет по (1.6.22). Система воздух – вода.

Таким образом, в данном разделе 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 ($w_T < 0,2$), и как следствие малых значениях газосодержания ($\varphi_T < 0,15$), коэффициент турбулентной вязкости увеличивается с повышением скорости газа, примерно $\nu_T \sim w_T^{0,5}$. Этот режим характеризуется свободным движением пузырей и турбулентность вызвана, главным образом вихревым следом. При $w_T > 0,2$ м/с начинается стесненное движение пузырей и с повышением скорости газа коэффициент турбулентной вязкости значительно снижается. Это можно объяснить уменьшением масштаба турбулентности, так как расстояние между пузырями уменьшается. При скоростях газа $w_T > 0,4 \div 0,6$ м/с в отверстиях барботера образуются газовые струи (факелы), которые являются дополнительными источниками генерации турбулентности. Для такого режима расчет ведется с учетом газовых струй [34] (раздел 1.5).

Полученные выражения (1.6.15) и (1.6.22) справедливы при $w_T < 0,4 \div 0,6$ м/с и могут использоваться для расчетов высокослойных барботажных реакторов, дезэраторов, аэротенков, флотаторов и других аппаратов с газожидкостными средами, когда концевыми (входными) эффектами можно пренебречь [34].

1.7 Модель перемешивания жидкости в высокослойных барботажных аппаратах

Для расчета промышленных аппаратов химической технологии применяются как численные, так и приближенные методы. В инженерных расчетах широкое применение получила диффузионная модель структуры потоков. Основным параметром в диффузионной модели является коэффициент обратного (продольного) перемешивания потоков или в безразмерном виде –

модифицированное число Пекле [49,56]. Определение коэффициентов перемешивания почти всегда осуществляется экспериментальными методами для каждого типа аппаратов. В данном разделе рассматривается полуэмпирический подход определения коэффициентов перемешивания в жидкой фазе для пустотелых барботажных аппаратов (т.е. без специальных внутренних устройств). Такими аппаратами в химической технологии чаще всего являются абсорберы со сплошным барботажным слоем и газожидкостные химические реакторы. В водоочистке промышленных предприятий используются аэротенки, а в водоподготовке флотаторы и термические деаэраторы.

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 [49,56,71] показывают, что коэффициент перемешивания D_{Π} может изменяться в очень широких пределах (от $5 \cdot 10^{-4}$ до $0,5 \text{ м}^2/\text{с}$). Такое изменение обусловлено в первую очередь скоростью газа в слое и диаметром колонны.

Для получения расчетного выражения для коэффициента перемешивания в жидкой фазе используем подход [77] с применением зависимости, предложенной Тейлором

$$D_{\Pi} \approx k u_* R, \quad (1.7.1)$$

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

В выражении (1.7.1) предполагается, что перемешивание в основном вызвано за счет турбулентных пульсаций и D_{Π} 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 [9,56]

$$D_{\text{эф}} = D_{\text{вх}} + D_{\text{вн}} + D_{\text{т}}, \quad (1.7.2)$$

где $D_{\text{эф}}$ - эффективный коэффициент перемешивания, $\text{м}^2/\text{с}$; $D_{\text{вх}}$ - коэффициент перемешивания учитывающий входные неравномерности, $\text{м}^2/\text{с}$; $D_{\text{вн}}$ - коэффициент перемешивания, учитывающий наличие внутренних устройств в аппарате, $\text{м}^2/\text{с}$; $D_{\text{т}} \approx D_{\text{п}} = ku_*R$ - коэффициент турбулентной диффузии, определяемой по формуле (1.7.1). Безразмерный коэффициент пропорциональности k учитывает флуктуацию скорости жидкости, вызванную масштабом аппарата.

Для устранения входных неравномерностей используют специальные распределители фаз и поэтому можно принять $D_{\text{вх}} \approx 0$. Кроме этого в пустотелом барботажном аппарате (без внутренних устройств) $D_{\text{вн}} = 0$. Тогда основной задачей в рассмотренной выше постановке является определение коэффициента k в формуле (1.7.1). В работах [3,62] эта задача решается с использованием метода сопряженного физического и математического моделирования и имеет сложный математический аппарат. Поэтому при наличии экспериментальных данных $D_{\text{п}} = f(R)$ значение коэффициента k можно определить в результате их обработки.

Из (1.7.1) с динамической скоростью (1.6.2) запишем число Пекле для перемешивания в жидкой фазе [31]

$$Pe = \frac{w_{\Gamma} D_{\text{к}}}{D_{\text{п}}} = \frac{2w_{\Gamma}}{ku_*} = \frac{w_{\Gamma}^{0,75}}{1,1k(v_{\text{ж}}g)^{0,25}(1-\varphi)^{0,5}}, \quad (1.7.3)$$

где $D_{\text{к}}$ - диаметр колонны (характерный размер), м.

После идентификации с экспериментальными данными [71] с учетом масштабного перехода получен коэффициент k .

$$k = 4,44 \left(\frac{D_{\text{к}}}{D_{\text{мак}}} \right)^{0,4}. \quad (1.7.4)$$

Тогда выражение (1.7.3) имеет вид [31]

$$Re = 0,45 \frac{w_{\Gamma}}{u^*} \left(\frac{D_{\text{мак}}}{D_{\text{к}}} \right)^{0,4}, \quad (1.7.5)$$

или

$$D_{\text{п}} = 2,22 D_{\text{к}} u^* \left(\frac{D_{\text{к}}}{D_{\text{мак}}} \right)^{0,4}, \quad (1.7.6)$$

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

Эмпирическое выражение для числа Re в жидкой фазе получено Като и Нишиваки [49]

$$Re = \frac{13 Fr^{0,5}}{1 + 6,5 Fr^{0,4}}, \quad (1.7.7)$$

где число Фруда $Fr = w_{\Gamma}^2 / (g D_{\text{к}})$.

Следует отметить, что в выражениях (1.7.5) и (1.7.7) не входит высота барботажного слоя, однако такая зависимость известна по работам Аэрова и др.

На рисунке 1.11 приведено сравнение коэффициента перемешивания с экспериментальными данными [71], а на рисунках 1.12 и 1.13 приведены сравнения результатов расчета числа Re по формулам (1.7.5) и (1.7.7).

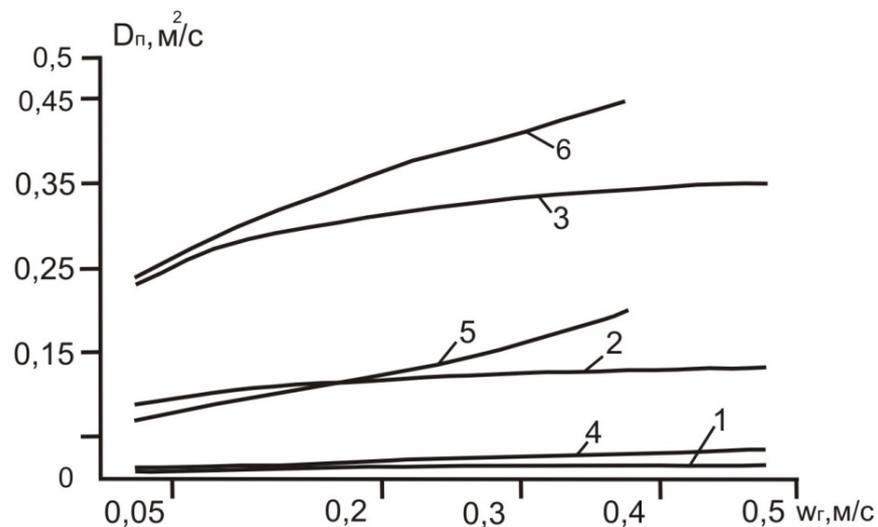


Рисунок 1.11 – Коэффициент продольного перемешивания в барботажных колоннах различных диаметров $D_{\text{к}}$ (в мм): расчет по формуле (1.7.6): 1 - 100; 2 - 400; 3 - 800; обобщенные экспериментальные данные [71]: 4 - 100; 5 - 400; 6 – 800 мм

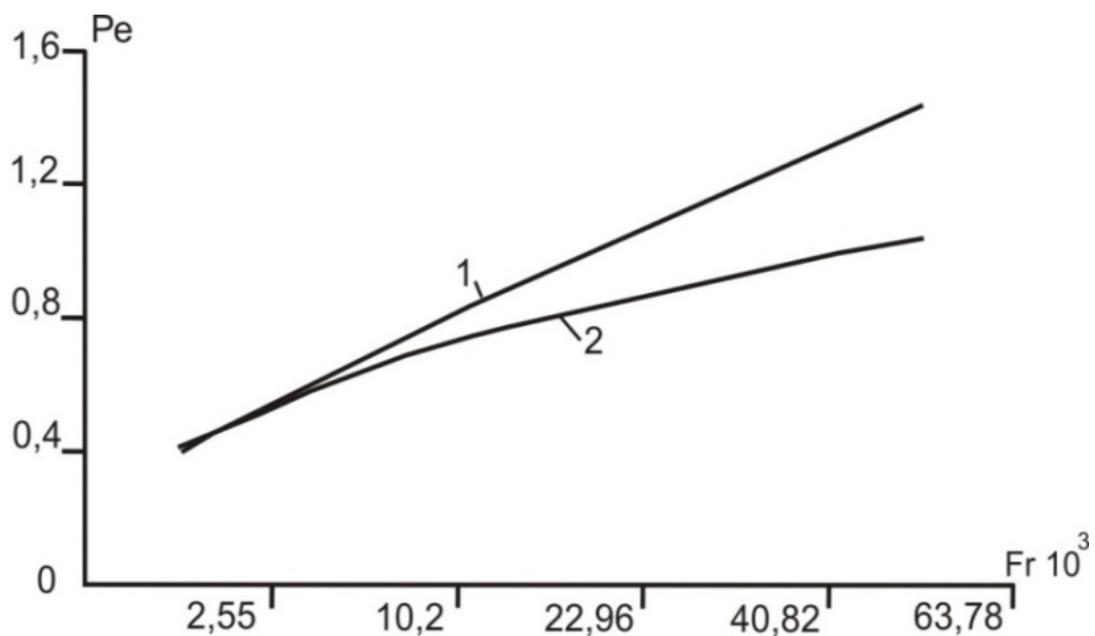


Рисунок 1.12. – Сравнение результатов расчетов числа Pe при $W_T=0,05-0,25$ м/с и

$D_K=0,1$ м: 1-по формуле (1.7.5); 2 - по формуле (1.7.7)

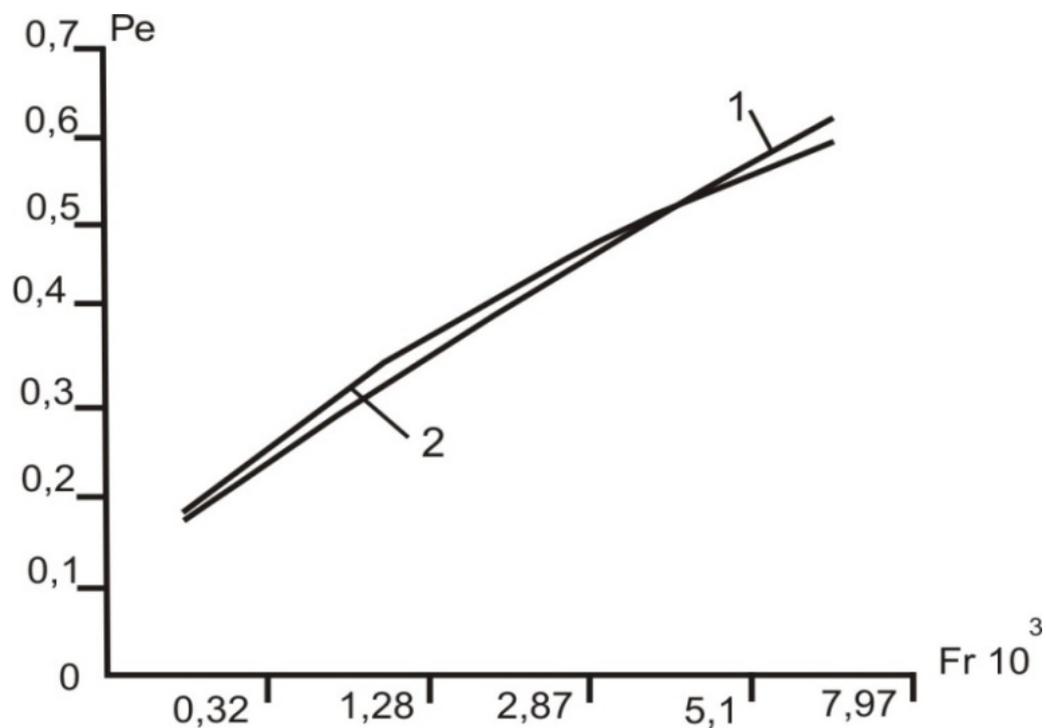


Рисунок 1.13 –Сравнение результатов расчетов числа Pe при $W_T=0,05-0,25$ м/с и

$D_K=0,8$ м: 1 – по формуле (1.7.5); 2 – по формуле (1.7.7)

Как следует из представленных результатов выражение (1.7.5) дает удовлетворительное согласование с экспериментальными данными различных авторов [71] при $w_T=0,05$ до $0,25$ м/с и $D_K=0,1$ до $1,0$ м и рекомендуется для расчетов барботажных аппаратов.

Следует отметить, что при скорости газа более $0,25$ м/с (т.е. больше скорости всплытия одиночного газового пузыря) в отверстиях образуются газовые струи, которые являются дополнительными источниками генерации турбулентности. Для расчета D_T при таком режиме можно использовать математическую модель [34] (раздел 1.5, при $v_T \approx D_T$).

Представленные выражения для коэффициентов турбулентной вязкости и перемешивания используются в следующих главах при численном решении систем уравнений переноса, приведенных в первой главе, для аппаратов различных конструкций с газожидкостными средами.

Выводы

Математическое моделирование явлений переноса в двухфазных средах имеет важное значение в теоретических и прикладных исследованиях и модернизации аппаратов [79-87].

Для математического моделирования процессов теплообмена и сепарации аэрозолей при разработке новых конструкций контактных устройств или модернизации действующих промышленных аппаратов в данной главе рассмотрены теоретические основы в виде систем дифференциальных уравнений в частных производных, а также гидродинамические модели структуры потоков. Представлены различные частные случаи взаимодействия газа (пара) и жидкой фазы в пленочных, насадочных и барботажных аппаратах, где переход теплоты и массы веществ, а также тонкодисперсной фазы через межфазную поверхность учитывается граничными условиями четвертого рода или локальными источниками переноса. Источники связаны с коэффициентами тепло- и массопередачи и движущими силами процессов. Для определения коэффициентов тепло- и массопередачи в следующих главах диссертационной работы разработан ряд математических моделей которые позволяют делать вычисления средних чисел Нуссельта и Шервуда в аппаратах различных конструкций с поверхностными и объемными интенсификаторами в газожидкостных средах. Также в данной главе представлены математические модели и расчетные выражения турбулентной вязкости и коэффициента обратного перемешивания в барботажных аппаратах с высоким и тонким газо (паро) жидкостным слоем. Даны результаты расчетов данных коэффициентов и сравнение с экспериментальными данными различных авторов.

Формулы, полученные автором в первой главе

№	Название	Формула	Номер
1	Коэффициент турбулентной вязкости	$v_{\text{ТЖ}} = 1,33(4\delta + 1,6d_{\text{п}}) \frac{(v_{\text{ж}} g w_{\Gamma})^{0,5}}{(u_{\infty} - u_{\Gamma\text{р}})}$	(1.6.15)
2	Коэффициент турбулентной вязкости	$v_{\text{ТЖ}} = 0,887 \frac{d_{\text{п}} (1 - \varphi_{\Gamma})^2}{\varphi_{\Gamma}} \left(\frac{v_{\text{ж}} g}{w_{\Gamma}} \right)^{0,5}$	(1.6.22)
3	Число Пекле для перемешивания	$\text{Pe} = 0,45 \frac{w_{\Gamma}}{u_*} \left(\frac{D_{\text{мак}}}{D_{\text{к}}} \right)^{0,4}$	(1.7.5)

ГЛАВА 2

МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ДИССИПАЦИИ ЭНЕРГИИ И ТРЕНИЯ В АППАРАТАХ С ИНТЕНСИФИКАТОРАМИ – ТУРБУЛИЗАТОРАМИ ОДНО- И ДВУХФАЗНЫХ СРЕД

Введение

В данной главе на основе применения и развития приближенного метода моделирования переноса импульса в каналах аппаратов с поверхностными и объемными интенсификаторами явлений переноса автором диссертационной работы получены выражения для расчета средних коэффициентов трения в виде безразмерных комплексов трения (числа Рейнольдса с динамической скоростью), которые в следующих главах используются при вычислении коэффициентов тепло-и массоотдачи в двухфазных средах. Использован подход Ландау-Левича и модель турбулентного пограничного слоя Дайслера и Ван-Дрийдста, а так же Прандтля с функциями турбулентной вязкости для плоской гладкой стенки. Путем интегрирования выражения для сопротивления переносу импульса получены выражения для коэффициентов трения, расчет по которым удовлетворительно ($\pm 4-5\%$) согласуется с известными значениями для пластины и трубы с гладкими стенками. При переходе к моделированию переноса импульса в каналах с поверхностными интенсификаторами использованы идентичные локальные свойства турбулентного движения в пограничном слое на пластине и в

пристенном слое каналов, а также свойства консервативности законов трения и теплообмена к возмущениям, которые учитываются параметрически. Такими параметрами являются средние значения касательного напряжения трения и безразмерная толщина вязкого подслоя. На основе диссипативной модели получено выражение для среднего касательного напряжения в каналах с интенсификаторами. Представлены результаты расчетов и сравнения с известными экспериментальными данными. Таким образом, установлена адекватность разработанной математической модели в широком интервале режимных, конструктивных параметров и теплофизических свойств жидких и газовых сред. При этом основной экспериментальной информацией об объекте моделирования является гидравлическое сопротивление аппарата (контактного устройства).

Материалы данной главы опубликованы в пяти статьях [88-92], трех монографиях [43,45,76] и материалах конференций.

2.1 Состояние проблемы

В обзорной статье [51] отмечается недостаточность приближенных методов расчета интенсифицированного теплообмена, что относится и к массообменным процессам и процессам сепарации гетерогенных систем.

Особенно эффективны применения дискретно-шероховатых каналов, закрученных потоков, различных видов накатки на поверхности, выемок, проволочных спиралей, а также объемные интенсификаторы в виде мелких хаотичных элементов (упаковок), витых проточных элементов и др. Перечисленные интенсификаторы в зависимости от геометрических характеристик обеспечивают переход от ламинарного режима в турбулентный при относительно небольших числах Рейнольдса. Поверхностные интенсификаторы вызывают турбулентность при числах $Re > 200-500$, а объемные $Re > 50$. Конечной целью любого из методов интенсификации является проектирование аппаратов с минимальными массогабаритными

характеристиками при наименьших затратах энергии на тепло- и массообмен и сепарацию дисперсной фазы при заданной эффективности процессов.

2.2 Методы моделирования явлений переноса

Для математического моделирования процессов трения и теплообмена чаще используются приближенные и численные методы. К приближенным методам относятся, например, однопараметрические интегральные методы в теории пограничного слоя, пленочная и пенетрационная модели, методы линеаризации уравнений и др. Приближенные методы с небольшой погрешностью с заданными ограничениями позволяют получать формулы, необходимые для выполнения конкретных инженерных расчетов. Конечно, получить универсальную математическую модель разнообразных методов интенсифицированного обмена невозможно (или весьма затруднительно), но делать попытки в этом направлении необходимо [51,93].

Приближенное математическое описание процессов переноса в пограничном слое связано с моделями Прандтля, Кармана, Ландау и Левича, Дайслера, Тейлора, Клаузера, Шлихтинга, Лапина, Лойцянского и др., а также с развитием (модификацией) гидродинамической аналогии Рейнольдса, Прандтля, Кармана, Шервуда и Чилтона-Кольборна. Причем наиболее теоретически обоснованными [3,26,72,94] и перспективными являются модели пограничного слоя Ландау-Левича, Дайслера, Ханратти и др. и их дальнейшее применение различными авторами.

Математические модели интенсифицированных явлений переноса находятся в процессе развития, поэтому наиболее достоверный расчет аппаратов с поверхностными и объемными интенсификаторами основывается пока на полуэмпирических уравнениях теории подобия. За последние 40-50 лет накоплен большой объем экспериментальных данных, обобщенных в виде критериальных выражений. Они успешно применяются в расчетах интенсифицированных

тепломассообменных аппаратов, но имеют ограниченную область по режимным и конструктивным параметрам.

Математическое моделирование опирается на два принципиально разных подхода. Первый заключается в замене интенсифицированной поверхности на некоторую условную эффективную плоскую поверхность с осреднением теплогидравлических характеристик течения, т.е. фактически с изменением граничных условий на плоской стенке. Профиль скорости в канале с шероховатой поверхностью, как и на гладкой стенке описывается логарифмической зависимостью с опытными коэффициентами, которые могут определяться по перепаду давления. При таком подходе весьма затруднительно смоделировать опережающий рост теплоотдачи относительно гидравлического сопротивления, так как не в полной мере отражается реальная гидродинамическая обстановка у поверхности с интенсификаторами.

Второй подход математического моделирования предполагает детальное исследование обтекания каждого единичного элемента интенсификаторов с целью построения общей гидродинамики потока. Решается численно система дифференциальных уравнений движения и теплообмена с различными граничными условиями и замыкающими моделями турбулентности. Однако в инженерных расчетах второй подход пока не находит широкого применения.

Следует отметить, что для проектных расчетов теплообменника или массообменного аппарата необходимо иметь средние значения коэффициентов тепло- и массоотдачи, а также полное гидравлическое сопротивление аппарата.

Теоретическая основа первого подхода заключается в применении известных свойств консервативности законов трения и теплообмена к продольному градиенту давления в пограничном слое, т.е. вид математического описания элементарных актов переноса инвариантен к различным возмущениям и размеру аппарата. Влияние этих факторов не изменяет форму математического описания пограничного слоя, а учитывается параметрически и за счет изменения граничных условий [3,51].

Целью данной главы является: на основе применения моделей турбулентного пограничного слоя и средней скорости диссипации механической энергии, учитывая свойства консервативности законов трения к возмущениям, получение упрощенных расчетных зависимостей среднего касательного напряжения для каналов с поверхностными и объемными интенсификаторами-турбулизаторами одно и двухфазных сред с различной вязкостью.

Материал данной главы является дальнейшим развитием подхода, используемого в работах [3,15,22,25,72].

2.3 Перенос импульса и трение на пластине

В следующих двух разделах первоначально рассмотрены простые примеры моделирования трения на пластине и в трубе при развитом турбулентном режиме с применением коэффициента переноса импульса (импульсоотдачи) и числа Рейнольдса с динамической скоростью.

С применением коэффициента переноса импульса касательное напряжение на стенке записывается в виде [3]

$$\tau_{\text{СТ}} = \gamma(u_{\infty} - u_{\text{СТ}}) = \gamma u_{\infty}, \quad (2.3.1)$$

где γ – коэффициент переноса импульса, кг/м²с; $\tau_{\text{СТ}}$ – касательное напряжение на стенке, Па.

Из известных автору источников литературы впервые коэффициент скорости переноса импульса (импульсоотдачи) был записан в монографии [95].

Также касательное напряжение с учетом молекулярной и турбулентной вязкости имеет известный вид

$$\tau = \rho(\nu + \nu_T) \frac{du}{dy}, \quad (2.3.2)$$

где du/dy – градиент скорости, с⁻¹.

Из выражений (2.3.1) и (2.3.2) записывается сопротивление переносу импульса в пограничном слое [3]

$$\frac{2}{c_f \rho u_\infty} = \frac{1}{\gamma} = \int_0^\delta \frac{\tau^* dy}{\rho(v + v_T(y))}, \quad (2.3.3)$$

где $\tau^* = \tau / \tau_{CT}$ – относительный поток импульса; δ – толщина гидродинамического пограничного слоя, м (слоя трения [74]); c_f – коэффициент трения $c_f = 2\tau_{CT} / (\rho u_\infty^2)$ или $c_f = 2\gamma / \rho u_\infty$, или $c_f = 2(\text{Re}_* v / \ell)^2 / u_\infty^2$, $\text{Re}_* = u_* \ell / \nu$ – число Рейнольдса с динамической скоростью, которое применяется в теории гидромеханических процессов [20 и др.] (иногда обозначается Re_t); ℓ – характерный размер обтекаемого тела, м.

Выполним некоторые преобразования выражения (2.3.3), запишем

$$\frac{1}{\gamma} = \delta \int_0^1 \frac{\tau^* d(y/\delta)}{\rho(v + v_T(y))}, \quad (2.3.4)$$

$$\frac{1}{\gamma} = \frac{1}{\rho u_*} \int_0^1 \frac{\tau^* d(y/\delta)}{\frac{\nu}{u_* \delta} + \frac{v_T(y)}{u_* \delta}}. \quad (2.3.5)$$

Безразмерный коэффициент импульсоотдачи $\gamma^+ = \gamma / \rho u_*$, тогда

$$\frac{1}{\gamma^+} = \frac{\rho u_*}{\gamma} = \int_0^1 \frac{\tau^* d(y/\delta)}{\frac{1}{R_\delta} + \frac{1}{R_{\delta T}(y)}}, \quad (2.3.6)$$

где $R_\delta = u_* \delta / \nu$; $R_{\delta T}(y) = u_* \delta / v_T(y)$ – безразмерные параметры пограничного слоя.

В итоге запишем [88]

$$\gamma^+ = \left[\int_0^1 \frac{\tau^* d(y/\delta)}{R_\delta^{-1} + R_{\delta T}^{-1}(y)} \right]^{-1}. \quad (2.3.7)$$

Выражение (2.3.7) можно проинтегрировать при известной функции $v_T(y)$ в пограничном слое. Для функции $v_T(y)$ известны различные выражения с использованием двух- и трехслойных моделей турбулентного пограничного слоя в виде различных степенных зависимостей и другие более сложные зависимости. Используем функцию распределения турбулентной вязкости Р.Г. Дайслера и Э.Р.

Ван-Дрийдста с демпфирующим множителем K_D , который позволяет получать гладкую зависимость (кривую) $v_T(y)$

$$\frac{v_T(y)}{\nu} = K_D (\chi y^+)^2 \frac{d}{dy} \left(\frac{u}{u_*} \right), \quad (2.3.8)$$

$$K_D = \left[1 - \exp(-\psi \chi^2 (y^+)^2)^{1/n} \right]^n, \quad (2.3.9)$$

где $n = 2$; $\psi = 0,0092$ – опытный коэффициент Дайслера; $\chi = 0,4$ – константа турбулентности; $y^+ = u_* y / \nu$ – безразмерная координата; u_* – динамическая скорость (скорость касательного напряжения $u_* = \sqrt{\tau_{CT} / \rho}$), м/с.

При численном интегрировании (2.3.7) с $v_T(y)$ (2.3.4) использован логарифмический профиль скорости в турбулентной области пограничного слоя ($\delta_1 < y \leq \delta$) и линейный – в вязком подслое ($0 \leq y \leq \delta_1$); где δ_1 – толщина вязкого подслоя, м. Следует отметить, что τ^* является переменной величиной и максимальное значение достигает при $\tau^* = 1$, т.е. на стенке. Однако, как показывают исследования Г.К. Филоненко, допущение в пределах пристенного слоя $\tau^* \approx 1$ сказывается на результатах расчета пограничного слоя с погрешностью не более 10 %.

После интегрирования (2.3.7) с функцией $v_T(y)$ (2.3.8) получено

$$y^+ = R_1 + 2,5 \ln R_\delta. \quad (2.3.10)$$

Отсюда число Шервуда $Sh_\gamma = \gamma d / (\rho \nu)$ для импульсоотдачи в виде

$$Sh_\gamma = \frac{Re_*}{R_1 + 2,5 \ln R_\delta} \quad (2.3.11)$$

где $Re_* = u_* d / \nu$ в литературе [20,96] называется числом Рейнольдса с динамической скоростью.

Коэффициент трения $c_f = 2\gamma / \rho u_\infty$, записанной с применением выражения (2.3.11), получит вид

$$c_f = \frac{2 \operatorname{Re}_*}{\operatorname{Re}(R_1 + 2,5 \ln R_\delta)}, \quad (2.3.12)$$

где $\operatorname{Re} = u_\infty d / \nu$ - число Рейнольдса; d - диаметр канала; $R_1 = u_* \delta_1 / \nu$ - безразмерная толщина вязкого подслоя; (как известно по исследованиям Т. Кармана и др. $R_1 = 5,0$).

В качестве альтернативы функции $v_T(y)$ (2.3.8) далее показан наиболее простой пример вывода зависимости γ^+ с применением двухслойной модели Прандтля.

В вязком слое

$$v_T(y) = 0; \quad 0 \leq y^+ \leq 11,6. \quad (2.3.13)$$

В турбулентной области

$$v_T(y) = \chi u_* y; \quad 11,6 < y^+ \leq R_\delta. \quad (2.3.14)$$

В модели Прандтля принято $\tau^* = 1$.

Тогда после интегрирования (2.3.7) функциями (2.3.12) и (2.3.13) имеем

$$Sh_\gamma = \frac{\operatorname{Re}_*}{11,6 + 2,5 \ln(R_\delta / 11,6)} \quad (2.3.15)$$

$$c_f = \frac{2 \operatorname{Re}_*}{\operatorname{Re}[11,6 + 2,5 \ln(R_\delta / 11,6)]}. \quad (2.3.16)$$

Далее использована трехслойная модель турбулентного пограничного слоя.

Трехслойная модель Кармана с учетом затухания турбулентных пульсаций в вязком подслое в виде функции Дайслера имеет вид:

– в вязком подслое при $y^+ \leq 6$

$$\frac{v_T}{\nu} = [0,124(y^+)]^4,$$

$$(2.3.17)$$

– в переходной области при $6 < y^+ \leq 30$

$$\frac{v_T}{\nu} = y^+ / 5 - 1, \quad (2.3.18)$$

– в турбулентной области при $y^+ > 30$

$$\frac{v_T}{\nu} = y^+ / 2,5 - 1. \quad (2.3.19)$$

После интегрирования (2.3.7) с функциями (2.3.17), (2.3.18) получено [3,72].

$$\gamma^+ = \left[\frac{1}{c} \left(\ln \frac{1 + \epsilon\sqrt{2} + \epsilon^2}{1 - \epsilon\sqrt{2} + \epsilon^2} + 2 \operatorname{arctg} \frac{\epsilon\sqrt{2}}{2\epsilon^2 - 1} \right) + R_1 \ln 5 + 2,5(\ln \delta - \ln R_2 \nu / u_*) \right]^{-1}, \quad (2.3.20)$$

где $\epsilon = (0,124R_1)^{-1}$; $R_1 = 6$; $R_2 = 30$; $c = 0,124 R_1^3 \nu^3 4\sqrt{2}$. Принято $\tau^* \approx 1$.

После вычисления значений тригонометрической и логарифмических функций в выражении (2.3.20) получена формула

$$\gamma^+ = 2,29R_1 + 2,5 \ln(R_\delta / R_2). \quad (2.3.21)$$

Для однофазного потока с применением (2.3.21) запишем коэффициент трения и число Шервуда импульсоотдачи [29]

$$c_f = \frac{2 \operatorname{Re}_*}{\operatorname{Re}[2,29R_1 + 2,5 \ln(R_\delta / 30)]}. \quad (2.3.22)$$

$$Sh_\gamma = \frac{\operatorname{Re}_*}{2,29R_1 + 2,5 \ln(R_\delta / 30)}, \quad (2.3.23)$$

где $R_1 = 6,0$ в формуле (2.3.17).

Для проверки выражений (2.3.12), (2.3.16), (2.3.22) запишем значение средней толщины пограничного слоя на плоской гладкой пластине [74]

$$\delta = \frac{1}{L} \int_0^L \frac{0,37x dx}{\operatorname{Re}_x^{0,2}} = \frac{0,205L}{\operatorname{Re}_L^{0,2}}, \quad (2.3.24)$$

где $\operatorname{Re}_x = u_\infty x / \nu$; $\operatorname{Re}_L = u_\infty L / \nu$ – числа Рейнольдса.

Тогда R_δ на основе (2.3.24) равно

$$R_{\delta} = \frac{0,205Lu_*}{\nu \text{Re}_L^{0,2}} = 0,205 \text{Re}_L^{0,8} \sqrt{c_f/2}, \quad (2.3.25)$$

где $u_* = u_{\infty} \sqrt{c_f/2}$.

Выражения (2.3.12), (2.3.16), (2.3.22) решается итерационным методом. Например, примем число Рейнольдса на пластине $\text{Re}_L = 5 \cdot 10^6$ и первое приближение по $R_{\delta} \approx 1000$, далее находится значение c_f (2.3.12), затем второе приближение R_{δ} (2.3.25) и коэффициент трения (2.3.12) c_f . Через 3-4 вычислений итерационный цикл практически сходится. Получаем $c_f = 0,00344$; $\text{Re}_* = 206155,3$; $R_{\delta} = 1932,6$. Значение c_f по известной форме $c_f = 0,074/\text{Re}_L^{0,2} = 0,00334$. Расхождение с формулой (2.3.12) около 3 % [88].

Например, при $\text{Re}_L = 5 \cdot 10^5$, получено $R_{\delta} = 362$, по формуле (2.3.12) $c_f = 0,00513$, по известной формуле $c_f = 0,00536$. Расхождение около 4 %. Таким образом, показана адекватность полученной формы для c_f (2.3.12), с применением средней толщины пограничного слоя (2.3.25).

По формуле (2.3.15) при $\text{Re} = 5 \cdot 10^6$, получаем $R_{\delta} = 1922$ и $c_f = 0,00336$. При $\text{Re} = 5 \cdot 10^5$, имеем $R_{\delta} = 367$ и $c_f = 0,00488$.

Расхождение с предыдущими результатами по коэффициенту трения не более 10 %.

Следовательно, допущение Г.К. Филоненко $\tau^* \approx 1$ в пределах погрешности ± 10 % имеет место при моделировании трения в турбулентном пограничном слое на гладкой пластине.

В таблице (2.1) даны результаты расчета числа Шервуда по полученным выражениям (2.3.11), (2.3.15) и (2.3.23) для гладкой пластины.

Таблица 2.1. – Результаты расчета безразмерных комплексов для гладкой пластины.

Re_L	c_f	R_δ	Re_*	Sh_γ (2.3.11)	Sh_γ (2.3.15)	Sh_γ (2.3.23)
$5 \cdot 10^5$	0.0074	452.9	30413.8	1498.9	1464.8	1481.7
$10 \cdot 10^6$	0,00467	762,23	48321,84	2238,84	2190,17	2212,5
$5 \cdot 10^6$	0,0034	1932,65	205671,4	8599,5	8432,9	8515,1

Расхождение числа Шервуда импульсоотдачи по представленным выражениям около 2-3 %. Следовательно, выражения (2.3.11), (2.3.15) и (2.3.23) практически равнозначны и могут использоваться в приближенных расчетах импульсоотдачи в турбулентном пограничном режиме.

2.4 Трение в гладкой трубе

Далее обосновывается применение теоретических результатов (раздел 2.3) по математическому моделированию переноса импульса в турбулентном пограничном слое на пластине применительно к круглой трубе. В монографии Л.Г. Лойцянского ответом является соображение, что "рассмотренное плоское течение можно представить как предельный случай движения в трубе, если при фиксированном расстоянии по координате $0y$ точки потока от ее стенки устремить к бесконечности расстояние между плоскостями в плоской трубе или радиус в круглой цилиндрической трубе" [65]. Правильность такой трактовки подтверждена в цитируемой монографии, где логарифмический профиль скорости с некоторой погрешностью записывается при $y=R$, $u=u_{\max}$, (R – радиус трубы). Таким образом, условная область пограничного слоя может распространяться до оси трубы далее участка гидродинамической стабилизации потока. Это говорит о идентичности локальных свойств турбулентного движения в этих областях [65].

Подтверждением этого вывода являются экспериментальные данные Лауфера, Нуннера, Рейхардта и др. по распределению безразмерного значения турбулентной вязкости ν_T/u_*R по безразмерному радиусу трубы y/R [53]. Показано, что при $0 < y/R \leq 0,4$ – турбулентная вязкость увеличивается, при $y/R \approx 0,4 \div 0,5$ и далее до оси канала принимает почти постоянное значение. Экспериментальные данные и графическая зависимость ν_T/u_*R показаны на рисунке 2.1. [53].

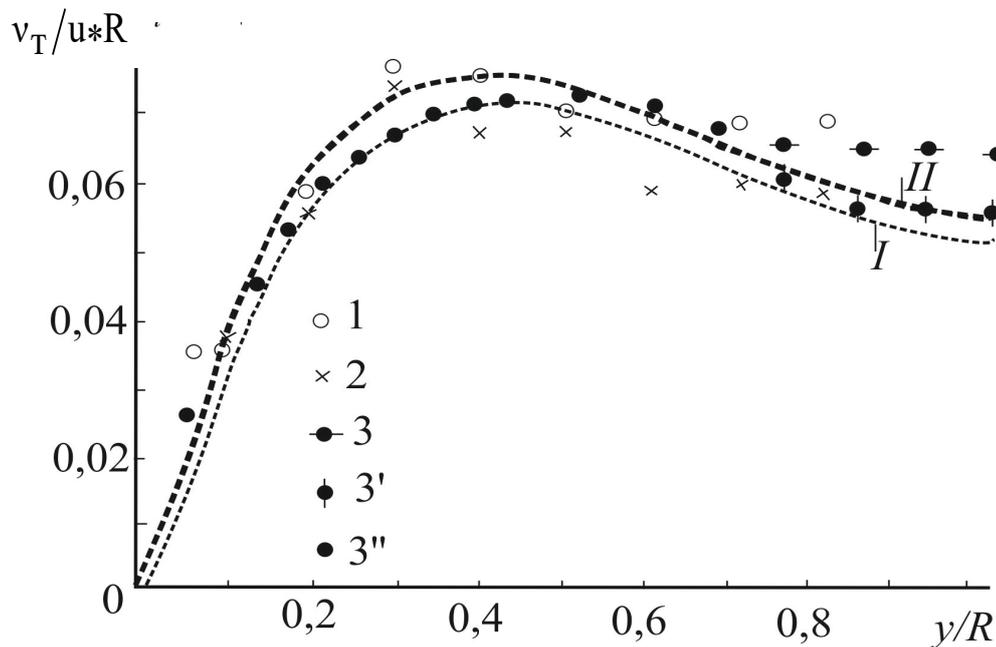


Рисунок 2.1. – Зависимость приведенного коэффициента турбулентной вязкости по поперечному сечению трубы и каналов [53]. 1- по данным Лауфера для трубы с $d=247$ мм при $Re_d=500000$ ($u^*/u_m=0,035$; $R_+=8750$); 2 – по данным Нуннера для трубы с $d=50$ мм при $Re_d=30000$ ($u^*/u_m=0,045$; $R_+=830$); 3,3',3''- по данным Рейхардта для прямоугольного канала с $H=246$ мм и $B=980$ мм ($d_3=4$ $R_3=39,3$ см при $u^*=15,2$ ($R_+=1000$), $u^*=19,8$ ($R_+=1300$) и $u^*=45,1$ см/с ($R_+=3000$) соответственно; I,II- по формулам Трейвмса, Бура и Сесонске соответственно для $Re_d=40260$ и $Re_d=429\ 200$.

Как отмечено в монографии [96], эксперименты показывают, что логарифмический закон распределения скорости с очень большой точностью выполняется при $y < (0,25 - 0,4)R$. В средней части потока в канале при $0,4R < y < 1,6R$ значение $\nu_T(y)$ можно считать постоянным. Три области (вязкий

подслой, промежуточный слой, логарифмический слой) образуют так называемый пристенный турбулентный слой трения, который имеет место не только при течении в трубе, но и пограничных слоях, образующихся у твердых поверхностей [96].

В монографии Г. Шлихтинга отмечается, что универсальные законы распределения скоростей для плоского течения применимы также к осесимметричному течению в трубе [74].

На основе приведенных выше теоретических и экспериментальных исследований различных авторов [53,96] следует, что толщина стабилизированного пристенного слоя трения в трубе находится в интервале $\delta = (0,2 \div 0,3)R$. Как показано ниже, лучшее согласование по коэффициенту трения в трубе получено при $\delta = 0,25R$ или $R_\delta = 0,25u_*R/\nu$. Можно считать, что R_δ является параметром идентификации математической модели трения. Следует отметить, что при $y \approx 0,25R$ согласно известному распределению скорости в трубе, $u = u_{\text{ср}}$, где $u_{\text{ср}}$ – средняя скорость в поперечном сечении трубы, м/с.

Для проверки принятой модели [88] вычислен коэффициент сопротивления в трубе $\xi = 4c_f$, где c_f по формуле (2.3.12) с $R_1 = 5,0$ и $R_\delta = 0,25u_*R/\nu$; $u_* = u_{\text{ср}}\sqrt{c_f/2}$. Задано: число Рейнольдса для трубы $Re = u_{\text{ср}}d/\nu = 10^4$; диаметр трубы $d = 0,021$ м; $\nu = 10^{-6}$ м²/с; $u_{\text{ср}} = 0,476$ м/с. При начальном приближении $R_\delta \approx 100$ через несколько итерационных циклов получено $\xi = 0,0316$; $R_\delta = 78,6$. По формуле Блазиуса $\xi = 0,316/Re^{0,25} = 0,0316$. Как видно, установлено полное согласование по значению ξ для трубы. При $Re = 10^5$ и $u_{\text{ср}} = 4,76$ м/с по формуле (2.3.12) имеем: $R_\delta = 595$, $\xi = 0,0181$ по формуле Блазиуса $\xi = 0,0178$. Расхождение результатов около 3%. Таким

образом, подтверждена адекватность математической модели трения в трубе с принятой толщиной пристенной области $\delta = 0,25R$.

Рассмотренные примеры моделирования трения в пограничном слое на пластине и в гладкой трубе являются иллюстрацией применения подхода к моделированию полученных выражений для c_f и не имеют практического значения, т.к. трение на пластине и в трубе без интенсификаторов хорошо изучено. Далее данный подход применяется для более сложных гидродинамических условий движения одно- и двухфазных сред.

2.5 Модель диссипации энергии и трения для поверхности с интенсификаторами

Теоретической моделью турбулентного течения около шероховатой поверхности (с различного вида интенсификаторами) является пограничный слой на гладкой стенке с измененными граничными условиями на ней [51].

В каналах с интенсификаторами при $u_*\kappa/\nu > 70$ – режим с проявлением полной шероховатости поверхности (κ – высота выступов) и среднее касательное напряжение $\tau_{СТ}$ некорректно выражать из уравнения баланса сил в канале из-за возрастающей роли местных сопротивлений интенсификаторов. Известно, что в таких случаях, например, при обтекании пучков труб, в гидроциклоне, в аппарате с мешалкой, в вибрационных или пульсационных аппаратах значение среднего касательного напряжения связывают со средней объемной скоростью диссипации механической энергии. Причем чаще используется полуэмпирический подход [3,71,97,98,99], когда принимается, что мощность на подачу среды (или вводимая извне) равномерно рассеивается по всему объему, т.е. $\bar{\epsilon} = N/V$, где $\bar{\epsilon}$ – средняя диссипация энергии в единице объема, Вт/м³; V – рабочий объем среды, м³. Размерность $\bar{\epsilon} \sim \text{Вт/м}^3$, а если разделить на плотность среды $\sim \text{м}^2/\text{с}^3$.

Локальную скорость диссипации энергии в несжимаемой жидкости, обусловленной вязкостью, при градиенте скорости du/dy приближенно записывают в известном виде [100].

$$\varepsilon = \frac{de}{dy} = \tau \frac{du}{dy}, \quad (2.5.1)$$

где e – плотность потока энергии, $e = \tau u$; Па м/с.

Следует отметить, что на основе выражения (2.5.1) различными авторами получена формула для ламинарного течения $\tau_{ст} = \rho(\bar{\varepsilon}v/\rho)^{0,5}$.

В работах Calderbank P.N. и Moo-Young M.B. и др., на основе теории турбулентности А.Н. Колмогорова показана справедливость данной зависимости и в случае изотропной турбулентности с эмпирическим коэффициентом χ , т.е.

$$\tau_{ст} = \chi^2 \rho \left(\frac{\bar{\varepsilon}v}{\rho} \right)^{0,5}, \quad (2.5.2)$$

где χ – коэффициент пропорциональности, зависит от конструкции аппарата, гидродинамических особенностей движения среды и находится в пределах $\chi = 1,7-2,4$ [71].

Для каналов с поверхностными интенсификаторами значение коэффициента χ в формуле (2.5.2) не установлено. Поэтому ниже рассмотрена следующая математическая модель трения в пограничном слое [88,91].

В работе [101] исследовано распределение диссипации энергии вдоль радиуса трубы на основе уравнения баланса механической энергии осредненного движения в продольно-однородном турбулентном потоке. Вычислена диссипация механической энергии в пределах вязкого подслоя, промежуточного слоя, логарифмического слоя и по всему потоку в целом. Получено, что в вязком подслое трубы диссипирует $\sim 23\%$ $y^+ \leq 5$, в промежуточном слое $\sim 43\%$, $5 < y^+ \leq 30$, а в логарифмическом $\sim 27\%$ $30 < y^+ \leq 0,8u_*R/\nu$, и в ядре потока $\sim 7\%$, $0,8u_*R/\nu < y^+ \leq u_*R/\nu$, механической энергии, т.е. энергия за счет трения преимущественно диссипирует в пристенной области трубы (в слое трения R_δ).

В выражении (2.5.1) производную запишем из зависимости потока импульса в виде (2.3.2), получим

$$\frac{du}{dy} = \frac{\tau}{\rho(v + v_T(y))}. \quad (2.5.3)$$

Тогда скорость диссипации энергии (2.5.1) получит вид

$$\varepsilon = \frac{\tau^2}{\rho(v + v_T(y))}. \quad (2.5.4)$$

Отсюда запишем среднее значение скорости диссипации энергии в пристенном слое трения

$$\bar{\varepsilon} = \frac{1}{\delta} \int_0^{\delta} \frac{\tau^2 dy}{\rho(v + v_T(y))}. \quad (2.5.5)$$

Используем функцию распределения турбулентной вязкости Дайслера и Ван-Драйста (2.3.8) с демпфирующим множителем K_D (2.3.9).

В результате численного интегрирования (2.5.5) получено среднее значение [88,91]

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\tau_{ст}^2 (R_1 + 2,5 \ln R_\delta)}{\rho v R_\delta}. \quad (2.5.6)$$

Отсюда среднее касательное напряжение на стенке канала

$$\tau_{ст} = \sqrt{\frac{\bar{\varepsilon} \rho v R_\delta}{R_1 + 2,5 \ln R_\delta}} \quad (2.5.7)$$

и среднее значение динамической скорости $u_* = \sqrt{\tau_{ст}/\rho}$ запишется в виде

$$u_* = \left(\frac{\bar{\varepsilon} \delta}{\rho (R_1 + 2,5 \ln R_\delta)} \right)^{1/3}. \quad (2.5.8)$$

Далее показан пример применения формулы (2.5.8) для плоской пластины.

Среднюю скорость диссипации энергии в пограничном слое на пластине запишем в форме

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\tau_{ст} F u_\infty}{F \delta}, \quad (2.5.9)$$

где произведение $F\delta$ – объем пограничного слоя, м^3 .

Из выражения (2.5.8) с $\bar{\varepsilon}$ (2.5.9) после алгебраических преобразований следует коэффициент трения в форме (2.3.12). Как видно, рассмотренный в предыдущем разделе подход полностью согласуется с подходом на основе диссипативной модели.

Скорость диссипации энергии в пристенном слое трубы выразим через перепад давления

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\Delta P G}{V_{\delta} \rho}, \quad (2.5.10)$$

где G – массовый расход среды, кг/с ; ΔP – перепад давления, Па . В числителе мощность на подачу среды $N = \Delta P G / \rho$, Вт ; в знаменателе V_{δ} – объем пристенного слоя, где происходит основная диссипация энергии, м^3 .

Объем пристенного слоя в трубе равен

$$V_{\delta} = \frac{\pi H [d^2 - (d - 2\delta)^2]}{4}. \quad (2.5.11)$$

Записывая перепад давления в трубе в виде выражения Дарси – Вейсбаха из (2.5.8), (2.5.10) имеем [88,91]

$$u_* = \left[\frac{\xi u_{\text{cp}}^3 R_{\delta} v d}{2 [d^2 - (d - 2R_{\delta} v / u_*)^2] (R_1 + 2,5 \ln R_{\delta})} \right]^{1/4}. \quad (2.5.12)$$

Или в безразмерной форме ($\text{Re}_* = u_* d / \nu$)

$$\text{Re}_* = \left[\frac{\xi \text{Re}^3 R_{\delta} d_*}{2 (R_1 + 2,5 \ln R_{\delta})} \right]^{1/4}, \quad (2.5.13)$$

где $d_* = \left[1 - (1 - R_{\delta} / R^+)^2 \right]^{-1}$ – безразмерный комплекс, при $\delta = 0,25R$, $d_* = 2,28$.

Выражение (2.5.13) следует решать при начальном приближении $\text{Re}_* = \text{Re} \sqrt{\xi/8}$; $R_{\delta} = 0,15 \text{Re}_*$.

Значение динамической скорости гладкой трубе, вычисленное по формуле (2.5.12), согласуются в пределах $\pm 4\%$ с расчетом по уравнению баланса сил в

трубе $u_* = u_{cp} \sqrt{\xi/8}$, при $10^4 \leq Re \leq 10^6$, а также с многочисленными известными экспериментальными данными (рисунке 2.2), где $\xi = 4C_f$. Таким образом, доказана адекватность диссипативной модели трения в каналах с гладкими стенками.

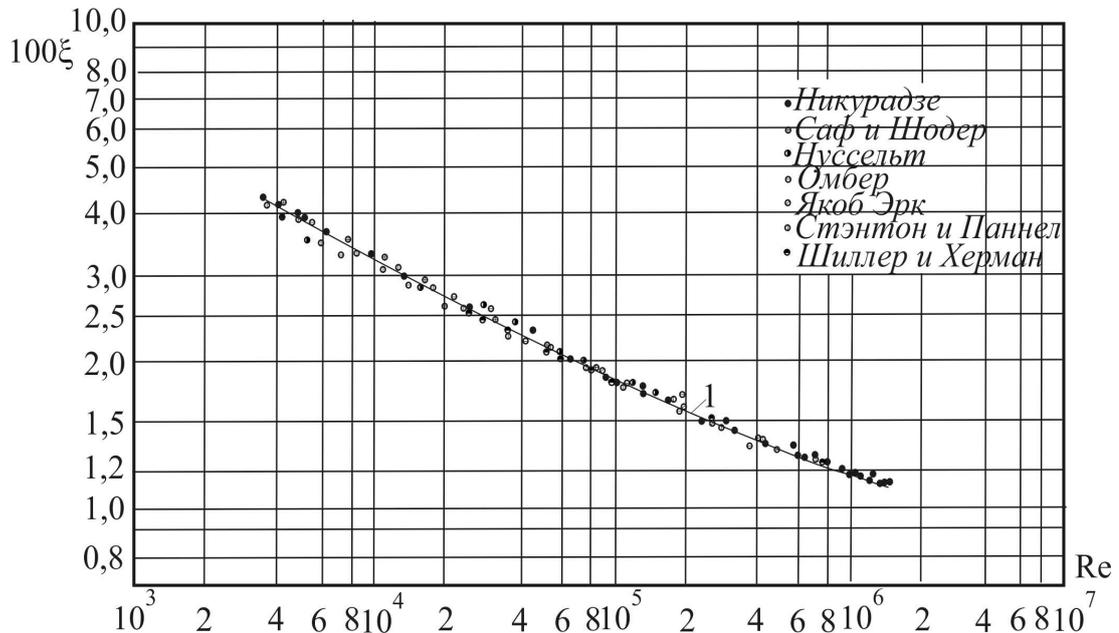


Рисунок 2.2 – Расчетные с применением выражения (2.5.12) (сплошная линия) и экспериментальные значения (точки) коэффициента гидравлического сопротивления в гладких трубах [65]

Для каналов с поверхностными интенсификаторами теплоотдачи (шероховатость, выступы, накатки и т.д.) параметры пограничного слоя будут отличаться от значений на плоской гладкой поверхности. В таком случае используем подход Кутателадзе С.С., Леонтьева А.И. и др., которые установили консервативность законов трения и теплообмена в пограничном слое относительно возмущений, т.е. форма математического описания явлений переноса не изменяется, а возмущения можно учесть параметрически с измененными граничными условиями на стенке.

Для расчета безразмерного параметра трения Re_{*III} (2.5.13) в каналах с поверхностными интенсификаторами запишем $\xi = \xi_{ин}$, где $\xi_{ин}$ – коэффициент гидравлического сопротивления с интенсификаторами. Безразмерная толщина

вязкого подслоя $R_{I_{III}} = 5u_* / u_{*III}$ [3,72,102] или $R_{I_{III}} = 5Re_* / Re_{*III}$. Значение $R_{\delta_{III}} \approx 0,125Re_{*III}$, где нижний индекс «ш» – параметры канала с шероховатостью, т.е. с выступами интенсификаторов. Тогда выражение (2.5.13) получит вид

$$Re_{*III} = \left[\frac{\xi_{III} Re^3 R_{\delta_{III}} d_*}{2(5Re_* / Re_{*III} + 2,5 \ln R_{\delta_{III}})} \right]^{1/4}. \quad (2.5.14)$$

Очевидно, что для поверхности с интенсификаторами коэффициент гидравлического сопротивления ξ_{III} повышается, а безразмерная толщина вязкого подслоя $R_{I_{III}}$ снижается, что в итоге дает повышение параметра Re_{*III} .

На рисунке 2.3 представлены результаты расчетов Re_{*III} (2.5.14) в зависимости от числа Рейнольдса для гладких и шероховатых труб (полное проявление шероховатости). Для сравнения с гладкой трубой $Re_{*III} = u_* d / \nu = Re \sqrt{\xi / 8}$ - (линия 1). Выражение баланса сил (линия -2) дает завышенное значение Re_{*III} , т.к. не учитывается местное сопротивление формы интенсификаторов.

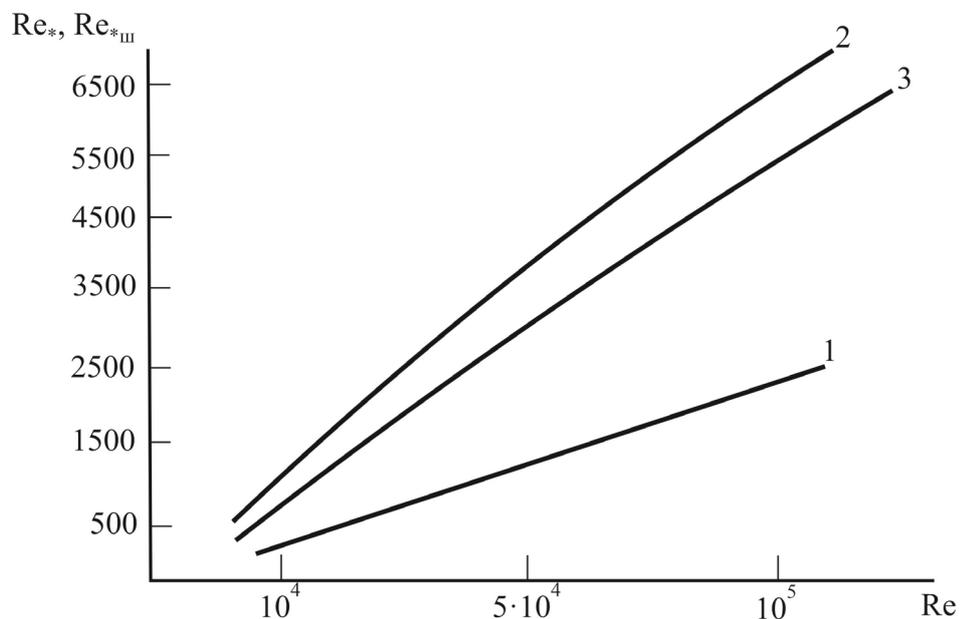


Рисунок 2.3 – Расчетная зависимость параметра Re^* для гладких труб и с интенсификаторами при $\xi_{III} = 8\xi$. 1 – расчет для гладкой трубы; 2 – расчет с интенсификаторами по формуле из уравнения баланса сил; 3 – расчет по формуле (2.5.14)

2.6 Трение в сухих нерегулярных (хаотичных) насадочных слоях

Далее рассмотрено применение рассмотренного подхода и полученного выражения для безразмерного параметра трения Re_{*III} при турбулентном движении однофазных потоков в хаотичных объемных структурах. К таким структурам относятся зернистые слои, шаровые засыпки, нерегулярные насадки и др. Гидродинамика потоков в таких системах исследована в многочисленных монографиях [49,54,55,57,103-107] и статьях. Хаотичные слои используются при проведении каталитических, тепло-и массообменных процессов и в очистке газов от пыли, аэрозолей и других видов дисперсной фазы. Основными техническими характеристиками хаотичных систем является удельная поверхность a_v (m^2/m^3), удельный свободный (порозность) $\varepsilon_{св}$ (m^3/m^3) с применением которых записываются эквивалентный диаметр $d_э = 4\varepsilon_{св} / a_v$, м. В отмеченных выше монографиях даны десятки эмпирических и полуэмпирических выражений для гидравлического сопротивления, тепломассообменных и сепарационных характеристик аппаратов с насадками.

Известны сотни разнообразных конструкций элементов [4,49,54,55,105-109], основными из которых во второй половине прошлого столетия были кольца Рашига, Палля, седла, ГИАП, Зульцер, Нортон и другие. Конструкции насадок постоянно совершенствуются в связи с изменениями требований к энерго-и ресурсосбережению и повышению эффективности промышленных установок в химической технологии. Это вызывает необходимость в развитии методов физического и математического моделирования процессов в промышленных аппаратах.

Турбулентность в нерегулярной насадке уже начинается при $Re_э > (15-40)$ [49], где число Рейнольдса вычисляется по действительной средней скорости потока в слое насадке: $u_{ср} = u_0 / \varepsilon_{св}$, где u_0 - скорость в полном сечении аппарата, т.е. без учета насадки.

Представим сложное обтекание элементов насадки как движение потока среды вдоль условной плоской поверхности в канале с эквивалентным диаметром d_3 и скоростью u_{cp} . Данный подход подробно рассмотрен и обоснован в предыдущих разделах главы.

Тогда выражение для Re_* (2.5.13) для сухого (неорошаемого) хаотичного насадочного слоя запишем в форме [91,110]

$$Re_{*3} = \left[\frac{\xi_{сух} Re_3^3 R_\delta d_*}{2(5 Re_* / Re_{*3} + 2,5 \ln R_\delta)} \right]^{1/4}, \quad (2.6.1)$$

где $Re_3 = u_{cp} d_3 / \nu$; $Re_{*3} = u_* d_3 / \nu$; $R_\delta = u_* \delta / \nu \approx 0,125 Re_{*3}$;

$Re_* = Re_3 (0,316 / (8 Re_3^{0,25}))^{0,5}$, т.е. все безразмерные параметры записаны используя геометрические и гидродинамические величины для эквивалентного канала в хаотичной насадке при турбулентном режиме.

Коэффициент гидравлического сопротивления вычисляются по эмпирическим выражениям $\xi_{сух} = f(Re_3)$ для каждого типа насадки (аналогично и для зернистого слоя). Например, для колец Рашига $\xi = 16 / Re_3^{0,2}$; насадки «Инжехим -2012» $\xi = 6,5 / Re_3^{0,08}$ [55,105] и т.д. Для разработанных автором насадок экспериментальные результаты даны в следующих главах.

Первоначально в качестве примера рассмотрим колонну с металлическими кольцами Рашига. При $Re_3=500$ имеем $\xi_{сух} = 4,62$; при $Re_3=5000$, $\xi_{сух} = 2,91$. Из решения (2.6.1) при $Re_3=500$ получаем $Re_{*3} = 206,6$; при $Re_3=5000$ имеем $Re_{*3} = 1534$.

Сравним полученные результаты расчетов Re_{*3} с результатами вычислений по уравнению баланса сил, приближенного считая, что вся кинетическая энергия тратится на трение о поверхности насадки.

Тогда в рамках данного допущения имеем

$$\Delta PS = \tau_{\Gamma P} F \quad , \quad (2.6.2)$$

где $F = a_v SH$, m^2 – геометрическая поверхность насадки, m^2 .

Отсюда среднее касательное напряжение $\tau_{\Gamma P}$ на поверхности хаотичной насадки получит вид

$$\tau_{\Gamma P} = \frac{\Delta P}{a_v H} \quad . \quad (2.6.3)$$

Записывая перепад давления для колонны с насадкой в формуле Дарси-Вейсбаха [55], получим динамическую скорость ($u_* = \sqrt{\tau_{\Gamma P} / \rho}$)

$$u_* = u_{\text{ср}} \left(\frac{\xi_{\text{сух}}}{2d_{\text{э}} a_v} \right)^{1/2} \quad . \quad (2.6.4)$$

Отсюда число Рейнольдса с динамической скоростью

$$\text{Re}_{*_{\text{э}}} = \text{Re}_{\text{э}} \left(\frac{\xi_{\text{сух}}}{8\varepsilon_{\text{св}}} \right)^{1/2} \quad , \quad (2.6.5)$$

где в формуле (2.6.5) записано $d_{\text{э}} = 4\varepsilon_{\text{св}} / a_v$, м.

Для рассмотренного примера для колец Рашига при $\text{Re}_{\text{э}}=500$ по формуле (2.6.5) получаем $\text{Re}_{*_{\text{э}}} = 400$, а при $\text{Re}_{\text{э}} = 5000$ $\text{Re}_{*_{\text{э}}} = 2020$. По сравнению с расчетами по уравнению диссипативной модели (2.6.1) получили значительно завышенные результаты $\text{Re}_{*_{\text{э}}}$ (6.5.5), т.к. в уравнении баланса сил (2.6.2) учитывается только трение, без учета местных сопротивлений формы насадочных элементов.

В следующей главе показано, что выражение $\text{Re}_{*_{\text{э}}}$ (2.6.1) в формулах для чисел Нуссельта (теплоотдачи в каналах с насадкой) и Шервуда сухих насадок (испарение нафталина), а также при испарении воды с поверхностями насадочных тел дает удовлетворительные результаты.

2.7. Трение в каналах при противотоке газа с пленкой жидкости

Большинство пленочных аппаратов работают при противотоке газа и жидкости (процессы ректификации, абсорбции, охлаждение газов и жидкостей, мокрая очистка газов от дисперсной фазы). Движение пленки жидкости происходит при волновом или турбулентном режимах, а газа при турбулентном, особенно на контактных устройствах с интенсификаторами [1-4,111-113].

Первоначально в качестве наглядно примера рассмотрен пленочный режим при противотоке с газом в контактных трубах с коэффициентами гидравлического сопротивления Борисова[49].

$$\lambda_{\text{оп}} = \frac{86}{\text{Re}_{\text{ог}}} \quad \text{при } \text{Re}_{\text{ог}} < (\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}}; \quad (2.7.1)$$

$$\lambda_{\text{оп}} = \frac{0,11 + 0,9K^{2/3}}{\text{Re}_{\text{ог}}^{0,16}} \quad \text{при } \text{Re}_{\text{ог}} > (\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}}; \quad (2.7.2)$$

где $(\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}}$ – критическое значение числа Рейнольдса (начало турбулизации),

$$\text{Re}_{\text{ог}} = (W_{\Gamma} - U_{\text{ср}})d_{\text{э}} / \nu_{\Gamma}, \quad (d_{\text{э}} = d - 2\delta_{\text{пл}})$$

$$(\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}} = \left(\frac{86}{0,11 + 0,9K^{2/3}} \right)^{1,19}. \quad (2.7.3)$$

Коэффициент K безразмерный комплекс

$$K = \frac{U_{\text{ср}}\mu_{\text{ж}}}{\sigma}.$$

Из уравнения баланса сил в контактной трубке, записанного как для гладкой поверхности пленки, получим

$$\text{Re}_{\text{ог}}^* = \text{Re}_{\text{ог}} (\lambda_{\text{оп}} / 8)^{1/2}. \quad (2.7.4)$$

На основе выражения (2.5.14) имеем[43]

$$\text{Re}_{*ог} = \left[\frac{\lambda_{оп} \text{Re}_{ог}^3 R_{\delta} d^*}{2(5 \text{Re}_{*ог} / \text{Re}_{ог} + 2,5 \ln R_{\delta})} \right]^{1/4}, \quad (2.7.5)$$

где $\text{Re}_{*ог} = u_* d_{\text{э}} / \nu_{\Gamma}$, $R_{\delta} \approx 0,125 \text{Re}_{*ог}$; $\text{Re}_{*ог} = \text{Re}_{ог} \sqrt{\lambda_{сух} / 8}$.

Расчеты по формулам (2.7.4) и (2.7.5) показывают согласование значений $\text{Re}_{*ог}$ с расхождением не более 3-4% при $\text{Re}_{ог} = (3000 - 2 \cdot 10^4)$, т.е. во всем интервале противотока фаз. Следовательно, для расчета параметра трения при таком режиме можно использовать как выражение (2.7.4), так и (2.7.5), однако (2.7.4) решается проще (т.е. без итерационного цикла).

2.8. Трение в орошаемых насадочных колоннах

В данном разделе разработан метод определения параметров трения в газовой фазе при противоточном взаимодействии стекающей пленки по поверхности насадочных тел в колонном аппарате.

В общем случае при течении гомогенной жидкости в ламинарном подслое записывают скорость диссипации энергии [20,71]

$$\varepsilon = \nu \rho \left(\frac{du}{dy} \right)^2 \quad (2.8.1)$$

или при касательном напряжении $\tau_{ст} = \nu \rho \left(\frac{du}{dy} \right) \Big|_{y=0}$ из (2.8.1) следует

$$\frac{\tau_{ст}}{\nu \rho} = \left(\frac{\varepsilon}{\nu \rho} \right)^{0,5}. \quad (2.8.2)$$

Отсюда для динамической скорости в пограничном слое записывают

$$u_* = \left(\frac{\nu \varepsilon}{\rho} \right)^{1/4}, \quad (2.8.3)$$

где ε - средняя скорость диссипации энергии в пристенных слоях жидкости, Вт/м³; du/dy -градиент скорости, с⁻¹; u - скорость среды, м/с; y - поперечная координата в пристенном слое, м; размерность ε/ρ : м²/с³.

На основе теории турбулентности Колмогорова установлена применимость выражения (2.8.3) при изотропной турбулентности, если механическая мощность рассеивания равномерно по объему среды, а также с коэффициентом пропорциональности для условий близких к изотропной турбулентности, т.е.

$$u_* = \chi \left(\frac{\nu \varepsilon}{\rho} \right)^{1/4}. \quad (2.8.4)$$

Данное выражение является общим для жидких и газовых сред при обтекании различных тел.

Например, для восходящего газожидкостного потока в газлифтовых трубах $\chi = 1,9$, при обтекании шахматных пучков труб глубинного ряда $\chi = 2,0$ [71]; для хаотичных насадок в колоннах $\chi = 1,85$ [63]; в аппарате с механической мешалкой $\chi = 2,0$ [71,97]; в гидроциклоне $\chi = 1,9$ [44,63].

При орошении жидкостью насадки и прохождении газового потока через слой энергия газа диссипирует, как в объеме газа, так и в стекающей пленке жидкости, т.е. полная диссипация энергии будет суммой $\varepsilon = \varepsilon_{\Gamma} + \varepsilon_{\text{ж}}$, где значение ε запишем используя мощность на подачу газа $N = \Delta P_{\Gamma} V_{\Gamma}$, где ΔP_{Γ} - перепад давления газового потока, Па; V_{Γ} - объемный расход газа, м³/с. Если насадка без орошения жидкостью, т.е. сухая, то вся энергия будет диссипировать в объеме газового потока в свободном объеме слоя $\varepsilon = N / (S_{\text{к}} H \varepsilon_{\text{св}})$, Вт/м³, где $S_{\text{к}}$ - площадь поперечного сечения колонны, м²; H - высота слоя насадки, м. При наличии жидкой фазы в виде стекающей пленки имеем $\varepsilon_{\Gamma} = \varepsilon - \varepsilon_{\text{ж}}$, где энергию диссипируемую в жидкой фазе (в пленке) запишем в виде $\varepsilon_{\text{ж}} = \tau_{\Gamma-\text{ж}} F u_{\text{ж}} / (S_{\text{к}} H \delta_{\text{ж}})$, Вт/м³, где $\tau_{\Gamma-\text{ж}}$ - касательное напряжение на границе раздела газ-жидкость, Па; F -

площадь поверхности контакта фаз, м^2 ; u_{cp} - средняя скорость жидкости в пленке, м/с ; $\delta_{\text{ж}}$ - задержка жидкости в слое, $\text{м}^3/\text{м}^3$. В знаменателе объем жидкой фазы в насадке, м^3 ; в числителе механическая мощность, Вт .

Площадь поверхности контакта фаз равна $F = a_v \psi_w S_k H$, а средняя скорость жидкости $u_{\text{ж}} = q_{\text{ж}} / \delta_{\text{ж}}$, где $q_{\text{ж}}$ - плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \text{ с})$, где ψ_w - коэффициент смачиваемости поверхности насадки.

Тогда с учетом приведенных выражений динамическая скорость (2.8.4) в газовой фазе для хаотичной насадки запишется в виде

$$u_{*_{\Gamma}} = 1,85 \left[\frac{v_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \left(\frac{\Delta P_{\Gamma} V_{\Gamma}}{S_k H (\varepsilon_{\text{св}} - \delta_{\text{ж}})} - \frac{u_{*_{\Gamma}}^2 \rho_{\Gamma} a_v \psi_w q_{\text{ж}}}{\delta_{\text{ж}}^2} \right) \right]^{0,25}. \quad (2.8.5)$$

Выражение (2.8.5) в безразмерной форме

$$\text{Re}_{*_{\text{э}}} = \frac{1,85}{w_{\Gamma}} \text{Re}_{\Gamma} \left[\frac{v_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \left(\frac{\Delta P_{\Gamma} V_{\Gamma}}{S_k H (\varepsilon_{\text{св}} - \delta_{\text{ж}})} - \frac{u_{*_{\Gamma}}^2 \rho_{\Gamma} a_v \psi_w q_{\text{ж}}}{\delta_{\text{ж}}^2} \right) \right]^{0,25} \quad (2.8.6)$$

или

$$\text{Re}_{*_{\text{э}}} = \frac{1,85}{w_{\Gamma}} \text{Re}_{\Gamma} \left[\frac{v_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \left(\frac{\Delta P_{\Gamma} w_{\Gamma} \varepsilon_{\text{св}}}{H (\varepsilon_{\text{св}} - \delta_{\text{ж}})} - \rho_{\Gamma} a_v \psi_w q_{\text{ж}} \left(\frac{\text{Re}_{*_{\text{э}}} v_{\Gamma}}{d_{\text{э}} \delta_{\text{ж}}} \right)^2 \right) \right]^{0,25}. \quad (2.8.7)$$

Выражение (2.8.7) решается итерационно при начальном приближении, $\text{Re}_{*_{\text{э}}} = 1,55 \text{Re}_{\Gamma}^{0,75} \xi^{0,25}$, где $\xi_{\text{ор}}$ - коэффициент гидравлического сопротивления насадки.

Перепад давления газа орошаемого насадочного слоя как правило находится экспериментально и зависит от перепада давления сухого слоя $\Delta P_{\text{сух}}$ и плотности орошения. При небольшой плотности орошения применяются экспериментальные зависимости $\Delta P_{\Gamma} = \Delta P_{\text{сух}} 10^{bq}$, где b - эмпирический коэффициент [49]. Например, для колец Рашига 25 мм $b=0,051$ при $q \sim \text{м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$.

Для различных хаотичных насадок лучше применить графическую зависимость $\Delta P_{\text{ор}}/\Delta P_{\text{сyx}}=f(k)$, где коэффициент $k=0,12\text{Fr}_{\text{ж}}\text{Re}_{\text{ж}}^{-0,8}(1+7,5\cdot 10^{-5}\text{Re}_{\text{г}})$, которая обобщает больше число экспериментальных данных [49,108]; $\text{Fr}_{\text{ж}}=q_{\text{ж}}^2 a_{\text{в}}/g$ - число Фруда.

Динамическая составляющая задержки жидкости [49] $\delta_{\text{ж}}=A\text{Re}_{\text{ж}}^{0,64}\text{Ga}^{-\text{m}}$, где $\text{Re}_{\text{ж}}=4q/(a_{\text{в}}v_{\text{ж}})$ - число Ренольдса для жидкой фазы; $\text{Ga}=(a_{\text{в}}\theta)^{-3}$ - критерий Галилея; $\theta=(v_{\text{ж}}^2/g)^{1/3}$ - приведенная толщина пленки, м. Например, колец 25 мм $A=0,747$; $m=0,42$.

Для расчета коэффициента смачиваемости применяются различные эмпирические выражения $\psi_{\text{w}}=f(\text{Re}_{\text{ж}};d_{\text{э}};\sigma\dots)$ или графические зависимости для каждого типа насадок [49,55]. Например, для колец $\psi_{\text{w}}=0,71w_{\text{ж}}^{1/3}(\sigma/20)^{-0,747}$, где массовая плотность орошения $w_{\text{ж}}$: кг/(м²с); σ - поверхностное натяжение, мПа/м.

2.9. Упрощенная модель переноса импульса и дисперсной фазы в барботажном аппарате-смесителе

В данном разделе показан пример применения коэффициентов переноса импульса (импульсоотдачи) в расчетах барботажного усреднителя (смесителя) сточных вод на химических предприятиях, где динамическая скорость находится на основе диссипативной модели трения.

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 обеспечиваться 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 м³/час на 1 м³ жидкости, находящийся в емкости (при нормальных условиях) [109]. 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 2.4.

На вход поступают жидкости с расходами $L_1, L_2 \dots L_i$, содержащие дисперсную фазу, которые необходимо перемешать и получить усредненную концентрацию.

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.

Объемный расход газа V (м³/ч) рекомендуется определять по эмпирической формуле [109]

$$V = bFP,$$

где F – площадь поверхности жидкости в аппарате без подачи газа, м²; P – давление воздуха, бар; b – опытный коэффициент.

При слабом перемешивании принимают $b=0,24-0,3$; при малой интенсивности – $b=0,35-0,5$ при интенсивном – $b=0,45-0,6$.

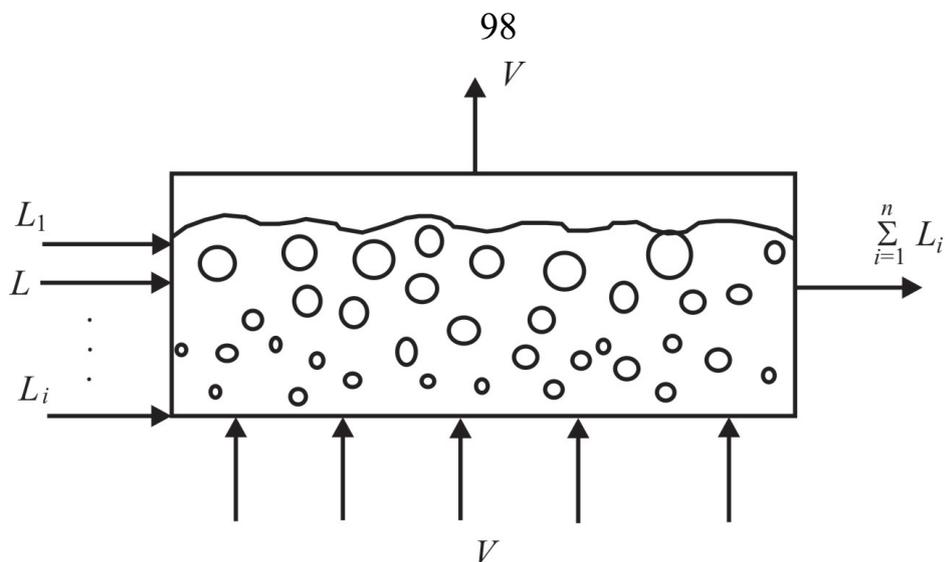


Рисунок 2.4 – Схема барботажного усреднителя концентраций

При расчете по данным 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 – $0,4 \text{ м}^3/\text{мин}$; для среднего – $0,8 \text{ м}^3/\text{мин}$; для интенсивного – $1,0 \text{ м}^3/\text{мин}$.

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 прохождении газа через барботажный слой. В эмпирических или полуэмпирических выражениях различными авторами (Ю.И. Дытнерский, Л.П. Холпанов, Б.А. Ульянов, А.Н. Плановский, О.С. Чехов и др.) установлены 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 $w_r < (0,2-0,3) \text{ м/с}$. 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 [49] $Pe = w_{\Gamma} D_{\kappa} / D_{\Pi}$, где w_{Γ} – скорость газа в аппарате, м/с; D_{κ} – диаметр аппарата, м; D_{Π} – коэффициент перемешивания, м²/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 [76,89].

Скорость циркуляции жидкости за пределами пограничного слоя пузырька найдем из выражения потока импульса (2.3.1)

$$\tau_{\Gamma p} = k \Delta w, \text{ или } \Delta w = \tau_{\Gamma p} / k, \quad (2.9.1)$$

где k – общий коэффициент переноса импульса, кг/(м²с) (импульсопередачи); $\tau_{\Gamma p}$ – 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

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\gamma_{\text{ж}}} + \frac{1}{\gamma_{\Gamma}}, \quad (2.9.2)$$

где $\gamma_{\text{ж}}, \gamma_{\Gamma}$ – коэффициенты переноса импульса в жидкой и газовой фазах, кг/м².

Из выражения (2.9.1) средняя скорость циркуляции в ядре жидкой фазы

$$u_{\infty} = \tau_{\Gamma p} / k - w_{\infty}, \quad (2.9.3)$$

где w_∞ – скорость 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 одномерную модель пограничного слоя.

Для определения коэффициента переноса импульса (импульсоотдачи) в пограничных слоях газожидкостной среды запишем сопротивление переносу в вязком подслое и турбулентной области пограничного слоя (2.3.7).

В вязком подслое для коэффициента $v_T(y)$ в системе газ-жидкость используем степенную функцию Левича [26] (без наличия ПАВ)

$$v_T = u_* \delta_1 (y / \delta_1^2), \quad (2.9.4)$$

а в турбулентной области линейную (по модели Прандтля)

$$v_T = \chi u_* y, \quad (2.9.5)$$

где $u_* = (\tau_{гр} / \rho)^{0,5}$ – 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 (2.3.7) с функциями (2.9.4), (2.9.5) получен коэффициент переноса в жидкой фазе

$$\gamma_{ж} = \frac{\rho_{ж} u_{*ж}}{\frac{1}{\chi} \ln(R_\delta / R_1)_{ж} + \sqrt{R_{1ж}} \operatorname{arctg} \sqrt{R_{1ж}}}, \quad (2.9.6)$$

где $R_1 = (u_* \delta_1 / \nu)_{ж}$; $R_\delta = (u_* \delta_1 / \nu)_{ж}$ – безразмерные комплексы.

Аналогично для газовой фазы имеем

$$\gamma_{г} = \frac{\rho_{г} u_{*г}}{\frac{1}{\chi} \ln(R_\delta / R_1)_{г} + \sqrt{R_{1г}} \operatorname{arctg} \sqrt{R_{1г}}}. \quad (2.9.7)$$

Уравнение для определения параметра $R_{1ж}$ в пограничном слое жидкой фазы имеет вид [72]

$$R_{1ж} = 11,6 \frac{u_{\infty}}{u_{*ж}} (C_{f0ж} / 2)^{0,5}, \quad (2.9.8)$$

где коэффициент сопротивления

$$C_{f0ж} = 0,073 / Re_{0ж}^{0,2}, \quad Re_{0ж} = u_{\infty} l / \nu_{ж}, \quad (2.9.9)$$

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 [72]

$$R_{1г} = 11,6 \frac{w_{\infty}}{u_{0г}} (C_{f0г} / 2)^{0,5}, \quad (2.9.10)$$

где

$$C_{f0г} = 0,073 / Re_{0г}^{0,2}, \quad Re_{0г} = w_{\infty} l / \nu_{г}, \quad (2.9.11)$$

В газовой фазе приближено $\delta_{г} \approx d_{п} / 2$ – радиус пузыря. Тогда

$$R_{\deltaг} = u_{*г} d_{п} / (2\nu_{г}). \quad (2.9.12)$$

В жидкой фазе из теории пограничного слоя среднее значение

$$\delta_{ж} \approx 3,3 \left[\nu_{ж} l / (u_{\infty} - u_{гр}) \right]^{0,5}, \quad (2.9.13)$$

где $u_{гр}$ – средняя скорость на границе раздела фаз, м/с.

Тогда

$$R_{\deltaж} = 3,3 u_{*ж} \left[l / (\nu_{ж} (u_{\infty} - u_{гр})) \right]^{0,5} / \nu_{ж}. \quad (2.9.14)$$

Динамическая скорость в жидкой фазе в барботажном слое при пузырьковом режиме находится по выражению полученному на основе выражения (2.5.2) с коэффициентом $\chi=2,2$ [71]

$$u_{*ж} = 2,2 \left[(g \nu_{ж} w_{г}) (1 - \varphi)^2 \right]^{0,25}, \quad (2.9.15)$$

где φ – среднее объемное газосодержание; w_{Γ} – скорость газа на полное сечение колонны, т.е. без учета жидкости, м/с.

В газовой фазе и равенства потоков $\tau_{\Gamma} = \tau_{\text{ж}} = \tau_{\Gamma\text{р}}$ имеем

$$u_{*\Gamma} = u_{*\text{ж}} (\rho_{\text{ж}} / \rho_{\Gamma})^{0,5}. \quad (2.9.16)$$

Оценка сопротивлений переносу (2.9.2) при интенсивном барботаже в данном выражении показывает, что

$$\frac{1}{\gamma_{\text{ж}}} \gg \frac{1}{\gamma_{\Gamma}}.$$

Тогда $k = \gamma_{\text{ж}}$ и средняя скорость жидкости (2.9.3) равна

$$u_{\infty} = u_{*\text{ж}}^2 \rho_{\text{ж}} / \gamma_{\text{ж}} - w_{\text{ж}}. \quad (2.9.17)$$

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 (без ПАВ).

Расчеты по формуле (2.9.6) показывают, что при пузырьковом режиме можно приближенно принять знаменатель равным ~ 5 , тогда выражение (2.9.17) с учетом (2.9.6) и (2.9.17) получит вид [89]

$$u_{\infty} \approx 11,0 \left[(g v_{\text{ж}} w_{\Gamma} (1 - \varphi)^2) \right]^{0,25} - w_{\infty}. \quad (2.9.18)$$

Например, при скорости газа $w_{\Gamma} = 0,1$ м/с получим ($\varphi \approx 0,1$), $u_{\infty} = 0,08$ м/с; при $w_{\Gamma} = 0,2$ м/с ($\varphi \approx 0,17$), $u_{\infty} = 0,125$ м/с; (система воздух-вода при 20°C)

Выражение (2.9.18) можно использовать при $w_{\Gamma} < 0,3$ 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

$$u_{\text{ч}} = [4 \Delta \rho g d_{\text{ч}} / (3 \rho_{\text{ж}} \xi)]^{0,5}, \quad (2.9.19)$$

где $\Delta \rho = \rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{ч}}$ – плотность частиц, кг/м³, ξ – коэффициент сопротивления, является известной функцией числа Рейнольдса частицы $Re = u_{\text{ч}} d_{\text{ч}} / \nu_{\text{ж}}$. При $Re > 500$ принимается $\xi = 0,44$. При $1 < Re < 500$, $\xi = 18,5 Re^{-0,66}$.

Из условия равенства скоростей (2.9.18) и (2.9.19) ($u_\infty = u_c$) получим критический диаметр частицы [89]

$$d_{кр} = \frac{3\rho_{ж}\zeta}{4\Delta\rho g} \left[11,0(g\nu_{ж}w_{Г}(1-\varphi)^2)^{0,25} - w_\infty \right]^2. \quad (2.9.20)$$

Очевидно, что диаметр взвешенных частиц должен быть $d_c < d_{кр}$.

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 (2.9.20) решается в итерационном цикле совместно выражением для $\zeta = f(\text{Re})$.

Выводы

В результате выполненных теоретических исследований процессов переноса импульса в одно -и двухфазных средах и сделанных расчетов безразмерных параметров трения получено удовлетворительное согласование с известными экспериментальными данными по коэффициентам трения при обтекании различных поверхностей. Показано применение числа Рейнольдса с динамической скоростью Re_* в расчетах пленочных аппаратов и аппаратов с нерегулярными насадками, что дает возможность далее прийти к определению чисел Нуссельта и Шервуда в тепло- и массообменных насадочных колоннах. Причем, необходимой информацией является перепад давления газа в насадочном слое.

Основные формулы, полученные автором во второй главе

№	Параметр	Формула	Номер
1	Средняя диссипация энергии	$\bar{\varepsilon} = \frac{\tau_{ст}^2 (R_1 + 2,5 \ln R_\delta)}{\rho \nu R_\delta}$	(2.5.6)
2	Динамическая скорость	$u_* = \left(\frac{\bar{\varepsilon} \delta}{\rho (R_1 + 2,5 \ln R_\delta)} \right)^{1/3}$	(2.5.8)
3	Безразмерный параметр трения	$Re_* = \left[\frac{\zeta Re^3 R_\delta d_*}{2(R_1 + 2,5 \ln R_\delta)} \right]^{1/4}$	(2.5.13)
4	Безразмерный параметр трения в канале с интенсификаторами	$Re_{*ш} = \left[\frac{\zeta_{ш} Re^3 R_{\delta ш} d_*}{2(5 Re_* / Re_{*ш} + 2,5 \ln R_{\delta ш})} \right]^{1/4}$	(2.5.14)
5	Безразмерный параметр трения в насадочном слое	$Re_{*э} = \left[\frac{\zeta_{сyx} Re^3 R_\delta d_*}{2(5 Re_* / Re_{*э} + 2,5 \ln R_\delta)} \right]^{1/4}$	(2.6.1)
6	Безразмерный параметр трения в пленочном аппарате	$Re_{*ог} = \left[\frac{\lambda_{ог} Re_{ог}^3 R_\delta d_*}{2(5 Re_* / Re_{*ог} + 2,5 \ln R_\delta)} \right]^{1/4}$	(2.7.5)
7	Безразмерный параметр трения	$Re_{*э} = \frac{1,85}{w_\Gamma} Re_\Gamma \left[\frac{v_\Gamma}{\rho_\Gamma} \left(\frac{\Delta P_\Gamma w_\Gamma \varepsilon_{св}}{H(\varepsilon_{св} - \delta_{ж})} - \rho_\Gamma a_v \Psi_w q_{ж} \left(\frac{Re_{*э} v_\Gamma}{d_\varepsilon \delta_{ж}} \right)^2 \right) \right]^{0,25}$	(2.8.7)
8	Скорость циркуляции жидкости в барботажном слое	$u_\infty \approx 11,0 \left[g v_{ж} w_\Gamma (1 - \varphi)^2 \right]^{0,25} - w_\infty$	(2.9.18)
9	Критический диаметр частицы в барботажном смесителе	$d_{кр} = \frac{3 \rho_{ж} \xi}{4 \Delta \rho g} \left[11,0 (g v_{ж} w_\Gamma (1 - \varphi)^2)^{0,25} - w_\infty \right]^2$	(2.9.20)

ГЛАВА 3

МОДЕЛИ ТЕПЛО – И МАССООБМЕНА В ОДНО- И ДВУХФАЗНЫХ СРЕДАХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ РАЗЛИЧНЫХ КОНСТРУКЦИЙ

Целью данной главы является представление полученных автором приближенных математических моделей, которые позволяют выполнять расчеты эффективности тепло- и массообмена с привлечением результатов по гидравлическому сопротивлению контактных устройств (каналов с поверхностными интенсификаторами, закруткой потока, насадочных слоев, а также барботажных и струйных тарелок). Использован подход представления поверхности с интенсификаторами в виде условной гладкой поверхности с осредненными параметрами течения и консервативности законов трения к возмущениям. Наличие возмущений учитываются параметрически.

Результаты приведенной в данной главе, опубликованы автором в тринадцати статьях [29,33,91,114-123], в трех монографиях [44,45,76] и материалах конференций.

3.1 Определение теплоотдачи в каналах с поверхностными интенсификаторами

Для определения средних коэффициентов теплоотдачи и далее массоотдачи в каналах аппаратов с различными поверхностными интенсификаторами рассмотрено развитие (модификация) гидродинамической аналогии. Гидродинамическая аналогия переноса устанавливает связь между

коэффициентом трения и числом Стантона с поправкой на неоднородность полей скорости, температуры и концентрации при числах – Прандтля $Pr \neq 1$ и Шмидта $Sc \neq 1$ (аналогия Чилтона-Колборна) и при допущении $Pr_T \approx 1$ и $Sc_T \approx 1$. При $Sc=Pr=1$ аналогия Чилтона-Колборна соответствует полной аналогии Рейнольдса.

В главе 2 получены выражения для коэффициентов переноса импульса (импульсоотдачи), а затем в данной главе с учетом поправки Чилтона-Колборна записаны коэффициенты теплоотдачи и массоотдачи (числа Nu и Sh).

С применением коэффициента переноса импульса получены числа Шервуда по импульсоотдаче (2.3.11), (2.3.15) и (2.3.23). Согласно аналогии Чилтона-Кольборна числа Нуссельта и Шервуда запишутся в виде

$$Nu = Sh_\gamma Pr^{\frac{m-1}{m}}, Sh = Sh_\gamma Sc^{\frac{m-1}{m}}. \quad (3.1.1)$$

По аналогии Чилтона-Колборна $m=3$. По данным различных авторов для непроницаемой стенки и турбулентном движении однофазной среды установлен более широкий интервал $m = 2 - 4$. Разброс значений показателя степени m объясняется периодическим формированием и разрушением вязкого подслоя [124-127].

Следует отметить, что гидродинамическая аналогия в форме (3.1.1) выполняется, если коэффициент переноса импульса γ (число Шервуда импульсоотдачи) учитывает только трение в пограничном слое и турбулентное число Прандтля $Pr_T \approx 1$ и Шмидта $Sc_T \approx 1$.

Полученные во второй главе выражения для числа Шервуда Sh_γ для импульсоотдачи (2.3.11), (2.3.15) и (2.3.23) в расчетах дают практически идентичные результаты ($\pm 2-4\%$), поэтому далее в диссертации используется выражение (2.3.11).

Из выражений (2.3.11), (3.1.1) запишем число Нуссельта для гладкой трубы, учитывая, что экспериментально известно $Nu \sim Pr^{0,43}$, получим

$$\text{Nu} = \frac{\text{Re}_* \text{Pr}^{0,43}}{R_1 + 2,5 \ln R_\delta}, \quad (3.1.2)$$

где значение Re_* для трубы из уравнения баланса сил следует зависимость $\text{Re}_* = \text{Re} \sqrt{\xi/8}$ или значение Re_* может вычисляется по полученному выражению (2.5.13), где $\text{Re} = u_{\text{cp}} d / \nu$; $\text{Re}_* = du_* / \nu$.

Для гладкой трубы $R_1 = 5,0$, а значение R_δ вычисляется по формуле, приведенной ниже. Сравнение результатов расчетов (3.1.2) с расчетом по критериальному выражению Михеева $\text{Nu} = 0,021 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,43}$ показывает расхождение не более $\pm 3-4\%$ в интервале чисел Рейнольдса $10^4 \leq \text{Re} < 10^6$, что подтверждает адекватность математической модели для рассмотренного простого примера теплоотдачи в трубе.

Для каналов с поверхностными интенсификаторами теплоотдачи (шероховатость, выступы, накатки и т.д.) параметры пограничного слоя Re_* , R_1 , и R_δ будут отличаться от значений на плоской гладкой поверхности. В таком случае используем подход Кутателадзе С.С., Леонтьева А.И. и др., которые установили консервативность законов трения и теплообмена в пограничном слое относительно возмущений. Т.е. форма математического описания явлений переноса не изменяется, а возмущения можно учесть параметрически. Тогда безразмерную толщину вязкого подслоя R'_1 на поверхности с интенсификаторами найдем по выражению [44,72]

$$R'_1 = R_1 \sqrt{\frac{\tau_{\text{CTO}}}{\tau_{\text{CT}}}} = R_1 \frac{u_{*0}}{u_*} = 5,0 \frac{\text{Re}_{*0}}{\text{Re}_{*\text{III}}}, \quad (3.1.3)$$

где индекс «0» относится к гладкой трубе.

Безразмерную толщину пограничного слоя примем в виде $R_\delta = 0,125 \text{Re}_{*0}$.

Для расчета числа Нуссельта для сред с повышенной вязкостью в каналах с поверхностными интенсификаторами, которые обеспечивают переход к турбулентному режиму, из (2.31), (3.1.1) запишем [43,91]

$$\text{Nu}_{\text{III}} = \frac{\text{Re}_{*_{\text{III}}} \text{Pr}^{0,43} (\mu / \mu_{\text{CT}})^{0,14}}{5 \text{Re}_{*_{\text{o}}} / \text{Re}_{*_{\text{III}}} + 2,5 \ln(0,125 \text{Re}_{*_{\text{III}}})}, \quad (3.1.4)$$

где $\text{Re}_{*_{\text{o}}} = \text{Re} \sqrt{0,316 / (8 \text{Re}^{0,25})}$ для гладкого канала; μ, μ_{CT} – коэффициенты динамической вязкости в ядре потока и при температуре стенки; $\text{Re}_{*_{\text{III}}}$ – по выражению (2.5.14).

Отношение $(\mu / \mu_{\text{CT}})^{0,14}$ учитывает влияние изменения теплофизических свойств сред с повышенной вязкостью на процесс теплообмена [28]. Для других сред применяется множитель $(\text{Pr} / \text{Pr}_{\text{CT}})^{0,25}$.

При переходном режиме ($5 < u_* k / \nu < 70$, k – высота выступов) обтекания шероховатостей выражение (3.1.4) примет вид

$$\text{Nu}_{\text{III}} = \frac{\text{Re}_{*_{\text{III}}} \text{Pr}^{0,43} (\mu / \mu_{\text{CT}})^{0,14}}{5 \sqrt{\xi / \xi_{\text{III}}} + 2,5 \ln(0,125 \text{Re} \sqrt{\xi_{\text{III}} / 8})}, \quad (3.1.5)$$

где $\text{Re}_{*_{\text{III}}} = \text{Re} \sqrt{\xi_{\text{III}} / 8}$, где ξ_{III} – по экспериментальным данным.

Как показано далее выражения (3.1.4) и (3.1.5) дают удовлетворительные результаты не только для вязких углеводородных смесей, но и для воды и воздуха.

Результаты расчетов теплоотдачи при применении кольцевых накаток в трубе даны на рисунках 3.1 и 3.2, а для труб с сферическими выступами на рисунках 3.3 и 3.4. Расхождение результатов расчетов по (3.1.4) и (3.1.5) с экспериментальными данными $\pm 12\%$.

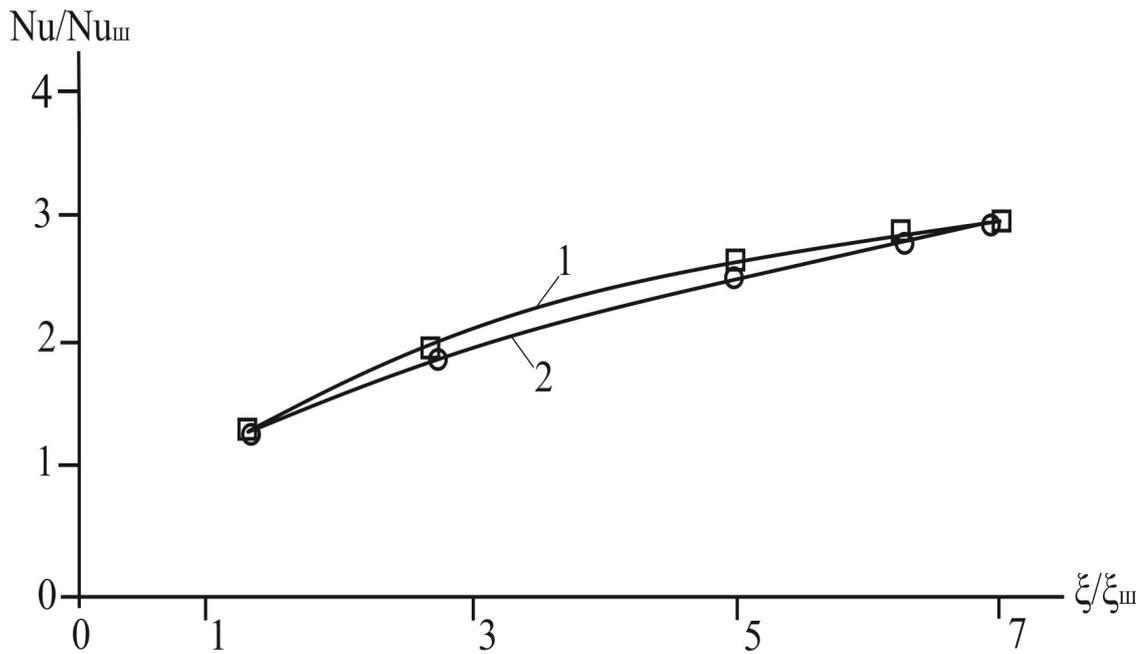


Рисунок 3.1 – Зависимость Nu/Nu_{III} от ξ/ξ_{III} при: $1-Re = 2 \cdot 10^4$ и шаге накаток $\Delta x/d = 1$.
 1 – расчет по формуле (3.1.5); точки \square – экспериментальные данные;
 2 – при $1-Re = 2 \cdot 10^5$; \circ - экспериментальные данные [128,129] (Δx - расстояние между накатками)

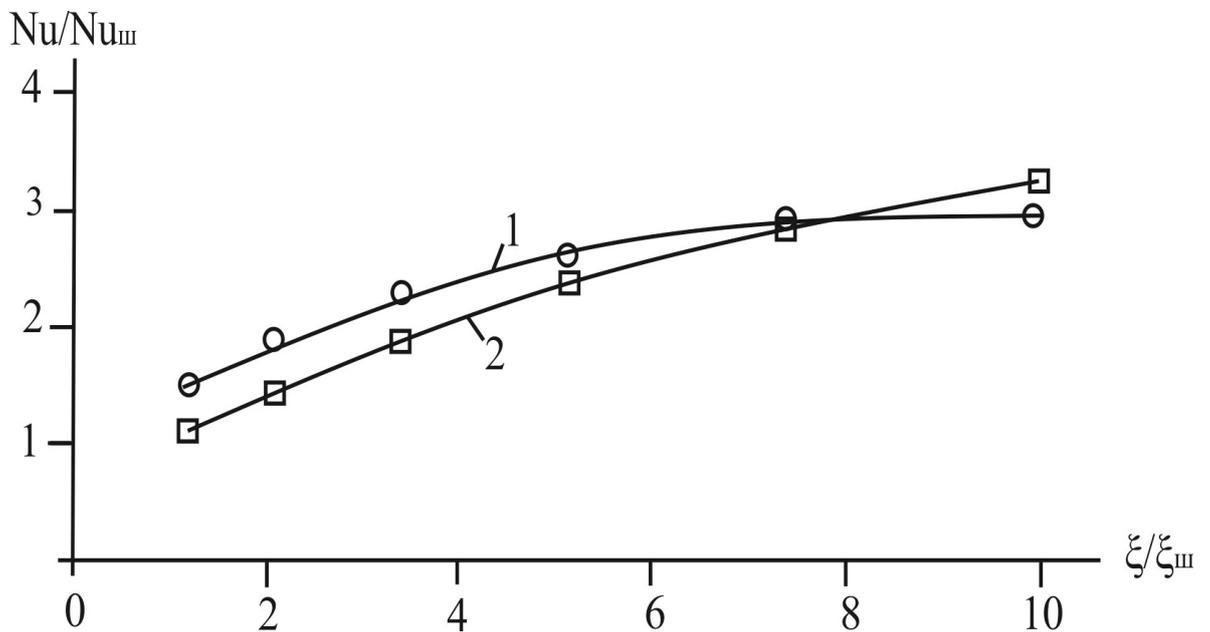


Рисунок 3.2. – Зависимость Nu/Nu_{III} от ξ/ξ_{III} при $1-Re = 2 \cdot 10^4$; $\Delta x/d = 0,25$;

1 – расчет по формуле (3.1.5); точки \circ – экспериментальные данные; 2 – при $1-Re = 2 \cdot 10^5$;
 2 – расчет; \square – экспериментальные данные [128].

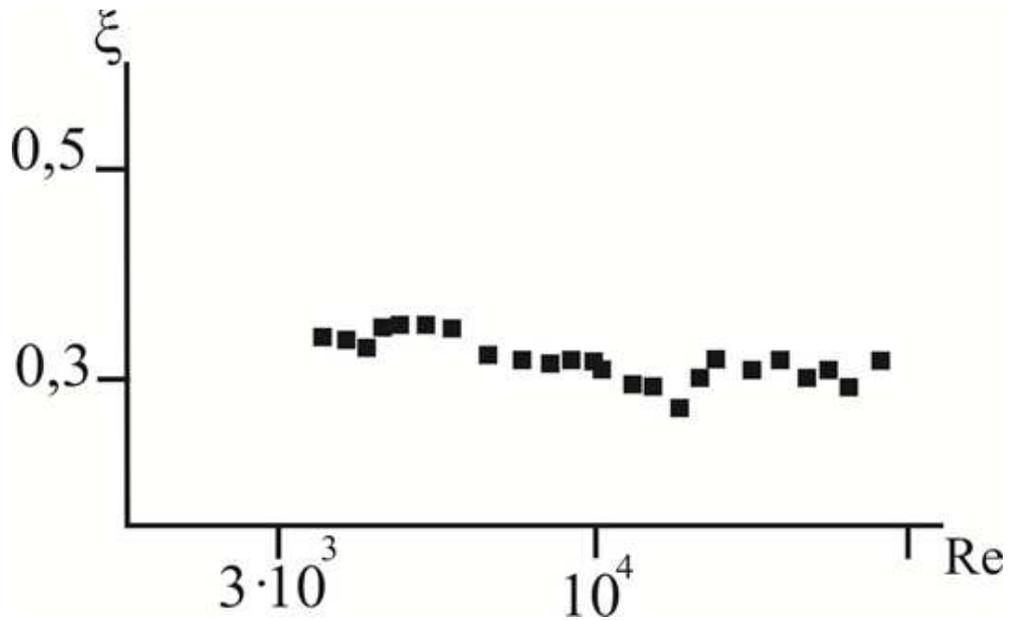


Рисунок 3.3 – Экспериментальные данные [129] по коэффициенту гидравлического сопротивления для труб со сферическими выступами ($\Delta x / d = 0,6$; $\Delta x / d = 0,74$)

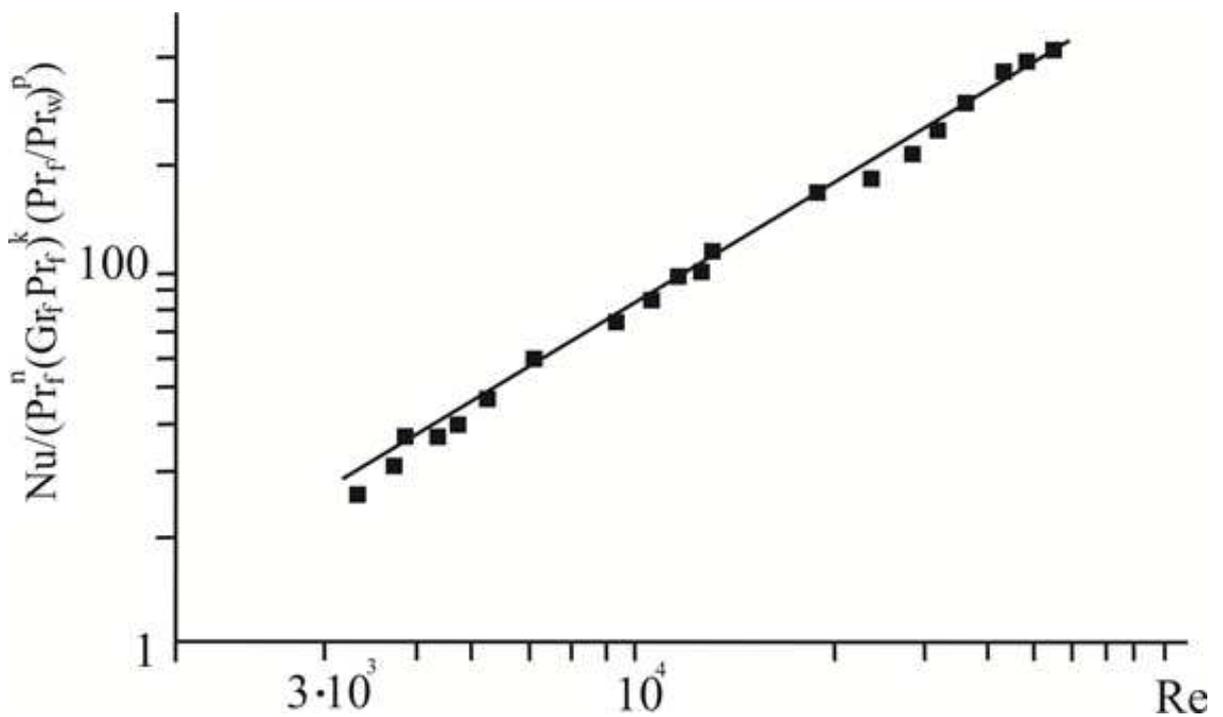
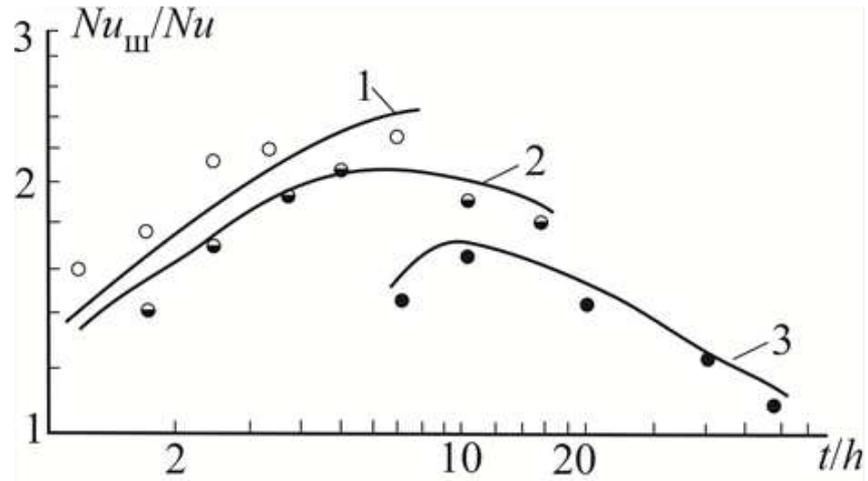
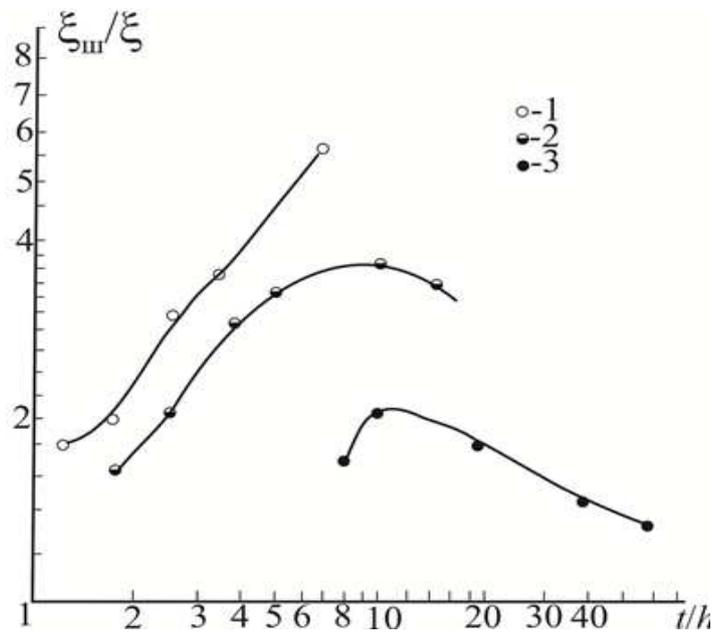


Рисунок 3.4 – Безразмерный комплекс по теплоотдачи для труб со сферическими выступами ($\Delta x / d = 0,6$; $\Delta x / d = 0,74$). ■ – экспериментальные данные [129]; линия расчет по формуле (3.1.5)



а)



б)

Рисунок 3.5. – Влияние относительного шага выступов на теплоотдачу (а) и гидравлические сопротивления трубы (б) при $Re = 105$ для воздуха. 1 – $h/d = 0,0492$; 2 – $h/d = 0,0328$; 3 – $h/d = 0,0082$. Точки экспериментальные данные [130]. Сплошные линии на левом рисунке расчет по выражению (3.1.5). На верхнем рисунке экспериментальные данные по гидравлическому сопротивлению [130]

Из полученных расчетных значений Nu_{III}/Nu с применением экспериментальных ξ_{III}/ξ следует удовлетворительные согласования с опытными данными ($\pm 10 - 18\%$) различных авторов.

Полученные приближенные выражения для расчета касательного напряжения и коэффициентов теплоотдачи могут использоваться для оценки влияния поверхностных интенсификаторов на эффективность явлений переноса при проектировании или модернизации промышленных теплообменных аппаратов. Так, в частности, автором [15] на основе применения математической модели [44,91] выполнена разработка теплообменника-дефлегматора основной ректификационной колонны на заводе бензинов нефтеперерабатывающего комплекса «ТАНЕКО» (г. Нижнекамск). Разработана компактная конструкция теплообменника с интенсификаторами, который размещен на верхнем ярусе эстакады колонны (высота около 30 метров). В результате замены устаревшего теплообменника на новый повышена производительность колонны и завода бензинов в целом на 8-12 %, что обеспечивает значительный экономический эффект.

Также авторами [131] выполнена разработка и проектирование ректификационной установки разделения тяжелого газойля на нефтеперерабатывающем предприятии в Малайзии, где холодильник-дефлегматор с интенсификаторами разработан с применением математической модели, представленной в данной разделе. Габариты дефлегматора получились почти в три раза меньше, по сравнению с конструкцией без интенсификаторов. Работа установки разделения тяжелого газойля на фракции обеспечивает требования технического задания на проектирование.

Таким образом, математическая модель проверена не только по известным экспериментальным данным, но и по результатам промышленной эксплуатации разработанных теплообменных аппаратов [15,131].

3.2 Тепло–и массоотдача в насадочных аппаратах

В разделе (3.2.1) показано применение полученных выражений для чисел Nu , Sh и Re_* в расчетах тепло-и массообменных процессов при турбулентном режиме движения однофазных сред (газа или жидкости) в аппаратах с

нерегулярными насадками и сравнение с экспериментальными данными различных исследований. В разделе (3.2.2) – расчет массоотдачи в орошаемых насадках.

3.2.1. Однофазные среды

Процессы при однофазном движении газа или жидкости в аппаратах с различными насадками применяются при тепло-и массообмене (катализ, сушка в слое, адсорбция, интенсификация теплообмена за счет интенсивной турбулизации сред с повышенной вязкостью, испарение твердых тел, сепарация аэрозолей и др.). Далее рассматриваются стационарные процессы массообмена (испарение нафталина, увлажнение воздуха) и теплообмена через разделяющую стенку в канале с теплоносителем, где для интенсификации применяются металлические хаотичные элементы.

Для проверки адекватности представленной выше математической модели можно использовать критериальные или иные эмпирические выражения для коэффициентов тепло и -массоотдачи в насадках или теоретические зависимости.

Первоначально рассмотрим хаотичные насадки без орошения, например, при испарении твердых тел из нафталина в воздух.

На основе выражений (2.3.11) и (2.6.1) и аналогии (3.1.1) запишем число Нуссельта для расчета коэффициента теплоотдачи в регулярных и хаотичных насадочных слоях при турбулентном режиме движения жидкости или газа. В хаотичных слоях турбулентный режим начинается при $Re_э > 40$ [49], а значение m в отношении (3.1.1) $m=3$, т.е.

$$Nu_э \sim Pr^{0,33}. \quad (3.2.1)$$

$$Nu_э = \frac{Re_{*э} Pr^{0,33}}{5,0 Re_{*э} / Re_{*э} + 2,5 \ln \left[3 Re_{*э} \left(\frac{\pi}{2 Re_э} \right)^{0,5} \right]}. \quad (3.2.2)$$

Аналогично получим безразмерный комплекс для массоотдачи

$$\text{Sh}_3 = \frac{\text{Re}_3^* \text{Sc}^{0,33}}{5,0 R_{*0} / R_* + 2,5 \ln \left[3 R_* \left(\frac{\pi}{2 \text{Re}_3} \right)^{0,5} \right]}. \quad (3.2.3)$$

$$\text{Re}_{*3} = \left[\frac{\xi_{\text{сух}} \text{Re}_3^3 R_\delta d^*}{\left[5,0 \text{Re}_{*0} / \text{Re}_{*3} + 2,5 \ln \left[3 \text{Re}_{*3} \left(\frac{\pi}{2 \text{Re}_3} \right)^{0,5} \right] \right]} \right]^{0,25}, \quad (3.2.4)$$

где $\text{Re}_{*3} = u_* d_3 / \nu$; $\text{Re}_{*0} = u_0 d_3 \sqrt{\xi_0 / 8} / (\varepsilon_{\text{CB}} \nu)$; $\xi_0 = 0,316 \text{Re}_3^{-0,25}$;

$\text{Re}_3 = u_0 d_3 / (\varepsilon_{\text{CB}} \nu)$. В первом приближении можно принять

$$\text{Re}_{*3} = 1,55 \text{Re}_3^{0,75} \xi_{\text{сух}}^{0,25}.$$

На рисунке 3.6 даны расчетные и экспериментальные результаты безразмерного комплекса для массоотдачи в газовой фазе в колоннах с различными насадкам. Из представленных расчетных зависимостей следует удовлетворенное согласование с известными экспериментальными данными, обобщенными в монографии [49] при числах Рейнольдса Re_3 от 300 до 10^4 . На рисунке 3.7 представлены экспериментальные [103] и расчетные данные по теплоотдаче в канале с слоем шаров при больших числах Рейнольдса ($4 \cdot 10^3 < \text{Re}_3 < 6 \cdot 10^5$), а рисунке 3.8 зависимость числа Нуссельта (3.2.2) пристенной теплоотдачи в трубе, заполненной мелкой (~6 мм) хаотичной насадкой при небольших числах Рейнольдса (нагрев индустриального масла горячей водой в теплообменнике «труба в трубе» [22,45]). Температура воды 55-56 °С; температура масла 40-50 °С. Без применения насадки режим течения масла ламинарный, а при применении слоя с хаотичными элементами – турбулентный. За счет турбулизации масла коэффициент теплоотдачи повышается в 15 – 20 и более раз, что подтверждается как экспериментом [22,45], так и расчетом по формуле (3.2.2). Согласование результатов расчетов по формуле (3.2.2) с экспериментальными данными $\pm 5 - 15\%$.

Таким образом, выполненные расчеты в широком интервале чисел Рейнольдса (от 300 до $6 \cdot 10^5$) для хаотичных насадок процессов тепло- и массообмена подтверждают справедливость рассмотренного подхода, адекватность математической модели и полученных выражений для чисел Нуссельта и Шервуда при турбулентном движении однофазных сред (газа или жидкости в слое).

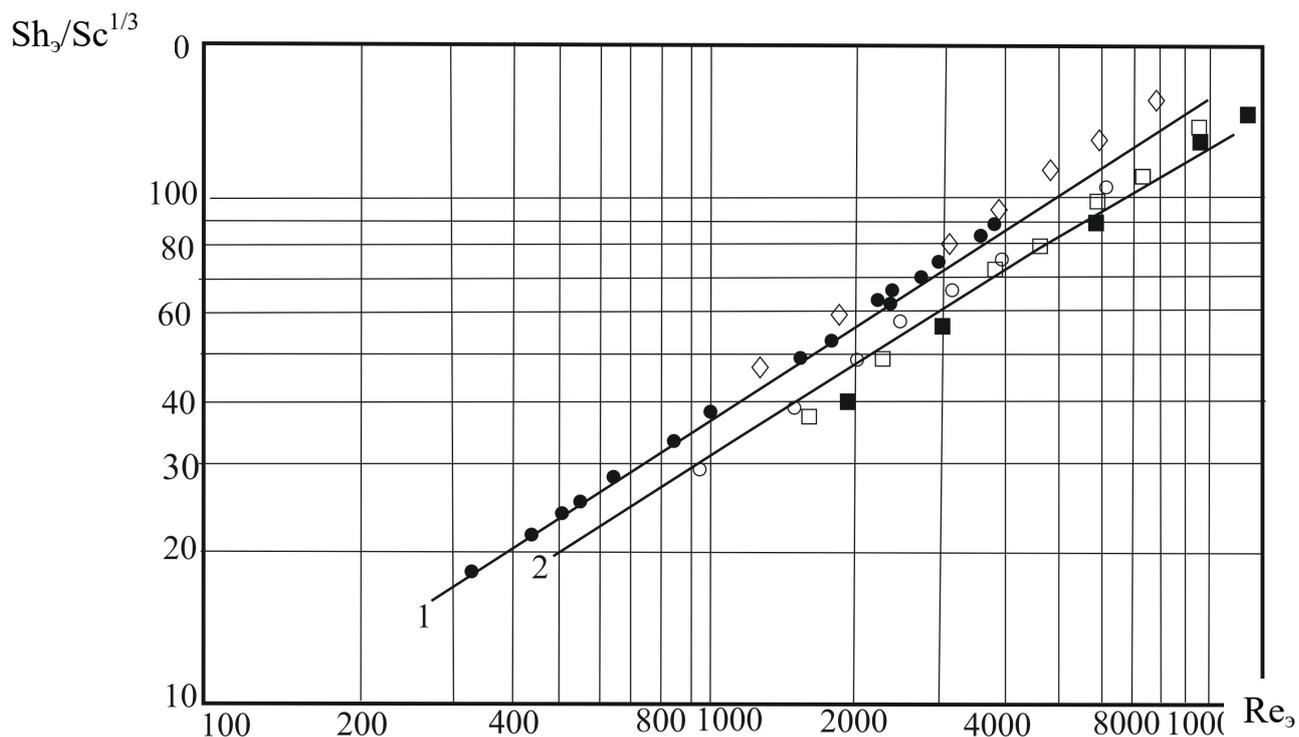


Рисунок 3.6 – Безразмерный комплекс массоотдачи в газовой фазе при возгонке нафталина и испарения воды с поверхности различных насадок. Точки – экспериментальные данные [49]: ● – кольца Рашига 25 мм; ■ – кольца Рашига, 50мм; □ – кольца Рашига 50 мм в укладку; ○ – кольца Рашига 80мм в укладку; ◇ – 100 мм в укладку (данные Гильденблата). 1 – расчет для хаотичных насадок по формуле (3.2.3); 2 – расчет по формуле (3.2.3) для регулярных насадок

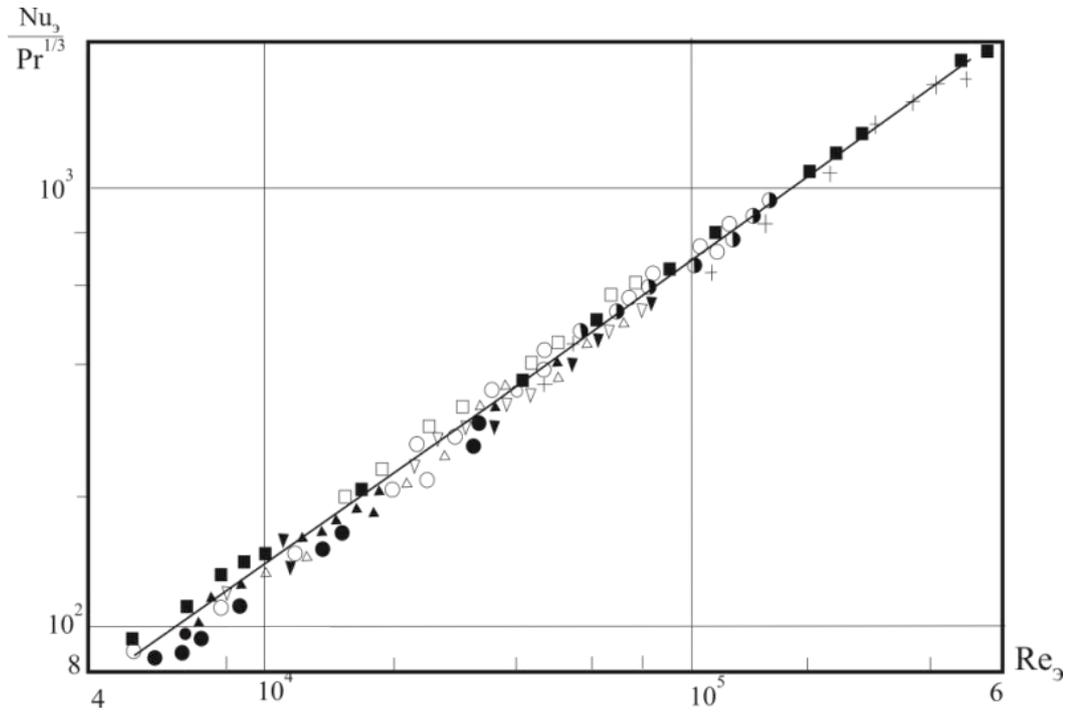


Рисунок 3.7 – Зависимость безразмерного комплекса теплоотдачи в слое шаров от больших чисел Рейнольдса. Точки – экспериментальные данные [103]; сплошная линия – расчет по формуле (3.2.2)

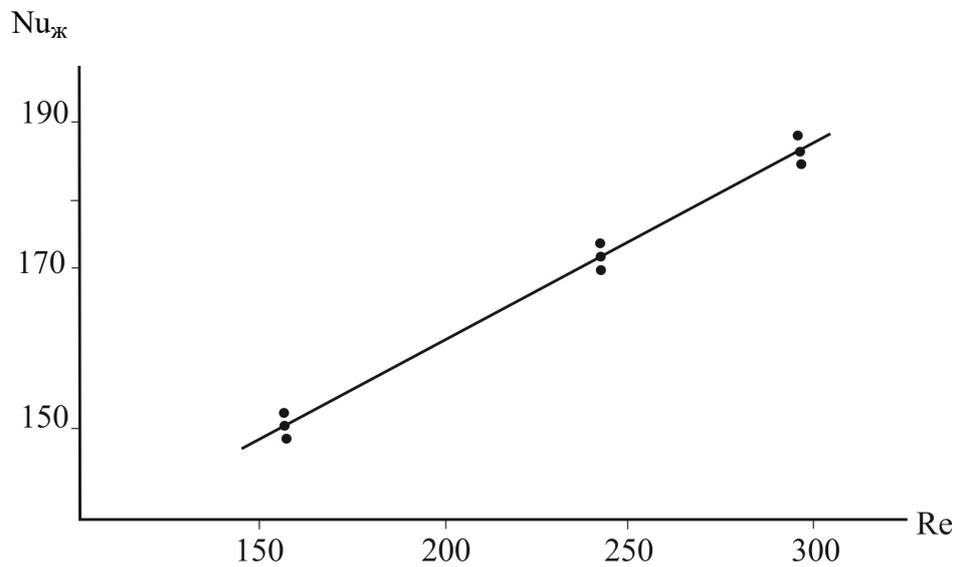


Рисунок 3.8 – Зависимость числа Нуссельта от Рейнольдса для теплообменника с насадкой при теплоотдаче от масла (нагрев водой). Точки – эксперимент [22]; линия – расчет по выражению (3.2.2). Числа Nu и Re отнесены к внутреннему диаметру трубы с маслом.

3.2.2 Массоотдача в орошаемых насадках

Наибольшее применение в промышленности насадочные колонны получили для проведения процессов ректификации, абсорбции (десорбции) и охлаждения газов в скрубберах при непосредственном контакте газ(пар)-жидкость. Большинство насадочных колонн работают в пленочном режиме, поэтому значительный научный и практический интерес представляет математическое моделирование явлений переноса при таком режиме с противотоком фаз. Применяются как регулярные, так и не регулярные (хаотичные) насадки. Причем практически все регулярные насадки имеют поверхностные интенсификаторы, которые при $Re > 500-1000$ обеспечивают турбулентный режим в газовой (паровой) фазе, что особенно важно для повышения эффективности разделения смесей и теплообмена.

Приведем пример расчета коэффициентов массоотдачи в газовой фазе орошаемой рулонной металлической насадки [14,25] с удельной поверхностью $a_v = 480 \text{ м}^2/\text{м}^3$, свободным объемом $\varepsilon_{св} = 0,95 \text{ м}^3/\text{м}^3$ и эквивалентным диаметром $d_э = 4\varepsilon_{св} / a_v = 7,9 \cdot 10^{-3} \text{ м}$. Конструкция насадки обеспечивает интенсивный турбулентный режим газа за счет лепестков в виде круговых сегментов.

Исследовалась массоотдача в газовой фазе при увлажнении воздуха водой [14]. При моделировании массоотдачи в газовой фазе в противотоке со стекающей по насадке пленки жидкости примем идею П.Л. Капицы о представлении волн на межфазной поверхности пленки в виде шероховатой поверхности. Тогда коэффициент массоотдачи можно вычислить с применением выражений (3.1.4) или (3.1.5) и аналогии Льюиса, которая сводится к замене числа Нуссельта на число Шервуда Sh , а число Прандтля на число Шмидта Sc , где $Sh = \beta d_э / D$; $Sc = \nu / D$. Так как при волновом течении тонкой пленки имеем $ku_* / \nu < 70$, то для расчетов используем выражение (3.1.5). Следует отметить, что в газовой фазе пленочных аппаратов известна зависимость $Sh_{г} \sim Sc_{г}^{0,33}$.

Число Шервуда ($Sh_{\Gamma} = \beta_{\Gamma} d_{\text{э}} / D_{\Gamma}$) получит вид

$$Sh_{\Gamma} = \frac{Re_{*op} Sc_{\Gamma}^{0,33}}{5 \sqrt{\xi / \xi_{op}} + 2,5 \ln(0,125 Re_{\text{э}} \sqrt{\xi_{op} / 8})}. \quad (3.2.5)$$

где Re_{*op} - по выражению (2.8.7) или $Re_{*op} \approx 1,55 Re^{0,75} \xi_{op}^{0,25}$.

В таблице 3.1 приведены результаты расчетов Sh_{Γ} в газовой фазе ($Sc_{\Gamma} = 0,7$).

Таблица 3.1– Экспериментальные данные [14] и расчетные данные по формуле (3.2.5) массоотдачи в газовой фазе орошаемой рулонной насадки

w_{Γ}	$Re_{\text{э}}$	ξ_{op}	$q_{\text{ж}}, \text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{ч})$	Sh_{Γ} [35]	Sh_{Γ} (3.2.5.)
1,0	527	0,24	5,0	9,9	9,5
1,0	527	0,25	10,0	9,7	9,58
2,0	1054	0,28	5,0	17,4	17,3
2,0	1054	0,29	10,0	18,1	17,4
1,0	527	0,26	20,0	10,3	9,85

В таблице 3.1: w_{Γ} – средняя скорость воздуха в слое насадки, м/с; $Re_{\text{э}} = w_{\Gamma} d_{\text{э}} / \nu_{\Gamma}$ – число Рейнольдса; ξ_{op} – коэффициент гидравлического сопротивления насадки, полученный экспериментально [14,25]; $q_{\text{ж}}$ – плотность орошения, $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{ч})$.

Как следует из таблицы 3.1., наблюдается хорошее согласование экспериментальных и расчетных значений чисел Шервуда в газовой фазе.

В орошаемых хаотичных насадках можно использовать выражения для $Nu_{\text{э}}$ (3.2.2) и $Sh_{\text{э}}$ (3.2.3), где число Рейнольдса с динамической скоростью по формуле (2.8.7) (раздел 2.8).

В орошаемой хаотичной насадке расчеты процессов тепло-имассообмена газового потока с жидкой фазой значительно усложняются из-за неполной смачиваемости поверхности, задержки жидкости, повышения гидравлического сопротивления и волнообразования при течении пленки.

В литературе крайне мало полуэмпирических или тем более теоретических зависимостей для коэффициентов тепло-и массоотдачи в орошаемых колоннах с

нерегулярными насадками. Авторы, которые экспериментально получили критериальные выражения для сухих насадок (например, выражение (3.2.6) и ряд других) рекомендуют их использовать для орошаемых насадок, где число Рейнольдса записывать с учетом сужения проходного сечения для газовой фазы из-за наличия пленки жидкость и скорость газа представлять в виде $w_{\Gamma} = w_o / (\varepsilon_{св} - \delta_{ж}) \pm u_{ж}$, где $u_{ж}$ - скорость жидкости на поверхности пленки, м/с; «+»- противоток; «-»-прямоток.

Для данных условий получено выражение [13]

$$Sh_{\Gamma} = c Re_{\Gamma}^m Sc_{\Gamma}^{0,33}, \quad (3.2.6)$$

где для колец Рашига от 15 до 50 мм $c=0,407$; $m=0,655$ (по исследованиям И.А. Гильденבלата и др.); для колец Рашига от 13 до 38 мм и седел Берля (13 и 25 мм) $c=0,45$; $m=0,64$ (по данным М.Э. Аэрова и др.)

Однако очевидно, что повышение скорости газа в слое за счет наличия жидкой фазы не полностью характеризует сложную гидродинамическую обстановку в орошаемой насадке.

Пример расчета

Далее представлен пример расчета числа Sh_{Γ} для самых исследованных насадок при орошении водой.

Кольца Рашига 25x25 мм; $a_v=220 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{св}=0,92$; $d_3=0,017 \text{ м}$.

Массовые расходы фаз: $L=80 \text{ т/ч}=22,22 \text{ кг/с}$. $G=10 \text{ кг/с}$. Высота насадки $H=1,0 \text{ м}$. Система воздух-вода при температуре $T=20^{\circ}\text{C}$.

Скорость газа при захлебывании насадки $w_3=1,71 \text{ м/с}$. Рабочая скорость газа $w_o=0,75$, $w_3=1,28 \text{ м/с}$. Скорость газа в слое насадки $w_{\Gamma}=w_o/\varepsilon_{св}=1,4 \text{ м/с}$. Число Рейнольдса $Re_{\Gamma}=1601$. Диаметр колонны $D_k = \sqrt{4G/(\pi \rho_{\Gamma} w_o)} = 2,72 \text{ м}$. Площадь поперечного сечения колонны $S_k=5,8 \text{ м}^2$. Плотность орошения $q_{ж} = L/(S_k \rho_{ж}) = 3,83 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{с})$ или $q_{ж} = 13,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$. Коэффициент гидравлического сопротивления сухой насадки $\xi = 16/Re_{\Gamma}^{0,2} = 3,66$. Перепад

давления газа в сухой насадке $\Delta P_{\text{сух}} = \frac{\xi_{\text{сух}} H \rho_{\Gamma} w_{\Gamma}^2}{2d_{\text{с}}}$ = 310,3 Па. Перепад давления

орошаемой насадки $\Delta P_{\text{ор}} = 465,5$ Па определен по графической зависимости [13]. По приведенным выше эмпирическим выражениям задержки жидкой фазы и коэффициента смачиваемости поверхности получаем $\delta_{\text{ж}} = 0,0469$; $\psi_{\text{w}} = 0,55$. Далее $V_{\Gamma} = G/\rho_{\Gamma} = 8,33$ м³/с с полученными параметрами вычисляется значение Re_{*} по формуле (2.8.7) с первым приближением $Re_{*} \approx 550$. После нескольких итераций получаем для орошаемой насадки $Re_{*} = 623$.

По выражению (3.2.3) для орошаемой насадки имеем $Sh_{\Gamma}/Sc_{\Gamma}^{0,33} = 56,09$, для сухой насадки $Sh_{\Gamma}/Sc_{\Gamma}^{0,33} = 49,2$. По выражению (3.2.6) Рамма А.М. и Гильденבלата И.А. для сухой насадки имеем $Sh_{\Gamma}/Sc_{\Gamma}^{0,13} = 51,1$. Расхождение незначительное. Для орошаемой насадки, как отмечено выше, число Рейнольдса в выражении (3.2.6) будет иметь значение $Re_{\text{гор}} = 1811$ и $Sh_{\Gamma}/Sc_{\Gamma}^{1/3} = 54,4$.

Как видно с учетом орошению жидкостью по выражению (3.2.6) получаем повышение безразмерного комплекса примерно на 6%, а с применением выражения (3.2.3) – на 14%.

Для сравнения результатов по массоотдаче в орошаемой хаотичной насадке используем эмпирическое выражение для объемного коэффициента, полученного при поглощении аммиака из воздуха водой при пленочном противотоке [13]

$$\beta_{\Gamma\text{в}} = A W_{\Gamma}^m W_{\text{ж}}^n / 3600, \quad (3.2.7)$$

где $W_{\Gamma} = w_{\Gamma} \rho_{\Gamma} 3600$; $W_{\text{ж}} = q_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}} 3600$ - массовые расходы газа и жидкости, кг/(м² ч); $\beta_{\Gamma\text{в}}$ - объемный коэффициент массоотдачи, с⁻¹.

Первоначально рассмотрена самая известная насадка из колец Рашига, для которой имеется большое количество экспериментальной информации.

Значение коэффициентов A , m , n в выражении (3.2.7) для колец Рашига диаметром 25 мм по данным различных авторов даны в таблице 3.2.

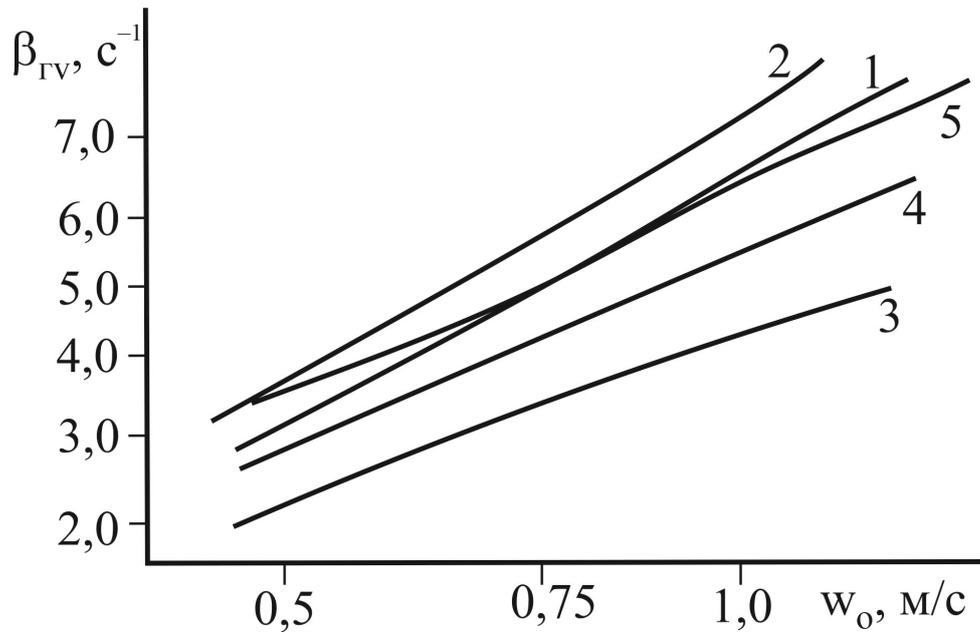
Таблица 3.2. – Значение коэффициентов в выражении (3.2.7)

№	Авторы	A	m	n
1	Dwyer O.E., Dodge B.F.	0,345	0,9	0,39
2	Molstad M.C., McKinney J.F.	4,07	0,88	0,09
3	Onda K., Sada E., Saito V.	0,84	0,741	0,382

Для того чтобы перейти от объемного коэффициента массоотдачи (3.2.7) к среднему по поверхности контакта фаз запишем

$$\beta_{\Gamma} = \frac{\beta_{\Gamma V} S_k H}{a_v \psi_w S_k H} = \frac{\beta_{\Gamma V}}{a_v \psi_a}, \quad (3.2.8)$$

где ψ_a - коэффициент активной поверхности массообмена [8,13].



Рисунке 3.9 – Зависимость объемного коэффициента массоотдачи от скорости газа в колонне с кольцами Рашига 25 мм при плотности орошения $q_{ж}=20 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$ 1- расчет на основе выражения (3.2.6); 2,3,4- по выражению (3.2.7) с коэффициентами из таблицы 3.2. -1,2 и 3 соответственно.

Кривая 5 расчет по выражению (3.2.3) с Re^* , (2.8.7)

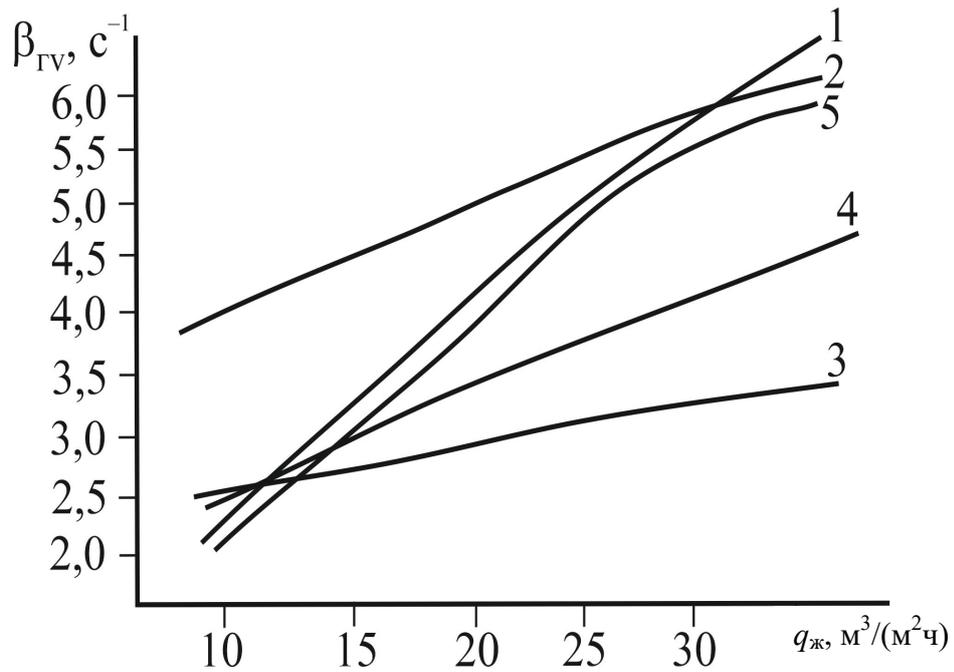


Рисунок 3.10 – Зависимость объемного коэффициента массоотдачи от плотности орошения в колонне с кольцами Рашига 25 мм при скорости газа $w_0=0,7$ м/с. Обозначения на рис.3.9.

На рисунках 3.9. и 3.10 представлены результаты расчетов коэффициента $\beta_{Г}$ по выражению (3.2.3) и выражениям (3.2.6), (3.2.7) при абсорбции аммиака водой при нормальных условиях ($Sh_{Г} = 0,7$). Перепад давления ΔP , задержка жидкости и коэффициент активной поверхности по известным эмпирическим формулам. Металлические кольца Рашига 25 мм имеют следующие конструктивные характеристики: $a_v = 220 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{св} = 0,9$; $d_3 = 0,016\text{м}$. Например, для воды при $q_{ж} = 5 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$ значение $\psi_w = 0,31$; при $q_{ж} = 10 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$ $\psi_w = 0,4$, при $q_{ж} = 20 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$, $\psi_w = 0,48$. Перепад давления газа орошаемого слоя при, $w_{Г} = 0,6$ м/с составляет $\Delta P_{Г} = 106,9$ Па; при $q_{ж} = 10 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$, $w_{Г} = 1,0$ м/с составляет $\Delta P_{Г} = 480$ Па. Результаты расчетов представлены на рисунках 3.8 и 3.9 для процесса абсорбции аммиака водой при нормальных условиях в колонне с кольцами Рашига 25 мм.

Из представленных на рисунках 3.9 и 3.10 расчетных результатов следует хорошее согласование объемных коэффициентов массоотдачи, полученных на основе выражений (3.2.3) и (3.2.6), где $\beta_{\Gamma v} = \beta_{\Gamma} a_v \psi_a$. Расхождение с эмпирической формулой (3.2.7) с коэффициентами различных авторов, более значительное, что возможно связано с погрешностью экспериментов и различных условий проведения, что не всегда указывает авторы в своих работах. Таким образом, рекомендации авторов критериального выражения (3.2.6) о его применимости для орошаемых насадок, с учетом задержки жидкости, справедливо и может использоваться для колонн с кольцами Рашига. Однако для современных конструкций нерегулярных насадок критериальные выражения не всегда получены, тогда в таком случае рекомендуется выражение (3.2.3) с параметром (2.8.7), адекватность которого проверена для различных насадок.

Алгоритм расчета

1. Задается скорость газа w_0 и плотность орошения $q_{ж}$ исходя из пленочного противоточного режима в выбранной насадке с техническими характеристиками: a_v , $\varepsilon_{св}$, $d_э$.
2. По температурному режиму из справочных данных находятся теплофизические свойства газа (ρ_{Γ} , v_{Γ} , D_{Γ}) и жидкости ($\rho_{ж}$, $v_{ж}$, σ).
3. Экспериментально или из расчета по эмпирическим выражениям определяется перепад давления газа $\Delta P_{ор}$ в орошаемой насадочной колонне при высоте сил $H=1,0$ м.
4. Вычисляются динамическая задержка жидкости $\delta_{ж}$, коэффициент смачиваемости ψ_w и коэффициент активной межфазной поверхности ψ_a .
5. Вычисляются (задается) первое приближение параметра трения R_* (например, $Re_* \approx 600$), затем итерационным методом находится из выражения (2.8.7).

6. По выражениям (3.2.2), (3.2.3) вычисляются числа Нуссельта и Шервуда и далее, коэффициенты тепло-и массоотдачи.

7. При решении задачи по массообмену, объемный коэффициент массоотдачи находится как произведение $\beta_{ГV} = \beta_{Г} a_v \psi_a, c^{-1}$.

8. Далее из решения дифференциальных уравнений массообмена с объемным межфазным источником при заданных концентрациях на входе газа и жидкости вычисляются концентрации компонентов на выходе насадочного слоя и эффективность процесса массопередачи.

В результате выполненных исследований процесса переноса импульса и диссипации энергии установлена зависимость для безразмерного параметра трения (числа Рейнольдса с динамической скоростью) для нерегулярной сухой и орошаемой насадки от режимных и конструктивных параметров работы колонного аппарата при пленочном режиме работы. В результате это дает возможность учесть влияние жидкой фазы в насадке на среднее коэффициенты тепло-и массоотдачи при известном перепаде давления, задержки жидкости и коэффициентов смачиваемости поверхности. Особо актуальны данные исследования при разработке новых конструкций насадок, т.к. экспериментально получить гидравлические характеристики проще и дешевле, чем проводить тепло-и массообменные эксперименты.

3.3 Модифицированная гидродинамическая аналогия

3.3.1 Основы подхода

Гидродинамическая аналогия Рейнольдса и Чилтона–Кольборна справедлива для потоков при отсутствии продольного градиента давления, что ограничивает область ее применения. Например, в шероховатых каналах, трубах с кольцевыми накатками и насадочных слоях коэффициент ξ возрастает в большей степени, чем характеристик теплообмена [6,50,58], и применение классической аналогии $St = (C_f / 2) Pr^{-0,67}$ на основе известной связи $C_f = \xi / 4$

дает значительную погрешность. В работах [5,132,133] рассмотрена модифицированная аналогия Рейнольдса для внутренних пограничных слоев, развивающихся после отрыва и присоединения потока за малыми препятствиями на стенках каналов. Для этого используется выражение аналогии в виде $St = K(C_f / 2)$, где коэффициент K показывает степень различия в интенсивности переноса импульса и теплоты в отрывном потоке. В прикладной аэрогазовой динамике [134,135] для расчетов различных профилей получил применение метод эффективной длины. В этом случае влияние градиента давления учитывается корректировкой эффективной длины при условии равенства толщины потери энергии пограничного слоя. При известной эффективной длине характеристики пограничного слоя рассчитываются с помощью соответствующих формул для пластины.

Следовательно, чтобы применить классическую аналогию воспользуемся известными свойствами консервативности законов трения к различным возмущениям. Для этого в рамках рассмотренного в разделе 2.2 подхода осредним параметры градиентного потока по длине обтекаемого тела и приведем их к плоскому пограничному слою без гидродинамических возмущений [33,45,72,121,123].

Предположим, что средний поток импульса (касательное напряжение $\tau_{ст}$) на поверхности тела известен. Тогда в рамках плоского пограничного слоя запишем средний коэффициент трения для турбулентного пограничного слоя

$$C_f = 2\tau_{ст} / (\rho u_\infty^2) = 0,074 / Re_L^{0,2}. \quad (3.3.1)$$

Из выражения (3.3.1) получена эффективная скорость

$$\bar{u}_\infty = 8,5 \left(\frac{Re_{*L} v}{L} \right)^{10/9} \left(\frac{L}{v} \right)^{1/9}, \quad (3.3.2)$$

где $\tau_{ст} = \rho (Re_{*L} v / L)^2$; $Re_{*L} = u_* L / v$.

Эквивалентными параметрами градиентного и безградиентного потока здесь являются среднее касательное напряжение $\tau_{ст}$ и характерный размер тела

L , а влияние возмущений учитывается эффективной скоростью $\overline{u_\infty}$. Используя коэффициент импульсоотдачи (глава 2) $\gamma = u_*^2 / u_\infty$ при $u_\infty = \overline{u_\infty}$ (3.3.2) получено для пластины

$$\gamma = 0,16 \left(\frac{\text{Re}_{*L} \nu}{L} \right)^{8/9} \left(\frac{\nu}{L} \right)^{1/9}, \quad (3.3.3)$$

где $\text{Re}_{*L} = \text{Re}_L (C_f / 2)^{1/2}$.

Аналогично запишем средний коэффициент трения для трубы, используя коэффициент сопротивления по Блазиусу

$$C_f = \xi / 4 = 0,316 / (4 \text{Re}^{0,25}).$$

Отсюда получим

$$\overline{u_\infty} = 6,33 \left(\frac{\text{Re}_{*d} \nu}{d} \right)^{8/7} \left(\frac{d}{\nu} \right)^{1/7} \quad (3.3.4)$$

и коэффициент импульсоотдачи будет иметь вид [123]

$$\gamma = 0,158 \left(\frac{\text{Re}_{*d} \nu}{d} \right)^{6/7} \left(\frac{\nu}{d} \right)^{1/7}, \quad (3.3.5)$$

где $\text{Re}_{*d} = \text{Re}(\xi / 8)^{1/2}$.

Из выражения (3.3.3) число Шервуда импульсоотдачи

$$\text{Sh}_\gamma = 0,16 \text{Re}_{*L}^{8/9}, \quad (3.3.6)$$

где $\text{Re}_{*L} = u_* L / \nu$ (см. вторую главу).

Из выражения (3.3.5)

$$\text{Sh}_\gamma = 0,158 \text{Re}_{*d}^{6/7}, \quad (3.3.7)$$

где $\text{Re}_{*d} = u_* d / \nu$.

Применяя аналогию (3.1.1) и (3.3.6) получим для теплоотдачи

$$\text{Nu}_L = 0,16 \text{Re}_{*L}^{8/9} \text{Pr}^{\frac{m-1}{m}}. \quad (3.3.8)$$

На основе выражения (3.3.7) и (3.3.1) имеем

$$\text{Nu} = 0,158 \text{Re}_*^{6/7} \text{Pr}^{\frac{m-1}{m}}. \quad (3.3.9)$$

Для расчета массоотдачи получено

$$\text{Sh}_L = 0,16 \text{Re}_{*L}^{8/9} \text{Sc}^{\frac{m-1}{m}}. \quad (3.3.10)$$

$$\text{Sh} = 0,158 \text{Re}_*^{6/7} \text{Sc}^{\frac{m-1}{m}}, \quad (3.3.11)$$

где $\text{Sh}_L = \beta L / D$, $\text{Nu}_L = \alpha L / \nu$; $\text{Re}_L = u_\infty L / \nu$; $\text{Re} = u_{\text{cp}} d / \nu$.

Далее рассмотрено применение данных выражений для различных случаев стабилизированного обтекания поверхностей (контактных элементов аппаратов) при тепло- и массообмене.

В формулах (3.3.8)- (3.3.11) значение показателя степени при числах Pr и Sc поясняется в разделе 3.1. после формулы (3.1.1.).

3.3.2 Массоотдача в орошаемых каналах

Рассмотрим противоточное движение газового потока со стекающей ламинарной волной или турбулентной пленкой жидкости в круглом канале. Используем идею П.Л. Капицы и др. о представлении волн в виде шероховатости при расчете коэффициентов тепло- и массоотдачи в газовой фазе. Тогда на основе выражения (3.3.11) получим для орошаемого канала (например, при противотоке воздуха и воды в градирне) число Шервуда $\text{Sh}_\Gamma = \beta_\Gamma d_\Gamma / D_\Gamma$ в газовой фазе при массообмене [49]: $(\text{Sh}_\Gamma \sim \text{Sc}_\Gamma^{1/3})$

$$\text{Sh}_\Gamma = 0,158 \text{Re}_*^{6/7} \text{Sc}_\Gamma^{1/3}, \quad (3.3.12)$$

где $\text{Re}_* = \text{Re}_{\text{ог}} \sqrt{\xi_{\text{оп}}/8}$, что следует из баланса сил в цилиндрическом канале без интенсификаторов.

Для орошаемого цилиндрического канала коэффициент сопротивления [49]

$$\xi_{\text{ор}} = \left(0,11 + 0,9(u_{\text{ж}}\mu_{\text{ж}} / \sigma)^{2/3} \right) / \text{Re}_{\text{ор}}^{0,16}, \quad (3.3.13)$$

где $\text{Re}_{\text{ор}} = d_{\text{э}}(w_{\text{Г}} + u_{\text{ж}}) / \nu_{\text{Г}}$, $u_{\text{ж}}$ - средняя скорость жидкости в пленке, м/с;

$d_{\text{э}} = 4\varepsilon_{\text{св}}/a_{\text{в}}$ — эквивалентный диаметр насадки (канала), м; $\text{Re}_{\text{ор}} = w_{\text{Г}} d_{\text{э}} / \nu_{\text{Г}}$.

На рисунке 3.11, 3.12 приведены результаты расчетов по уравнению (3.3.12) и сравнение с экспериментальными данными для макета градирни охлаждения воды ($T_{\text{ж}}=35^{\circ}\text{C}$) [136], а так же орошаемой трубки при ректификации [137], где $h_{\text{Г}}$ — высота единиц переноса

$$h_{\text{Г}} = \frac{d^2 w_{\text{Г}}}{4\beta_{\text{Г}}(d - 2\delta_0)} = \frac{d^2 w_{\text{Г}}}{4Sh_{\text{Г}}D_{\text{Г}}}. \quad (3.3.14)$$

При расчете градирни сделаны допущения о равномерном пленочном течении по контактным элементам (цилиндрический канал из полиэтиленовой сетки) и коэффициенте смачиваемости поверхности близким к единице.

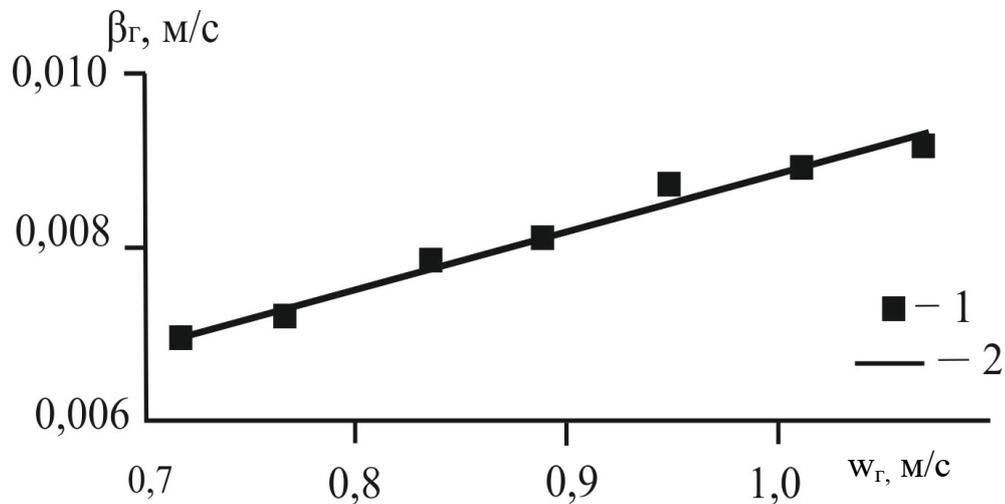


Рисунок 3.11. – Зависимость коэффициента массоотдачи от скорости газа для сетчатой насадки в градирне. $q_{\text{ж}}=7,61 \text{ м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{ч})$, $a_{\text{в}} \approx 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $d_{\text{э}} = 0,026 \text{ м}$;
1 – эксперимент [136], 2 - расчет по выражению (3.3.12).

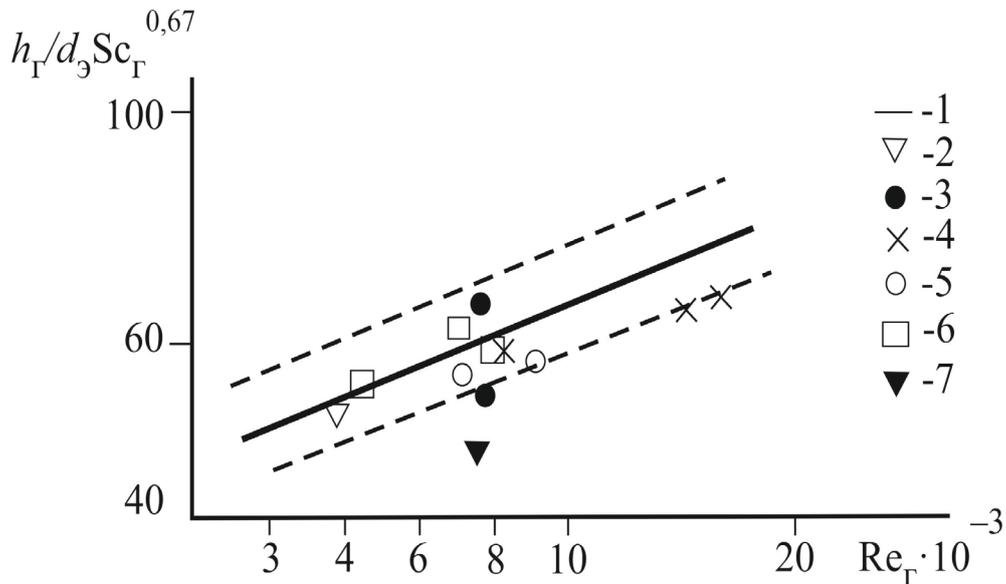


Рисунок 3.12. – Результаты расчетов (3.3.12), (3.3.14) и экспериментальные данные (2–7) [137] при ректификации различных систем в орошаемых каналах. Сплошная линия (1)– среднее значение.

В результате исследований, приведенных в данном разделе, можно сделать следующие выводы.

Преимущество гидродинамической аналогии перед многими другими методами заключается в том, что она дает возможность вычислять коэффициенты тепло- и массоотдачи с использованием коэффициентов трения. Однако известные ограничения классической аналогии существенно сокращают области ее применения. В настоящем разделе выполнена модификация аналогии Чилтона–Кольборна для каналов с шероховатой стенкой и каналов со стекающей пленкой жидкости. Параметры модели приводятся к плоскому пограничному слою, используя выражения для коэффициентов трения пластины и среднее касательное напряжение возмущенных потоков. В результате расчетов и сравнения с опытными данными исследований других авторов показана принципиальная возможность использования обобщенной (модифицированной) гидродинамической аналогии в инженерных расчетах теплообменных аппаратов когда имеются результаты по гидравлическому сопротивлению контактных устройств.

3.4 Тепло- и массоотдача в осевых и закрученных потоках газа с пленкой жидкости

На основе применения коэффициентов переноса импульсоотдачи (глава 2) ниже получены уравнения для расчета средних коэффициентов тепло- и массоотдачи в газовой фазе в трубках при слабом и сильном взаимодействии фаз при осевом движении, а также с постоянной закруткой потоков [29,41,76]. Дано выражение и результаты расчетов массообмена в жидкой фазе при десорбции кислорода из воды воздухом при сильном взаимодействии.

Тепломассообмен в пограничном слое с возмущениями

При переходе к моделированию тепло- и массоотдачи в турбулентном пограничном слое, гидродинамика которого отличается от пограничного слоя на пластине или в трубе используем следующие подходы. Известно, что пограничный слой, как и всякая устойчивая статистическая система, имеет некоторые консервативные свойства (глава 2). Для корректировки безразмерных толщин (R_1 и R_2) в пограничном слое получен [15,102] множитель $\sqrt{\xi / \xi_3}$, на который умножаются соответствующие параметры. Под корнем ξ – коэффициент гидравлического сопротивления плоского канала, а ξ_3 – коэффициент сопротивления канала с возмущениями (в данном случае коэффициент сопротивления осевого или закрученного потока).

С учетом корректировки параметров для пограничного слоя с закруткой газового потока выражение (2.3.23) и соотношений (3.1.1) для теплообмена в газовой фазе получим [41]

$$\text{Nu}_r = \frac{\text{Re Pr}_r^{1-m} \sqrt{\xi_3 / (8 \cos \theta)}}{1,54 R_1 \left(\text{Re}^{0,25} \xi_3^{0,5} \right)^{-1} + 2,5 \ln \left(R_\delta / \left(30 \sqrt{\xi / \xi_3} \right) \right)} \quad (3.4.1)$$

и для массообмена

$$\text{Sh}_\Gamma = \frac{\text{Re} \text{Sc}_\Gamma^{1-m} \sqrt{\xi_3 / (8 \cos \theta)}}{1,54 R_1 \left(\text{Re}^{0,125} \xi_3^{0,5} \right)^{-1} + 2,5 \ln \left(R_\delta / \left(30 \sqrt{\xi / \xi_3} \right) \right)}, \quad (3.4.2)$$

где $m=2/3$ при тепло- и массоотдачи от газового потока к пленке жидкости.

Например, с применением (2.3.11) и аналогии (3.1.1) имеем

$$\text{Nu}_\Gamma = \frac{\text{Re}^* \text{Pr}_\Gamma^{0,33}}{5 \text{Re}^*_{\text{о}} / \text{Re}^* + 2,5 \ln(0,125 \text{Re}^*)} \quad (3.4.3)$$

$$\text{Sh}_\Gamma = \frac{\text{Re}^* \text{Sc}_\Gamma^{0,33}}{5 \text{Re}^*_{\text{о}} / \text{Re}^* + 2,5 \ln(0,125 \text{Re}^*)}, \quad (3.4.4)$$

где $\text{Re}^* = \text{Re} \sqrt{\xi_3 / (8 \cos \theta)}$; $\text{Re} = \text{Re} \sqrt{\xi_0 / 8}$; $\xi_0 = 0,316 / \text{Re}^{0,25}$.

В выражениях (3.4.1) - (3.4.4) динамическая скорость записана из условия баланса сил в проекции на вертикальную ось канала, т.е. $u_* = w_\Gamma \sqrt{\xi_3 / (8 \cos \theta)}$, где θ – угол закрутки потока. Следует отметить, что при $\cos \theta = 1$, получаем осесимметричный поток газа, т.е. без закрутки.

Слабое взаимодействие. При наибольших скоростях газа в канале ($w_\Gamma < 6$ м/с - для воздуха и воды) и орошении стенок жидкостью происходит противоточное движение фаз (газ подается снизу) или прямоточное (жидкость и газ сверху) – режим слабого взаимодействия. Экспериментальные исследования такого режима выполнены Ю.И. Дытнерским и Г.С. Борисовым и установлено, что массоотдача в газовой фазе в осесимметричном потоке удовлетворительно описывается гидродинамической аналогией Чилтона-Кольборна, только с учетом пленочного течения

$$\text{Sh}_\Gamma = 0,125 \text{Re}_\Gamma \xi_{\text{оп}} \text{Sc}_\Gamma^{0,33}. \quad (3.4.5)$$

Результаты расчетов Sh_Γ (3.4.2) и (3.4.4.) согласуются с формулой (3.4.5) с расхождением 5-6%, при $3000 \leq \text{Re}_\Gamma \leq 10^4$ ($\cos \theta = 1$).

Осесимметричный поток при сильном взаимодействии

Рассмотрен процесс абсорбции легко растворимых газов при нисходящем или восходящем движении пленки жидкости с газом в круглом канале. Такой процесс исследован в работах [138-143,146,147] и получены экспериментальные данные по гидравлическому сопротивлению и массоотдачи. На рисунке 3.13 представлены опытные и расчетные данные числа Шервуда в нисходящем прямотоке при испарении воды в потоке воздуха при $Pr_{\Gamma}=0,4$; $d=0,027$ м и $H=0,755$ м. Приведенный расход $\Gamma=0,1$ кг/(мс). Получено удовлетворительно согласование результатов расчетов по формуле (3.4.2) с экспериментом [146]. Аналогичные результаты дает выражение (3.4.4.)

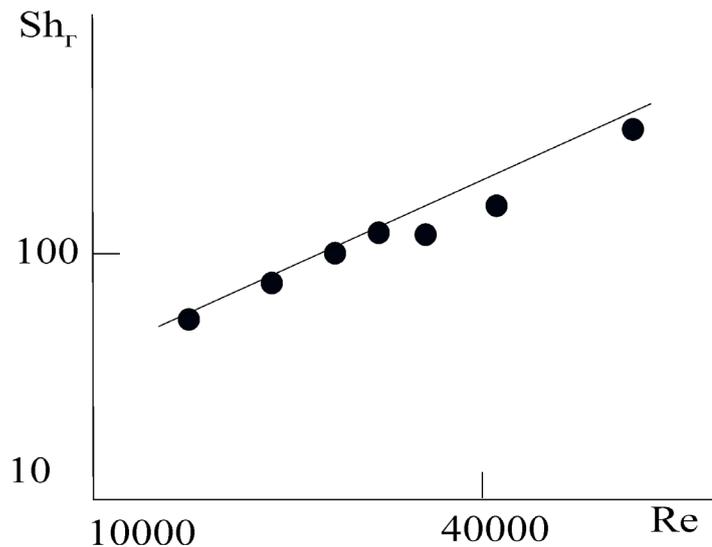


Рисунок 3.13 – Зависимость числа Шервуда от числа Рейнольдса при нисходящем прямотоке при испарении воды в воздух. Точки-эксперимент [146]; сплошная линия- расчет по формуле (3.4.2)

Закрученное движение фаз

В работе [148] исследовано прямоточно-вихревое контактное устройство в виде цилиндрического канала с закруткой потока газа и внутренней трубкой для подачи жидкости, расположенной по оси симметрии канала. Жидкость поступает

сверху в низ по трубке и подается на завихритель с углом лопаток 30° и далее меняет направление и движется в восходящем потоке с газом. Диаметр канала 74 мм, внутренней трубки 24 мм, длина канала с восходящим движением фаз 180 мм. Исследовался процесс абсорбции аммиака из воздуха водой. Получены экспериментальные значения коэффициента массоотдачи. Так, например, при расходе жидкости в канале 112,5 кг/ч, расходе газа 258 кг/ч имеем: $w_{\Gamma}=15,5$ м/с; плотность орошения $q_{\text{ж}}=0,48$ м³/(м·ч); перепад давления $\Delta P = 900$ Па; коэффициент сопротивления $\xi_3 = 0,5$ при числе Рейнольдса $Re_{\Gamma}=51000$. После вычисления числа Шервуда (3.4.2.) получаем $Sh_{\Gamma}=721$ и коэффициент массоотдачи $\beta_{\Gamma}=0,28$ м/с. Экспериментально получено [59] $\beta_{\Gamma}=0,29$ м/с.

Если использовать выражение (3.1.2), т.е. без корректировки параметров, то получим $Sh_{\Gamma}=418$ и $\beta_{\Gamma}=0,16$ м/с, т.е. заниженное значение β_{Γ} почти в два раза по сравнению с экспериментом [59], а также с расчетом по формуле (3.4.2).

Результаты расчетов коэффициента массоотдачи при закрученном движении газа и пленки жидкости даны на рисунке 3.14.

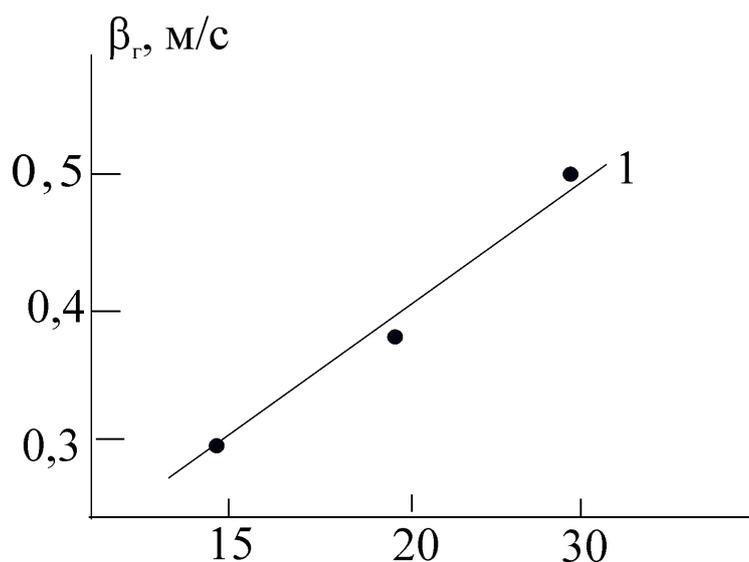


Рисунок 3.14 – Зависимость коэффициента массоотдачи от скорости газа в закрученном дисперсно-кольцевом потоке. • – эксперимент [148]; 1 – расчет по формуле (3.4.2)

В результате можно сделать выводы о том, что полученные выражения (3.4.1) и (3.4.4) для средних чисел Nu_T и Sh_T дают удовлетворительное согласование с опытными данными для режимов слабого и сильного взаимодействия фаз.

Массоотдача в турбулентной пленке

Режим турбулентного движения пленки начинается при числе Рейнольдса $Re_{пл} = 4q_{ж}/v_{ж} > 1600$; $q_{ж}$ - приведенный расход к периметру пленочного течения.

В режиме слабого взаимодействия фаз (противоток), т.е. при гравитационном течении пленки теплоотдача от пленки к стенке исследована многочисленными авторами и в литературе имеются критериальные выражения [1,2,49,67,72,112,137,138,143]. Массообмен через межфазную поверхность имеет несколько иные закономерности из-за различных функций турбулентной диффузии у стенки и у поверхности раздела фаз. Для коэффициентов массоотдачи также известны различные полуэмпирические зависимости. В режиме сильного взаимодействия в основном применяется полуэмпирические выражения, связанные с потерей энергии газового потока.

На основе модели диффузионного пограничного слоя Ландау-Левича с функцией турбулентного обмена (2.94) (глава 2) получено выражение [3]

$$\beta_{ж} = \frac{2u_{*ж}}{\pi(R_1 Sc_{ж})^{0,5}}, \quad (3.4.6)$$

которое обеспечивает удовлетворительные результаты по согласованию с экспериментальными данными для барботажных и пленочных аппаратов, а также жидкостных экстракторов при турбулентном режиме. Далее показан пример применения выражения (3.4.6) в расчетах сильного взаимодействия газа с пленкой жидкости в осевых и закрученных потоках в контактных трубках по эффективности десорбции кислорода из воды воздухом.

Динамическая скорость находится из условия баланса сил

$$u_{*ж} = (\rho_{г} / \rho_{ж})^{0,5} w_{от} \sqrt{\xi_{ор} / (8 \cos \theta)}, \quad (3.4.7)$$

где $w_{от}$ - скорость относительного движения фаз, м/с; $\xi_{ор}$ - коэффициент гидравлического сопротивления орошаемого канал; θ - угол закрутки газа.

В выражении (3.4.6) безразмерная толщина вязкого подслоя в жидкой фазе вычисляются по выражениям [72]

$$R_{1ж} = 11,6 \frac{u_{гр}}{u_{*ж}} \sqrt{c_{f_{ож}}/2}; \quad c_{f_{ож}} = \frac{0,316}{4 Re_{ож}}; \quad Re_{ож} = \frac{u_{гр}(d - 2\delta_{пл})}{\nu_{ж}}.$$

Результаты расчетов представлены на рисунке 3.15.

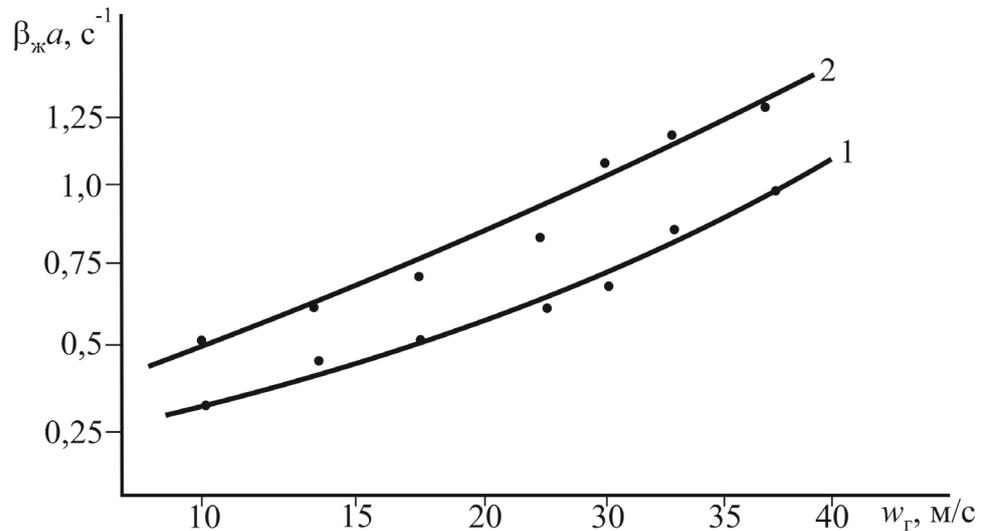


Рисунок. 3.15 – Зависимость объемного коэффициента массоотдачи в жидкой фазе от скорости газа в трубке в восходящем потоке газа и пленке жидкости. Расход жидкости $q_{ж}=1,85 \text{ м}^3/(\text{м ч})$; диаметр трубки $d=0,0168$; высота $H=0,15$ м. 1- осевое движение фаз; 2- закрученный поток с шагом ленточного завихрителя 60 мм. Десорбция O_2 из воды воздухом при нормальных условиях. Точки – экспериментальные данные В.А. Булкина; сплошные линии расчет по выражению (3.4.6).

Выполнены расчеты профиля концентраций растворенного кислорода и двуокси углерода в турбулентной пленке при прямоточном осевом и закрученном движении воздуха. Расчет выполнялся с применением математической модели структуры потока (раздел 1.1.2) (глава 1).

Поток массы переходящего растворенного газа из жидкой фазы в газовую фазу

$$M = L(C_{\text{Ж}i-1} - C_{\text{Ж}i}) = \beta_{\text{Ж}} \rho_{\text{Ж}} F_i (C_{\text{Ж}i} - C_i^*) \quad (3.4.8)$$

$$M = G(C_{\text{Г}i} - C_{\text{Г}i-1}) = \beta_{\text{Ж}} \rho_{\text{Ж}} F_i (C_{\text{Ж}i} - C_i^*) \quad (3.4.9)$$

где $i=1,2,\dots,n$; n – число ячеек.

При десорбции труднорастворимых газов из воды практически все сопротивление массообмену сосредоточено в жидкой фазе, тогда из выражения (3.4.8) запишем концентрацию в i -ячейке

$$C_{\text{Ж}i} = \frac{C_{\text{Ж}i-1} + \beta_{\text{Ж}} \rho_{\text{Ж}} F_i C_i^* / L}{1 + \beta_{\text{Ж}} \rho_{\text{Ж}} F_i / L}, \quad (3.4.10)$$

где $i=1$ – вход газа и жидкости при восходящем потоке, т.е. $C_{\text{Ж}0} = C_{\text{Ж}n}$;

$F_i = \pi(d - 2\delta_{\text{ПЛ}})H / n$ – площадь межфазной поверхности пленки в i -ой ячейке;

при $i=n$ выход жидкости: $C_{\text{Ж}n} = C_{\text{ЖК}}$ и газа $C_{\text{Г}n} = C_{\text{ГК}}$.

Число ячеек определим используя эффективный коэффициент турбулентной диффузии в пленке по известным выражениям:

при $20 < \text{Re}_{\text{ПЛ}} < 1200$

$$\nu_{\text{эф}} = \nu_{\text{Ж}} + 0,17 \cdot 10^{-4} \nu_{\text{Ж}}^{1/6} \left(\text{Re}_{\text{ПЛ}}^{0,5} - \text{Re}_{\text{ВОЛ}}^{0,5} \right), \quad (3.4.11)$$

при $\text{Re}_{\text{ПЛ}} > 1200$

$$\nu_{\text{эф}} = \nu_{\text{Ж}} + 0,23 \nu_{\text{Ж}}^{1/3} \text{Re}_{\text{ПЛ}}^{0,5}, \quad (3.4.12)$$

где $\text{Re}_{\text{ВОЛ}}$ – число Рейнольдса для пленки начала волнообразования на поверхности, $\text{Re}_{\text{ВОЛ}} \approx 20$.

Принимаем $D_{\text{эф}} \approx \nu_{\text{эф}}$.

Число ячеек связано с модифицированным критерием Пекле (критерием Боденшейна) $\text{Pe}_{\text{Ж}} = u_{\text{Ж}} H / D_{\text{эф}}$, $n \approx \text{Pe}_{\text{Ж}} / 2$, при $\text{Pe}_{\text{Ж}} > 10$.

Эффективность процесса десорбции в ячейке и контактном устройстве

$$E_{\text{Ж}i} = \frac{C_{\text{Ж}i-1} - C_i}{C_{\text{Ж}i-1} - C_i^*}; \quad E_{\text{Ж}} = \frac{C_{\text{Ж}n} - C_{\text{ЖК}}}{C_{\text{Ж}n} - C_i^*}. \quad (3.4.13)$$

Равновесная концентрация C^* зависит от температуры воды и парциального давления (рисунок 3.16)

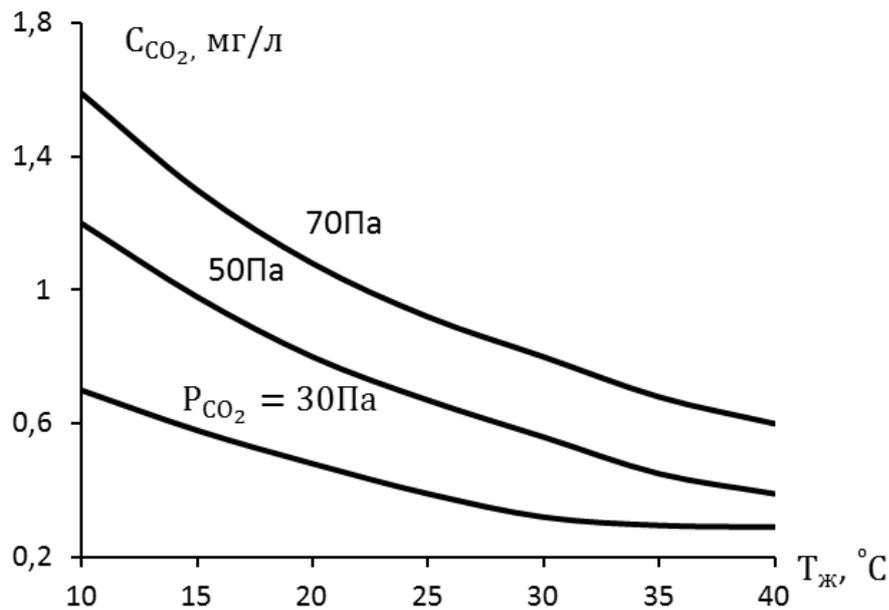


Рисунок 3.16 – Зависимость равно-весной концентрации CO_2 в воде от ее температуры при разных значениях его парциального давления

Расчеты и выводы показывают, что эффективность массообмена при десорбции труднорастворимых газов водой хорошо описывается известным решением ячеечной модели в виде [154]

$$E_{ж} = 1 - \left(1 + \frac{\beta_{ж} \rho_{ж} F}{Ln} \right)^{-n}, \quad (3.4.14)$$

где L - массовый расход воды, кг/с.

Результаты расчета $E_{ж}$ (3.14.14) при различных условиях взаимодействия фаз в контактной трубке показаны на рисунках 3.17- 3.19. и сравнение с экспериментальными данными Николаева Н.А. и Харина В.Д. Трубка с гладкой, а так же дискретно-шероховатой поверхностью с высотой прямоугольных выступов h и шагом S . Перепад давления исследован указанными авторами.

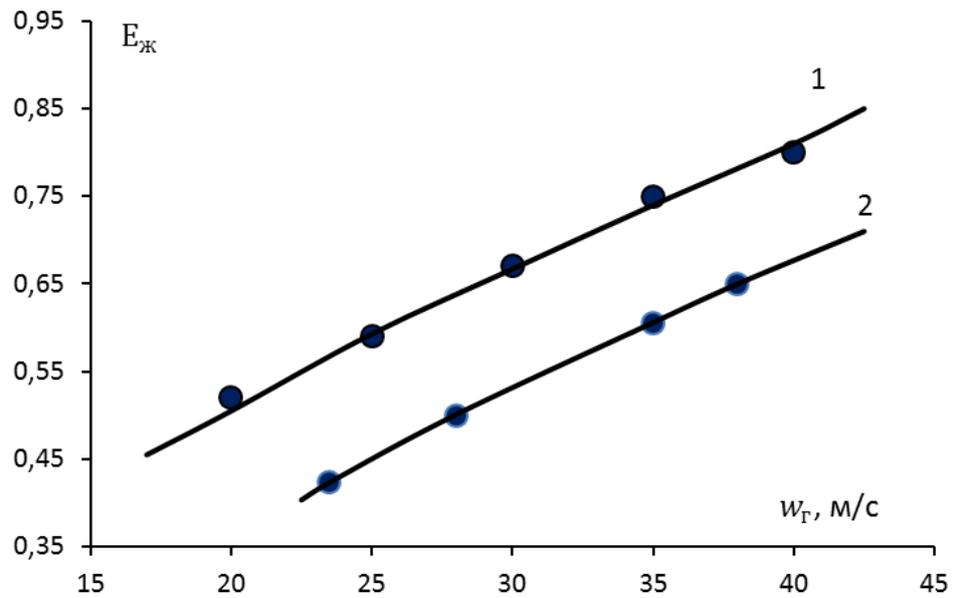


Рисунок 3.17– Зависимость эффективности разделения (3.4.13) от скорости газа в трубке при десорбции CO_2 из воды воздухом. Точки – экспериментальные данные; сплошная линия – расчет по формуле (3.4.14). Приведенный расход воды $2,116 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$; высота выступа шероховатости $h=0,43 \text{ мм}$; шаг между выступами $S=2\text{мм}$, 1 – трубки с шероховатой и 2 – с гладкой поверхностью

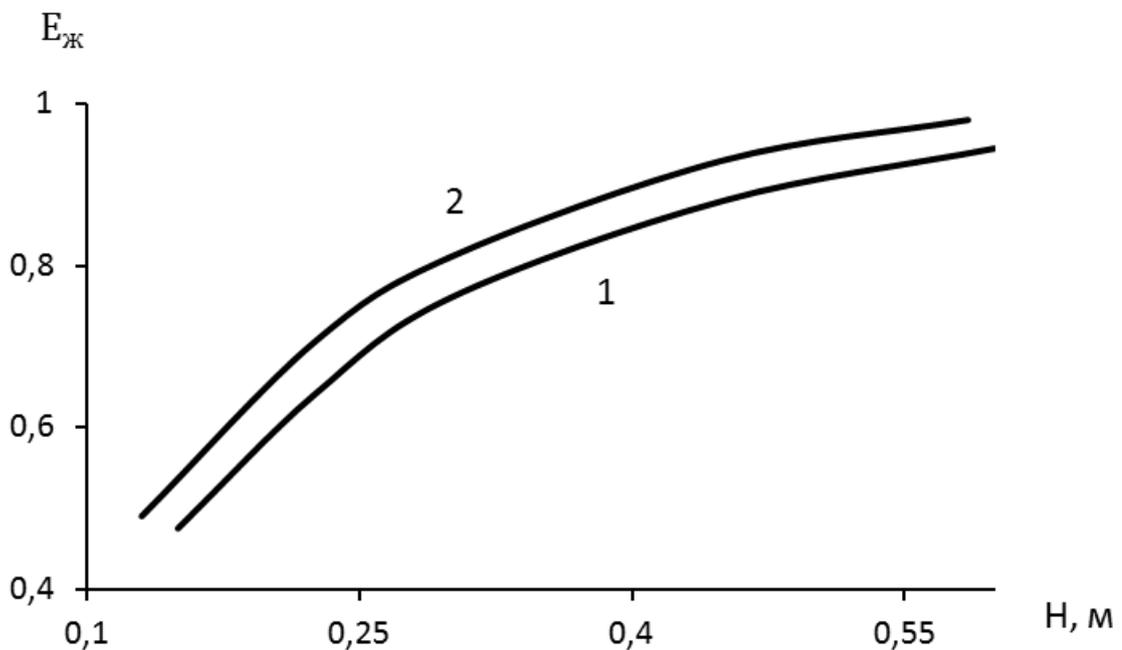


Рисунок 3.18 – Зависимость эффективности разделения $E_{ж}$ (3.4.14) от высоты трубки с шероховатой поверхностью $h = 0,3 \text{ мм}$, $q = 2,75 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$; $w_{Г} = 30,67 \text{ м} / \text{с}$. 1- $S=1 \text{ мм}$; 2 - $S=4 \text{ мм}$

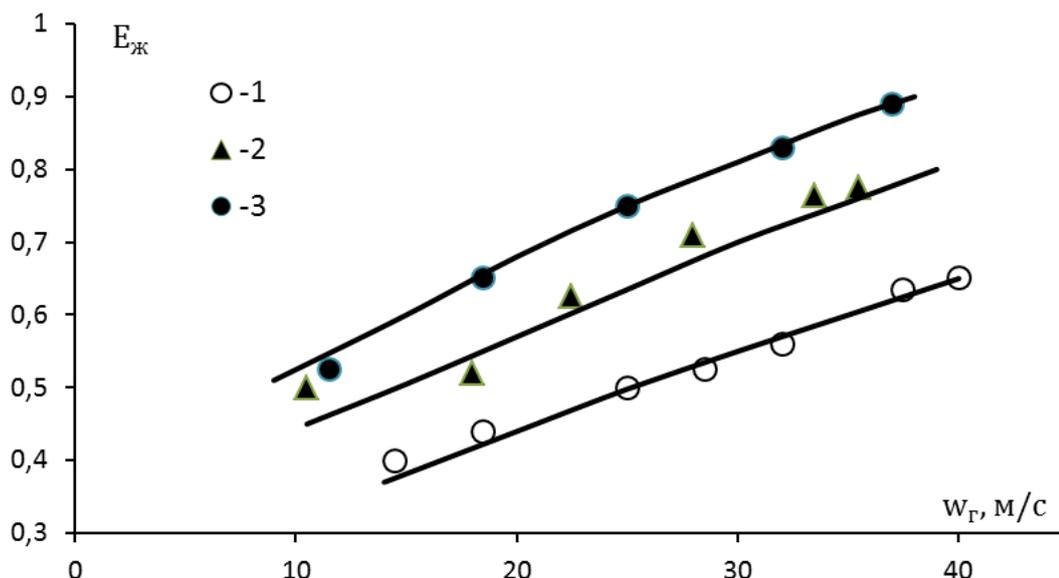


Рисунок 3. 19 – Зависимость эффективности десорбции O_2 из воды от скорости воздуха при восходящем осевом и закрученном движении в трубе; $d=0,0168$ м; $H=0,2$ м. Температура воздуха и воды $20^{\circ}C$. 1 - осевое движение потока ($q_{ж}=2,4$ м³/(м·ч)); 2, 3 - закрученный поток:

2- $q=2,4$ м³/(м·ч); 3- $q=1,134$ м³/(м·ч)) при $S_{лз}=0,062$ м (шаг завихрителя).

Удовлетворительное согласование с экспериментами подтверждается адекватность представленной математической модели.

3.5 Математическая модель массообмена в барботажных колоннах при неравномерном распределении фаз

Известно [3,7-11], что при увеличении размеров аппаратов эффективность проводимых процессов часто снижается (см. введение). Причем, без применения специальных конструктивных мер эффективность массопередачи как насадочных, так и тарельчатых колонн при увеличении их диаметра от одного до 3-4 метров может понизиться более чем в два-три раза [9]. В данном разделе показана возможность при расчете эффективности процессов выполнять учет основных неравномерностей распределения газа и жидкости в колоннах с барботажными тарелками [45,117].

Учет неравномерности в расчетах массоотдачи

При монтаже полотен тарелок в колонну одним из важных требований является условие горизонтальности монтажа. Известно, что при нарушении этого условия эффективность разделения смесей существенно снижается [3,7-9]. Однако даже при горизонтальном расположении тарелки необходимо учитывать градиент уровня жидкости.

На тарелках теплообменных аппаратов промышленных размеров вследствие гидравлического сопротивления при горизонтальном течении жидкости в сторону сливной планки уровень жидкости на стороне входа повышается на некоторую величину Δ (рисунок 3.20), называемую *гидравлическим уклоном* или *градиентом*. Возникновение градиента уровня жидкости ведет к неравномерному распределению газа по площади тарелки. Большая часть газа движется через часть тарелки, прилегающую к переливному порогу, где уровень жидкости ниже. Это явление становится особенно заметным на тарелках больших диаметров, когда Δ может достигать значительной величины [3,7-9]. Причем у входной планки часть отверстий при небольшой скорости газа в колонне (менее 0,8-1,0 м/с) занят провалом (утечной) жидкости.

Учет влияния некоторых факторов «масштабного эффекта» к расчетам теплообменных колонных аппаратов химической технологии, таких как градиент уровня жидкости Δ и скорости газа (пара) W_i в сечении входа на контактное устройство (рисунок 3.20) осуществляется с использованием математической модели [3,45,72,117,157] (раздел 1.4 в первой главе).

Для приближенного описания распределения жидкой и газовой (паровой) фаз по полотну тарелки с учетом отмеченных неравномерностей ниже используется секционная (ячеечная) математическая модель. Число секций (ячеек) приближенно принимается равным числу рядов контактных элементов, (например, клапанов) расположенных на полотне тарелки от приемной планки к сливной (рисунок 3.21) [117].

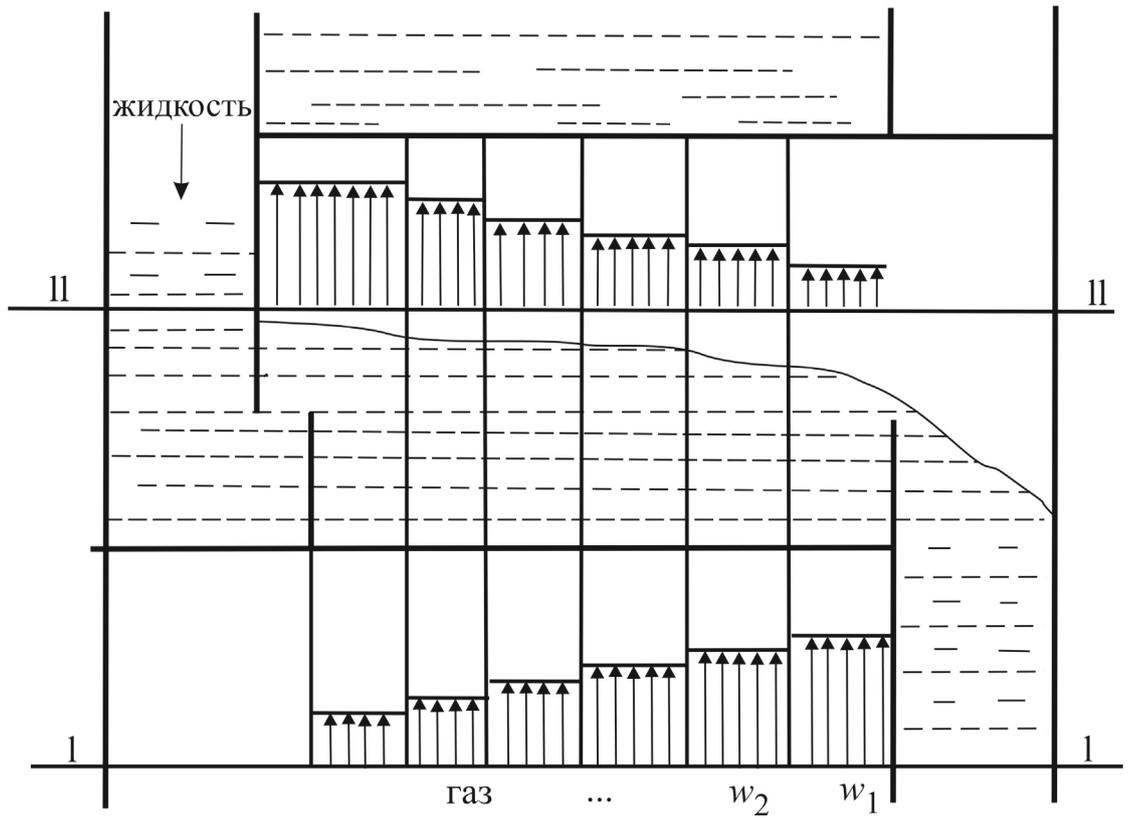


Рисунок 3.20 – Профиль скорости газа (пара) в массообменной тарельчатой колонне

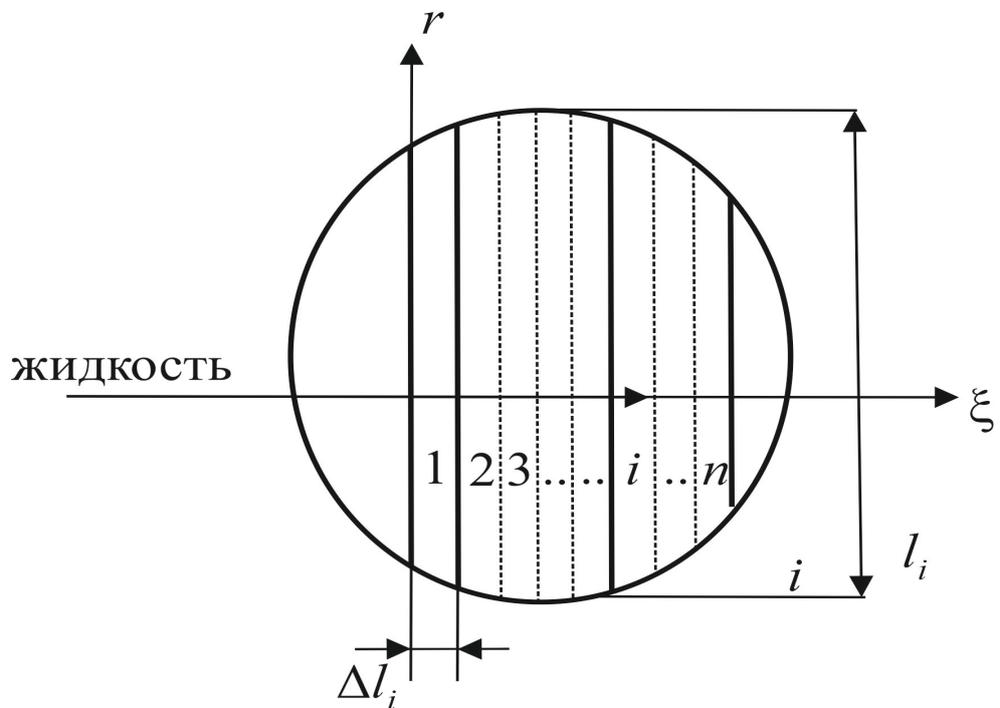


Рисунок 3.21. – Условное деление тарелки на ячейки в продольном направлении:

ξ_i – ширина i -ой ячейки; Δl_i – длина i -ой ячейки

На основе использования математической модели можно оценить влияние режимных и конструктивных параметров на процесс разделения смеси.

Профиль скорости газового (парового) потока в поперечном сечении колонны связан с гидравлическим сопротивлением барботажной тарелки в выделенной секции. В секции, расположенной у приемной планки, вследствие большого значения столба жидкости скорость газа (пара) будет иметь наименьшее значение, а в секции у сливной планки, где высота столба жидкости минимальна, скорость газа (пара) наибольшая. Чем больше градиент уровня жидкости на тарелке, тем больше эти неравномерности. Перераспределение парового потока также может быть вызвано дефектами монтажа контактного устройства. Если $\Delta = 0$, то неравномерности отсутствуют и профиль скорости плоский. Чем больше Δ , тем больше неравномерность по жидкой и газовой фазам, тем больше влияние этих факторов на эффективность разделения.

Известно уравнение Бермана, связывающее скорость пара с гидравлическим сопротивлением зон (с различным уровнем столба жидкости). Это уравнение имеет вид

$$\frac{W_i}{W_{i+1}} = \sqrt{\frac{\Delta P_{i+1}}{\Delta P_i}}, \quad i = 1, 2, \dots, n; \quad (3.5.1)$$

где W_i – скорость пара в i -ой зоне, м/с; ΔP_i – гидравлическое сопротивление i -ой зоны, Па; на тарелке

$$\Delta P_i = \Delta P_{\text{сух}i} + \Delta P_{\text{ст}i} + \Delta P_{\sigma} \quad . \quad (3.5.2)$$

Здесь $\Delta P_{\text{сух}i}$ – сопротивление сухой тарелки, Па; $\Delta P_{\text{ст}i}$ – сопротивление, вызванное столбом жидкости, Па; ΔP_{σ} – сопротивление, вызванное силами поверхностного натяжения, Па.

Так же для оценки неравномерностей распределения потоков газа и пара получено выражение [3]

$$\frac{W_{0,i}}{W_{0,i+1}} = \left(\frac{\Delta P_{\text{сух},i}}{\Delta P_{\text{сух},i} - (h_{\text{ст},i} - h_{\text{ст},i+1})} \right)^{0,5} \quad . \quad (3.5.3)$$

Запишем уравнение для расчета статического столба жидкости с учетом градиента по длине тарелки. Введем безразмерную координату $z = \xi / l$.

При $z=0$ (у приемной планки) имеем

$$h_{\text{ст}}(z) = h_{\text{ст}} + \Delta / 2.$$

При $z=1$ (у сливной планки) запишем

$$h_{\text{ст}}(z) = h_{\text{ст}} - \Delta / 2.$$

Отсюда найдем

$$h_{\text{ст}}(z) = -\Delta z + h_{\text{ст}} + \Delta / 2 \quad (3.5.4)$$

Уравнение (3.5.4) позволяет вычислить значение статического столба жидкости в каждой секции по длине тарелки, м.

Для клапанных и ситчатых тарелок значения $\Delta P_{\text{сyx}}$ и $\Delta P_{\text{ст}}$ определяются по известным выражениям, а значением ΔP_{σ} можно пренебречь.

Уравнение расхода для i -й зоны запишется в следующем виде

$$S_i W_i = S_{0i} W_{0i}, \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3.5.5)$$

где S_i – площадь i -ой зоны, м^2 ; W_i – скорость газа (пара) в i -ой зоне, м/с ; S_{0i} – площадь отверстий занятых газовым потоком в i -ой зоне, м^2 ; W_{0i} – скорость газа (пара) в отверстиях i -ой зоны, м/с .

Уравнение (3.5.2) решается совместно с уравнением неразрывности газового потока в интегральном виде

$$S_K W_K = \sum_{i=1}^n S_i W_i, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (3.5.6)$$

где S_K – площадь поперечного сечения колонны, м^2 ; W_K – средняя скорость газа в свободном сечении колонны, м/с .

При решении системы уравнений (3.5.1), (3.5.5) принимается, что в секции, расположенной в центре тарелки, скорость газа равна средней скорости газа в колонне W_K .

Полученный профиль скорости $W_i (i=1, 2, \dots, n)$ должен удовлетворять уравнению баланса энергии

$$\Delta PS_K W_K = \sum_{i=1}^n \Delta P_i S_i W_i. \quad (3.5.7)$$

Коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой (паровой) фазах в i -ой зоне вычисляются по уравнениям [3,45,72]

$$(\beta A)_{\text{ж}i} = \frac{u_{*жi} \left[S_{0i} \left(\frac{\rho_{\Gamma} W_{0i}^2}{2} + \rho_{\text{ж}} g h_{\text{ст}i} \right) - \frac{S_K \rho_{\Gamma} W_K^2}{2n} \right]}{\arctg \sqrt{R_{1\text{ж}i} Sc_{\text{ж}}} \sqrt{R_{1\text{ж}i}} \left(u_{*жi}^2 \rho_{\text{ж}} + \frac{2\sigma}{R_3} \right)}, \quad (3.5.8)$$

$$(\beta A)_{\Gamma i} = \frac{u_{*\Gamma i} \left[S_{0i} \left(\frac{\rho_{\Gamma} W_{0i}^2}{2} + \rho_{\text{ж}} g h_{\text{ст}i} \right) - \frac{S_K \rho_{\Gamma} W_K^2}{2n} \right]}{\arctg \sqrt{R_{1\Gamma i} Sc_{\Gamma}} \sqrt{R_{1\Gamma i}} \left(u_{*\Gamma i}^2 \rho_{\Gamma} + \frac{2\sigma}{R_3} \right)}, \quad (3.5.9)$$

где $Sc_{\text{ж}}$ и Sc_{Γ} – числа Шмидта в жидкой и газовой (паровой) фазах; R_3 – эквивалентный радиус отверстия, м; σ – поверхностное натяжение, Н/м; $u_{*жi}$ и $u_{*\Gamma i}$ – среднее значение динамической скорости в жидкой и газовой (паровой) фазах соответственно; $R_{1\text{ж}i}$ и $R_{1\Gamma i}$ – безразмерная толщина вязкого подслоя. Параметры $u_{*жi}$, $u_{*\Gamma i}$, $R_{1\text{ж}i}$, $R_{1\Gamma i}$ вычисляются для каждой i -ой зоны ($i = 1, 2, \dots, n$) по выражениям, приведенным в работах [3,72]. Произведение (βA) имеет размерность м³/с (коэффициента на площадь поверхности).

Коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой (паровой) фазах для всей тарелки с учетом неравномерностей в каждой зоне определяются по выражениям

$$(\beta A)_{\text{ж}} = \sum_{i=1}^n (\beta A)_{\text{ж}i}, \quad (\beta A)_{\Gamma} = \sum_{i=1}^n (\beta A)_{\Gamma i} \quad (3.5.10)$$

Алгоритм и результаты расчета

Разработан алгоритм расчета эффективности тарелки по Мерффри с учетом продольной неоднородности потоков [117]:

1. Полотно тарелки делится на n условных секций равных числу рядов контактных элементов, расположенных на полотне тарелки от приемной планки к сливной ($i = 1, 2, \dots, n$).

2. Задается начальное приближение скорости газа и высоты статического столба жидкости в средней зоне контактного устройства, которые принимаются равными средней скорости газа в колонне $W_i = W_k$ и среднему значению высоты статического столба жидкости $h_{cti} = h_{ct}$.

3. Относительно средней зоны для каждой i -ой зоны, рассчитываются значения скорости газа (пара) отверстия тарелки W_{0i} и высота статического столба жидкости h_{cti} в сечении тарелки S_i .

4. По определенным соотношениям, относительно средней зоны, в зависимости от типа контактного устройства вычисляются параметры для i -ой зоны: W_i – скорость газа (пара) в i -ой зоне, м/с; S_{0i} – площадь отверстий занятых газовым потоком, м²; S_i – площадь тарелки в i -ой зоне, м²; ΔP_i – гидравлическое сопротивление i -ой зоны, Па.

5. Вычисляются значения коэффициентов массоотдачи (3.5.8), (3.5.9) в жидкой и газовой (паровой) фазах с учетом неравномерностей для i -ой зоны и для всего контактного устройства.

6. Из численного решения системы дифференциальных уравнений тепло и массопереноса (1.4.9)-(1.4.10) (раздел 1.4.) находятся поля температур фазы и концентраций компонента, где межфазный источник в уравнении массопереноса (1.4.10) вычисляется с учетом неравномерности распределения фаз с коэффициентами массоотдачи (3.5.8) и (3.5.9). При вычисленной концентрации на выходе тарелки находится значение эффективности по жидкой фазе. При абсорбции смесей

$$E_{\text{ж}} = \frac{C_{\text{жк}} - C_{\text{жн}}}{C_{\text{ж}}^* - C_{\text{жн}}} \quad (3.5.11)$$

При ректификации по легколетучему компоненту в жидкой фазе

$$E_{\text{ж}} = \frac{C_{\text{жк}} - C_{\text{жн}}}{C_{\text{жн}} - C_{\text{ж}}^*} \quad (3.5.12)$$

Аналогично записывается эффективность разделения по газовой (паровой) фазе.

Данный алгоритм позволяет выбирать вариант модернизации контактного устройства при изменении условий работы и повысить эффективность разделения.

По предложенному алгоритму произведен расчет ситчатой (относительное свободное сечение тарелки $F_{\text{св}} = 10\%$; диаметр отверстия тарелки $d_0 = 0,008$ м) и клапанной прямоточной ($F_{\text{св}} = 10\%$; $d_{\text{кл}} = 0,05$ м) тарелок. Процесс: абсорбция аммиака водой. Расход жидкости $L = 5 \frac{\text{м}^3}{\text{м} \cdot \text{ч}}$, диаметр колонны принимается равным 1 м.

На рисунке 3.22 даны зависимости коэффициентов массоотдачи в газовой фазе и КПД тарелки по Мерффри от градиента жидкости при различных скоростях газа в колоннах для ситчатой и клапанной тарелок, рассчитанные по предложенному алгоритму [117].

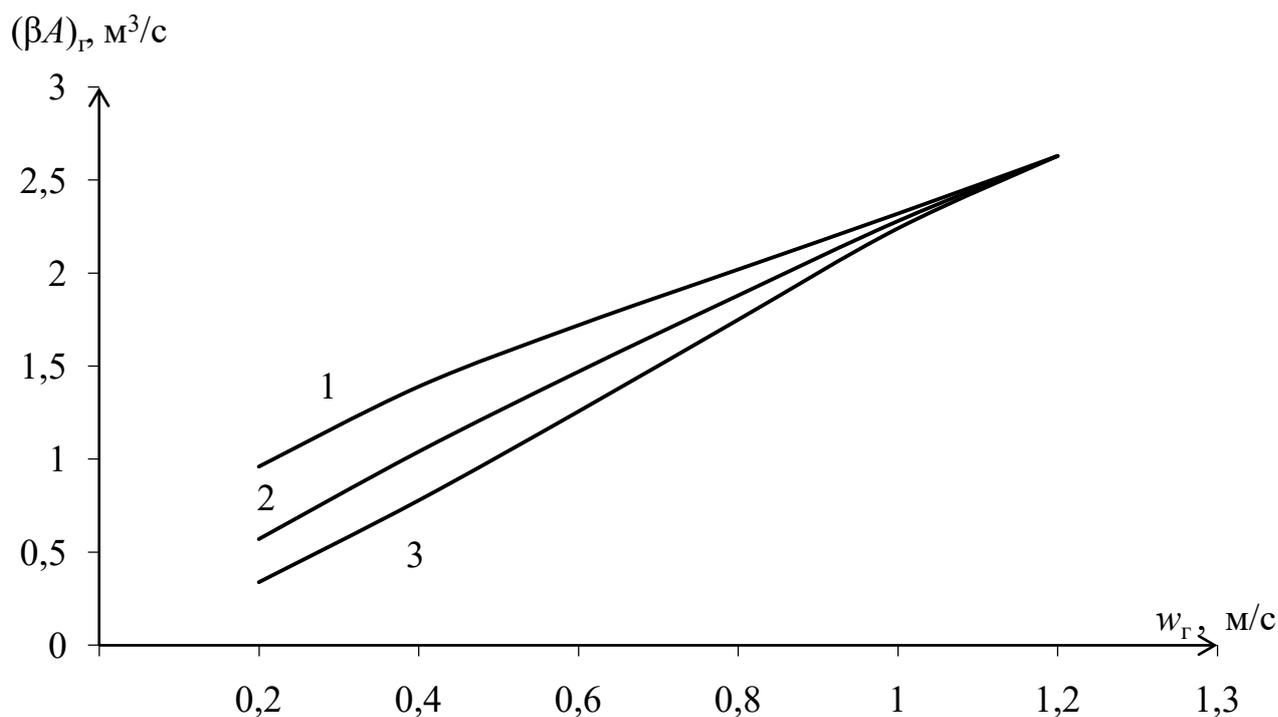


Рисунок 3.22. – Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от градиента уровня жидкости при различных скоростях газа на ситчатой тарелке: 1 – $\Delta = 0$ мм; 2 – $\Delta = 10$ мм; 3 – $\Delta = 20$ мм. Абсорбция аммиака из воздуха водой

Из графика (рисунке 3.22) для ситчатых тарелок видно, что чем ниже скорость газа, тем больше влияние неравномерностей распределения жидкости и газа (пара) на коэффициент массоотдачи в газовой фазе. С увеличением скорости газа влияние неравномерностей распределения жидкости и газа (пара) на коэффициент массоотдачи в газовой фазе уменьшается и при скоростях газа выше 1 м/с – незначительно. Причем при скорости 0,2 м/с значение коэффициента массоотдачи в газовой фазе снижается на 40 %, а при 1 м/с – на 1 %. Установлено, что с увеличением градиента жидкости это влияние увеличивается.

Определение эффективности массообмена

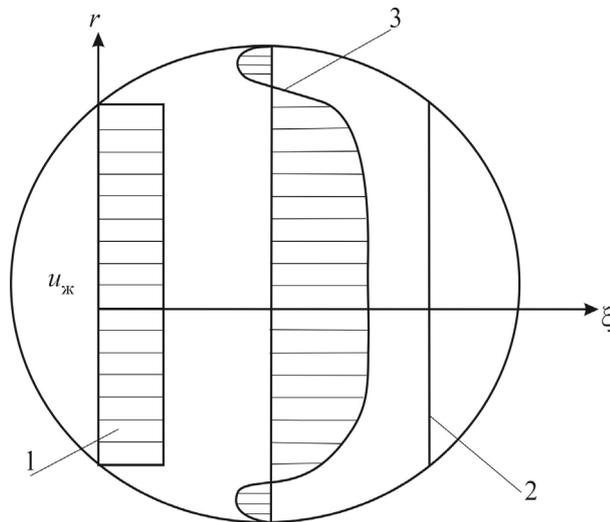
С применением полученных коэффициентов массоотдачи с учетом неравномерности распределения фаз эффективность массообменного процесса может вычисляться из решения уравнений моделей структуры потоков:

диффузионной или ячеечной или из численного решения системы дифференциальных уравнений (раздел 1.4). Из решения находятся поля скоростей, концентраций и температур, что дает возможность определить эффективность массообмена (3.5.11), (3.5.12).

Уравнение массообмена ((1.4.10) глава 1) запишем в упрощенном виде для ядра потока жидкой фазы на тарелке перекрестного тока

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial \xi} = D_{\text{тж}} \frac{\partial^2 C_{\text{ж}}}{\partial r^2} + D_{\text{тж}} \frac{\partial^2 C_{\text{ж}}}{\partial \xi^2} + r_x, \quad (3.5.13)$$

где $u_{\text{ж}}(r)$ – скорость жидкой фазы, как функция поперечной координаты (рисунке 3.23); $D_{\text{тж}}$ – средний коэффициент турбулентной диффузии в ядре потока жидкой фазы, м²/с, который вычисляется на основе выражения (1.5.2) при $v_{\text{тж}} \approx D_{\text{тж}}$. Обоснование формы записи уравнения массообмена (3.5.13) с межфазным источником переноса массы компонента r_x дано в разделе 1.4. Профиль скорости $u_{\text{ж}}(y)$ находится из численного решения системы уравнений движения [3,42]. Один из примеров полученного профиля показан на рисунке 3.23.



Рисунке 3.23 – Профиль скорости жидкой фазы на плоскости тарелки. 1 – профиль скорости у приемной планки; 2 – сливная планка; 3 – профиль скорости в центре тарелки.

Скорость $u_{\text{ж}}(r)$ зависит как от расхода жидкости, так и в значительной мере от условия подачи на входе тарелки – приемной планки переливного устройства. Далее по мере движения профиль скорости $u_{\text{ж}}(r)$ формируется гидродинамическим режимом барботажа, конструкцией и размером тарелки. У стенок колонны скорость жидкости снижается по сравнению с центральной частью и могут образоваться небольшие циркуляционные контуры (рисунке 3.23). За счет циркуляционных контуров и застойных зон снижается движущая сила массопередачи и эффективность массообмена падает.

Учитывая, что в барботажном слое газ движется практически в режиме идеального вытеснения, концентрацию компонента на выходе из слоя можно определить с применением известного решения одномерной модели массообмена в виде (при абсорбции)

$$C_{\text{ГК}} = C_{\text{ГН}} - E_{\text{Г}}(C_{\text{ГН}} - C_{\text{Г}}^*), \quad (3.5.14)$$

где $E_{\text{Г}}$ – локальная эффективность массообмена в газовой фазе имеет вид $E_{\text{Г}} = 1 - \exp(-N_{\text{ог}})$, где $N_{\text{ог}}$ – общее число единиц переноса [4,49], $C_{\text{Г}}^*$ – равновесная концентрация к концентрации в жидкой фазе $C_{\text{Г}}^* = f(C_{\text{ж}})$. Концентрация $C_{\text{ж}}$ находится из численного решения (3.5.13).

Таким образом, уравнения (3.5.13) и (3.5.14) решаются совместно с применением также условий равновесия в фазах.

На рисунке 3.24 представлено влияние увеличения градиента уровня жидкости на КПД по Мерффри для ситчатых тарелок. Видно, что при уменьшении скорости газа от 1 до 0,2 м/с КПД тарелки по Мерффри снижается на 17 %, а с увеличением градиента (от 10 до 20 мм) это влияние увеличивается. При скоростях газа в колонне выше 1 м/с влияние на массообмен неравномерностей распределения жидкости и газа (пара) – незначительно.

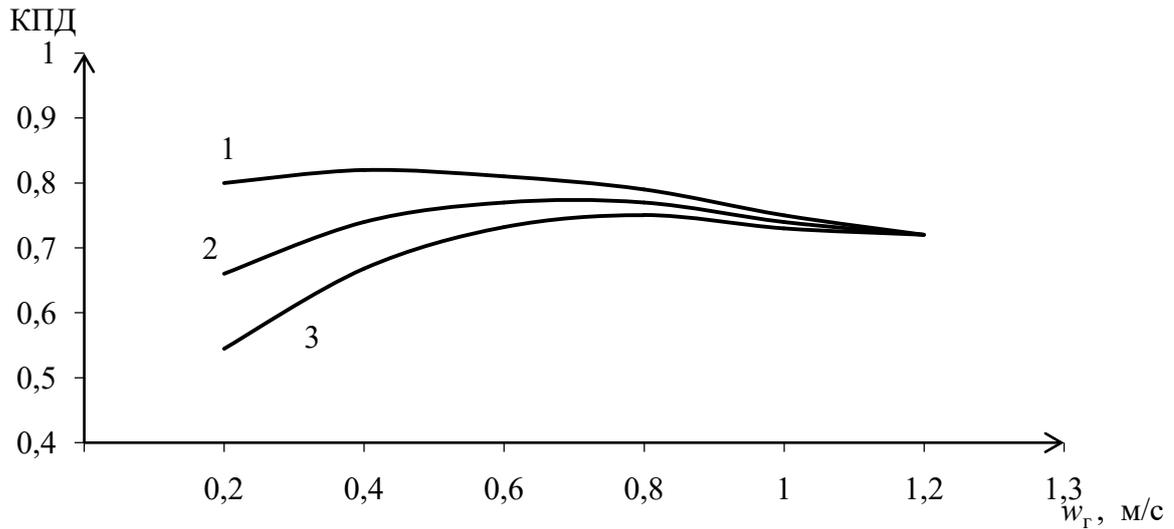


Рисунок 3.24. — Зависимость КПД тарелки по Мерффри от градиента уровня жидкости при различных скоростях газа на ситчатой тарелке: 1 — $\Delta = 0$ мм; 2 — $\Delta = 10$ мм; 3 — $\Delta = 20$ мм.

На клапанных тарелках указанные неравномерности снижают коэффициент массоотдачи в газовой фазе на ~ 11 % (рисунке 3.25), а КПД тарелки по Мерффри снижается на 9 % с увеличением скорости газа (рисунке 3.26). С увеличением градиента (от 10 до 20 мм) влияние на эффективность массообмена повышается. Влияние увеличения градиента уровня жидкости на коэффициент массоотдачи в жидкой фазе аналогично.

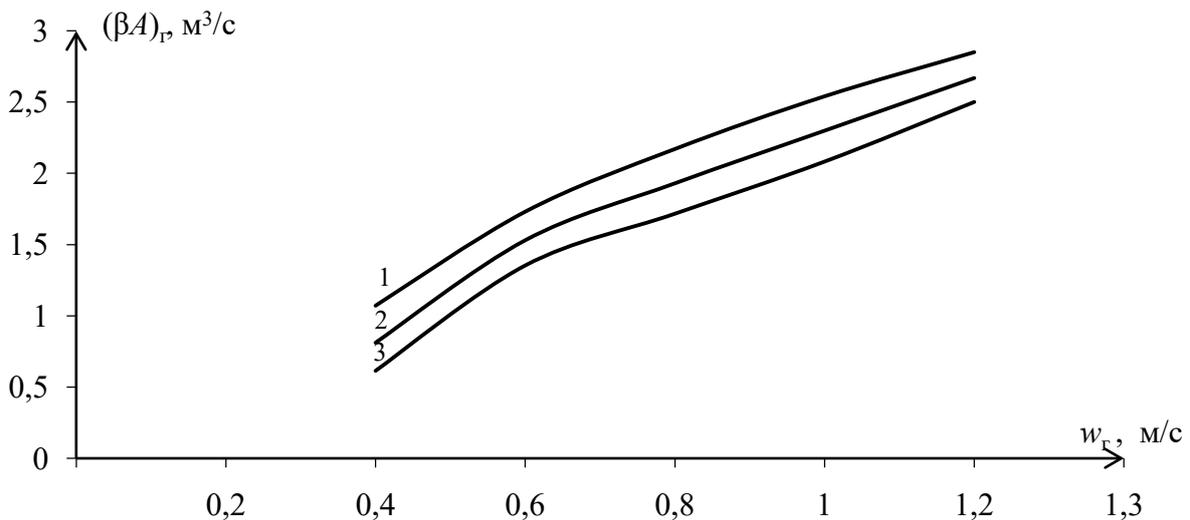


Рисунок 3.25. — Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от градиента уровня жидкости при различных скоростях газа на клапанной тарелке: 1 — $\Delta = 0$ мм; 2 — $\Delta = 10$ мм; 3 — $\Delta = 20$ мм.

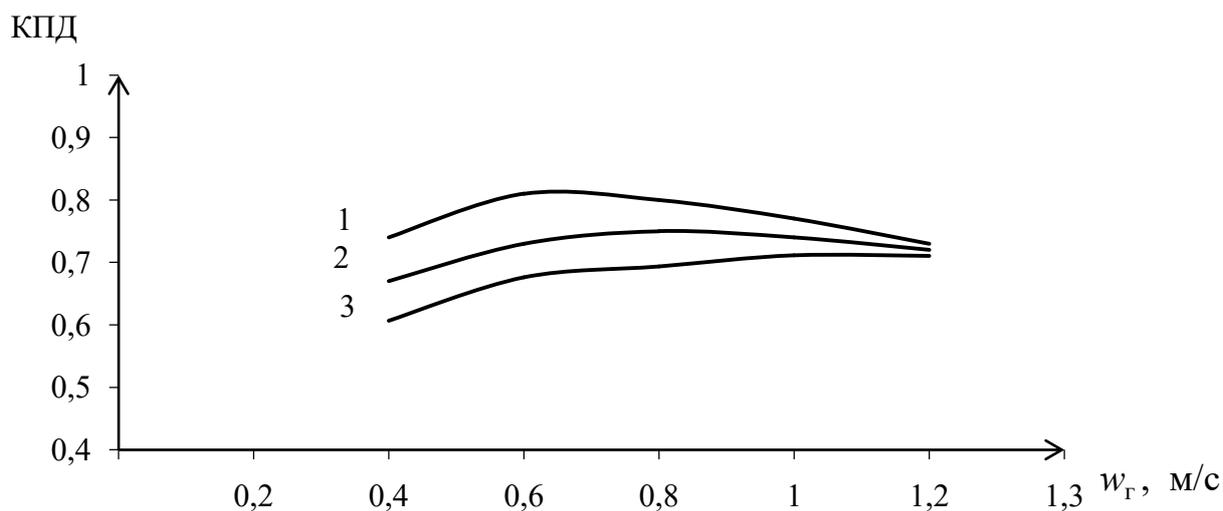


Рисунок 3.26 – Зависимость КПД тарелки по Мерффри от градиента уровня жидкости при различных скоростях газа на клапанной тарелке: 1 – $\Delta = 0$ мм; 2 – $\Delta = 10$ мм; 3 – $\Delta = 20$ мм.

Таким образом, повышение градиента уровня жидкости снижает значения коэффициентов массоотдачи и эффективность тарельчатых контактных устройств на 5–40%, в зависимости от типа контактного устройства и нагрузок по фазам [117].

Снизить влияние градиента уровня жидкости на профиль скорости газа в колонне и эффективность разделения можно применяя тарелку с переменным свободным сечением по длине пути жидкости. У приемной планки свободные сечения больше (например, 14%), в центре меньше (10%), а сливной планки еще меньше (7-8%). Это обеспечивает выравнивание профиля скорости газа и повышение эффективности массопередачи (рисунок. 3.27) .

Применение представленной в разделе 3.5 математической модели массообмена в барботажном слое показано в главе 5 (раздел 5.4) для тарельчатых десорберов (декарбонизаторов) и в главе 7 (раздел 7.6) для тарельчатых скрубберов охлаждения газов.

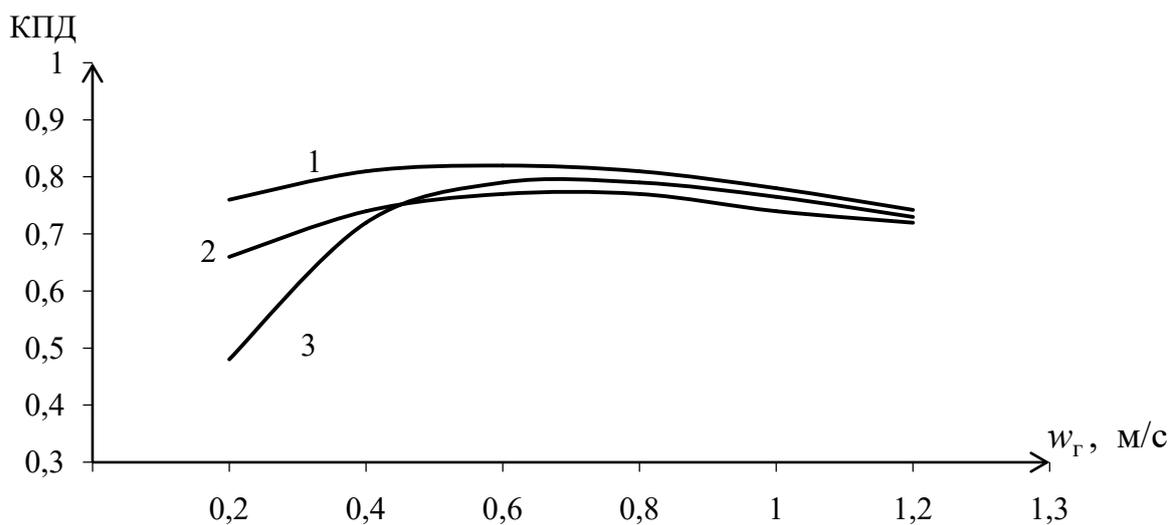


Рисунок 3.27. – Зависимость КПД тарелки по Мерффри от скорости газа, $\Delta = 10$ мм:

1 – тарелка с переменным свободным сечением; 2 – ситчатая тарелка;

3 – клапанная тарелка

КПД тарелки по Мерффри при величине градиента уровня жидкости $\Delta = 10$ мм, тарелки с переменным свободным сечением выше в среднем: стандартных клапанной на $\sim 9\%$ и ситчатой на $\sim 7\%$, а при малых скоростях газа на 20-40%.

Таким образом, применение тарелки с переменным свободным сечением обеспечивает решение поставленной научно-технической задачи – повышение эффективности межфазного переноса и интенсификации процессов тепло- и массообмена.

Выводы

В данной главе на основе применения и развития гидродинамической аналогии получены выражения для расчета средних коэффициентов тепло и массоотдачи в одно- и двухфазных средах, где основной эмпирической информацией является коэффициент гидравлического сопротивления. Показаны примеры расчетов и сравнения с известными экспериментальными данными различных авторов для каналов с поверхностными интенсификаторами, для насадочных колонн, пленочных контактных устройств для осевых и закрученных потоков, а так же для барботажных тарелок с учетом неравномерности распределения фаз.

Полученные выражения для коэффициентов тепло-массоотдачи используются в следующих главах диссертации для расчета эффективности аппаратов.

Основные формулы полученные в главе 3

№	Название формулы	Формула	Нумерация
1	Число Нуссельта для шероховатых поверхностей	$Nu_{III} = \frac{2R_{III}^+ Pr^{0,43} (\mu / \mu_{ст})^{0,14}}{5R^+ / R_{III}^+ + 2,5 \ln(0,25R_{III}^+)},$	(3.1.4)
2	Число Шервуда в газовой фазе в орошаемой насадке	$Sh_{\Gamma} = \frac{Re_{\vartheta} \sqrt{\xi_{оп}/8} Sc_{\Gamma}^{0,33}}{5\sqrt{\xi/\xi_{оп}} + 2,5 \ln(0,125 Re_{\vartheta} \sqrt{\xi_{оп}/8})}.$	(3.1.6)
3	Коэффициент теплоотдачи в общем виде	$\alpha = \frac{\rho c_p u_*}{Pr^{0,67} \left[5,0 \frac{u_{*o}}{u_*} + 2,5 \ln(u_* \delta / \nu) \right]}$	(3.2.1)
4	Параметр трения	$R_* = Re_{\vartheta} \left[\frac{\xi}{8\psi[5,0R_{*o} / R_* + 2,5 \ln R_{\delta}]} \right]^{1/3}$	(3.2.2)
5	Число Нуссельта для насадок	$Nu_{\vartheta} = \frac{R_* Pr^{0,33}}{5,0R_{*o} / R_* + 2,5 \ln \left[3R_* \left(\frac{\pi}{2Re_{\vartheta}} \right)^{0,5} \right]}.$	(3.2.3)
6	Число Шервуда для насадок	$Sh_{\vartheta} = \frac{R_* Sc^{0,33}}{5,0R_{*o} / R_* + 2,5 \ln \left[3R_* \left(\frac{\pi}{2Re_{\vartheta}} \right)^{0,5} \right]}$	(3.2.4)
7	Число Шервуда в орошаемом канале	$Sh_{\Gamma} = 0,158 Re_{ог}^{0,857} (\xi_{оп}/8)^{0,429} Sc_{\Gamma}^{1/3},$	(3.3.7)
8	Число Нуссельта с закруткой газового потока	$Nu_{\Gamma} = \frac{Re Pr_{\Gamma}^{1-m} \sqrt{\xi_3/(8\cos\theta)}}{1,54R_1 \left(Re^{0,125} \xi_3^{0,5} \right)^{-1} + 2,5 \ln \left(R_{\delta} / \left(30\sqrt{\xi/\xi_3} \right) \right)}$	(3.4.13)
9	Число Шервуда с закруткой газового потока	$Sh_{\Gamma} = \frac{Re Sc_{\Gamma}^{1-m} \sqrt{\xi_3/(8\cos\theta)}}{1,54R_1 \left(Re^{0,125} \xi_3^{0,5} \right)^{-1} + 2,5 \ln \left(R_{\delta} / \left(30\sqrt{\xi/\xi_3} \right) \right)},$	(3.4.14)

Математические модели и алгоритмы расчетов эффективности тепло- и массообменных процессов, приведенные в третьей главе, применяются различными научными и проектными организациями (приложение 1).

ГЛАВА 4

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ И МАССООБМЕННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССОВ В НАСАДОЧНЫХ КОЛОННАХ С ИНТЕНСИФИКАТОРАМИ

В данной главе представлены экспериментальные данные, полученные автором на трех опытных установках. Исследовался ряд регулярных и хаотичных насадок, как известных, так и разработанных в диссертации. Материал данной главы опубликован в девяти статьях [114,115,118,119,158-162], двух монографиях [43,45] и материалах конференций.

4.1 Результаты исследований регулярной насадки из полиэтиленовых труб

Одним из вариантов повышения эффективности теплообмена с пленочным течением жидкости по поверхности каналов и насадок является организация волнового и турбулентного режима за счет песочной или дискретно-регулярной шероховатости. Известно, что коэффициент массоотдачи в жидкой фазе зависит от амплитуды и длины волны, а в газовой фазе от гидравлического сопротивления [1-3,49,55,106,111,112].

Целью данного раздела является представление результатов экспериментальных исследований массообмена при противотоке фаз в вертикальной трубчатой насадке из полиэтилена с гладкой и дискретно-регулярной шероховатостью в виде прямоугольных кольцевых выступов при увлажнении воздуха водой, т.е., когда основное сопротивление массопередачи

сосредоточено в газовой фазе для проверки адекватности разработанных математических моделей, сравнительных характеристик и рекомендаций по применению в аппаратах.

Исследования перепада давления и массообмена (увлажнение воздуха водой) производились на лабораторном макете насадочной колонны при пленочном течении воды в противотоке с воздухом. Схема лабораторного макета приведена на рисунке 4.1. Фото установки на рисунке 4.2. [158].

Макет насадочной колонны представляет собой аппарат (колонну) диаметром 0,2 м из оргстекла с установленной вертикально регулярной насадкой высотой 1000 мм и диаметром труб 50 мм. Исходная жидкость (вода) из бака-накопителя – 13 по трубопроводу насосом – 1 подается в теплообменник – 2, где подогревается до 20°C. Расход воды измеряется ротаметром – 3, перепад давления в колонне измеряется датчиками – 4, температура воды и воздуха термopарами – 5. Далее вода через распылительное устройство в виде душа – 6 поступает на слой регулярной насадки – 7 в колонну – 9. Проходя через слой регулярной насадки происходит увеличение поверхности контакта фаз «жидкость-газ», в результате – интенсификация процессов массообмена. Измерение относительной влажности на входе и выходе измеряется приборами – 8.

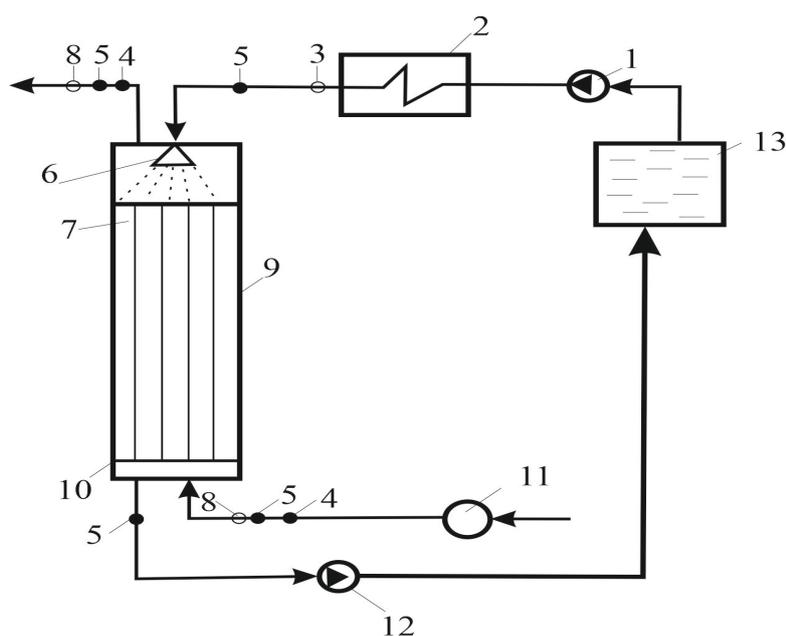


Рисунок. 4.1. – Схема установки с насадочной колонной (обозначения в тексте)

Под регулярной насадкой установлена опорная решетка – 10. Воздух нагнетается воздуходувкой – 11 и поступает в колонну в противотоке с жидкостью. Вода движется вниз, смачивая насадку и образуя пленку на поверхности элементов. Воздух движется вверх между насадочными элементами, взаимодействуя с пленкой воды. Циркуляция жидкости является замкнутой и вода из колонны – 9 насосом – 12 подается в бак-накопитель – 13. В качестве загрузки применяется регулярная насадка в виде полимерных труб с гладкой поверхностью, а также с постоянной дискретной кольцевой шероховатостью. Внешний диаметр труб 50 мм и высотой 1000 мм. Высота прямоугольных выступов 3,9 мм с шагом 2,5 мм и шириной 4,25 мм. Схема размещения насадки приведена на рисунке 4.3.



Рисунок 4.2. – Фото экспериментальной установки.

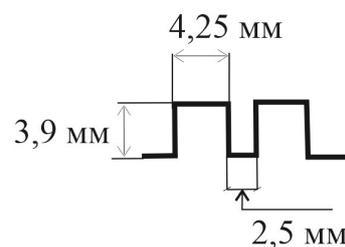
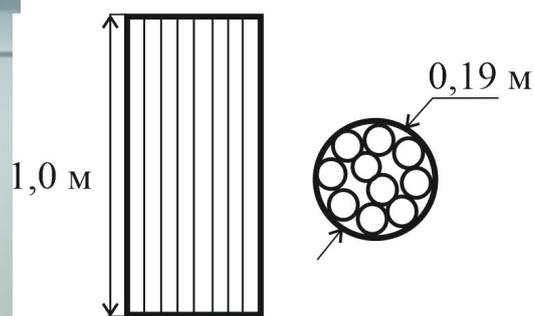


Рисунок 4.3. – Схема регулярной насадки

В колонне размещается вертикально без деформации 10 труб. Удельная геометрическая поверхность насадки как для условно гладких труб при этом

составляет $110,8 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Удельный свободный объем $\varepsilon_{\text{св}}=0,95$. Эквивалентный диаметр $d_3=0,034 \text{ м}$ ($d_3=4\varepsilon_{\text{св}}/a_v$).

Эксперимент проводился при следующих исходных данных: $T_{\text{вн}} \approx 20^\circ\text{C}$, $T_{\text{гн}} \approx 20^\circ\text{C}$ (температура воды и воздуха); при скорости газа $w_{\text{г}}=0,7-1,9 \text{ м/с}$, плотности орошения $q_{\text{ж}}=4,9-14,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ [158,161].

Оценка погрешности экспериментальных исследований показывает около $\pm 8-10\%$ по гидравлическим и массообменным характеристикам.

РЕЗУЛЬТАТЫ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ

Входе экспериментов измерялись: перепад давления газа ΔP (Па), расход газа $V_{\text{г}}$ ($\text{м}^3/\text{с}$) и воды $V_{\text{ж}}$ ($\text{м}^3/\text{с}$); влагосодержание газа x ($\text{кг}/\text{м}^3$) на входе и на выходе колонны.

Эксперименты повторялись три раза для каждого фиксированного значения нагрузок по фазам и затем брались средние значения. Расхождение между замерами были не более 8-10%.

Первоначально исследовалась насадка из керамических колец Рашига диаметром 15 мм. Измерялся перепад давления сухой насадки и сравнивался с экспериментальными данными, приведенными в монографии [108]. Установлено согласие в пределах $\pm 10-12\%$. Таким образом, выполнена проверка точности измерения ΔP . Затем исследовалась трубчатая насадка (рисунок 4.2.).

На рисунке 4.4 даны экспериментальные данные (точки) и осредненные кривые по перепаду давления от скорости воздуха при различных плотностях орошения. Очевидно, что перепад давления орошаемой насадки (рисунок 4.4) значительно зависит от плотности орошения, так и скорости газа. Однако режим при этом остается пленочный противоточный.

Кривые и точки 1 для гладкой трубчатой насадки, а 2 – для трубчатой насадки с регулярной дискретной шероховатостью. Следует отметить, что перепад давления шероховатой насадки больше гладкой на 10-25 %.

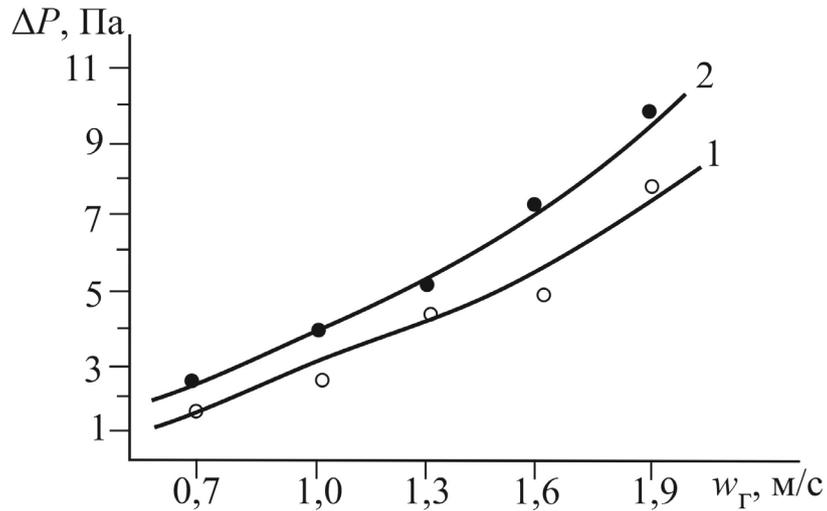


Рисунок 4.4 – Зависимость удельного перепада давления от скорости газа при плотности орошения. $q_{ж}=12,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$. Точки – осредненные экспериментальные данные; 1 – гладкая поверхность насадки; 2 – с шероховатой поверхностью ($a_v=110 \text{ м}^2/\text{м}^3$)

Сравнительные характеристики по гидравлическому сопротивлению с другими насадками представлены в разделе 4.5.

По экспериментальным значениям перепада давления вычислялся коэффициент гидравлического сопротивления насадки $\xi = 2\Delta P d_3 / (\rho_{Г} H w_{Г}^2)$. Расчетные зависимости для гидравлического сопротивления ξ представлены далее в 6 главе.

Массообмен исследовался на примере процесса увлажнения воздуха водой (основное сопротивление массопередачи в газовой фазе). Измерялись расходы фаз и влагосодержание воздуха на входе $x_{Н}$ и на выходе $x_{К}$ колонны при постоянных температурах.

Определялся поток массы влаги (кг/с)

$$M = V_{Г}(x_{К} - x_{Н}), \quad (4.1.1)$$

где $V_{Г}$ – объемный расход воздуха, $\text{м}^3/\text{с}$; $x_{Н}, x_{К}$ – начальное и конечное влагосодержание, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Из уравнения массоотдачи

$$M = \beta_{\Gamma} F \overline{\Delta x}, \quad (4.1.2)$$

вычислялся объемный коэффициент массоотдачи

$$(\beta a)_x = \beta_{xv} = \frac{M}{\Delta x V_{\text{нас}}}, \quad (4.1.3)$$

где β_{xv} – объемный коэффициент массоотдачи, кг/(м³ с); $\overline{\Delta x}$ – средняя движущая сила массоотдачи, кг/м³; $V_{\text{нас}}$ – объем насадки, м³; F – площадь межфазной поверхности газ - жидкости, м².

Средний поверхностный коэффициент можно найти из выражения (4.1.3)

$$\beta_{\Gamma} = \frac{M}{\rho_{\Gamma} F \Delta x}. \quad (4.1.4)$$

где β_{Γ} – средний коэффициент массоотдачи, м/с; $F = a_v V_{\text{нас}} \Psi_w$; Ψ_w – коэффициент смачиваемости поверхности насадки ($\Psi_w \leq 1$).

Средняя движущая сила массообмена определялась как среднелогарифмическая

$$\overline{\Delta x} = \frac{\Delta x_{\text{в}} - \Delta x_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta x_{\text{в}}}{\Delta x_{\text{м}}}}, \quad (4.1.5)$$

где $\Delta x_{\text{в}} = x_{\text{н}}^* - x_{\text{н}}$; $\Delta x_{\text{м}} = x_{\text{к}}^* - x_{\text{к}}$ – движущие силы массоотдачи на входе и выходе; $x_{\text{н}}^*, x_{\text{к}}^*$ – влагосодержание воздуха при относительной влажности $\varphi=100\%$ и температуре воды $T_{\text{н}}$ и $T_{\text{к}}$; $T_{\text{н}} \approx T_{\text{к}} \approx 20^{\circ}\text{C}$. (практически $x_{\text{н}}^* \approx x_{\text{к}}^*$).

По полученным опытным данным на макете колонны (рис. 4.1) вычислена массообменная эффективность в газовой фазе

$$E_{\Gamma} = \frac{x_{\text{к}} - x_{\text{н}}}{x_{\text{к}}^* - x_{\text{н}}}. \quad (4.1.6)$$

Результаты экспериментальных исследований показаны на рисунках 4.5 и 4.6.

На рисунке 4.5 даны опытные зависимости (4.1.3) объемного коэффициента массоотдачи от скорости газа и различных плотностях орошения для гладкой

насадки. Очевидно, что при повышении как скорости газа, так и плотности орошения коэффициент β_{xv} увеличивается, что связано с повышенной турбулизацией газовой фазы и увеличении смачиваемости поверхности насадки.

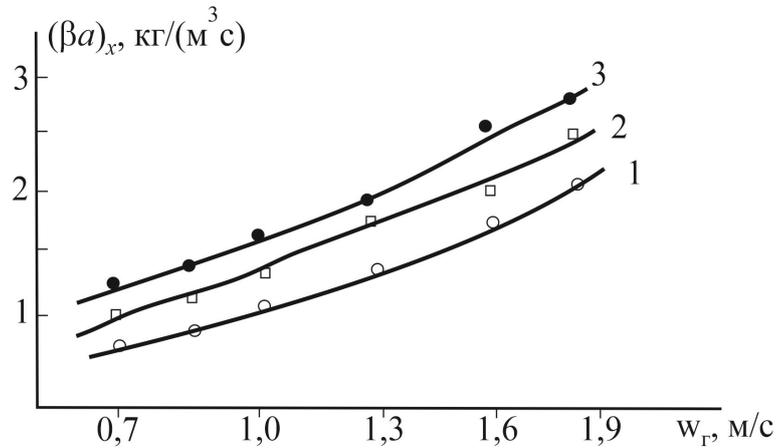


Рисунок 4.5 – Зависимость объемного коэффициента массоотдачи от скорости газа при различных плотностях орошения для насадки с гладкой поверхностью. 1 – $q_{ж} = 4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 2 – $q_{ж} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 3 – $q_{ж} = 12,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$. Точки – осредненные экспериментальные данные по трем измерениям

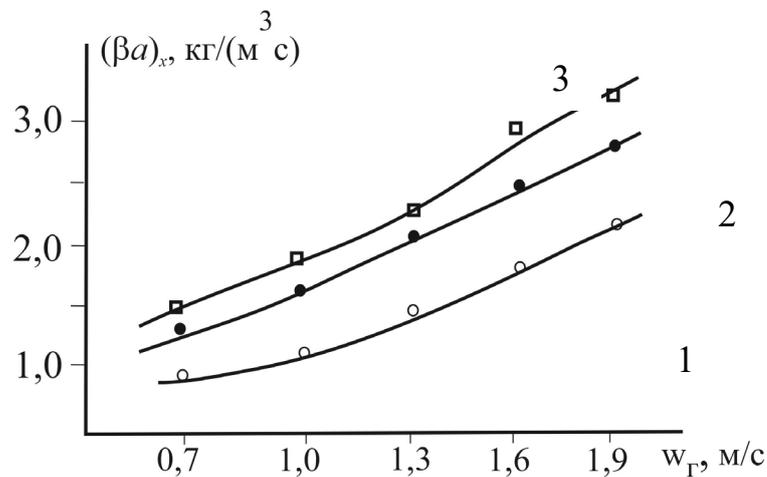


Рисунок 4.6 – Зависимость объемного коэффициента массоотдачи от скорости газа при различных плотностях орошения для насадки с шероховатой поверхностью.

1 – $q_{ж} = 4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 2 – $q_{ж} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 3 – $q_{ж} = 14,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$. Точки – экспериментальные данные; линии – осредненные значения.

На рисунке 4.6 представлены экспериментальные зависимости для шероховатой насадки.

Объемные коэффициенты массоотдачи при плотности орошения $q = 4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{ч})$ в зависимости от скорости газа имеют близкие значения для гладкой и шероховатой насадок. При $q_{\text{ж}} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{ч})$ у шероховатой насадки $(\beta a)_x$ больше на 20-25%, а при $q_{\text{ж}} = 12,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{ч})$ у шероховатой насадки больше на 15-20%, чем у гладкой.

Сравнение экспериментальных объемных коэффициентов массоотдачи (линии 4 и 5) (рисунок 4.7) для исследованной трубчатой насадки с опытными данными [136] полученными с полиэтиленовой трубчатой насадкой из сетки ($a_v \approx 140 \text{ м}^3/\text{м}^2$) показывает, что при $w_r = 0,7 \text{ м/с}$ и $q_{\text{ж}} = 4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{ч})$ значение $(\beta a)_x$ больше примерно на 15%, а при $w_r = 1,0 \text{ м/с}$ – на 25%, чем у трубчатой насадки из полиэтиленовой сетки [136] (линия 2). Кроме этого очевидно, что в аппарате без насадки (линия 1) объемный коэффициент массоотдачи значительно меньше, чем с насадкой. Также при увеличении числа трубок (т.е. удельной поверхности) коэффициент массоотдачи повышается. Можно сделать вывод о том, что трубки с дискретно-регулярной шероховатостью имеют преимущество, чем цилиндры из полиэтиленовой сетки.

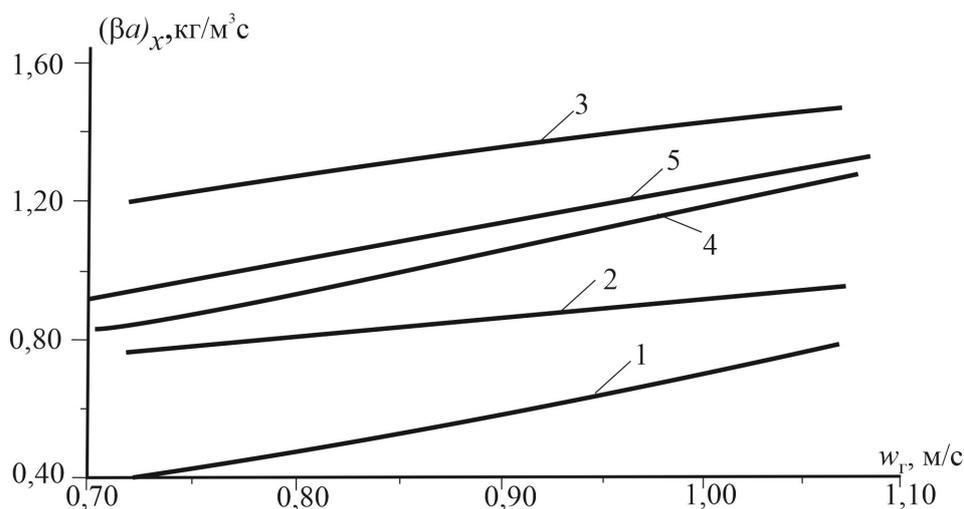


Рисунок 4.7. – Влияние количества насадочных элементов на массоотдачу при плотности орошения - $4,93 \text{ м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{ч})$: 1 – в полном аппарате; 2 – десять насадочных элементов;

3 – восемнадцать насадочных элементов. 1-3 – сетчатая полиэтиленовая насадка в виде трубок диаметром 50 мм [136]; 4 – десять труб с гладкой поверхностью, исследованные автором; 5 – десять труб с дискретно-шероховатой поверхностью

Представляет интерес сравнение полученных экспериментальных результатов по массоотдаче с расчетом по математическим моделями (глава 3). Однако, выражение для β_r (число Шервуда), получено с применением теории турбулентного пограничного слоя дает среднее значение коэффициента массоотдачи (4.1.4), отнесенное к площади поверхности стекающей пленки по насадочным элементам.

Основная сложность применения формулы для сравнения с экспериментальными данными (рисунках 4.5, 4.6) заключается в достоверном определении коэффициента смачиваемости поверхности ψ_w (m^2/m^2), представляющий отношение площади смоченной поверхности к геометрической поверхности насадки.

Смачиваемость поверхности насадки зависит от материала, формы, эквивалентного диаметра (удельной поверхности), физических свойств жидкой фазы и плотности орошения. Из литературы известны только приближенные экспериментальные зависимости для расчета коэффициента ψ_w [49,55].

Например, для регулярных насадок

$$\psi_w = \frac{q_{ж}}{a_v(p + bq_{ж})}, \quad (4.1.9)$$

где p , b - коэффициенты, зависящие от типа и размера насадки.

Для цилиндрической насадки диаметром 50 мм: $p = 0,0194$; $b = 0,0086$.

Как показывает эксперименты и расчеты для исследованной регулярной насадки с $a_v \approx 110 \text{ м}^2 / \text{м}^3$ коэффициент смачиваемости (4.1.9) приближается к $\psi_w \approx 1$, только при $q_{ж} > 25 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \text{ час})$; при $q_{ж} = 14 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \text{ ч}) \psi_w \approx 0,91$; при $q_{ж} = 8,8 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \text{ ч}) \psi_w \approx 0,84$; при $q_{ж} = 4,9 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \text{ ч}) \psi_w \approx 0,72$.

Сравнение экспериментальных и расчетных значений коэффициентов массоотдачи для различных насадок дано в разделе 4.5.

На рисунке 4.8. даны экспериментальные значения эффективности массоотдачи в газовой фазе полученные автором на стенде.

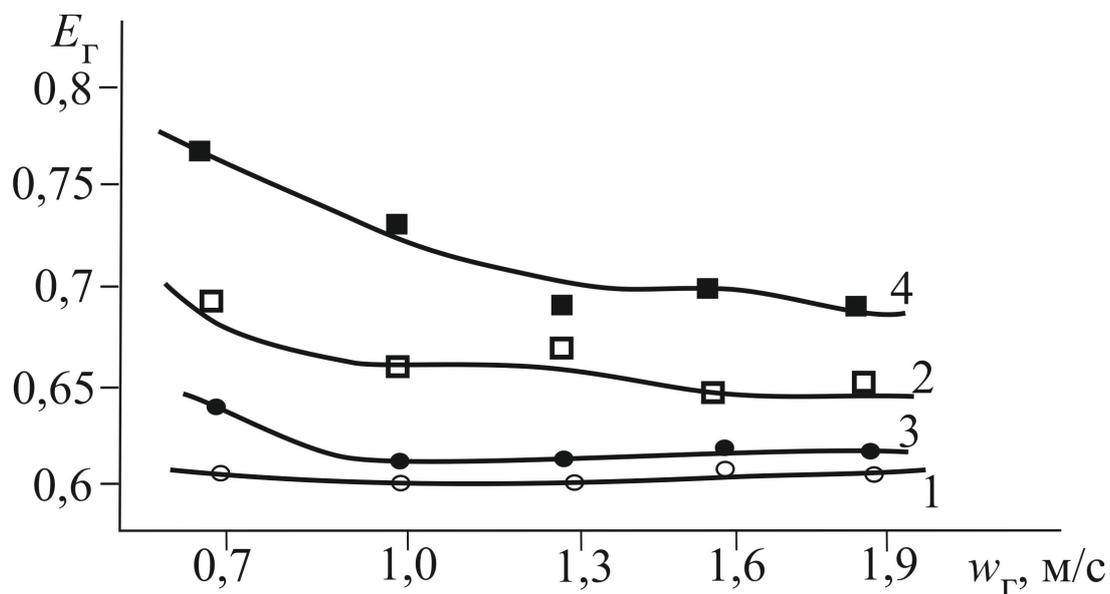


Рисунок 4.8. – Зависимость эффективности массообмена газовой фазы от скорости газа при различных плотностях орошения. 1,2 – гладкая насадка; 3,4 – с дискретно-шероховатой поверхностью. 1,3 – плотность орошения $q_{ж}=4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$; 2,4 – $q_{ж} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$.

По результатам исследования массообменной эффективности можно сделать следующие выводы. При небольшой плотности орошения ($4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$) эффективность $E_{Г}$ выше у шероховатых насадок на 5-17 % в зависимости от скорости воздуха. При $q_{ж} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ и более эффективность $E_{Г}$ у шероховатых насадок выше на 10-30%.

Применение насадки из труб с дискретно-кольцевой шероховатостью поверхности возможно в градирнях, которые при небольшом гидравлическом сопротивлении обеспечивают достаточную эффективность. Например, при скорости воздуха $w_{Г} = 1,0 \text{ м/с}$ и $q_{ж} = 14,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ эффективность $E_{Г} = 0,791$ при $H = 1,0 \text{ м}$ и $E_{Г} = 0,95$ при $H = 2,0 \text{ м}$ (расчет при $H = 2,0 \text{ м}$ выполнен по математической модели из главы 5). При известном значении эффективности $E_{Г}$ температуру воды на выходе после охлаждения можно вычислить по выражению из раздела 6.3 (глава 6).

4.2 Гидравлические и массообменные характеристики хаотичных и комбинированных насадок

На экспериментальном стенде (рисунок 4.1) исследован ряд хаотичных и комбинированных насадок для процесса увлажнения воздуха водой при нормальных условиях.

Комбинированная насадка организована путем засыпки на регулярную насадку из полиэтиленовых труб (50 мм) с дискретной шероховатостью (рисунок 4.3) колец (50x50 мм) изготовленных из этих же труб. Высота засыпки 0,20 м верхней части колонны на регулярную насадку. Число колец 35 шт. с удельной поверхностью $a_v=77 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Верхний слой хаотичной насадки кроме увеличения общей высоты комбинированной насадки до $H=1,20 \text{ м}$ обеспечивает более равномерное распределение жидкой фазы, поступающей далее на слой регулярной насадки. Исследования выполнены при минимальной ($4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$) и максимальной ($14,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$) плотности орошения для данного стенда (рисунок 4.1) и скорости воздуха $w_\Gamma=0,7-1,9 \text{ м/с}$. Перепад давления комбинированного слоя повысился в 3-4 раза по сравнению только с регулярной насадкой ($H=1,0 \text{ м}$). Экспериментальные данные представлены в таблице 4.1. при $q_{\text{ж}}=4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$.

Таблица 4.1– Экспериментальные данные по гидравлическим и массообменным характеристикам комбинированной насадкой их полиэтиленовых труб с шероховатой поверхностью

$w_\Gamma, \text{ м/с}$	0,7	1,3	1,9
$q_{\text{ж}}, \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$	4,9	4,9	4,9
$\xi_{\text{ор}}$	0,8	0,73	0,63
$(\beta a)_x, \text{ кг}/(\text{м}^3\text{с})$	0,887	1,571	2,053
E_Γ	0,726	0,686	0,653

Продолжение таблицы 4.1.

$q_{ж}, \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$	12,4	12,4	12,4
$\xi_{ор}$	0,76	0,65	0,8
$(\beta a)_x, \text{ кг}/(\text{м}^3\text{с})$	0,959	1,738	2,40
E_{Γ}	0,742	0,738	0,721
$q_{ж}, \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$	14,1	14,1	14,1
$\xi_{ор}$	0,8	0,70	0,65
$(\beta a)_x, \text{ кг}/(\text{м}^3\text{с})$	1,158	2,00	2,921
E_{Γ}	0,815	0,811	0,79

Объемный коэффициент массоотдачи по сравнению с регулярной насадкой без верхнего слоя изменился незначительно, а эффективность массообмена повысилась примерно на 10-13 % при $q_{ж}=4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$ и на 5-12% при $q_{ж}=14,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$.

Графические зависимости даны на рисунках 4.9 и 4.10

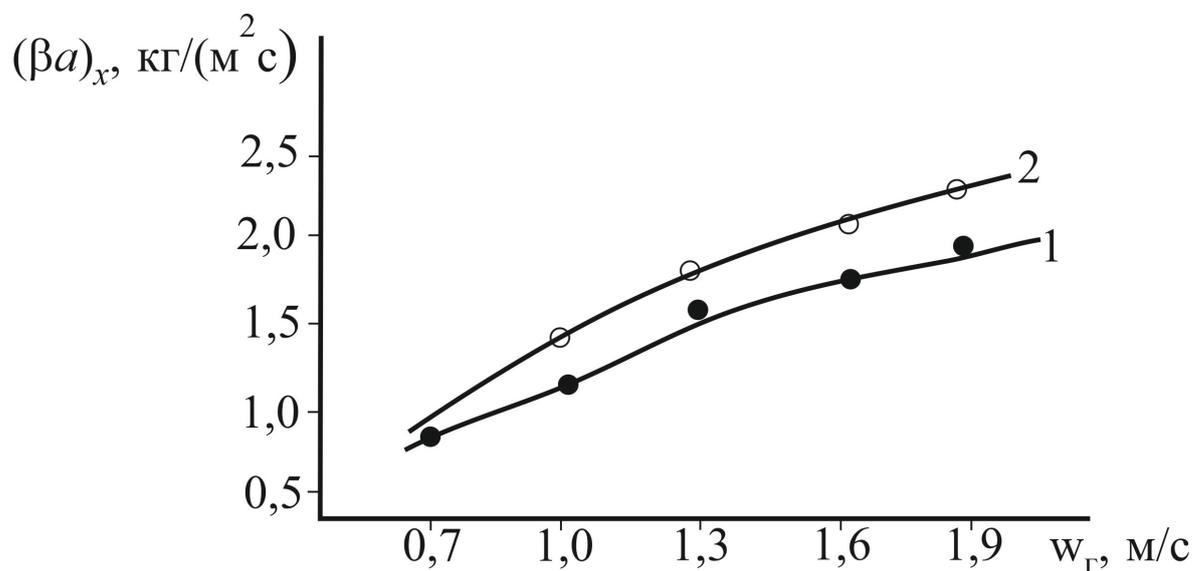


Рисунок 4.9 – Зависимость объемного коэффициента массоотдачи для комбинированной насадкой с шероховатой поверхностью 1 – $q_{ж}=4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 2 – $q_{ж}=12,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$

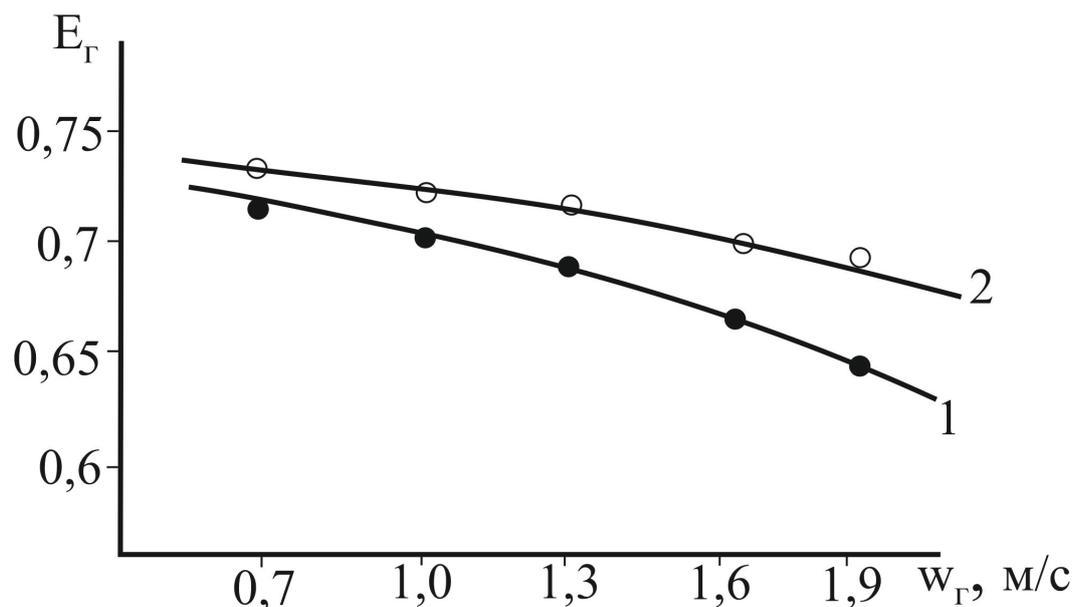


Рисунок 4.10 – Зависимость массообменной эффективности от скорости газа для комбинированной насадки с шероховатой поверхностью 1 – $q_{ж}=4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$;
2 – $q_{ж}=12,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$

Можно сделать вывод о том, что комбинированная насадка при увлажнении воздуха водой не дает значительного повышения эффективности массоотдачи. Более существенное повышение эффективности теплообмена с применением комбинированной насадки установлено при охлаждении воды воздухом (макет градирни) (глава 6). Это можно объяснить тем, что при увлажнении воздуха водой максимальная движущая сила массообмена в нижней части регулярной насадки, где нет хаотичного слоя. В верхней части с хаотичной насадкой движущая сила значительно меньше, а в градирне в верхней части максимальная.

4.3 Гидравлические характеристики и массоотдача в газовой фазе в регулярных рулонных насадках при слабом и сильном взаимодействии газа и жидкости

Большинство пленочных аппаратов без интенсификаторов, работающих при противотоке газа (пара) и жидкости, характеризуются невысокой эффективностью массопередачи на единицу высоты аппарата. Поэтому требуется увеличение площади поверхности контакта фаз или интенсивности взаимодействия потоков. Если нет существенных ограничений по перепаду давления в аппарате, то одним из способов значительного повышения эффективности явлений переноса является организация сильного взаимодействия фаз [2,49,112,138-143,147,155]. В таких аппаратах (контактных устройствах) газовый или паровой поток за счет силы трения на межфазной поверхности увлекает жидкую пленку в направлении своего движения. Тогда происходит восходящий или нисходящий прямоток. При таком режиме происходит значительное повышение коэффициентов массопередачи (до 10 раз), а также гидравлического сопротивления. Например, по исследованиям Жаворонкова Н.М., Кулова Н.Н., Николаева Н.А., и др. в контактных трубках сильное взаимодействие фаз (пленки жидкости и газа) начинается при скорости газа более 6-8 м/спри нормальных условиях для системы воздух – вода.

Целью данного раздела является – определение коэффициентов массоотдачи в газовой фазе в колоннах с регулярными насадками при различных режимах взаимодействия фаз и представление экспериментальных результатов по гидравлическому сопротивлению разработанной регулярной гофрированной насадки, а также результаты расчета коэффициентов массоотдачи по математической модели из третьей главы.

4.3.1 Конструкция и результаты экспериментальных исследований регулярной насадки

Автором диссертационной работы [144] разработана конструкция регулярной рулонной насадки с гофрами, расположенными под углом (рисунок 4.11). Изобретение относится к конструкциям регулярных насадок, предназначенных для проведения тепломассообменных процессов в системе газ(пар)-жидкость и находит применение в химической, нефтяной, газовой и ряде других смежных отраслях промышленности, в частности в процессах ректификации, абсорбции, охлаждении газов и жидкостей, в газосепараторах жидких аэрозолей.

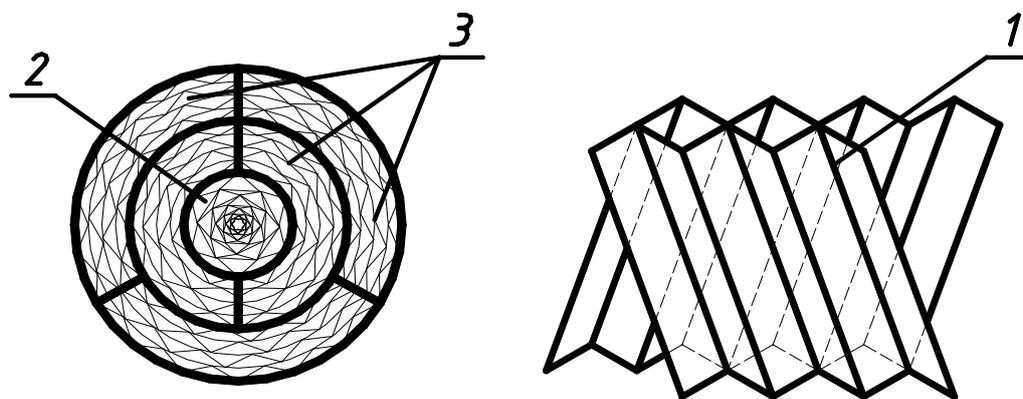


Рисунок 4.11 – Вид регулярной насадки: 1 – гофры смежных листов;
2 – центральный пакет; 3 – остальные пакеты

Насадка изготавливается как с шероховатой поверхностью (микрорельефом), так и с просечками в ООО ИВЦ «Инжехим» (г. Казань).

Для проведения гидравлических испытаний новых насадок использовалась экспериментальная установка [13,16,22]. Установка состоит (рисунок 4.12) из колонны 1 диаметром 600 мм, воздуховода 2 с вентилятором 3 для подачи потока газа, водопровода 4, напорной 5 и накопительной 6 емкостей и насоса 7 для орошения насадочного слоя. В аппарате расположены следующие внутренние устройства: опорная решетка 8, распределитель газовой фазы 9, распределитель

жидкой фазы 10. Для визуального наблюдения распределения жидкости предусмотрены окна 11. Погрешность экспериментальных исследований около 10%.



Рисунок 4.12. – Схема экспериментальной установки

Выполнены экспериментальные исследования [118] сухой и орошаемой насадки по гидравлическому сопротивлению при различных скоростях воздуха (фактора скорости $w_{\Gamma} \sqrt{\rho_{\Gamma}}$) и плотности орошения (рисунок 4.13). Как следует из рисунка 4.13. в насадке с шероховатой поверхностью восходящий проток при больших плотностях орошения ($> 80 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ч})$) происходит при факторе скорости

$F_w = w_{\Gamma} \sqrt{\rho_{\Gamma}} > 3$; при 30-50 м³/(м²ч) – при $F_w = w_{\Gamma} \sqrt{\rho_{\Gamma}} > 3,6 \text{ Па}^{0,5}$. При меньших нагрузках – режим пленочный противоточный.

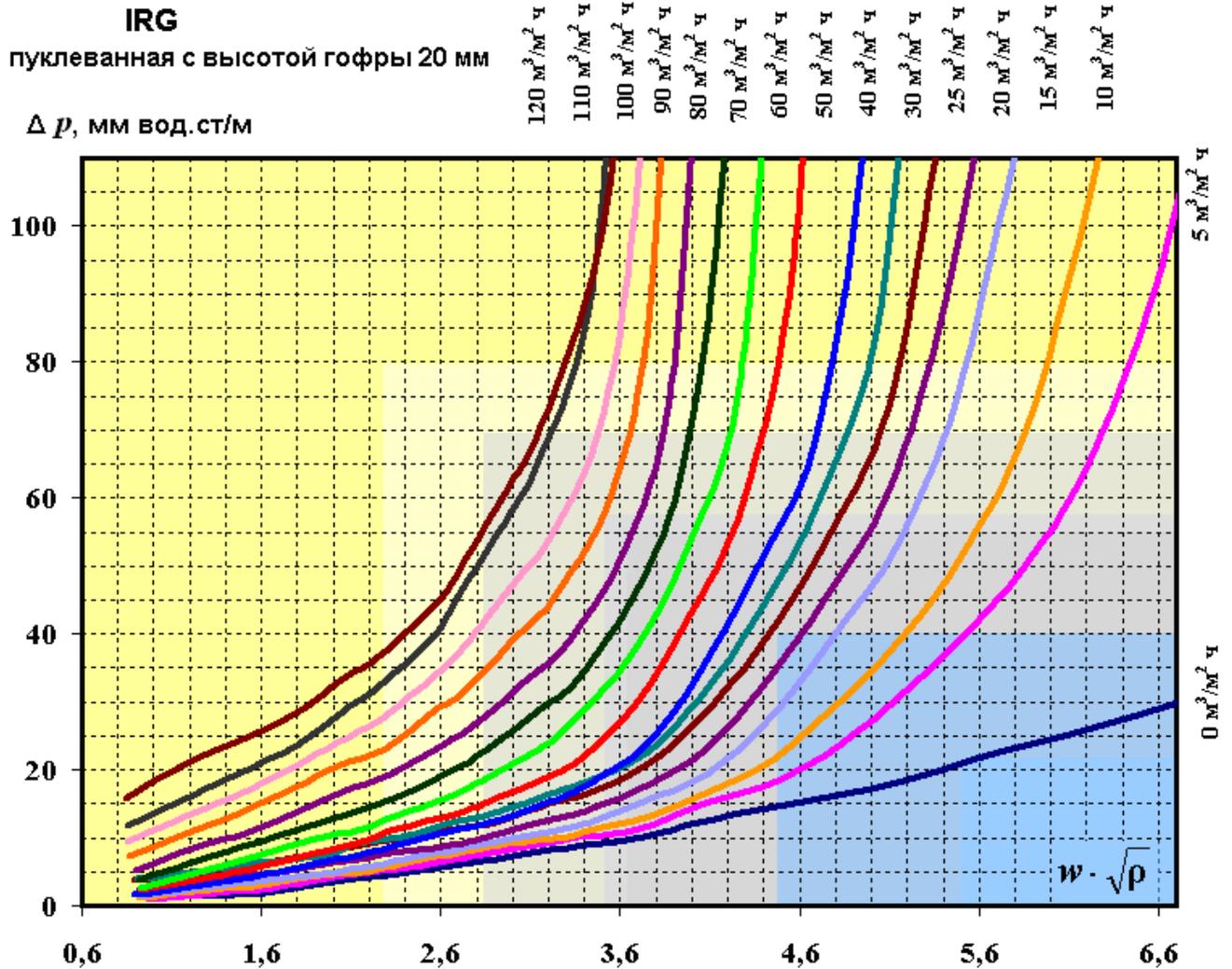


Рисунок 4.13 – Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в зависимости от фактора скорости газа и плотности орошения

В таблице 4.2. приведены основные характеристики разработанной насадки (рисунок 4. 11). Удельная поверхность зависит от размера гофр.

Таблица 4.2. – Характеристики разработанной насадки (регулярной насадки)

№ п/п	Характеристика насадки.	Единица измерения	Численное значение
1.	Удельная поверхность	м ² /м ³	250-350
2.	Свободный объем	м ³ /м ³	0,90-0,93
3.	Эквивалентный диаметр	м	0,01-0,015
4.	Гидравлическое сопротивление при факторе пара $F_w = 2,6$ и различной плотности орошения	Па/м	50-200
5.	Высота, эквивалентная одной теоретической тарелке (ВЭТТ) при ректификации ($D_k > 1,0$ м)	м	0,5÷0,8

Выражение для гидравлического сопротивления сухой насадки имеет вид [49]

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi_0 \frac{H}{d_3} \frac{\rho_{\Gamma} w_{\Gamma}^2}{2}. \quad (4.3.10)$$

В результате обработки экспериментальных данных получено [113] для рулонной с шероховатой поверхностью ($500 < Re_3 < 3500$)

$$\xi_0 = 3,89 Re_3^{-0,294}. \quad (4.3.11)$$

При пленочном режиме для орошаемой насадки автором получено $\Delta P_{\text{ор}}/\Delta P_{\text{сух}} = 10^{bq}$, где $b = 0,0082$; $q_{\text{ж}}$ - плотность орошения (м³/м² ч).

В результате обработки полученных автором экспериментальных данных установлены коэффициенты эмпирического выражения для удельной задержки жидкости, полученной методом отсечки питания при пленочном орошении

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,652 Re_{\text{ж}}^{0,184} Ga^{-0,22}, \quad (4.3.12)$$

где $Re_{\text{ж}} = 4q_{\text{ж}} / (v_{\text{ж}} a_v)$; $Ga = g / (v_{\text{ж}}^2 a_v^3)$ – критерий Галилея.

Погрешность полученных выражений (4.3.11) и (4.3.12) не более $\pm 12\%$.

4.3.2 Коэффициенты массоотдачи в газовой фазе

Рассмотрен режим восходящего прямого тока в регулярной рулонной насадке с гофрированной поверхностью (рисунок 4.11) [115].

На основе модификации гидродинамической аналогии для потоков с различными возмущениями получено выражение (3.3.11) для числа Шервуда при турбулентном режиме

$$Sh_{\Gamma} = 0,158 Re_{*\Gamma}^{6/7} Sc_{\Gamma}^{1/3}, \quad (4.3.13)$$

где касательное напряжение в числе $Re_{*\Gamma}$ (динамическую скорость $u_* = \sqrt{\tau_{\Gamma-ж} / \rho_{\Gamma}}$) на поверхности насадки запишем с применением средней объемной скорости диссипируемой энергии [71]

$$\tau_{ст} = \kappa \rho_{\Gamma} \left(\frac{\varepsilon v_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{1/2}, \quad (4.3.14)$$

где ε – средняя объемная скорость диссипации энергии, $Вт/м^3$; κ – эмпирический коэффициент пропорциональности; установлено $\kappa \approx 1,85^2$ [16,115,145].

Тогда при записи средней объемной скорости диссипации энергии в свободном объемном слое в виде

$$\varepsilon = \frac{\Delta p S w_{\Gamma}}{V_{\Gamma}} = \frac{\xi w_{\Gamma}^3 \rho_{\Gamma}}{2 d_{\text{э}}}, \quad (4.3.15)$$

получено из (4.3.14) среднее касательное напряжение

$$\tau_{ст} = 2,43 \rho w_{\Gamma}^2 (\xi / Re_{\text{э}})^{0,5}. \quad (4.3.16)$$

Отсюда число Рейнольдса с динамической скоростью

$$Re_{*\Gamma} = 1,56 Re_{\text{э}}^{3/4} \xi^{1/4}. \quad (4.3.17)$$

Для восходящего газожидкостного потока следует учитывать и влияние жидкой фазы. Тогда касательное напряжение по поверхности раздела газ-жидкость найдем по выражению [71]

$$\tau_{\Gamma-ж} = \rho_{ж} \left[\left(\tau_{ст} / \rho_{ж} \right)^2 + 1,9^4 v_{ж} g u_{от} (1 - \varphi_{\Gamma})^2 \right]^{0,5}, \quad (4.3.18)$$

где $u_{от}$ – относительная скорость движения фаз, м/с; φ_{Γ} – газосодержание слоя насадки; $\varphi_{\Gamma} = \varepsilon_{св} - \varepsilon_{ж}$, $\varepsilon_{ж}$ – задержка жидкости в слое, м³/м³.

Оценка слагаемых в правой части выражения (4.3.18) показывает, что при рассмотренных условиях взаимодействия фаз правое слагаемое на два порядка меньше левого. Тогда расчет Re_* можно выполнять по формуле (4.3.17) при $\xi = \xi_{ор}$.

Из выражений (4.3.13) и (4.3.16) получено число Шервуда ($Sh = \beta_{\Gamma} d_{\text{э}} / D_{\Gamma}$) [33]

$$Sh_{\Gamma} = 0,231(1,56 Re_{\text{э}}^{3/4} \xi_{ор}^{1/4})^{6/7} Sc_{\Gamma}^{1/3}. \quad (4.3.19)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления вычисляется из уравнения Дарси-Вайсбаха

$$\xi_{ор} = \frac{2d_{\text{э}} \Delta P_{ор}}{\rho_{\Gamma} H (w_{\Gamma} + u_{ж})^2}, \quad (4.3.20)$$

где $u_{ж} = q_{ж} / \varepsilon_{жд}$ – скорость жидкой пленки, м/с.

Результаты расчетов

На рисунке 4.14 показано сравнение расчета коэффициента массоотдачи с экспериментальными данными [14,25] для регулярной металлической насадки с лепестками в виде круговых сегментов ($a_v = 480 \text{ м}^2 / \text{м}^3$; $\varepsilon_{св} = 0,95$). Процесс увлажнения воздуха водой при пленочном режиме. Коэффициент сопротивления насадки

$\xi_{ор} = 0,105 Re_{\text{э}}^{0,108} + 0,0225 Re_{ж}^{0,34} \cdot 10^{-3} Re_{\text{э}}$, где $Re_{ж} = q_{ж} d_{\text{э}} / \nu_{ж}$ – число Рейнольдса по жидкой фазе; $q_{ж}$ – плотность орошения, м³/(м²с).

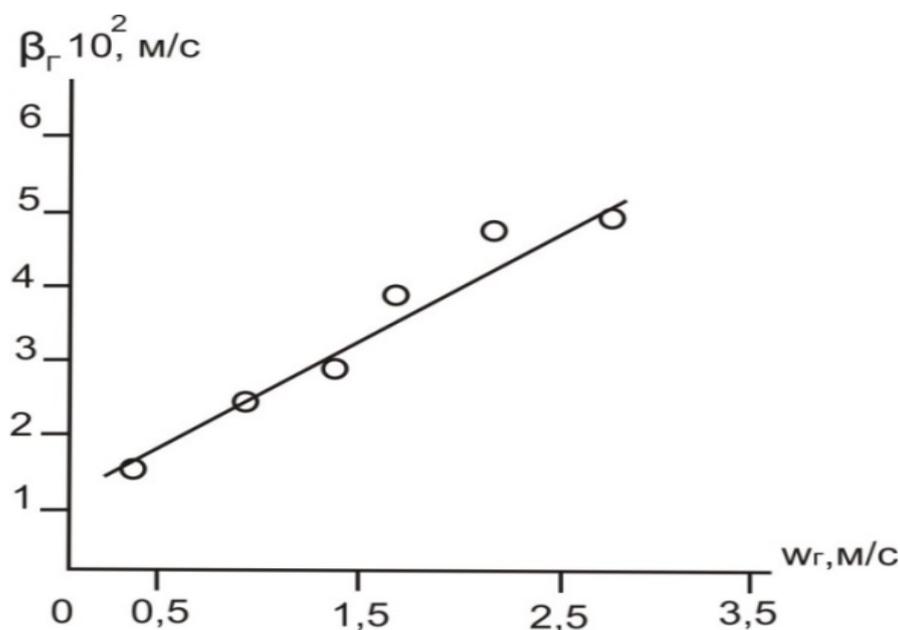


Рисунок 4.14. – Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от скорости газа при $q_{ж}=10$ ($\text{м}^3/\text{м}^2 \text{ч}$), $d_3 = 0,0079$ м. Точки – эксперимент [14], линия - расчет по (4.3.19)

При плотности орошения $30 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ч})$ и факторе скорости $3,6$ ($\text{Па}^{0,5}$) перепад давления сегментной рулонной насадки $\Delta P = 650$ Па/м [14,55], а рулонной гофрированной с шероховатой поверхностью (рисунок 4.13) $\Delta P = 500$ Па/м. Тогда для сегментной рулонной насадки ($d_3 = 0,011$ м) получено $Sh_{\Gamma} = 43,6$, а рулонной шероховатой поверхностью ($d_3 = 0,011$ м) $Sh_{\Gamma} = 43,5$. Процесс увлажнения воздуха водой. По значению чисел Sh_{Γ} насадки практически равнозначные.

При противотоке пленки жидкости и газа в контактных трубках ($w_{\Gamma} < 6 - 7$ м/с) коэффициент массоотдачи в газовой фазе можно вычислить по выражению, полученному на основе формулы (3.3.11) (глава 3)

$$Sh_{\Gamma} = 0,158 Re_{\Gamma}^{0,857} Sc_{\Gamma}^{2/3} \left(\xi_{op} / 8 \right)^{0,429}, \quad (4.3.21)$$

где $Re_{\Gamma} = w_{\Gamma}(d-2\delta)/\nu_{\Gamma}$ – число Рейнольдса; d – диаметр трубки, м; δ – толщина пленки, м; ξ_{op} – коэффициент сопротивления орошаемой трубки, вычисляется по

формуле Борисова [49]. В выражении (3.3.11) $Re_{*r} = Re_r \sqrt{\xi_{op} / 8}$, что следует из уравнения баланса сил газового потока.

На рисунке 4.15 даны результаты расчетов [33] объемных коэффициентов массоотдачи в газовой фазе для рулонной насадки (рис. 4.11) и трубки при одинаковом эквивалентном диаметре, факторе скорости и плотности орошения. Причем при таком режиме в насадке происходит восходящий прямоток (сильное взаимодействие), а в трубке противоток (слабое взаимодействие). Из рисунка 4.15 следует, что в рулонной насадке объемный коэффициент массоотдачи в 3-4 раза больше, чем в контактной трубке. Плотность орошения в насадке $50 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$, в контактной трубке к примеру пленочного течения $0,2 \text{ м}^3/(\text{м} \text{ ч})$. Процесс увлажнения воздуха водой, $d_9 = 0,015 \text{ м}$.

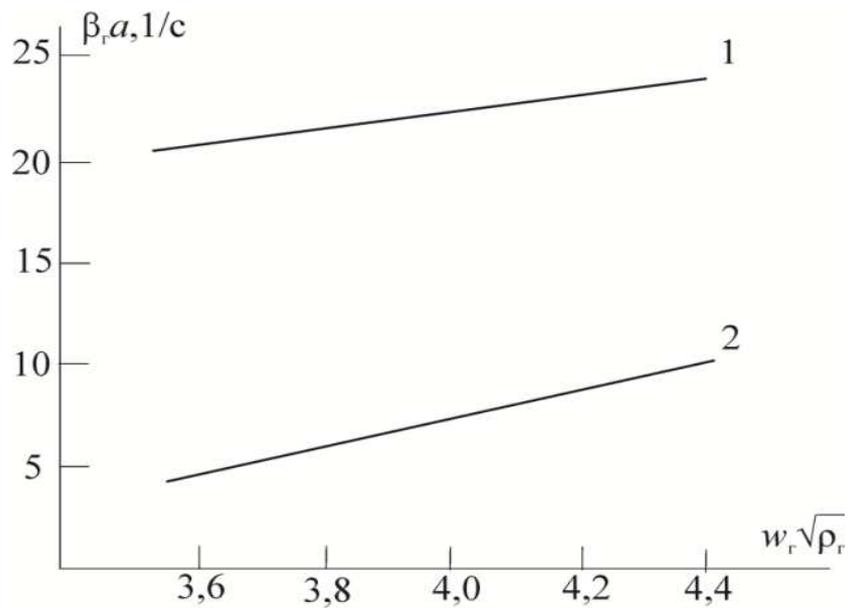


Рисунок 4.15 – Зависимость объемного коэффициента массоотдачи в газовой фаз от фактора скорости. 1 – гофрированная насадка с шероховатой поверхностью; 2 – орошаемые трубки

Таким образом, в данном разделе использованы выражения, полученные автором в результате модификации гидродинамической аналогии для пленочных аппаратов (глава 3). Приведены уравнения для расчета коэффициентов

массоотдачи в газовой фазе для насадочных колонн и контактных трубок со стекающей пленкой жидкости. Даны выражения для определения основных параметров приведенных уравнений. Показаны результаты расчетов коэффициентов массоотдачи в колоннах с регулярными насадками при слабом и сильном взаимодействии фаз, а также при противотоке фаз в трубках и дано сравнение по объемным коэффициентам массоотдачи.

4.4 Экспериментальные исследования бинарной и многокомпонентной ректификации смесей в колонне с новыми насадками

В данном разделе представлены результаты экспериментальных исследований разделения бинарных смесей: ацетон – вода и этанол – вода, а также трехкомпонентной смеси: метанол – этанол – вода в колонах с регулярными и хаотичными насадками. Получены значения перепада давления, температур и состав смесей по высоте колонны. Вычислены значения высоты эквивалентной теоретической тарелки (ВЭТТ) для хаотичной металлической насадки «Инжехим-2012», регулярной гофрированной из металлической ленты и регулярной из тонкой сетки. Представлены результаты по значению ВЭТТ при различных скоростях пара и плотности орошения [45,114].

Описание экспериментальной установки

Исследование характеристик регулярной и нерегулярной насадок проводилось на лабораторном стенде при ректификации смесей. Установка периодического действия. Предусмотрена работа при бесконечном флегмовом числе (полный возврат флегмы). Схема установки дана на рисунке 4.16 [114,156]

Исследовались бинарные смеси этанол-вода и ацетон-вода.

Технические характеристики экспериментальной установки:

- внутренний диаметр 98 мм;
- высота слоя насадки 3 м;
- емкость куба 70 л;
- максимальная мощность куба 12 кВт.

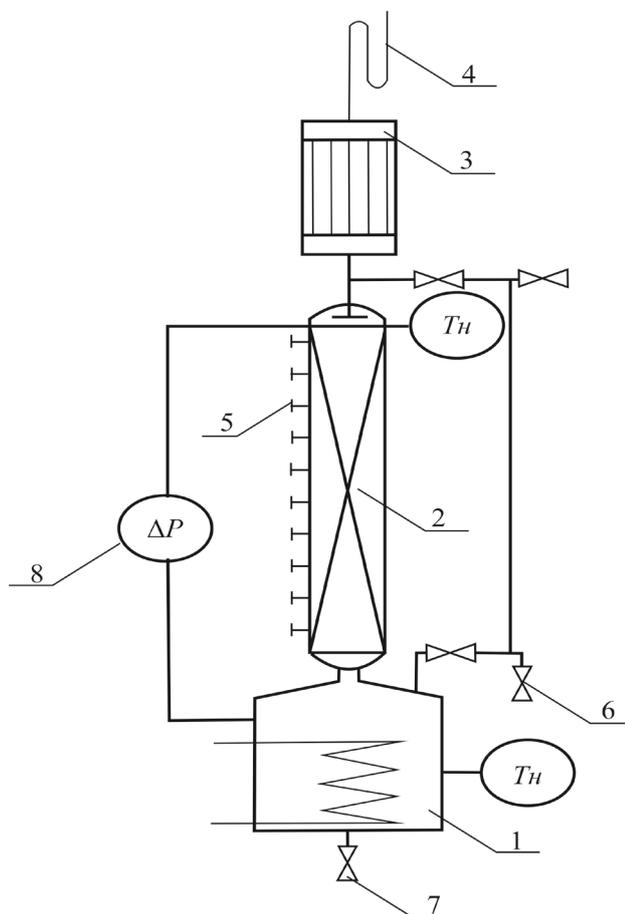


Рисунок 4.16 – Ректификационная колонна периодического действия. 1-куб; 2-колонная часть; 3-дефлегматор; 4-гидравлический затвор; 5-пробоотборники по высоте насадочного слоя; 6-пробоотборник с дефлегматора; 7-пробоотборник с куба, 8 - дифманометр

Ректификационная колонна работает при бесконечном флегмовом числе.

Исследовалась разработанная автором диссертации регулярная рулонная насадка (рисунок 4.11), изготовленная из тонкой гофрированной металлической ленты с шероховатой поверхностью и удельной площадью поверхности $a_v = 515 \text{ м}^2/\text{м}^3$, а также насадка аналогичной конструкции, но изготовленная из тонкой

металлической сетки. В качестве хаотичной насадки исследована насадка «Инжехим 2012» с номинальным размером 16 мм и удельной поверхностью $a_v = 270 \text{ м}^2/\text{м}^3$, (рисунок 4.17) [114,156].

Экспериментально определялись следующие характеристики: состав верхнего и нижнего продуктов, состав по высоте насадочного слоя, температура в дефлегматоре и кубе колонны, перепад давления в колонне (ΔP) и тепловая нагрузка куба. По этим экспериментальным данным были определены скорость и фактор пара, плотность орошения, число теоретических тарелок, высота слоя насадки, эквивалентная одной теоретической тарелке (ВЭТС).



Рисунок 4.17 – Вид элементов "Инжехим 2012"[156]

В куб колонны заливалась вода, затем добавлялся этанол или ацетон. Колонна выводилась на режим при заданной нагрузке куба, работая сама на себя без отбора. После выхода колонны на режим процесс проводился в течении полутора часов. По истечении указанного времени производился отбор проб с дефлегматора и куба колонны и по высоте насадочного слоя (таблице 4.3).

Предварительно была выполнена калибровка прибора по анализируемому веществу – ацетон.

Были приготовлены девять проб известной концентрации весовым методом. Для приготовления проб использовался ацетон химической чистоты (по паспорту: содержание ацетона 99,8%, содержание воды 0,1%). Взвешивание проводилось на электронных весах (точность измерения 0,0001 г). Для минимизации погрешности ввода пробы в хроматограф использовался ДАЖ (дозатор автоматический жидкостной). Для повышения достоверности градуировки каждая проба анализировалась несколько раз до получения воспроизведения результатов.

По результатам анализов были построены градуировочные графики, на основании которых была проведена калибровка хроматографа.

Таблица 4.3 – Измеренные величины

Насадка	Q , кВт	Δp , кПа	Температура, °С		Состав продукта, % (масс)	
			$T_{\text{Верх}}$	$T_{\text{Низ}}$	$X_{\text{Верх}}$	$X_{\text{Низ}}$
Инжехим-16	11	1,37	56,5	100,4	99,494	1,729
Регулярная	11	0,28	56,8	100,2	98,961	0,679
Регулярная (тонкая сетка)	11	0,38	54,9	99,5	99,068	1,760
Регулярная (тонкая сетка)	3	0,10	55,2	100,6	86,926	0,161559

Определение скорости пара и числа теоретических тарелок

Объемный расход пара V определялся по формуле, м³/с

$$V = \frac{Q_R}{H_V \rho_{\Gamma}}, \quad (4.4.1)$$

где Q_R - тепловая нагрузка кипятильника, кВт; H_V - теплота парообразования смеси, кДж/кг; ρ_{Γ} - плотность пара смеси, кг/м³.

При расчетах скорости и фактора пара были использованы следующие допущения:

- плотность паров по высоте колонны постоянная;
- теплота парообразования постоянная.

Число теоретических тарелок определялось по полученным из модели NRTL данным, адекватность которых проверена по литературным данным. Таким образом, получены следующие результаты:

хаотичная насадка «Инжехим - 2012» – 13 теоретических тарелок; (вид насадки на рисунке 4.17. Номинальный размер насадки 16 мм)

регулярная насадка – 8 теоретических тарелок;

регулярная сетка – 8 теоретических тарелок;

регулярная сетка (при пониженной нагрузке) – 2,5 теоретических тарелок.

За вычетом куба (1 теоретическая тарелка), число теоретических тарелок составит 12, 7, 7 и 1,5 соответственно.

ВЭТТ определялась по следующей формуле: $h_3 = H/n$,

где H - высота слоя насадки, м, n - число теоретических тарелок.

Инжехим-2012 – 16мм $h_3 = 3 / 12 = 0,25$ м;

Регулярная насадка: $h_3 = 3 / 7 = 0,43$ м;

Регулярная насадка (тонкая сетка) $h_3 = 3 / 7 = 0,43$ м;

Регулярная насадка (тонкая сетка) при пониженной нагрузке

$h_3 = 3 / 1,5 = 2$ м.

Результаты представлены в таблице 4.4.

Таблица 4.4 – Измерение и расчетные величины

Насадка	Скорость пара w , м/с	Фактор пара, F , м/с $(\text{кг/м}^3)^{0.5}$	Плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$	Число теоретических тарелок	ВЭТТ, м
«Инжехим-2012» 16 мм	1,47	2,08	14,17	12	0,25
Регулярная	1,53	2,17	14,79	7	0,43
Регулярная (тонкая сетка)	1,47	2,08	14,17	7	0,43
Регулярная насадка (тонкая сетка) при пониж. нагрузке	0,40	0,5674	3,87	1,5	2

При исследовании разделения трехкомпонентной смеси метанол – этанол – вода в шести сечениях по высоте слоя насадки отбирались и анализировались пробы паровой фазы. Результаты исследованных профилей концентраций представлены на рисунках 4.18 и 4.19. [114].

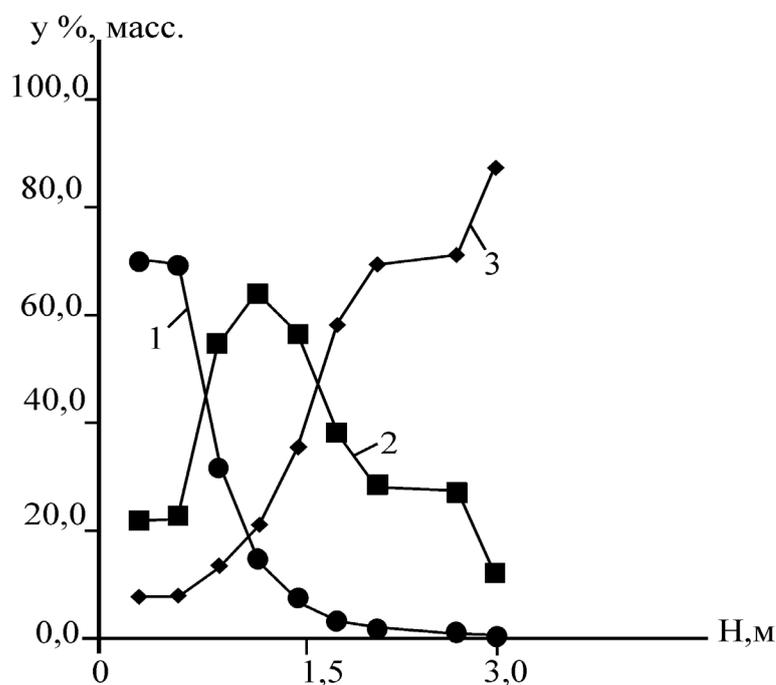


Рисунок 4.18 – Профили концентраций компонентов по высоте колонны при тепловой нагрузке кипятильника 3кВт. 1●- вода. 2■- этанол. 3◆ - метанол

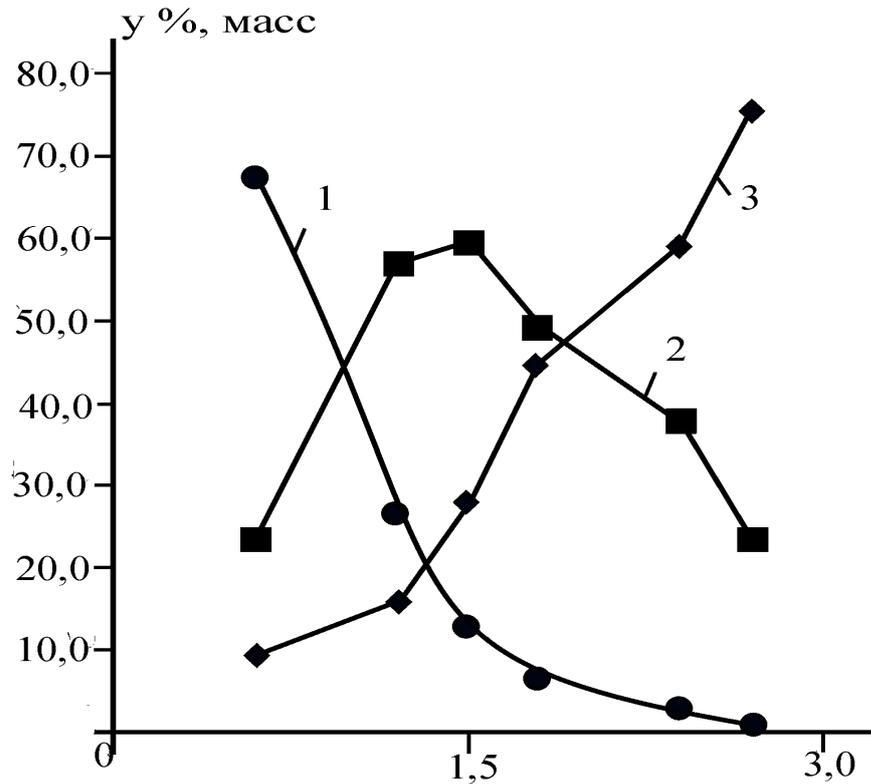


Рисунок 4.19 –Профили концентраций компонентов по высоте колонны при тепловой нагрузке кипятильника 6кВт. 1 ● - вода. 2 ■ - этанол. 3 ◆ - метанол

Из полученных результатов профилей концентрации компонентов по высоте слоя насадки следует сложный характер полей, связанного с взаимным влиянием компонентов в смеси этанола и с азеотропными точками. Отсюда можно сделать вывод о расположении боковых отборов для этанола.

Для определения эффектов наложения или взаимного влияния компонентов друг на друга при многокомпонентной массопередаче общая эффективность массообмена по каждому компоненту выражается через собственную движущую силу [154]

$$E_{MV}^{(i)} = \frac{y_{ni} - y_{n+1,i}}{y_{ni}^* - y_{n+1,i}}, \quad (4.4.2)$$

где $i=1,2,\dots,n$ - номер компонента.

Выражение для эффективности массопередачи имеет вид

$$[E_v] = \frac{(y_n) - (y_{n+1})}{(y_n^*) - (y_{n+1})}. \quad (4.4.3)$$

Из (4.4.1) и (4.4.3) известно выражение, которое позволяет определять степень влияния эффектов наложения [154]

$$E_{mv}^{(i)} = E_{mvij} + E'_{mvij} \quad (i = 1, 2, \dots, m-1; i \neq j), \quad (4.4.4)$$

где

$$E'_{mvij} = \sum_{\substack{i=1 \\ j \neq i}}^{m-1} E_{mvij} \left(\frac{y_{nj}^* - y_{n+1, j}}{y_{ni} - y_{n+1, i}} \right). \quad (4.4.5)$$

Из выражения (4.4.4) и (4.4.5) следует, что степень влияния компонентов друг на друга при массопередаче определяется не только величиной недиагональных коэффициентов E_{mvij} , но и соотношением движущих сил компонентов j и i .

В результате обобщения экспериментальных данных гидравлических исследований рулонной гофрированной насадки получено выражение для расчета перепада давления в виде [114]

$$\Delta P_{op} = (0,039 w_{\Gamma} q_{ж}^{1,16} + 1) \Delta P_{сух}, \quad (4.7.6)$$

Коэффициент сопротивления сухой насадки установлен в форме $\xi = 0,18 Re_{\vartheta}^{0,14}$, где $Re_{\vartheta} = w_{\Gamma} d_{\vartheta} / \nu_{\Gamma}$ – число Рейнольдса; Перепад давления орошаемой хаотичной насадки получен в виде выражения

$$\Delta P_{op} = \Delta P_{сух} 10^{0,002 q_{ж}}. \quad (4.7.7)$$

Коэффициент сопротивления $\xi = 9,1 Re_{\vartheta}^{-0,135}$, при $Re_{\vartheta} > 100$ [156].

В формулах (4.4.6), (4.4.7) значение $\Delta P_{сух}$ вычисляется по известному выражению для насадок (4.3.10).

В результате экспериментальных исследований новых регулярных и хаотичной насадок получены данные по гидравлическому сопротивлению и высоте эквивалентной одной теоретической тарелке при различных нагрузках по

фазам. Для трехкомпонентной смеси метан – этан – вода получены профили концентрации по высоте слоя насадки. Полученные результаты могут служить основой для расчетов насадочных колонн при многокомпонентной ректификации исследованных смесей.

4.5 Сравнительные характеристики исследованных насадок и выводы

В разделах 4.1 – 4.4 приведены результаты экспериментальных исследований регулярных и хаотичных насадок в массообменных колоннах диаметром 100 мм, 200 мм и 600 мм на системе воздух-вода, а также ректификации бинарной и многокомпонентной смесей. Даны графические зависимости для перепада давления, коэффициентов массоотдачи и эффективности массообмена. Для трубчатой насадки дано сравнение по объемным коэффициентам массоотдачи с другими типами (рисунок 4.7). Показано некоторое преимущество трубчатой насадки с дискретно-шероховатой поверхностью.

На рисунках 4.20 и 4.21 даны сравнительные характеристики по удельному перепаду давления регулярных насадок 2 КР и 2SP [108], с исследованной насадкой из труб с дискретно-шероховатой поверхностью (раздел 4.2.). Исследованная насадка имеет меньшие значения $\Delta P / H$ примерно на 30 – 60 %, чем зарубежные.

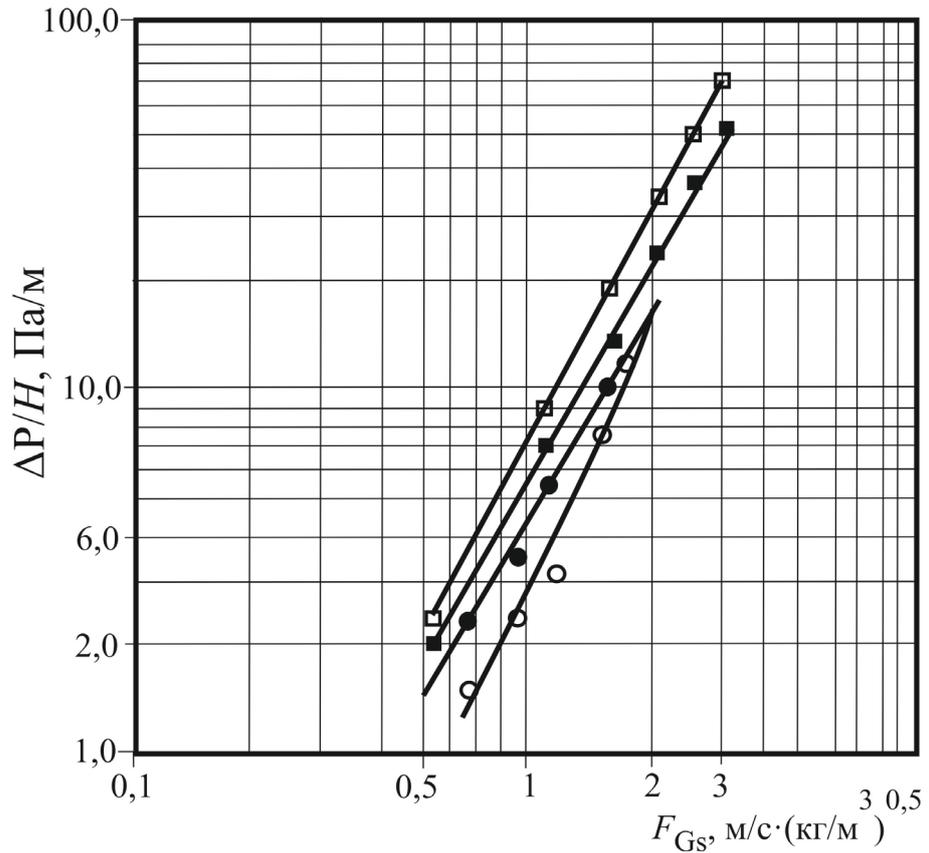


Рисунок 4.20 – Зависимость гидравлического сопротивления сухих насадки 2КР и 2SP от фактора скорости газа F_{Gs} [108]: \square – насадка 2КР без орошения; \blacksquare – насадка 2SP без орошения; \circ – насадка из труба с шероховатой поверхностью $q_j = 4,9$ м³/(м²·ч); \bullet – насадка из труб с шероховатой поверхностью $q_j = 12,4$ м³/(м²·ч)

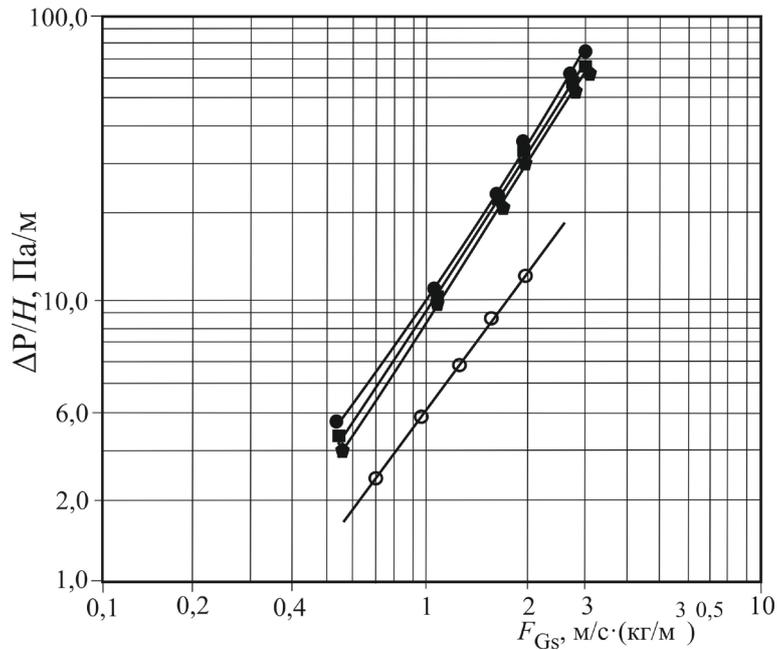


Рисунок 4.21 – Зависимость гидравлического сопротивления орошаемой комбинированной насадки 2КР от фактора скорости газа F_{Gs} при различных плотностях орошения (5, 10, 15 м³/(м²·ч))[108]: \bullet – $q_j L_s = 5$ м³/(м²·ч); \blacksquare – $q_j L_s = 10$ м³/(м²·ч); \blacklozenge – $q_j L_s = 15$ м³/(м²·ч); \circ – насадка из труб с шероховатой поверхностью $q_j = 12,4$ м³/(м²·ч)

На рисунке 4.22 представлены зависимости числа Шервуда от Рейнольдса при увлажнении воздуха водой для насадки из гладких труб (раздел 4.1) и для одиночной орошаемой трубки при идентичном гидродинамическом режиме. Видно, что трубчатая насадка имеет на 50 – 60 % большие значения числа Шервуда в газовой фазе.

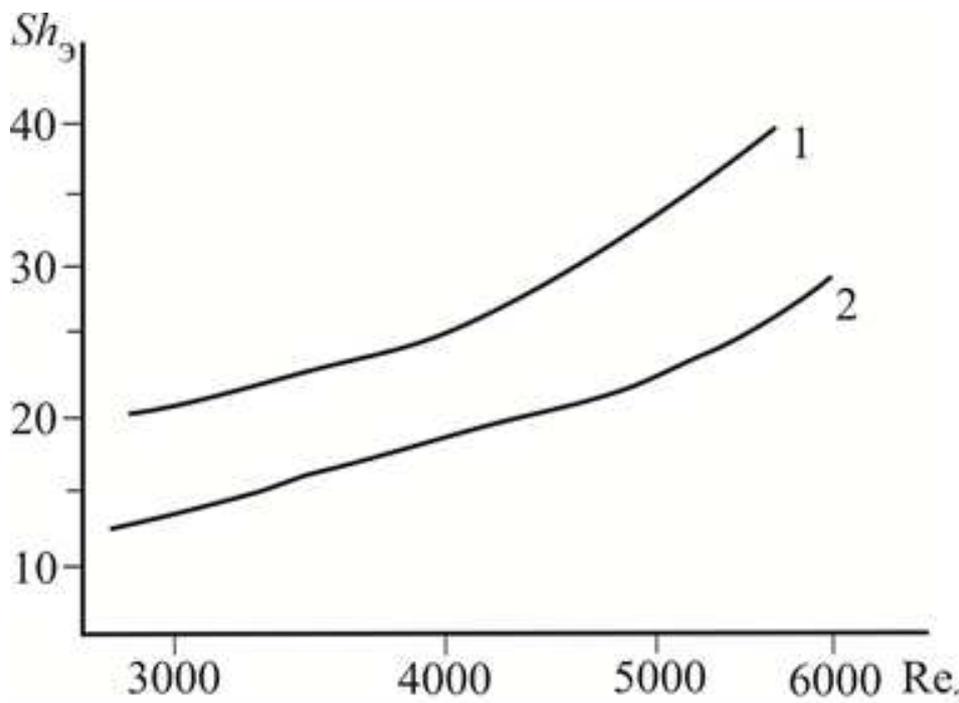


Рисунок 4.22 – Зависимость числа Шервуда в газовой фазе от числа Рейнольдса:

1 – полиэтиленовая насадка из гладких труб (раздел 4.1); при плотности орошения $q_{ж} = 12,4$ м³/(м²ч); 2 – одиночная орошаемая трубка – расчет по эмпирическому выражению

$$Sh = 0,025 Re^{0,8} Sc_T^{0,32} \quad [49]$$

На рисунке 4.23 дано сравнение результатов расчета объемного коэффициента массоотдачи с применением выражения (4.3.19) с полученными экспериментальными данными. Расхождение в пределах погрешности эксперимента.

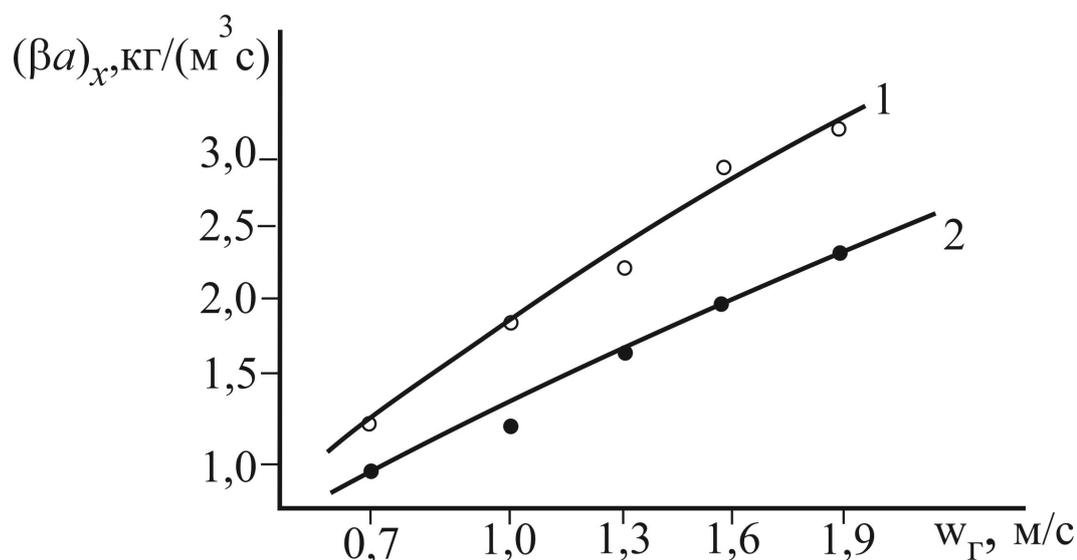


Рисунок 4.23 – Зависимости объемного коэффициента от скорости газа в колонне при ,
 1 – плотность орошения $14,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$; , 2 – плотность орошения $4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$.
 Точки - экспериментальные данные автора; линии: – расчет по уравнению (4.3.19).

Полученные экспериментальные и расчетные гидравлические и массообменные выражения для числа $Sh_{Г}$, а также характеристики исследованных насадок применяются в следующих главах при моделировании ректификационных колонн, абсорберов, градилен и скрубберов-охладителей газов.

Формулы, полученные автором в 4 главе

№	Название формулы	Формула	Нумерация
1	Коэффициент сопротивления рулонной насадки	$\xi_0 = 3,89 Re_3^{-0,294};$	(4.3.11)
2	Удельная задержка жидкости	$\varepsilon_{жд} = 0,652 Re_{ж}^{0,184} Ga^{-0,22};$	(4.3.12)
3	Число Шервуда для насадки	$Sh_{Г} = 0,231(1,56 Re_3^{3/4} \xi_{оп}^{1/4})^{6/7} Sc_{Г}^{1/3}$	(4.3.19)
4	Число Шервуда в трубах	$Sh_{Г} = 0,158 Re_{Г}^{0,857} Sc_{Г}^{1/3} (\xi_{оп} / 8)^{0,429}$	(4.3.21)

ГЛАВА 5

ЭФФЕКТИВНОСТЬ МОДЕРНИЗИРОВАННЫХ НАСАДОЧНЫХ И БАРБОТАЖНЫХ АБСОРБЕРОВ (ДЕСОРБЕРОВ)

Введение

В настоящее время в нефтегазохимическом и топливно-энергетическом комплексе по очистке газов и жидкостей активно работают следующие фирмы: ОАО «НИИ ВОДГЕО»; компания GEA 2H Watertechnologies GmbH (Германия); группа компаний «Аргель» (РФ); ООО «АВМАТЕХ» (Санкт-Петербург); инженерно-внедренческий центр «Инжехим» (Казань); ООО «Техводполимер» (Стерлитамак); производственная компания ВТУ (Екатеринбург); ООО «Химмашэкспорт» (Держинск); ASIAGROUP (РФ-КНР); ООО «ГЕ ФЛИС» (Гомель), ЗАО «Ивэнергосервис» (Иваново) и др.

Исследованию, математическому моделированию и совершенствованию аппаратов очистки газов и жидкостей от различных примесей посвящены множественные работы Зимина Н.П., Шухова В.Г., Нигматулина Р.И., Рамма В.М., Щецова В.Н., Копылова А.С., Ларина Б.М., Шарапова В.И., Галустова В.С., Фарахова М.И., Николаева А.Н., Ледуховского Г.В., Покровского В.Н., Воронова В.Н., M.W. Reeks, A. Soldati, M.R. Sipriva и многих других.

В данной главе в рамках рассмотренного в первой главе подхода и математических моделей из главы 3 решена научно-техническая задача определения и повышения эффективности очистки газовых смесей абсорбцией, а также воды от растворенных коррозионно-активных газов путем десорбции в насадочных и барботажных аппаратах. Записана система дифференциальных

уравнений массообмена и теплообмена в хаотичном насадочном слое, где взаимодействие фаз учитывается в виде межфазных источников массы и теплоты. В результате численного решения показано согласование с экспериментальными данными. Для инженерных расчетов применяется ячеечная модель и в явном виде получено выражение для расчета высоты насадки при заданной эффективности десорбции и представлены результаты массообменной эффективности различных отечественных и зарубежных насадок, а также их энергетические характеристики. Исследование явлений переноса в барботажных аппаратах выполнено путем численного решения уравнения массопереноса с межфазным источником. Показано сравнение с экспериментальными данными и даны графические зависимости эффективности массопередачи от режимных и конструктивных параметров десорберов.

Результаты данной главы опубликованы в восьми [28,163-169] статьях, монографиях [45,169] и материалах конференций.

5.1 Математическая модель процесса абсорбции (десорбции) в насадочных колоннах

В данном разделе рассмотрено стационарное движение фаз при противотоке в насадочной колонне. В слое насадки происходит пленочное течение жидкой фазы по поверхности контактных элементов, а в каналах сложной геометрии в противотоке движется газовый поток. Причем, пленочное течение как правило ламинарное волновое, а движение газовой фазы – турбулентное. Через межфазную поверхность газ-жидкость происходит обмен импульсом, массой и энергией. В качестве насадки могут использоваться регулярные и нерегулярные (хаотичные) элементы различных конструкций и размеров. Первоначальный выбор конструкции насадки выполняется исходя из предельных нагрузок, которые обеспечивают пленочный режим, а затем уточняются исходя из полученной эффективности процесса, который должен удовлетворять

требованиям технического задания на проектирование или модернизацию аппарата.

Для того, чтобы учесть межфазный перенос к системам дифференциальных уравнений переноса применяются граничные условия четвертого рода на поверхности раздела (раздел 1.1). Однако, такой подход возможен если распределение площади межфазной поверхности в пространстве фиксировано и известно, например, для пленочных контактах устройств без интенсификаторов и некоторых регулярных насадок.

При хаотичном расположении насадок, а также регулярных насадок сложной геометрии с интенсификаторами (выступы, просечки, гофры и др.) задать граничные условия четвертого рода не представляется возможным, тогда учет взаимодействия фаз осуществляется межфазными источниками (раздел 1.2). На основе данного подхода ниже представлена следующая математическая модель [28].

Система дифференциальных уравнений стационарного тепло- и массообмена в насадочной колонне в цилиндрической системе координат [69]:

– в жидкой фазе

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial z} = \frac{D_{\text{ж}}}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + D_{\text{ж}} \frac{\partial^2 C_{\text{ж}}}{\partial z^2} \pm \frac{jdF}{dV}, \quad (5.1.1)$$

$$u_{\text{ж}}(r) \rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial z} = \frac{\lambda_{\text{ж}}}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + \lambda_{\text{ж}} \frac{\partial^2 T_{\text{ж}}}{\partial z^2} \pm \frac{qdF}{dV}, \quad (5.1.2)$$

– в газовой фазе

$$w_{\text{г}}(r) \frac{\partial C_{\text{г}}}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r D_{\text{тг}} \frac{\partial C_{\text{г}}}{\partial r} \right] + D_{\text{тг}} \frac{\partial^2 C_{\text{г}}}{\partial z^2} \pm \frac{jdF}{dV}, \quad (5.1.3)$$

$$w_{\text{г}}(r) \rho_{\text{г}} c_{\text{рг}} \frac{\partial T_{\text{г}}}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \lambda_{\text{тг}} \frac{\partial T_{\text{г}}}{\partial r} \right] + \lambda_{\text{тг}} \frac{\partial^2 T_{\text{г}}}{\partial z^2} \pm \frac{qdF}{dV}, \quad (5.1.4)$$

где dF/dV – удельная площадь поверхности контакта газа и жидкости в локальном объеме, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

В правой части уравнений (5.1.1) – (5.1.4) межфазные источники массы и теплоты, где знак \pm зависит от процесса абсорбции или десорбции.

Граничные условия к системе уравнений (5.1.1) – (5.1.4).

При $z = 0$ (вход газа и выход жидкости)

$$w_{\Gamma}(r) = w_{\Gamma\text{H}}(r); C_{\Gamma} = C_{\Gamma\text{H}}; T_{\Gamma} = T_{\Gamma\text{H}}; \partial T_{\text{ж}} / \partial z = 0.$$

При $z = H$ (вход жидкости и выхода газа)

$$u_{\text{ж}}(r) = u_{\text{жH}}(r); C_{\text{ж}} = C_{\text{жH}}; \partial C_{\Gamma} / \partial z = 0; \partial T_{\Gamma} / \partial z = 0,$$

при $r = R$ (на стенке колонны)

$$\partial C_{\text{ж}} / \partial r = 0; \partial T_{\text{ж}} / \partial r = 0; \partial C_{\Gamma} / \partial r = 0;$$

(стенки колонны теплоизолированные). Аналогично на оси симметрии $r = R$.

Процесс абсорбции может сопровождаться выделением теплоты, связанной с теплотой растворения газа в жидкой фазе. Поэтому система уравнений (5.1.1) – (5.1.4) включает уравнения теплообмена между фазами (5.1.2), (5.1.4). Кроме этого как в процессе абсорбции, так и десорбции температуры газа и жидкости на входе в насадочный слой часто имеют различные значения, что влияет на массообмен. Поэтому температурный режим необходимо учитывать в расчетах насадочных аппаратов.

Удельный поток массы компонента ($\text{кг}/\text{м}^2\text{с}$)

$$j = \beta_{\Gamma} \Delta C_{\Gamma} = \beta_{\text{ж}} \Delta C_{\text{ж}}, \quad (5.1.5)$$

где ΔC_{Γ} , $\Delta C_{\text{ж}}$ – движущие силы массоотдачи в газовой и жидкой фазах, $\text{кг}/\text{м}^3$; β – коэффициенты массоотдачи, $\text{м}/\text{с}$.

Плотность потока теплоты ($\text{Вт}/\text{м}^2$)

$$q = \alpha_{\Gamma} \Delta T_{\Gamma} = \alpha_{\text{ж}} \Delta T_{\text{ж}}, \quad (5.1.6)$$

где ΔT_{Γ} , $\Delta T_{\text{ж}}$ – движущие силы теплоотдачи в фазах, α – коэффициенты теплоотдачи, $\text{Вт}/\text{м}^2\text{К}$.

Плотности потоков массы и теплоты можно записать используя коэффициенты массо- и теплопередачи. Тогда вместо значений $C_{\Gamma\text{r}}$ и $T_{\Gamma\text{r}}$ на границе раздела фаз применяются равновесные концентрации:

для процесса абсорбции

$$j = K_{ог}(C_{г} - C_{г}^*) = K_{ож}(C_{ж}^* - C_{ж}), \quad (5.1.7)$$

и для процесса десорбции

$$j = K_{ог}(C_{г}^* - C_{г}) = K_{ож}(C_{ж} - C_{ж}^*), \quad (5.1.8)$$

где $K_{ог}$, $K_{ож}$ – коэффициенты массопередачи, отнесенные к соответствующим движущим силам массопередачи в концентрациях газовой и жидкостной фаз, соответственно, м/с.

Плотность потока теплоты

$$q = K_{т}(T_{г} - T_{ж}), \text{ при } T_{г} > T_{ж}, \quad (5.1.9)$$

$$q = K_{т}(T_{ж} - T_{г}), \text{ при } T_{ж} > T_{г}. \quad (5.1.10)$$

В выражениях (5.1.7), (5.1.8) коэффициенты массопередачи и в (5.1.9), (5.1.10) – коэффициент теплоотдачи $K_{т}$ вычисляются по соответствующим выражениям аддитивности фазовых сопротивлений, где коэффициенты массоотдачи и теплоотдачи можно вычислить по уравнениям математических моделей, представленных в третьей главе или для известных насадок по эмпирическим зависимостям различных авторов.

Средние коэффициенты турбулентного обмена в ядре потока газовой фазы принимаются $\nu_{тг} \approx D_{тг} \approx \lambda_{т} / \rho_{г} c_{рг}$, где турбулентная вязкость в ядре потока в хаотичной насадке и регулярной с интенсификаторами вычисляется по выражению [22,63] $\nu_{т} \approx 3,87 \nu_{г} \sqrt{\xi_{ор} Re_{э}}$, где $\xi_{ор}$ – коэффициент гидравлического сопротивления орошаемой насадки.

Профили скорости жидкости $u_{ж}(r)$ и газа $w_{г}(r)$ являются функциями поперечной координаты в сечениях колонны по высоте (координате z). Профили скорости зависят от условий входа газа и жидкости в нижнем ($z = 0$) и верхнем ($z = H$) сечениях насадочного слоя, а также от внутренних закономерностей двухфазного противоточного течения по элементам насадки. Насадку довольно сложно разместить полностью однородно в объеме колонны. Чаще всего у стенок колонны порозность (свободный объем) насадочного слоя немного больше, чем

при $R/d_3 > 10$, т.е. вдали от стенок. Профили скорости фаз $u_{\text{ж}}(r, z)$ и $w_{\text{г}}(r, z)$ могут быть найдены из численного решения систем уравнений движения жидкой и газовой фаз или экспериментально на пилотной установке насадочной колонны.

Результаты экспериментальных исследований профилей скоростей представлены в работах [54,55,57] и подробно обсуждаются в следующих главах (при моделировании градирни – раздел 6.5 и газосепаратора глава 7), где показано, что неоднородный профиль скорости газа вызывает снижение эффективности процесса тепломассообмена и сепарации дисперсной фазы на 5-30%.

При равномерном распределении газовой и жидкостной фаз по сечению насадочного слоя в системе уравнений (5.1.1) – (5.1.4) принимается $u_{\text{ж}}(r) = u_{\text{ж ср}}$, $w_{\text{г}}(r) = w_{\text{г ср}}$, т.е. средние расходные скорости фаз.

При заданных начальных концентрациях при абсорбции $C_{\text{гн}}$ и десорбции $C_{\text{жн}}$ из решения системы уравнений (5.1.1) и (5.1.3) (без отсутствия тепловых эффектов) численно находятся профили $C_{\text{г}}(z, r)$ и $C_{\text{ж}}(z, r)$ и концентрации на выходе из слоя насадки $C_{\text{гк}}$ и $C_{\text{жк}}$. Это дает возможность вычислить эффективность процесса абсорбции $E_{\text{г}}$ и десорбции $E_{\text{ж}}$

$$E_{\text{г}} = \frac{C_{\text{гн}} - C_{\text{гк}}}{C_{\text{гн}} - C_{\text{г}}^*}, \quad E_{\text{ж}} = \frac{C_{\text{жн}} - C_{\text{жк}}}{C_{\text{жн}} - C_{\text{ж}}^*}. \quad (5.1.11)$$

С применением уравнения массопереноса (5.1.3) выполнены расчеты процесса увлажнения воздуха водой (все сопротивление в газовой фазе) в колонне с трубчатой насадкой с интенсификаторами (раздел 4.1). На рисунке 5.1 дано сравнение эффективности массообмена, полученного из численного решения (5.1.3), с экспериментальными данными (глава 4), а также расчеты по модели идеального вытеснения газа. Установлено, что с учетом турбулентности газового потока результата расчета эффективности адекватно согласуются с экспериментом, а модель идеального вытеснения немного завышает значение $E_{\text{г}}$ (рисунке 5.1).

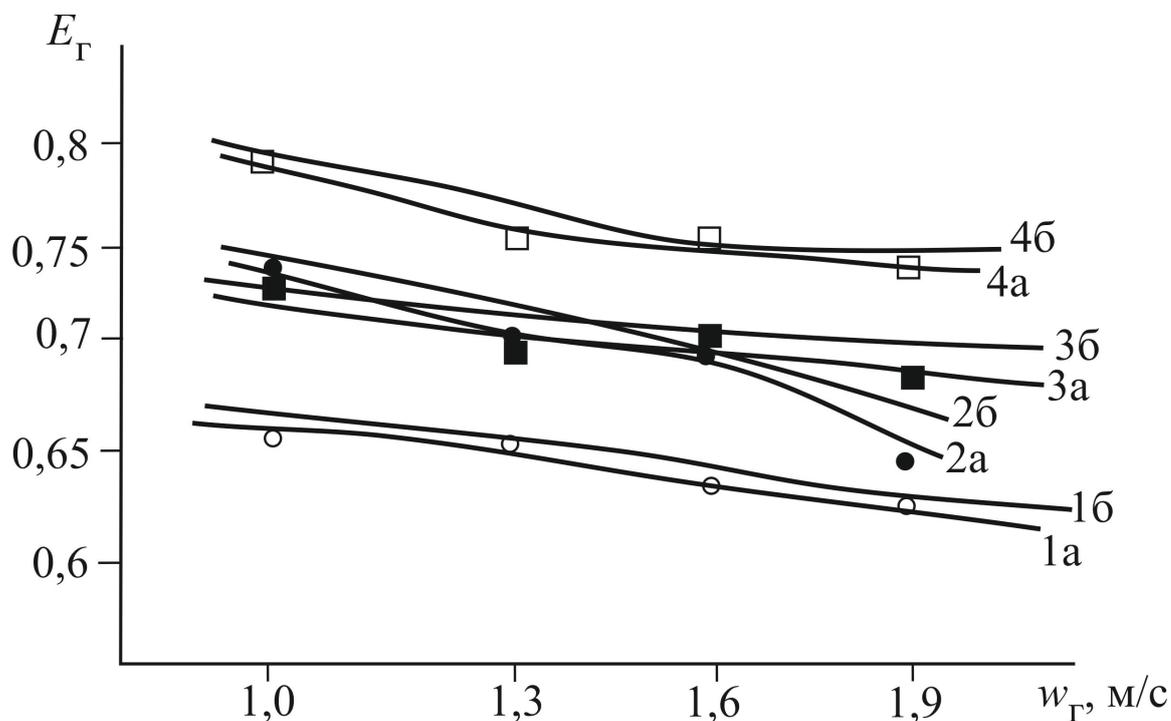


Рисунок 5.1 – Экспериментальные и расчетные зависимости эффективности массообмена в газовой фазе при увлажнении воздуха водой в регулярной трубчатой насадке с гладкой и шероховатой поверхностью ($H=1.0 \text{ м}$). 1,2 – с гладкой поверхностью; 3,4 – с шероховатой поверхностью. 1,3 – $q_{ж} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$; 2,4 – $q_{ж} = 14,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$; а – расчет по математической модели; б – расчет по модели идеального вытеснения газа.

На рисунке 5.2 дана сравнительная эффективность регулярных металлических насадок при абсорбции аммиака водой из воздушно-аммиачной смеси. 1 – насадка, разработанная в диссертации [14,25], 2 – насадка, разработанная автором (раздел 4.3).

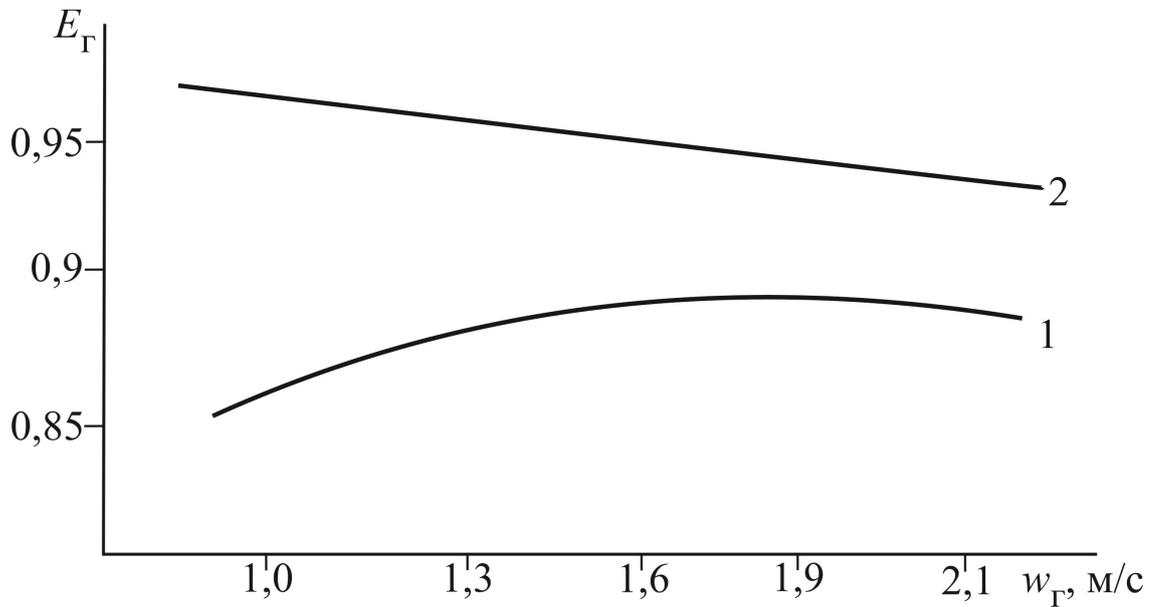


Рисунок 5.2 – Зависимость эффективности массообмена в газовой фазе от скорости газа при абсорбции аммиака водой из воздушно-аммиачной смеси. Расчет по математической модели (5.1.1)–(5.1.4). 1 – сегментно-регулярная насадка [14,25]; 2 – рулонная гофрированная насадка [144]. Удельный расход воды $q_{ж} = 30 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$. $H=1,0 \text{ м}$.

В следующих разделах данной главы (5.2 – 5.3 и 5.9) основное внимание сосредоточено на определении эффективности насадочных десорберов и сравнительным характеристикам различных контактных устройств на основе применения упрощенных математических моделей.

5.2 Эффективность насадочных колонн-декарбонизаторов

Первой ступенью удаления растворенного диоксида углерода из воды в химических цехах промышленных предприятий и тепловых станций, как правило, являются декарбонизаторы. В деаэраторах производится дальнейшая очистка воды от CO_2 и удаление растворенного O_2 [170-177].

Если рассматривать деаэраторы пленочного типа с неупорядоченной насадкой, то во времена СССР, чаще всего в качестве контактных элементов в них использовали кольца Рашига. В настоящее время на рынке представлено большое количество насадок, отличающихся по конструктивному исполнению,

гидравлическому сопротивлению и эффективности массопередачи [12-14,16,54,55,106-108]. Для расчета и выбора наиболее эффективных конструкций как регулярных, так и нерегулярных насадок часто используют модели структуры потоков: идеального вытеснения, диффузионную и ячеечную модели, а также численные методы. Системы уравнений для расчета явлений переноса в насадочных колоннах представлены в первой главе и в разделе 5.1.

В общем виде выражение для определения эффективности массопередачи (коэффициента полезного действия) при десорбции записывается в форме

$$E_{\text{ж}} = \frac{C_{\text{нж}} - C_{\text{кж}}}{C_{\text{нж}} - C_{\text{ж}}^*}, \quad (5.2.1)$$

где $C_{\text{жн}}$, $C_{\text{жк}}$ - начальная и конечная концентрация компонента в жидкости; $C_{\text{ж}}^*$ - равновесная концентрация, зависит от температуры и парциального давления.

Следует отметить, что при нормальных условиях обычно в воде концентрация CO_2 $C_{\text{жн}} \approx 100 - 500 \cdot 10^{-6}$, кг / кг , а равновесная концентрация $C_{\text{ж}}^* \approx (0,2 - 1,0) \cdot 10^{-6}$, кг/кг [178].

При $C_{\text{кж}} = C_{\text{ж}}^*$ имеем эффективность $E_{\text{ж}} = 1$ (100%), что на практике достигается довольно редко. Для декарбонизаторов достаточно иметь $E_{\text{ж}} = 0,98 - 0,99$, а для термических деаэраторов $E_{\text{ж}} \geq 0,995$.

Для расчета эффективности массопередачи теоретическим путем, прежде всего необходимо вычислить поля скоростей фаз на контактном устройстве, а затем, из решения уравнения массопереноса, рассчитать поле концентраций и определить концентрацию на выходе.

Далее рассмотрен режим стационарного противотока при пленочном течении жидкости по насадке при десорбции растворенных газов в воде. Учет второй фазы выполняется за счет источника межфазного переноса с применением ячеечной модели структуры потока, что является обоснованным при модернизации или проектировании промышленных колонн.

Ячеечная модель гидродинамической структуры потока взята за основу для расчета и выбора наиболее эффективных конструкций как регулярных, так и нерегулярных насадок при десорбции газов из воды в промышленных условиях. При применении ячейечной модели (в литературе также иногда называется – зонная или секционная) используется число Пекле (Боденштейна), который характеризует продольную дисперсию потока, т.е. обратное перемешивание [9,49,56,58].

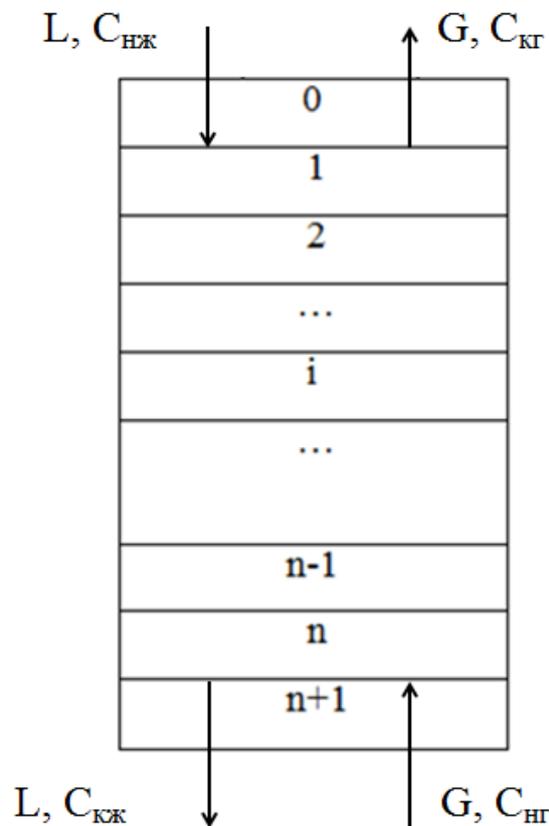


Рисунок 5.3 – Условное деление колонны с насадочным слоем на ячейки полного перемешивания. i – номер ячейки; n – число ячеек; L, G – массовые расходы воды и воздуха, кг/с.

Примем ячейечную модель (рисунок 5.3) с условным делением контактных устройств в колонне от входа воды к выходу в виде условных ячеек полного перемешивания [160,165,169] с применением метода единиц переноса.

Допущения к модели:

- равномерное распределение фаз перед подачей в насадочный слой;

- однородное распределение насадочных элементов в объеме слоя;
- пленочный противоточный режим работы аппарата;
- доля массообмена в области подачи воды на верхнюю часть слоя насадки незначительна, по сравнению с пленочной областью;
- число ячеек в фазах одинаковое и выбирается по меньшему числу.

Обратное перемешивание потоков снижает движущую силу массопередачи и учитывается за счет числа ячеек, связанных с модифицированным числом Пекле, записанного с коэффициентом продольного (обратного) перемешивания и с действительной скоростью среды.

С применением уравнений баланса массы в ячейках можно вычислить профиль концентрации растворенного газа в воде по высоте насадки

$$K_{\text{ож}} F_i (C_i - C_i^*)_{\text{ж}} = V_{\text{ж}} (C_{i-1} - C_i)_{\text{ж}}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (5.2.2)$$

где $K_{\text{ож}}$ - средний коэффициент массопередачи, отнесенный к концентрации компонента в жидкости, м/с.

Из соотношения (5.2.2) имеем

$$C_{i-1, \text{ж}} - C_{i, \text{ж}} = N_{\text{ож}, i} (C_{i, \text{ж}} - C_{i, \text{ж}}^*), \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (5.2.3)$$

где $N_{\text{ож}, i} = K_{\text{ож}} F_i / V_{\text{ж}}$ - общее массообменное число единиц переноса для ячейки. Расход воды и коэффициент массопередачи принимаются постоянными при заданном режиме.

Отсюда концентрация компонента i -й ячейке

$$C_{i, \text{ж}} = \frac{C_{i-1, \text{ж}} + C_{i, \text{ж}}^* N_{\text{ож}, i}}{1 + N_{\text{ож}, i}}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (5.2.4)$$

При $i=1, C_{0, \text{ж}} = C_{\text{н}, \text{ж}}$ - концентрация на входе в колонну;

При $i=n, \frac{dC_{n+1, \text{ж}}}{dx} = 0, C_{n, \text{ж}} = C_{\text{к}, \text{ж}}$ - концентрация на выходе.

Концентрацию переходящего компонента в газовой фазе $C_{\text{г}, i}$ можно определить из уравнения материального баланса (потока массы M_i)

$$M_i = V_{\text{ж}} (C_{i-1} - C_i)_{\text{ж}} = V_{\text{г}} (C_{i-1} - C_i)_{\text{г}}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (5.2.5)$$

Общее число единиц переноса в ячейке вычисляется по известному уравнению аддитивности

$$\frac{1}{N_{\text{ож},i}} = \frac{1}{N_{\text{ж},i}} + \frac{L/G}{N_{\text{г},i} m}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (5.2.6)$$

где $N_{\text{ж},i}, N_{\text{г},i}$ - частные числа единиц переноса для ячеек по жидкой и газовой фазам.

Частные числа единиц переноса для ячейки имеют вид

$$N_{\text{ж},i} = \frac{\beta_{\text{ж}} F_i}{V_{\text{ж}}}, \quad N_{\text{г},i} = \frac{\beta_{\text{г}} F_i}{V_{\text{г}}}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (5.2.7)$$

При удалении труднорастворимых газов имеем

$$\frac{1}{N_{\text{ж}}} \gg \frac{L/G}{N_{\text{г}} m}, \quad (5.2.8)$$

т.е. основное сопротивление массопередачи сосредоточено в жидкой фазе, тогда коэффициенты $K_{\text{ож}} = \beta_{\text{ж}}$, т.е. практически равны.

Эффективность извлечения компонента в i -й ячейке

$$E_{\text{жи}} = \frac{C_{i-1,\text{ж}} - C_{i,\text{ж}}}{C_{i-1,\text{ж}} - C_{i,\text{ж}}^*}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (5.2.9)$$

По известному правилу общая эффективность разделения в аппарате

$$E_{\text{ж}} = 1 - (1 - E_{\text{ж},1})(1 - E_{\text{ж},2}) \dots (1 - E_{\text{ж},n}), \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (5.2.10)$$

В частном случае при удалении CO_2 из воды воздухом имеем $C_{\text{ж}}^* < 1,0 \cdot 10^{-6}$ кг / кг. Это значительно упрощает расчет декарбонизатора (аналогично деаэрата).

Тогда учитывая, что $C_{i,\text{ж}} \gg C_{i,\text{ж}}^*$ из (5.2.4), (5.2.9) и (5.2.10) имеем, если основное сопротивление массопередачи сосредоточено в жидкой фазе [154,169]

$$E_{\text{ж}} = 1 - (1 + N_{\text{ж}} / n)^{-n}. \quad (5.2.11)$$

Число единиц переноса для насадки запишем в виде

$$N_{\text{ж}} = \frac{\beta_{\text{ж}} F}{V_{\text{ж}}} = \frac{\beta_{\text{ж}} a_v H \psi_w}{u_{\text{ж}}}, \quad (5.2.12)$$

$u_{\text{ж}} = V_{\text{ж}} / S$ - средняя скорость жидкости (м/с) на полное сечение аппарата, S , м² (без насадки), $u_{\text{ж}} \sim \text{м}^3/\text{м}^2\text{с}$ (плотность орошения).

Выражение (5.2.11) с учетом $N_{\text{ж}}$ (5.2.12) будет:

$$E_{\text{ж}} = 1 - \left(1 + \frac{\beta_{\text{ж}} a_v H \psi_w}{n u_{\text{ж}}} \right)^{-n}. \quad (5.2.13)$$

Отсюда, при заданной эффективности очистки воды (в большинстве случаев достаточно $E_{\text{ж}} = 0,99$ [177,178]) запишем высоту насадки (при $E_{\text{ж}} < 1$) [169]

$$H = \frac{u_{\text{ж}} n}{\beta_{\text{ж}} a_v \psi_w} \left[\left(\frac{1}{1 - E_{\text{ж}}} \right)^{1/n} - 1 \right]. \quad (5.2.14)$$

Следует отметить, что в данной постановке принято, что число ячеек в жидкой фазе примерно равно числу ячеек в газовой фазе. Если число ячеек по фазам значительно различается, то расчет эффективности массопередачи и высоту слоя насадки можно выполнить по выражениям, приведенным в монографии Рамма В.М. [49], а также в главе 6 (раздел 6.7) для градирни.

Основными параметрами в выражениях (5.2.13) - (5.2.14) являются коэффициент массоотдачи $\beta_{\text{ж}}$ и число ячеек n . Коэффициент смачиваемости поверхности насадки при больших плотностях орошения ($>40 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$) можно принять $\psi_w = 1$, если эквивалентный диаметр насадки $d_э > 0,02 \text{ м}$ [49,55].

Число ячеек n связано с модифицированным диффузионным числом Пекле Re структуры потока [49,56,154] (критерием Боденштейна), $n \approx Re_{\text{н}}/2$ при числе $Re_{\text{н}} > 20$.

Отмечено [49], что по данным различных авторов наблюдается довольно значительный разброс (до 2х и более раз) по значениям Re для однотипных насадок. Обобщённое выражение для модифицированного числа Пекле в газовой

фазе Re_3 получено с применением модели Тейлора и имеет вид [22,63] при $Re_3 > 50$

$$Re_3 = \frac{w_{\Gamma} d_3}{D_{\Pi}} = 0,52 (Re_3 / \xi)^{0,25}. \quad (5.2.15)$$

Выражение (5.2.15) обеспечивает удовлетворительное согласование ($\pm 20\%$) с экспериментальными данными для различных насадок при известном коэффициенте гидравлического сопротивления насадочного слоя. Коэффициент ξ находится экспериментально для каждой конструкции насадки. Функции для расчетов $\xi = f(Re_3)$ представлены в многочисленных работах различных авторов, например, в [49,54,55,103,106] и другие.

Записывая значение $Re_H = w_{\Gamma} H / D_{\Pi}$, где в качестве характерного размера применяется высота слоя H , имеем

$$Re_H = 0,52 \frac{H}{d_3} (Re_3 / \xi)^{0,25}. \quad (5.2.16)$$

Числа Пекле в жидкой (пленке) и в газовой фазе имеют один и тот же порядок. Причем, для современных насадок чаще $Re_{ж} > Re_{г}$. Поэтому в первом приближении примем наихудшее условие – расчет n по числу Пекле в газовой фазе (5.2.15). Расчет эффективности массопередачи также можно выполнить при различном числе ячеек по фазам по выражениям, приведенным в монографии [49] или из решения дифференциальных уравнений массопереноса.

Достаточно трудной задачей является верное определение коэффициента массоотдачи в жидкой фазе для насадок различных конструкций, тем более для современных (новых) насадок. Известно большое количество эмпирических и полуэмпирических формул [9,49,55,72,106,109,137].

Так, в частности, для насадочных колонн с нерегулярными кольцевыми насадками на основе выражения Вязова получено уравнение, которое дает удовлетворительные результаты по массоотдаче в жидкой фазе при ламинарном безволновом пленочном течении [72]:

$$\beta_{\text{ж}} = 0,68 \sqrt{\frac{q a_{\text{v}} \psi_{\text{w}} D_{\text{ж}}}{\varepsilon_{\text{св}} \varepsilon_{\text{жд}}}}. \quad (5.2.17)$$

Уравнение (5.2.17) обеспечивает согласование с экспериментальными данными при $d_{\text{э}} < 0,015$ м, где $d_{\text{э}} = \frac{4\varepsilon_{\text{св}}}{a_{\text{v}}}$ – эквивалентный диаметр насадки, м. При $d_{\text{э}} > 0,015$ м значения $\beta_{\text{ж}}$ по (5.2.17) меньше экспериментальных, что можно объяснить возникновением волн на поверхности пленки.

Выражение (5.2.17) включает динамическую задержку жидкости $\varepsilon_{\text{жд}}$ и коэффициент смачиваемости поверхности насадки ψ_{w} , которые определяются при гидравлическом исследовании насадочных колонн.

Для хаотичного насадочного слоя в уравнении Вязова используем поправочный коэффициент Дэвидсона $k = \pi / 2$, учитывающий извилистость каналов.

Тогда для среднего коэффициента массоотдачи можно записать

$$\beta_{\text{ж}} = 1,38 \sqrt{\frac{\pi \bar{u}_{\text{ср}} \cdot \nu_{\text{ж}}}{2 l} Sc_{\text{ж}}^{-0,5}}, \quad (5.2.18)$$

где l – длина пути жидкости по насадочному элементу, м; $\bar{u}_{\text{ср}} = q_{\text{ж}} / \varepsilon_{\text{жд}}$, м/с.

При ламинарном волновом пленочном течении необходимо учитывать длину и амплитуду волны. При волнообразовании коэффициент массоотдачи $\beta_{\text{ж}}$ увеличивается в 1,5-2,0 раза и более по сравнению с гладкой пленкой. При условии непрерывного роста диффузионного слоя по всему орошаемому каналу уравнение для $\beta_{\text{ж}}$ получено в виде [2]:

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{1,96}{\sqrt{1,6 - \alpha^2}} \left[1 + \frac{5}{4} (\delta_{\text{пл}} \cdot \alpha \cdot n) \sqrt{\frac{D_{\text{ж}} \cdot \bar{u}_{\text{ср}}}{l}} \right], \quad (5.2.19)$$

где α – амплитуда волны; $n = 2\pi\delta_{\text{пл}}/\lambda$; λ – длина волны, м.

Волнообразование может быть создано искусственно за счет регулярной шероховатости поверхности канала или насадки.

При расчете коэффициента массоотдачи в жидкой фазе необходимо учитывать известные данные о соотношении высоты выступа шероховатости и толщины пленки жидкости. Для ламинарного волнового режима получено выражение [2]:

$$\beta_{\text{ж}} = \left(\frac{D_{\text{ж}} \bar{u}_{\text{ср}}}{\lambda} \right)^{0,5} \left[1 + 0,6(\alpha n \delta_{\text{пл}})^2 \right] f(\alpha), \quad (5.2.20)$$

где принято $\lambda = S$ – шаг регулярной шероховатости, м.

Для расчета амплитуды волны α получены выражения [2]:

$$\alpha = \text{Re}_{\text{ж}} (1,444 \cdot \text{Re}_{\text{ж}} + 44,48)^{-1}, \quad \text{Re}_{\text{ж}} \leq 100,$$

$$\alpha = 0,505 + 2,3 \cdot 10^{-4} \text{Re}_{\text{ж}}, \quad 600 > \text{Re}_{\text{ж}} > 100,$$

$$\alpha = 0,643, \quad \text{Re}_{\text{ж}} > 600,$$

где число Рейнольдса $\text{Re}_{\text{ж}} = 3u_{\text{ср}}\delta_{\text{пл}}/\nu_{\text{ж}}$; $\delta_{\text{пл}}$ – толщина пленки, м.

В формуле (5.2.20) функция $f(\alpha)$ имеет вид:

$$f(\alpha) = 1,22 - 0,23\alpha \quad \text{при } \alpha \leq 0,4,$$

$$f(\alpha) = 1,1 \quad \text{при } \alpha > 0,4.$$

При турбулентном течении пленки жидкости ($\text{Re}_{\text{ж}} > 2000$) по гладкой поверхности коэффициенты тепло- и массоотдачи можно вычислить по уравнениям, полученным на основе использования модели диффузионного пограничного слоя [72] или по известным эмпирическим выражениям.

Кроме коэффициентов массоотдачи так же важной характеристикой насадок является гидравлическое сопротивление (перепад давления) сухого и орошаемого слоя. Коэффициент сопротивления чаще всего записывают в виде $\xi = f(\text{Re}_s)$ (различные степенные функции).

Ниже рассмотрено несколько современных насадок [25,55,108,144,159] и др.

5.3. Результаты расчета различных насадок

Расчет с насадкой "Инжехим - 2012"

Скорость захлебывания насадки по выражению Бэйна - Хоугена с коэффициентами для новой насадки "Инжехим - 2012" (рисунок 4.17) [156,159] ($a_v = 166 \text{ м}^2/\text{м}^3$)

$$w_3 = \left(\frac{10^c g \varepsilon_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}}{a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}} \right)^{0,5},$$

где $\mu_{\text{ж}}$ – имеет размерность мПас (для воды при 60°C, $\mu_{\text{ж}}=0,47$ мПас).

Коэффициент C равен

$$C = -0,47 - 1,08(L/G)^{0,25} (\rho_{\Gamma} / \rho_{\text{ж}})^{0,125}.$$

Напомним, что для колец Рашига

$$C = -0,073 - 1,75(L/G)^{0,25} (\rho_{\Gamma} / \rho_{\text{ж}})^{0,125}.$$

Для насадки "Инжехим - 2012" получаем $w_3=1,38$ м/с. Тогда рабочая скорость в колонне $w_0=1,1$ м/с.

Диаметр колонны $D_k=1,02$ м.

Из стандартного ряда принимаем $D_k=1,0$ м. Тогда скорость газа $w_k=1,15$ м/с, площадь сечения колонны $S_k=0,785 \text{ м}^2$.

Динамическая составляющая задержки жидкости в слое насадки [156]

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,65 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,49} \text{Ga}^{-0,35},$$

где $\text{Re}_{\text{ж}} = 4q_{\text{ж}} / a_v v_{\text{ж}}$; $\text{Ga} = (a_v \theta)^{-3}$; $\theta = (v_{\text{ж}}^2 / g)^{1/3}$.

Имеем $q_{\text{ж}} = (80/3,6 S_k \rho_{\text{ж}}) = 0,0287 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{с}$ ($103,3 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$).

Число $\text{Re}_{\text{ж}}=1447$; $\text{Ga}=8963585$; задержка жидкости $\varepsilon_{\text{жд}} = 0,085 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Средняя скорость жидкости в пленке на насадке

$$\bar{u}_{\text{ж}} = q / \varepsilon_{\text{жд}} = 0,34 \text{ м/с.}$$

Шаг регулярной шероховатости на поверхности насадки "Инжехим 2012" равен $\lambda = 2,5 \cdot 10^{-3}$, м. Тогда коэффициент массоотдачи по формуле (5.2.20) имеет значение $\beta_{\text{ж}} = 5,8 \cdot 10^{-4}$ м/с.

Из уравнения массопередачи $F = \frac{M}{\beta_{\text{ж}} \Delta C \rho_{\text{ж}}} = 134,3 \text{ м}^2$; ($C_{\text{н}} = 1 \cdot 10^{-4}$ кг/кг).

Высота слоя насадки $H = 1,03$ м. Число Пекле структуры потока для рассмотренной насадки [156]

$$\text{Re}_{\text{ж}} = 2,348 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,428},$$

где $\text{Re}_{\text{ж}} = q_{\text{ж}} d_{\text{э}} / D_{\text{пж}} \varepsilon_{\text{св}}$; $\text{Re}_{\text{ж}} = 4q_{\text{ж}} / a_{\text{в}} \nu_{\text{ж}} \varepsilon_{\text{св}}$.

Имеем $\text{Re}_{\text{ж}} = 1507$; $\text{Re}_{\text{ж}} = 53,8$. Коэффициент обратного перемешивания

$$D_{\text{пж}} = 1,23 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Число Пекле по действительной скорости жидкости при $H = 1,03$ м имеем

$$\text{Re}_{\text{жн}} = \bar{u}_{\text{ж}} H / D_{\text{пж}} = 27642.$$

Получили, что у насадки "Инжехим 2012" структура потока по жидкой фазе - практически полное вытеснение. Тогда высоту слоя насадки можно принять $H = 1,03$ м.

Коэффициент гидравлического сопротивления сухой насадки "Инжехим 2012" (раздел 4.4)

$$\xi = \frac{9,1}{\text{Re}_{\text{э}}^{0,135}}.$$

Перепад давления орошаемой насадки

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = 10^{0,002q},$$

где $q_{\text{ж}}$ - плотность орошения, $\text{м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$.

Для рассмотренного режима имеем $\text{Re}_{\text{э}} = 1408$ ($d_{\text{э}} = 0,023$ м), $\xi = 3,42$; $\Delta P_{\text{сух}} = 107,3$ Па ($H = 1,03$ м).

Число Пекле по газовой фазе (5.2.15) $Re_g=2,34$. Отнесенное к высоте насадки $Re_g H/d_g = 101$. По газовой фазе также идеальное вытеснение.

Для орошаемой насадки ($q=L/\rho_{ж} S_k=103,5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$) получаем перепад давления $\Delta P_{op} = 172 \text{ Па}$.

Результаты расчетов декарбонизатора при $C_H=100 \text{ мг/кг}$ представлены в таблице 5.1.

Таблица 5.1. – Результаты расчетов декарбонизатора при $C_H=100 \text{ мг/кг}$

Параметры	Кольца Рашига (25 мм)	Инжехим – 2012 (16 мм)
Скорость воздуха, м/с	0,5	1,15
Плотность орошения $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$	40,7	103,3
Диаметр колонны, м	1,6	1,0
Высота насадки, м	1,22	1,03

Далее рассмотрены другие типы насадок.

Сегментно-регулярная насадка «Инжехим»[14,25]

Насадка выполнена в виде пакета, образованного металлическими лентами, на боковых поверхностях имеются треугольные гофры с лепестками в форме круговых сегментов (рисунок 5.4).

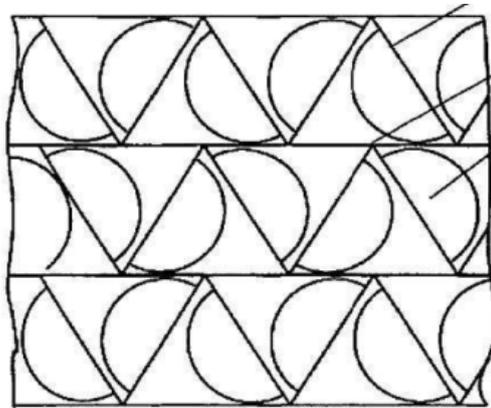


Рисунок 5.4. – Сегментно-регулярная насадка «Инжехим»

Насадка изготавливается из перфорированных сплошных лент шириной 40 мм. Удельная поверхность зависит от расстояния между лентами и равна $a_v = 250-380 \text{ м}^2/\text{м}^3$, удельный свободный объем 0,95. В результате экспериментов получен коэффициент гидравлического сопротивления сухой и орошаемой насадки [14] ($300 < \text{Re}_э < 3100$)

$$\xi_{\text{сух}} = 0,105 \text{Re}_э^{0,108}, \quad \xi_{\text{ор}} = \xi_{\text{сух}} + 0,0226 \text{Re}_ж^{0,34} 10^{-3} \text{Re}_э, \quad (5.3.1.)$$

При w_0 от 0,5 до 4,5 м/с и плотности орошения q от 5 до $30 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; ($\text{Re}_ж = q_ж d_э / \nu_ж$), $\text{Re}_э = \frac{w_Г d_э}{\nu_Г}$, $w_Г = w_0 / \varepsilon_{\text{св}}$, где w_0 – скорость газа в колонне без насадки, м/с.

Для вычисления динамической удельной ($\text{м}^3/\text{м}^3$) составляющей задержки жидкости в слое насадки получено выражение

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,16 \text{Re}_ж^{0,186} \text{Ga}^{-0,123}, \quad (5.3.2)$$

где $\text{Re}_ж = 4q_ж / (\nu_ж a_v)$; $\text{Ga} = g / (\nu_ж^2 a_v^3)$ – числа Рейнольдса и Галилея; $q_ж$ – плотность орошения $\text{м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с}$; a_v – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим» [144]

Насадка, разработанная автором диссертационной работы (глава 4) [144], состоит из пакетов, набранных из гофрированных листов (глава 4, рисунок 4.11). Центральный пакет выполнен в виде долей коаксиальных цилиндров, при этом гофры листов расположены под углом к горизонту, а в смежных листах пакета выполнены перекрестно ($a_v = 250-300 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{св}} = 0,9-0,93$) (рисунок 5.5).

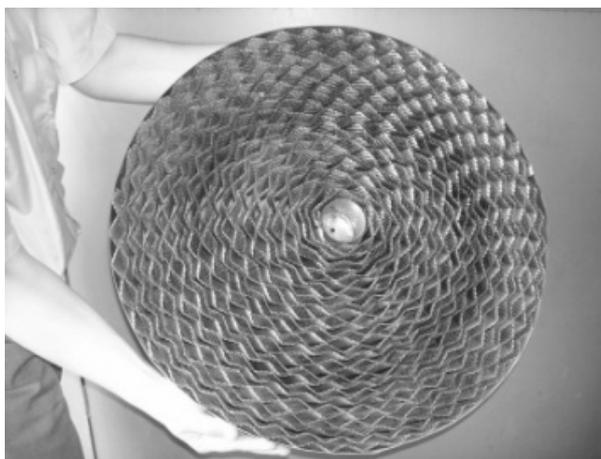


Рисунок 5.5. – Регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим»

В результате экспериментов получены коэффициенты гидравлического сопротивления (при w_0 от 0,5 до 6,5 м/с) (глава 4) [118]:

- для рулонной с шероховатой поверхностью (микрорельефом):

$$\xi_{\text{сух}} = 3,89 \text{Re}_3^{-0,294} \quad (5.3.3)$$

- для рулонной просечной: $\xi_0 = 0,8$, при w_0 от 0,6 до 6 м/с.

Для орошаемой насадки установлено (при плотности орошения $q_{\text{ж}}$ от 10 до 110 м³ / м² · ч)

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = 10^{bq}, \quad (5.3.4)$$

где $b=0,0082$ – насадка с шероховатой поверхностью; $b=0,0091$ – насадка с просечками; $q_{\text{ж}}$ - м³ / м² · ч. Для расчета задержки жидкости получено выражение

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,652 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,186} \text{Ga}^{-0,23}. \quad (5.3.5)$$

Нерегулярная насадка «Инжехим-2000»[55]

Вид элемента насадки с шероховатой поверхностью представлен на рисунке 5.6.



Рисунок 5.6. –Нерегулярная насадка «Инжехим-2000»

Удельная поверхность $a_v = 165,8 \text{ м}^2/\text{м}^3$, удельный свободный объем 0,968 при номинальном размере элемента 0,024м.

Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки получено выражение

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = A \cdot q^c \cdot w_0^d . \quad (5.3.6)$$

Для нерегулярной насадки «Инжехим-2000» получено: $A=0,708$; $c=0,247$; $d = 0,198$; $q_{\text{ж}}$ – плотность орошения, $\text{м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{ч}$ ($20 \leq q \leq 80$); w_0 - средняя скорость газа в колонке без насадки, м/с.

Потеря давления на 1 м высоты слоя насадки описывается известным уравнением

$$\frac{\Delta P_{\text{сух}}}{H} = \frac{\xi_{\text{сух}} w_0^2 \rho_{\Gamma} a_{\nu}}{8 \varepsilon_{\text{св}}^3}. \quad (5.3.7)$$

Коэффициент сопротивления для насадки получен в виде $Re_{\text{э}} > 500$

$$\xi_{\text{сух}} = 4,99 Re_{\text{э}}^{-0,04}, \quad (5.3.8)$$

Выражение для расчета динамической составляющей задержки жидкости установлено в форме [11] ($Re_{\text{э}} > 500$)

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0,704 Re_{\text{ж}}^{0,484} Ga^{-0,346}, \quad (5.3.9)$$

где $Re_{\text{ж}} = 4q_{\text{ж}} / (a_{\nu} v_{\text{ж}})$, $Ga = (a_{\nu} \theta)^{-3}$, $\theta = (v_{\text{ж}}^2 / g)^{1/3}$, $q_{\text{ж}} \sim \text{м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с}$.

Выражение (5.3.9) получено при $d_{\text{э}} = 0,011-0,038$ м, и плотности орошения q от 2,5 до 30 $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{ час})$. Действительная скорость $\bar{u}_{\text{ж}} = q_{\text{ж}} / \varepsilon_{\text{жд}}$, м/с.

Результаты исследования структуры потока жидкости в слое насадки обобщены известным критериальным уравнением

$$Pe_{\text{ж}} = 2,348 Re_{\text{ж}}^{0,428}, \quad (5.3.10)$$

где $Pe_{\text{ж}} = q_{\text{ж}} d_{\text{э}} / (D_{\text{пж}} \varepsilon_{\text{св}})$; $Re_{\text{ж}} = 4q_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}} / (a_{\nu} \varepsilon_{\text{св}} \mu_{\text{ж}})$, $q_{\text{ж}} \sim \text{м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с}$.

Коэффициент перемешивания $D_{\text{пж}} = q d_{\text{э}} / Pe_{\text{ж}} \varepsilon_{\text{св}}$. Число Пекле $Pe_{\text{пж}} = \frac{\bar{u}_{\text{ж}} H}{D_{\text{пж}}}$.

Число ячеек полного перемешивания $n \approx Re_{\text{н}} / 2$.

Нерегулярная насадка «Инжехим-2002» [55]

Насадка образована тремя изогнутыми полосами, смещенными относительно друг друга. Края насадки изогнуты для исключения плотного прилегания отдельных элементов друг к другу (рисунок 5.7).

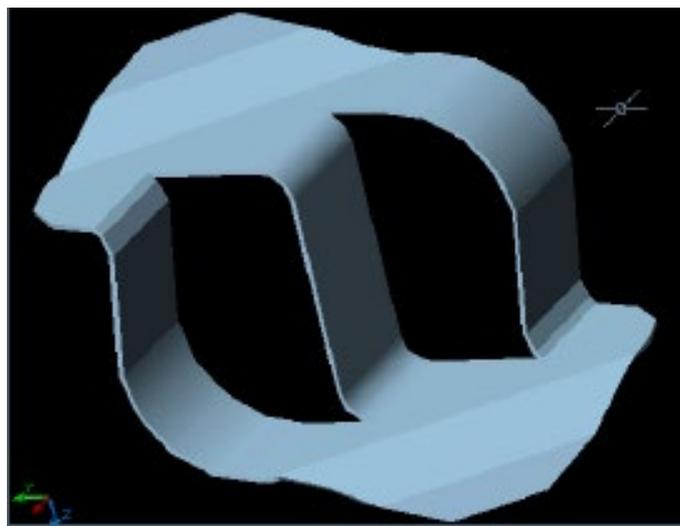


Рисунок 5.7. — Нерегулярная насадка «Инжехим-2002»

Удельная поверхность $a_v = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$, удельный свободный объем 0,95 при номинальном размере элемента 0,045 м.

На основе результатов исследований установлено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки «Инжехим–2002» от фиктивной скорости газа описывается уравнением (Па) ($0,5 < w_0 < 3,0 \text{ м/с}$)

$$\frac{\Delta P_{\text{сух}}}{H} = 213,86 \cdot w_0^{1,95}, \quad (5.3.11)$$

Также потерю давления на 1 м высоты насадки можно вычислить по выражению (5.3.7).

В работе [179] обработано большое количество экспериментальных данных по гидравлическому сопротивлению насадки и на их основе получена зависимость

$$\xi_{\text{сух}} = 1,34 \left(\frac{64}{\text{Re}_3} + \frac{1,8}{\text{Re}_3^{0,08}} \right). \quad (5.3.12)$$

Сопротивление орошаемых насадок в пленочном режиме работы рассчитывается по формуле

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = \exp \left[\frac{\text{Re}_{\text{ж}}}{200} \right] \left[\frac{\varepsilon_{\text{св}}}{\varepsilon_{\text{св}} - \varepsilon_{\text{ж}}} \right]^{3/2}, \quad (5.3.13)$$

где $\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{q_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}}{a_{\text{в}} \mu_{\text{ж}}}$, $q_{\text{ж}}$ – плотность орошения, $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$; $\varepsilon_{\text{ж}}$ – задержка жидкости в слое насадки, $\text{м}^3 / \text{м}^3$.

Регулярная металлическая сетчатая насадка ВАКУ-ПАК [108]

Насадка «Вакупак» (рисунок 5.8) представляет собой пакет вертикальных пластин изготовленных методом горизонтального гофрирования.

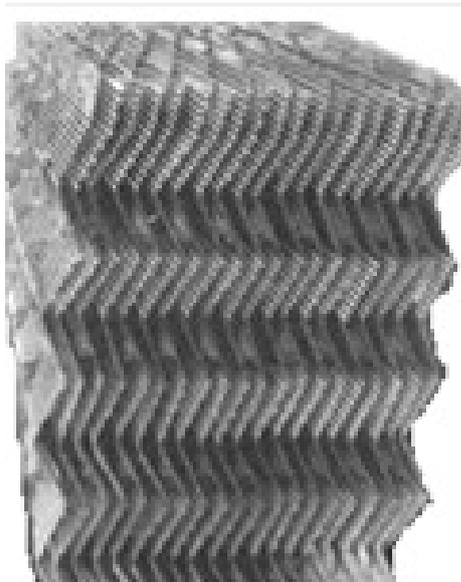


Рисунок 5.8 – Регулярная металлическая сетчатая насадка ВАКУ-ПАК

На гофрах имеются отогнутые и направленные вниз выступы с отверстиями, которые обеспечивают заданное расстояние между соседними пластинами при изготовлении насадки. Жидкость стекает по гофрам в виде пленки, а газ движется снизу вверх в зазорах между гофрированными листами. Выступы гофров обеспечивают интенсивное внутреннее перемешивание и турбулизацию потоков жидкости и пара.

Удельная поверхность $a_v = 115 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, доля свободного объема $\varepsilon_{\text{св}} = 0,98 \text{ м}^3 / \text{м}^3$. Гидравлическое сопротивление дано в монографии [108].

Результаты расчетов [163,164,169]

Для представленных типов насадок в качестве примера рассмотрен процесс декарбонизации CO_2 из воды воздухом. Температура воды $40 \text{ }^\circ\text{C}$. Удельный расход воды $60 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{час})$; скорость воздуха $w_0 = 0,7 \text{ м} / \text{с}$; высота насадки $H=1 \text{ м}$. Рулонная гофрированная насадка (рисунок 5.5) с элементами шероховатости (пуклевкой или микрорельефом), с расстоянием между выступами $\lambda = 5 \cdot 10^{-3} \text{ м}$ и высотой $\sim 0,5 \text{ мм}$. Сегментная насадка (рисунок 5.2) с шириной пакета $l = 0,04 \text{ м}$. Эти характеристики используются в расчетах коэффициентов массоотдачи и эффективности $E_{\text{ж}}$ (5.2.13).

Средняя толщина пленки вычислялась как $\delta_{\text{пл}} \approx \varepsilon_{\text{ЖД}} / a_v$, а средняя скорость жидкости в пленке $\bar{u}_{\text{ср}} \approx V_{\text{ж}} / (S \cdot \varepsilon_{\text{ЖД}}) = q_{\text{ж}} / \varepsilon_{\text{ЖД}}$, $q_{\text{ж}}$ - плотность орошения, $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$; $u_{\text{ж}} = V_{\text{ж}} / S$, $\text{м} / \text{с}$. При $q_{\text{ж}} = 60 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ - $u_{\text{ж}} = 0,016 \text{ м} / \text{с}$.

Далее в таблицах числа Рейнольдса $Re_{\text{ж}} = 4q_{\text{ж}} / a_v v_{\text{ж}}$; $Re_{\text{э}} = w_{\Gamma} d_{\text{э}} / v_{\Gamma}$.

Таблица 5.2. – Результаты расчетов сегментно-регулярной насадки «Инжехим»

$a_v = 280 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,95$ (рисунок 5.4), $H=1, \text{ м}$.

$d_{\text{э}}, \text{ м}$	$Re_{\text{ж}}$	$Re_{\text{э}}$	$\bar{u}_{\text{ср}}, \text{ м} / \text{с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{ м} / \text{с}$	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{ Па}$
0,0136	292	630	0,172	$3,02 \cdot 10^{-4}$	0,994	25

Таблица 5.3. – Результаты расчетов регулярной рулонной гофрированной насадки «Инжехим» (шероховатая поверхность) $a_v = 300 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,904$ (рисунок 5.5), $H=1 \text{ м}$.

$d_3, \text{м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$\bar{u}_{\text{ср}}, \text{м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{м/с}$	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{Па}$
0,012	286	557	0,177	$2,69 \cdot 10^{-4}$	0,993	46,27

Таблица 5.4. – Результаты расчетов регулярной рулонной гофрированной насадки «Инжехим» (поверхность с просечками) $a_v = 300 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,904$ (рисунок 5.5), $H = 1 \text{ м}$.

$d_3, \text{м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$\bar{u}_{\text{ср}}, \text{м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{м/с}$	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{Па}$
0,012	286	557	0,177	$2,12 \cdot 10^{-4}$	0,976	70

Таблица 5.5. – Результаты расчетов нерегулярной насадки «Инжехим-2000» $a_v = 165 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,968$ (рисунок 5.7), $H=1 \text{ м}$.

$d_3, \text{м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$\bar{u}_{\text{ср}}, \text{м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{м/с}$	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{Па}$
0,0233	520	1124	0,2	$2,05 \cdot 10^{-4}$	0,87	65

Таблица 5.6. – Результаты расчетов нерегулярной насадки «Инжехим-2002» $a_v = 200 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{\text{св}} = 0,95$ (рисунок 5.6), $H=1, \text{ м}$.

$d_3, \text{м}$	$Re_{\text{ж}}$	Re_3	$\bar{u}_{\text{ср}}, \text{м/с}$	$\beta_{\text{ж}}, \text{м/с}$	$E_{\text{ж}}$	$\Delta P_{\text{оп}}, \text{Па}$
0,019	413	883	0,18	$4,27 \cdot 10^{-4}$	0,994	186

Таблица 5.7. – Результаты расчетов металлических колец Рашига

$a_v = 220 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{св} = 0,92$ (рисунок 5.7), $H=1 \text{ м}$.

$d_3, \text{м}$	$Re_{ж}$	Re_3	$\bar{u}_{ср}, \text{м/с}$	$\beta_{ж}, \text{м/с}$	$E_{ж}$	$\Delta P_{оп}, \text{Па}$
0,0167	430	777	0,19	$1,32 \cdot 10^{-4}$	0,79	600

Таблица 5.8. – Результаты расчета регулярной металлической насадки

ВАКУ-ПАК $a_v = 115 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, $\varepsilon_{св} = 0,98$ (рисунок 5.8), $H=1 \text{ м}$.

$d_3, \text{м}$	$Re_{ж}$	Re_3	$\bar{u}_{ср}, \text{м/с}$	$\beta_{ж}, \text{м/с}$	$E_{ж}$	$\Delta P_{оп}, \text{Па}$
0,034	749	1580	0,26	$5,14 \cdot 10^{-4}$	0,97	27

В таблицах 5.2 - 5.8 расчеты выполнены при $H = 1$, м и фиктивной скорости $u_{ж} = 0,017$, м/с (удельный расход воды $60 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$). Как следует из расчетов, сегментно-регулярная насадка «Инжехим» и регулярная металлическая насадка ВАКУ-ПАК имеют меньшее гидравлическое сопротивление, чем насадки, результаты расчетов которых приведены в таблицах 5.3-5.8. Однако, учитывая, что деаэраторы и декарбонизаторы работают при больших нагрузках по воде ($60\text{-}80 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и более), то наиболее предпочтительной является регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим» (с шероховатой поверхностью) (рис. 5.5), исследованная в широком интервале нагрузок по газу и жидкости. Так, например, при увеличении расхода жидкости с 60 до $90 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, эффективность рулонной гофрированной насадки составляет $E_{ж} = 0,995$, что является вполне достаточной для удаления CO_2 и O_2 до нормы [177,178].

Следует отметить, что рассмотренные современные насадки обеспечивают структуру потоков по жидкой и газовой фазам близкую к идеальному вытеснению и это дает повышенную эффективность массопередачи.

На рисунке 5.9 представлена гистограмма высоты слоя насадок рассмотренных конструкций, необходимой для очистки воды от растворенного диоксида углерода с эффективностью 98,5%. Расчет по формуле (5.2.14).

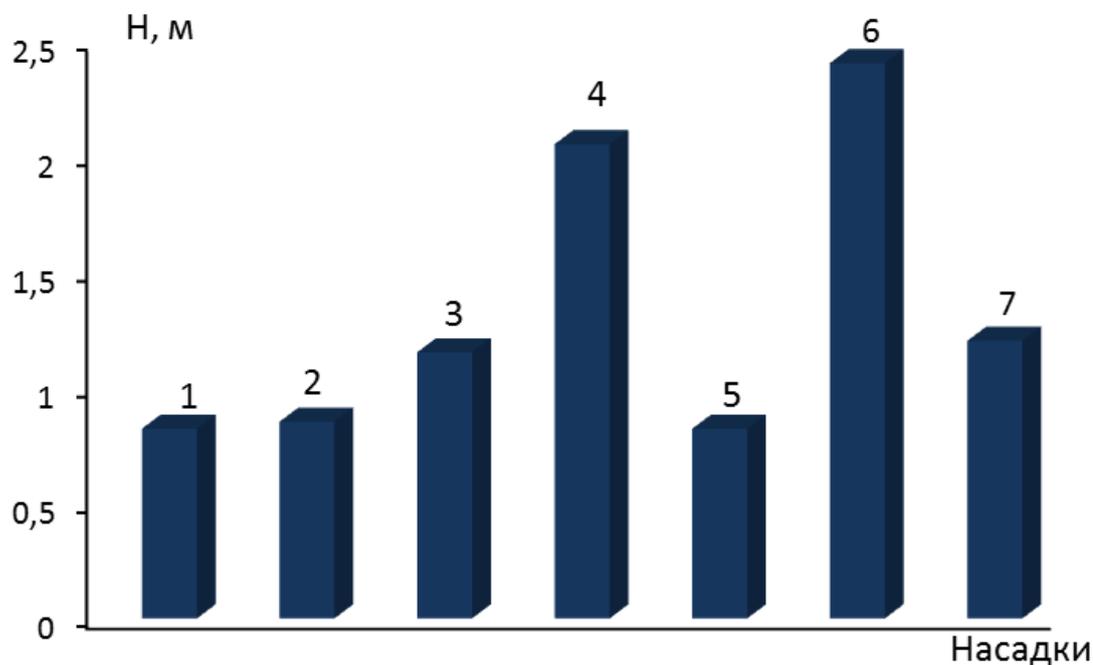


Рисунок. 5.9 – Гистограмма требуемой высоты слоя насадки для очистки воды от CO_2 на 98,5% ($E_{\text{ж}}=0,985$), (удельный расход воды $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; скорость воздуха $0,7 \text{ м/с}$):

1 – сегментно-регулярная насадка «Инжехим»; 2 – рулонная гофрированная насадка «Инжехим» (с шероховатой поверхностью); 3 - рулонная гофрированная насадка «Инжехим»(с просечками); 4 –нерегулярная насадка «Инжехим-2000»; 5 – нерегулярная насадка «Инжехим-2002»; 6 – металлические кольца Рашига; 7 – регулярная металлическая насадка ВАКУ-ПАК

По гистограмме видно, что насадки под номерами 1, 2, 5 обеспечивают требуемую эффективность очистки при достаточно небольшой высоте слоя насадки. При этом нерегулярная насадка «Инжехим-2002» обеспечивает требуемую эффективность очистки при удельной поверхности насадки меньше, чем у рассмотренных регулярных насадок. Однако, кроме высоты насадки не менее важным показателем при ее выборе является гидравлическое сопротивление насадочного слоя. Этот показатель у регулярных насадок значительно ниже, чем у нерегулярных.

На рисунке 5.10 представлена гистограмма мощности на подачу газа, затрачиваемой на очистку 60 тонн воды в час от растворенного CO_2 с эффективностью $E_{\text{ж}} = 0,985$.

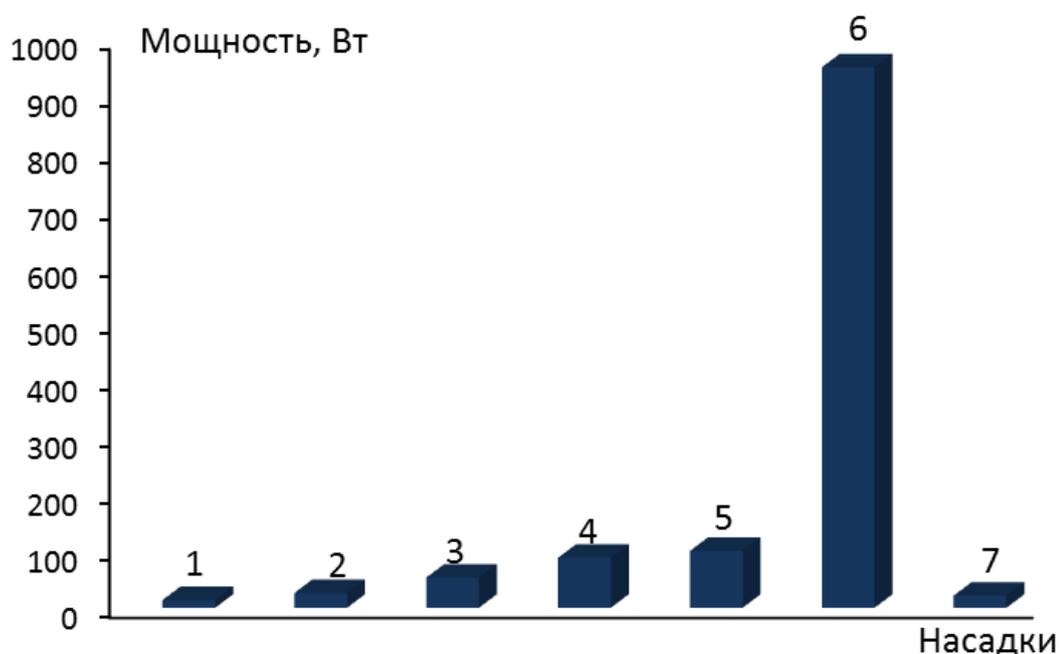


Рисунок 5.10 – Гистограмма затрачиваемой мощности на подачу газа для очистки 60 тонн воды в час от CO_2 (остальные обозначения на рисунке 5.9)

Использование регулярных насадок под номерами 1, 2 и 7 позволит снизить количество затрачиваемой мощности на подачу газа на очистку воды от диоксида углерода с заданной эффективностью. Для нерегулярной насадки «Инжехим-2002» требуется мощность на подачу газа в 7 раз больше чем для сегментно-регулярной насадки «Инжехим», почти в 5 раз больше, чем для регулярной насадки ВАКУ-ПАК, в свою очередь, в 9,5 раз меньше, чем для металлических колец Рашига при требуемой эффективности очистки.

Исходя из расчетов, следует вывод, что при ограниченности пространства помещений химцехов водоочистки, следует использовать декарбонизаторы с нерегулярными насадками («Инжехим-2002»), в остальных случаях – декарбонизаторы с регулярными насадками с шероховатой поверхностью (с сегментно-регулярной насадкой «Инжехим» или рулонной гофрированной

насадкой «Инжехим» с шероховатой поверхностью, исследованной при больших нагрузках по воде и газу).

Кроме рассмотренных выше насадок также выполнены расчеты хаотичной насадки ГИАП-НЗ диаметром 25 мм ($a_v = 170 \text{ м}^2 / \text{м}^3$) и колец Палля 25x25 мм ($a_v = 220 \text{ м}^2 / \text{м}^3$), седел Инталлокс и Инжехим.

Для сравнительных массообменных и гидравлических характеристик различных нерегулярных и регулярных насадок при десорбции растворенного CO_2 в воде воздухом использованы экспериментальные данные [55] по объемным коэффициентам массоотдачи $\beta_{жv}$, а также средних поверхностных $\beta_{ж}$, отнесенным к активной площади контакта фаз (таблица 5.8). При заданных плотностях орошения 50 и 100 $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{ч})$ и эффективности десорбции $E_{ж} = 0,99$ по выражению (5.2.1) вычислялись высота насадочного слоя. Для сравнения с ячеечной моделью выполнены расчеты на основе модели идеального вытеснения. Результаты представлены в таблице 5.9.

Из результатов, приведенных в таблице 5.9, можно сделать выводы о влиянии обратного перемешивания воды на требуемую высоту насадки при заданной эффективности разделения. При плотности орошения 50 $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{ч})$ высота насадки, полученная по ячеечной модели, больше по сравнению с результатами по модели идеального вытеснения на 2-11% в зависимости от типа насадки. Наибольшее влияние (11%) установлено для насадки №3 ГИАП-НЗ-80 мм, а незначительные (1-3%) для насадок № 5-№ 9 (таблица 5.9). Примерно аналогичные влияние установлены и при плотности орошения 100 $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{ч})$, однако в меньшей степени, чем при 50 $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{ч})$.

При снижении плотности орошения до 20 $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{ч})$ роль обратного перемешивания повышается и снижение эффективности десорбции составляет 5-20% в зависимости от конструкции насадки.

Таблица 5.9. – Коэффициенты массоотдачи в жидкой фазе в различных хаотичных насадках. Десорбция CO_2 из воды при противотоке с воздухом ($w_0=1,0$ м/с) при $T_{\text{ж}}=20^\circ\text{C}$.

№	Насадка	a_v м ² /м ³	$\beta_{\text{жв}}, \text{с}^{-1}$		$\beta_{\text{ж}} 10^4, \text{м/с}$	
			$q_{\text{ж}}, \text{м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$		$q_{\text{ж}}, \text{м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$	
			100	50	100	50
1	Кольца Рашига 50мм	110	0,026	0,016	2,36	1,44
2	Кольца Палля 50мм	109	0,041	0,026	3,83	2,39
3	ГИАП-НЗ-80мм	60	0,035	0,021	5,83	3,5
4	ГИАП-НЗ-50мм	101	0,048	0,029	4,72	2,86
5	ГИАП-НЗ-38мм	127	0,059	0,035	4,61	2,72
6	ГИАП-НЗ-25мм	185	0,065	0,04	3,53	2,12
7	Седла Инталокс 50мм	118	0,031	0,019	2,63	1,58
8	Инжехим 45 мм	100	0,054	0,033	6,0	3,8
9	Инжехим 60 мм	70	0,031	0,024	4,4	3,7

Таблица 5.10. – Высота насадочного слоя при $E_{\text{ж}}=0,99$ и гидравлическое сопротивление. Обозначение в табл.5.9.

№	Высота насадки $H, \text{м}$				Перепад давления, Па/м	
	Идеальное вытеснение		Ячеечная модель			
	Плотность орошения $q_{\text{ж}}, \text{м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$					
	100	50	100	50	100	50
1	5,13	4,13	5,31	4,32	610	300
2	3,32	2,54	3,37	2,65	390	205
3	3,77	3,15	4,19	3,5	110	55
4	2,75	2,28	2,92	2,41	190	85
5	2,24	1,81	2,31	1,94	240	145
6	2,03	1,65	2,06	1,67	350	190
7	4,28	3,48	4,4	3,59	280	160
8	2,4	1,98	2,48	2,02	88	70
9	4,21	2,71	4,25	2,78	65	50

На основе результатов, приведенных в таблице 5.10, построена гистограмма (рисунок 5.11) высоты насадочного слоя и перепада давления в десорбере при эффективности извлечения $E_{ж}=0,99$. Из рисунка 5.11 следует, что рациональным является применение насадок №5 (ГИАП-НЗ- 38 мм), №6 (ГИАП-НЗ-25 мм) и №8 (Инжехим 45мм). Эти насадки обеспечивают наименьшую высоту слоя, а значит массогабаритные характеристики аппарата при небольшом перепаде давления воздуха, подаваемого на декарбонизацию.

Следует отметить, что насадка «Инжехим» внедрена в колонне термического деаэрата с барботажном баком аккумулятором при удалении O_2 из воды на тепловой станции. В результате замены устаревших контактных устройств на современную насадку эффективность десорбции O_2 составила требуемую норму по технологическому регламенту [45].

В результате проведенных исследований, с применением экспериментальных данных и математической модели структуры потока жидкой фазы, установлено влияние обратного перемешивания воды на эффективность декарбонизации для нескольких типов нерегулярных насадок. Получено, что наиболее эффективными по массопередачи с наибольшим гидравлическим сопротивлением являются насадки ГИАП-НЗ-38 мм, ГИАП-НЗ-25 мм и Инжехим 45мм. Причем, у этих насадок небольшое обратное перемешивание воды, которое можно не учитывать в расчетах и, следовательно, можно использовать модель идеального вытеснения потоков, что упрощает расчет десорберов.

Результаты данной работы можно применить при проектировании или модернизации промышленных десорберов.

5.4 Эффективность барботажных декарбонизаторов

В химической технологии применяются барботажные колонны, как с высоким ($>0,5$ м), так и с тонким слоем жидкости (тарельчатые).

Высота газожидкостного слоя зависит от высоты светлого слоя жидкости (условно без газа), которую называют высотой статического столба жидкости

$h_{\text{СТ}}$, а также от скорости газа. Далее рассматриваются барботажные тарелки с тонким слоем жидкости ($h_{\text{СТ}} = 0,02 \div 0,1$ м), которые применяются при десорбции газов, в частности коррозионно-активных в химических цехах в водоподготовке.

Численная модель

Теоретические основы математического моделирования явлений переноса в турбулентном барботажном слое ($w_{\text{Г}}\sqrt{\rho_{\text{Г}}} > 0,4$) рассмотрены в первой главе (раздел 1.4) и в третьей главе (раздел 3.5) с учетом неравномерности распределения фаз.

Отличительной особенностью десорбции труднорастворимых газов является лимитирующее сопротивление массопередачи в жидкой фазе и небольшое значение равновесной концентрации (раздел 5.2).

Эти факторы значительно упрощают составление математической модели массообмена.

Уравнение массопереноса в жидкой фазе барботажного слоя на плоскости тарелки (раздел 1.4) имеет вид

$$u_{\text{Ж}}(y)\frac{\partial C_{\text{Ж}}}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial x}\left[(D + D_{\text{Т}})_{\text{Ж}}\frac{\partial C_{\text{Ж}}}{\partial x}\right] + \frac{\partial}{\partial y}\left[(D + D_{\text{Т}})_{\text{Ж}}\frac{\partial C_{\text{Ж}}}{\partial y}\right] + \beta_{\text{Ж}}a(C_{\text{Ж}} - C_{\text{Ж}}^*), \quad C_{\text{Ж}}^* = f(C_{\text{Г}}), \quad (5.4.1)$$

Записывая (5.4.1) для ядра потока жидкой фазы и учитывая, что межфазной массообмен представлен источником массы, получим

$$u_{\text{Ж}}(y)\frac{\partial C_{\text{Ж}}}{\partial x} = D_{\text{ТЖ}}\frac{\partial^2 C_{\text{Ж}}}{\partial x^2} + D_{\text{ГЖ}}\frac{\partial^2 C_{\text{Ж}}}{\partial y^2} + \beta_{\text{Ж}}a(C_{\text{Ж}} - C_{\text{Ж}}^*), \quad (5.4.2)$$

где объемный коэффициент массоотдачи вычисляется по математической модели, приведенной в разделе 3.5 $\beta_{\text{Ж}}a = (\beta A)_{\text{Ж}} / V_{\text{Г-Ж}}$; $V_{\text{Г-Ж}}$ – объем газожидкостного слоя, м³.

Для удобства решений уравнение (5.4.2) можно представить в конечных разностях

$$\begin{aligned}
 u_{ij}(y) \frac{C_{\text{ж}ij} - C_{\text{ж}i-1j}}{x_{ij}} = & D_{\text{T}ij+1} \left(\frac{C_{ij+1} - C_{ij}}{y_{ij}^2} \right) - D_{\text{T}ij} \left(\frac{C_{\text{ж}ij} - C_{\text{ж}ij-1}}{y_{ij}^2} \right) + \\
 & + D_{\text{T}i+1j} \left(\frac{C_{\text{ж}ij+1} - C_{\text{ж}ij}}{x_{ij}^2} \right) - D_{\text{T}ij} \left(\frac{C_{\text{ж}ij} - C_{\text{ж}i-1j}}{x_{ij}^2} \right) + \\
 & + (\beta a)_{\text{ж}} (C_{\text{ж}} - C_{\text{ж}}^*)_{ij}, \quad i = 1, \dots, n, \quad j = 1, \dots, m.
 \end{aligned} \tag{5.4.3}$$

При равномерном распределении фаз на тарелках небольшого диаметра ($D_{\text{к}} < 1,5 \text{ м}$) объемный коэффициент массоотдачи в источнике массы можно принять средним для всего барботажного слоя и тогда значение межфазного источника будет зависеть только от движущей силы массопередачи $(C_{\text{ж}} - C_{\text{ж}}^*)_{ij}$, которая уменьшается по мере приближения к сливной планке. Следует отметить, что коэффициент массоотдачи $(\beta a)_{\text{ж}}$ в барботажном слое существенно зависит от скорости газа в колонне и высоты пены.

Скорость жидкой фазы $u_{\text{ж}}(y)$ зависит от условий подачи жидкости на тарелку через переливную планку и за ее пределами, как правило, в центре тарелки скорость выше, а по мере приближения к стенке колонны ниже.

У стенки колонны могут наблюдаться циркуляционные контуры, что известно как из физического, так и математического моделирования [7-9,39,42,44]. Для выравнивания профиля скорости жидкой фазы и исключения циркуляционных контуров применяются специальные технические решения в виде направляющих пластин и других устройств. Поэтому можно принять скорость $u_{\text{ж}}(y)$ равной средней скорости жидкой фазы на тарелке, которая зависит от среднего значения высоты статического столба жидкости и некоторой степени от скорости газа.

На рисунке 5.12 даны результаты расчета эффективности десорбции CO_2 из воды воздухом на ситчатой тарелке и сравнение с экспериментальными данными, обобщенными в работе [178].

Скорость воздуха в аппарате $w_k = 0,35$ м/с, диаметр аппарата $D_k = 1$ м. Эффективность десорбции вычислялась по выражением (5.2.1) $E_{\text{ж}} = (C_{\text{нж}} - C_{\text{кж}}) / (C_{\text{нж}} - C_{\text{ж}}^*)$, где при заданной начальной концентрации $C_{\text{нж}}$ из решения уравнения массопереноса (5.4.3) вычислялся профиль концентрации растворенного CO_2 в воде и находилась средняя концентрация на выходе. Как следует из расчетных и экспериментальных данных при скорости воздуха $w_{\Gamma} = 0,35$ м/с не обеспечивается требуемое извлечение CO_2 из воды по регламенту химических цехов водоподготовки.

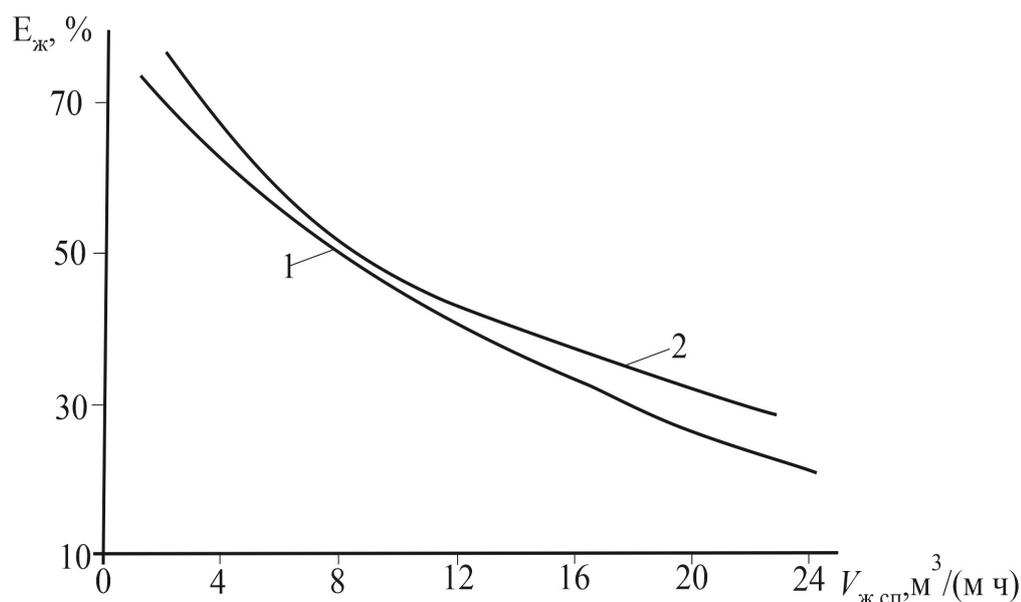


Рисунок 5.12– Влияние удельного расхода воды на эффективность декарбонизации

$C_{\text{н}} = 300$ мг/л; $T_{\text{ж}} = 5^{\circ}\text{C}$; $T_{\Gamma} = 17^{\circ}\text{C}$. Скорость газа в колонне $w_k = 0,35$ м/с; диаметр колонны $D_k = 1,0$ м. 1 – расчет; 2 – данные работы [178]

На рисунке 5.13 представлены результаты расчетов, полученные из численного решения уравнения массопереноса безразмерного профиля концентрации CO_2 в воде, осредненного поперек клапанной тарелки в

зависимости от безразмерной длины пути жидкости. Начальная концентрация CO_2 в виде $C_H = 200$ мг/л. Расчеты выполнены при различных значениях скорости воздуха и среднего статического столба жидкости. Свободное сечение тарелки $F_{\text{св}} = 0,08 \text{ м}^2/\text{м}^2$ (8%). Вес одного клапана 36 гр. Клапаны круглые диаметром 0,05 м. Диаметр тарелки $D_K = 1,0$ м.

Из расчетов следует, что только нижняя кривая (№4) удовлетворяет норме удаления CO_2 из воды. Это обеспечивается при скорости газа $w_T = 1,45$ м/с и высоте столба жидкости $h_{\text{ст}} = 0,065$ м. Перепад давления барботажного слоя при таком режиме составляет $\Delta P = 925$ Па, что выше чем у насадочных аппаратов. Результаты получены при условии равномерного распределения фаз, т.к. диаметр тарелки небольшой. При наличии неравномерностей эффективность $E_{\text{ж}}$ снижается (раздел 3.5).

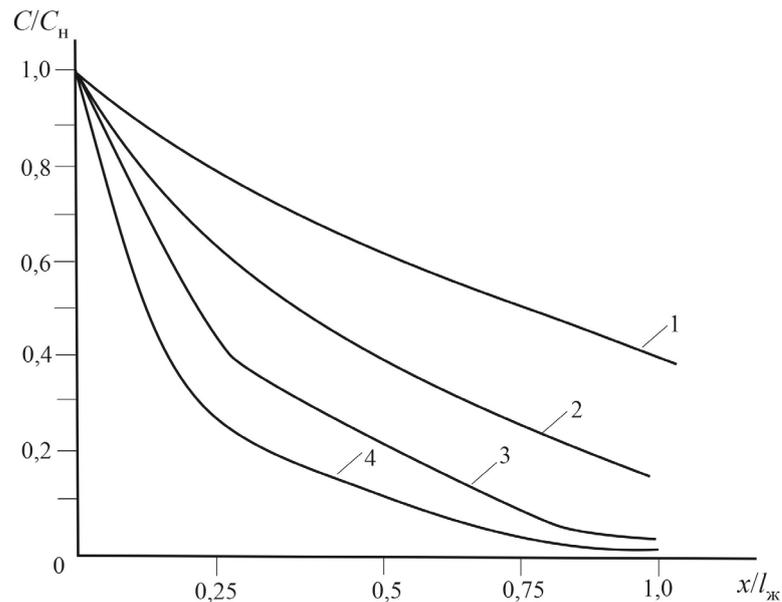


Рисунок 5.13. – Расчетный безразмерный профиль концентрации CO_2 в воде по длине тарелки.

1 – $w_T = 0,4$; 2 – $w_T = 1,0$ ($h_{\text{ст}} = 0,0242$ м); 3 – $w_T = 1,0$ ($h_{\text{ст}} = 0,06$ м);

4 – $w_T = 1,45$ ($h_{\text{ст}} = 0,065$ м).

Приближенная модель

Для тарелок небольшого диаметра при условии равномерного распределения фаз в поперечном направлении барботажного слоя можно свести двумерную модель к одномерной. Тогда уравнение массоотдачи для условной ячейки, расположенной поперек тарелки в направлении движения жидкой фазы, имеет вид

$$L(C_{\text{жи}i-1} - C_{\text{жи}i}) = \rho_{\text{ж}}(\beta A)_{\text{жи}i}(C_{\text{жи}i} - C_{\text{жи}i}^*), \quad (5.4.4)$$

$i = 1, 2, \dots, n$; n – число ячеек в направлении движения газожидкостного потока.

Отсюда концентрация растворенного газа в жидкой фазе

$$C_{\text{жи}i} = \left[C_{\text{жи}i-1} + \rho_{\text{ж}}(\beta A)_{\text{жи}i} C_{\text{жи}i}^* / L \right] \left[1 + \rho_{\text{ж}}(\beta A)_{\text{жи}i} / L \right]^{-1}, \quad (5.4.5)$$

где $C_{\text{жи}i}^* = f(C_{\text{ги}i})$. При десорбции CO_2 и O_2 из воды практически $C_{\text{ж}}^* \approx 0,2 - 1,0$ мг/л. При данном условии по выражению (5.4.5) без интеграционных процедур при $i=0$, $C_{\text{жо}} = C_{\text{жн}}$, можно вычислить профиль концентрации на выходе барботажного слоя, при $i=n$, $C_{\text{жи}n} = C_{\text{жк}}$. Изменяя режимные и конструктивные параметры массообменной тарелки выбрать удовлетворяющие условиям технического задания, т.е. при заданном расходе найти конечную концентрацию и эффективность разделения (5.2.1).

При условии равномерного распределения фаз приближенная модель (4.4.1) дает близкие результаты к численной (5.4.3), с расхождением по осредненному профилю концентрации $C_{\text{ж}}$ в воде не более 3-4% относительных.

5.5 Математическая модель и расчет термического деаэрата с барботажным баком–аккумулятором

Рассмотрен теоретический подход моделирования массопереноса в стационарном барботажном слое горизонтально расположенного деаэрационного бака при извлечении растворенного O_2 из воды водяным паром [166,168]. На дне

бака расположен барботер. Вид такого аппарата показан далее на рисунок 5.19. Диаметр бака ДСА-300 три метра длина около 8 метров.

Дифференциальное уравнение конвективного массопереноса в жидкой фазе в цилиндрических координатах для зоны бака с барботером с учетом массопереноса с паровой фазой в виде межфазного источника имеет вид

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(D_{\text{ж}} + D_{\text{тж}})(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial x} (D_{\text{ж}} + D_{\text{тж}}) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} + R_{\text{с}} / \rho_{\text{ж}}, \quad (5.5.1)$$

$R_{\text{с}}$ – объемный межфазный источник переноса массы, кг/м³ с.

Уравнение конвективного теплопереноса в жидкой фазе с учетом теплопередачи с паровой фазой

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(a_{\text{ж}} + a_{\text{тж}})(r) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial x} (a_{\text{ж}} + a_{\text{тж}}) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial x} + \frac{R_{\text{т}}}{\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}}}, \quad (5.5.2)$$

где $R_{\text{т}}$ – объемный межфазный источник переноса теплоты, Вт/ м³.

Уравнения баланса массы и теплоты между фазами

$$LdC_{\text{ж}} = GdC_{\text{г}}, \quad (5.5.3)$$

$$Lc_{\text{рж}}dT_{\text{ж}} = GdI_{\text{г}}, \quad (5.5.4)$$

Объемные межфазные источники переноса массы и теплоты записываются в виде: $R_{\text{с}} = jdF / dV$ и $R_{\text{т}} = qdF / dV$, где j – локальный поток массы переходящего компонента, кг/м²с; q – плотность теплового потока, Вт/м²; dF – площадь элемента межфазной поверхности пузырей, м²; dV – элементарный объем барботажного слоя, м³.

Потоки массы и теплоты связаны с соответствующими коэффициентами переноса и движущими силами процессов

$$j = \rho_{\text{ж}}\beta_{\text{ж}}(C_{\infty} - C_{\text{гр}})_{\text{ж}} = \rho_{\text{г}}\beta_{\text{г}}(C_{\text{гр}} - C_{\infty})_{\text{г}},$$

$$q = \alpha_{\text{ж}}(T_{\text{ГР}} - T_{\infty})_{\text{ж}} = \alpha_{\text{Г}}(T_{\infty} - T_{\text{ГР}})_{\text{Г}}. \quad (5.5.5)$$

Плотности потоков массы и теплоты удобнее записать применяя уравнения массопередачи и теплопередачи, тогда исключаются неизвестные значения концентраций и температур на границе раздела фаз пар-жидкость.

Тогда запишем

$$j = \rho_{\text{ж}}K_{\text{ж}}(C_{\infty} - C^*)_{\text{ж}} = \rho_{\text{Г}}K_{\text{Г}}(C^* - C_{\infty})_{\text{Г}}, \quad (5.5.6)$$

$$q = K_{\text{Т}}(T_{\text{Г}} - T_{\text{ж}}), \quad (5.5.7)$$

Известно, что для процесса термической деаэрации воды имеем $\alpha_{\text{ж}} \ll \alpha_{\text{Г}}$ и $\beta_{\text{ж}} \ll \beta_{\text{Г}}$, т.е. основные сопротивления переносу теплоты и массы сосредоточено в жидкой фазе. Тогда можно записать $K_{\text{ж}} = \beta_{\text{ж}}$ и $K_{\text{Т}} = \alpha_{\text{Г}}$.

В результате объемные источники межфазного переноса получают вид

$$R_{\text{с}} = \frac{\rho_{\text{ж}}\beta_{\text{ж}}(C_{\infty} - C^*)_{\text{ж}} dF}{dV}, \quad R_{\text{Т}} = \frac{\alpha_{\text{ж}}(T_{\text{Г}} - T_{\text{ж}})_{\text{ж}} dF}{dV}, \quad (5.5.8)$$

где $dF/dV = da_{\text{в}}$ – удельная поверхность контакта фаз в элементарном объеме, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Если допустить равномерное распределение пузырей в объеме жидкости, барботажного бака то имеем $da_{\text{в}} \approx a_{\text{в}}$ – удельная поверхность пузырей в барботажном слое, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Тогда межфазные источники запишутся в форме

$$R_{\text{с}} = \rho_{\text{ж}}\beta_{\text{ж}}(C_{\infty} - C^*)_{\text{ж}} a_{\text{в}}; \quad R_{\text{Т}} = \alpha_{\text{ж}}(T_{\text{Г}} - T_{\text{ж}})_{\text{ж}} a_{\text{в}}. \quad (5.5.9)$$

Данное допущение значительно упрощает решение уравнений тепло- и массоперенос.

Граничные условия к уравнениям (5.5.1), (5.5.2):

при $x = 0$, $u_{\text{ж}}(r) = u_{\text{НЖ}}(r)$, $C_{\text{ж}} = C_{\text{НЖ}}$, $T_{\text{ж}} = T_{\text{НЖ}}$, (на входе)

при $r = 0$, $\frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} = 0$, $\frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} = 0$; (на оси симметрии)

при $x = H$, $\frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = 0$, $\frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial x} = 0$, (на выходе), аналогично на оси симметрии.

Предполагается, что тепловые потери незначительные.

В математической модели используются известные допущения при расчете аппаратов с высоким барботажным слоем:

- расчет межфазных источников выполняется с значениями среднего поверхностно-объемного диаметра пузырька; с средним газосодержанием слоя; средними коэффициентами массоотдачи и теплоотдачи;
- влияние входного участка (входа пара в слой жидкости в виде струй, которые затем распадаются на пузыри) незначительно;
- поверхностно-активные вещества в воде отсутствуют.

При записи данных граничных условий принято, что бак-аккумулятор полностью заполнен барботажным слоем. На самом деле, в верхней части бака существует паровая фаза на выходе из слоя (20-25% от объема бака). В таком случае, симметрия полей нарушается и необходимо рассматривать более сложную постановку задачи. Однако, учитывая, что над барботажным слоем массопередачи не происходит, можно считать, что полное заполнение бака является допущением модели.

Скорость жидкости $u_{\text{ж}}(r)$ является функцией радиальной координаты и зависит от режима движения жидкости и первоначального ее распределения на входе в зону барботажа. Известно, что при ламинарном режиме движения однофазного потока функция $u_{\text{ж}}(r)$ имеет параболический характер, а при турбулентном – логарифмический. Эти функции справедливы для однофазных сред при стабилизированном течении в осесимметричных каналах. Для двухфазного потока $u_{\text{ж}}(r)$ в деаэрационном баке эту функцию можно определить из решения системы уравнений движения в приближении многоскоростного континуума. Однако, решение такой системы затруднительно из-за сложности замыкания уравнений движения и неизвестного характера поля скорости на входе $u_{\text{нж}}(r)$. Неравномерность скорости жидкости на входе в зону деаэрации можно

устранить за счет перфорированной перегородки, как это показано в работах [16,180]. Тогда, за счет выравнивания начального распределения профиля скорости на входе и дальнейшего интенсивного перемешивания жидкости в зоне барботажа можно принять плоский (равномерный) профиль скорости, то есть равный средней расходной скорости в поперечном сечении деаэрационного бака.

Паровой поток подается с постоянной температурой по длине пути жидкости через барботажное устройство на дне бака. В связи с интенсивным перемешиванием по высоте слоя всплывающими пузырями можно принять температуру воды постоянной во всем объеме аппарата. Тогда можно исключить уравнения теплопереноса (5.5.2) и баланса (5.5.4).

Параметры модели

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе от пузырей обычно вычисляют по уравнению Буссинеска-Хигби $\beta_{\text{ж}} = 1,13 \sqrt{u_{\infty} D_{\text{ж}} / d_{\text{п}}}$, где u_{∞} – скорость всплытия пузырька, м/с; $d_{\text{п}}$ – средний диаметр пузырька, м. Однако, данное выражение получено для одиночных пузырей и не учитывает турбулентность при движении ансамбля пузырей и газосодержание (паросодержание) барботажного слоя.

Далее рассмотрен процесс массоотдачи в сплошной фазе при движении пузырей фазы в жидкости при турбулентном режиме.

Известны работы [3,16,71,97,98,99], где коэффициенты массоотдачи от взвешенных дисперсных частиц в потоке с интенсивной турбулентностью находятся используя среднюю объемную скорость диссипации энергии $\bar{\varepsilon}$. В основном такие зависимости получено для аппаратов с механическими

мешалками, где установлено $\beta_{\text{ж}} = k \left(\bar{\varepsilon} \nu_{\text{ж}} / \rho_{\text{ж}} \right)^{1/4} Sc_{\text{ж}}^{-\left(\frac{n-1}{n} \right)}$; при перемешивании твердых частиц $k = 0,267; n = (3 \div 4)$; для капель с внутренней циркуляцией $k = 0,31 - 0,5$; $n = 2$; для пузырей без поверхностного активных веществ $k = 0,3 - 0,35; n = 2$ [97]. Приведенное выражение является прогрессивным с точки

зрения расчета коэффициентов массоотдачи на основе известной механической мощности, диссипируемой в единице объема (или массы), среды, но не вскрывает механизмов переноса массы компонентов к взвешенным частицам.

В данном разделе рассматривается процесс массоотдачи только в жидкой фазе (внешняя задача). Описание массоотдачи в газовой фазе (в пузырях) является отдельным предметом исследований.

Для большинства систем газ-жидкость в сплошной фазе (жидкости) число Шмидта $Sc_{ж} \gg 1$ и составляет несколько сотен, а для некоторых смесей даже более тысячи. Тогда диффузионное сопротивление локализуется в подслое, которой называют вязким. По модели Ландау-Левича в вязком подслое сочетается молекулярный перенос с затухающей турбулентной диффузией.

Примем следующие допущения: форма пузырька близка к сферической и расчет ведется по среднему поверхностно-объемному диаметру; пузырек движется с постоянной средней скоростью; поверхностно-активные вещества отсутствуют; стесненность пузырей учитывается параметрически за счет изменения касательного напряжения на поверхности и газосодержания; учитывая, что толщина вязкого подслоя в жидкой фазе на порядок меньше диаметра пузыря используется модель плоского пограничного слоя.

Экспериментальные исследования Дьяконова С.Г. с сотрудниками методом голографической интерферометрии характеристик диффузионного пограничного слоя в случае массообмена мелкодисперсных твердых частиц в жидкости при турбулентном режиме, позволили установить автомодельность профиля концентрации, характерную для ламинарного пограничного слоя, и наличие логарифмического профиля концентрации, присущего турбулентным пограничным слоям. Пульсации турбулизированного внешнего течения, проникая в вязкий подслоя частиц, вызывают усиление процессов массопереноса. Все вышесказанное позволяет рассматривать пограничный слой на частицах как «псевдоламинарный».

Средний коэффициент массоотдачи от пузырей, учитывающий турбулентность, отнесенный к поверхности контакта фаз, определим по выражению [2,55]

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{2u_*}{\pi \sqrt{R_1 Sc_{\text{ж}}}}, \quad (5.5.11)$$

где R_1 – безразмерная толщина вязкого подслоя (для пузырей $R_1 \approx 7$); u_* – средняя динамическая скорость в жидкой фазе, с учетом газосодержания φ_{Γ} в высокослойном аппарате имеет вид [71]

$$u_* = 2,2 \left[v_{\text{ж}} g w_0 (1 - \varphi_{\Gamma})^2 \right]^{0,25}, \quad (5.5.12)$$

где w_0 – скорость газа на полное сечение аппарата, м/с.

Газо- (паро-) содержание можно вычислить по известному выражению ($\varphi_{\Gamma} < 0,7$) Кутателадзе С.С.

$$\varphi_{\Gamma} = 0,4 \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,15} \left(w_0 4 \sqrt{\frac{\Delta \rho}{\sigma g}} \right)^{0,68}, \quad (5.5.13)$$

Пример расчета

Система воздух-вода. Процесс десорбции CO_2 и воды воздухом ($Sc_{\text{ж}} = 550$): $\rho_{\text{ж}} = 10^3 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\Gamma} = 1,25 \text{ кг/м}^3$; $\sigma = 0,072 \text{ Н/м}$; $\mu_{\text{ж}} = 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$; $\mu_{\Gamma} = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$; $d_0 = 3 \cdot 10^{-3} \text{ м}$ (3мм); $w_{\Gamma} = 0,15 \text{ м/с}$.

Газосодержание (5.5.13); $\varphi_{\Gamma} = 0,19$; диаметр пузырька $d_{\Pi} = 4,2 \cdot 10^{-3}$ (4,2мм); скорость всплытия $u_{\infty} = 0,24 \text{ м/с}$; динамическая скорость (5.5.12) $u_* = 0,065 \text{ м/с}$; коэффициент массоотдачи (5.5.11) $\beta_{\text{ж}} = 6,6 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$. По уравнению Буссинеска имеем $\beta_{\text{ж}} = 3,6 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$. Как следует из расчетов, учет турбулентности и газосодержания приводит к повышению коэффициента массоотдачи примерно в 1,8 раза.

На рисунке 5.14 представлена зависимость коэффициента массоотдачи от скорости пара в аппарате на полное сечение и сравнение с расчетом по выражению Буссинеска-Хигби. Из представленных результатов видно, что учет скорости пара и паросодержания слоя значительно влияет на коэффициент массоотдачи при движении ансамбля пузырей.

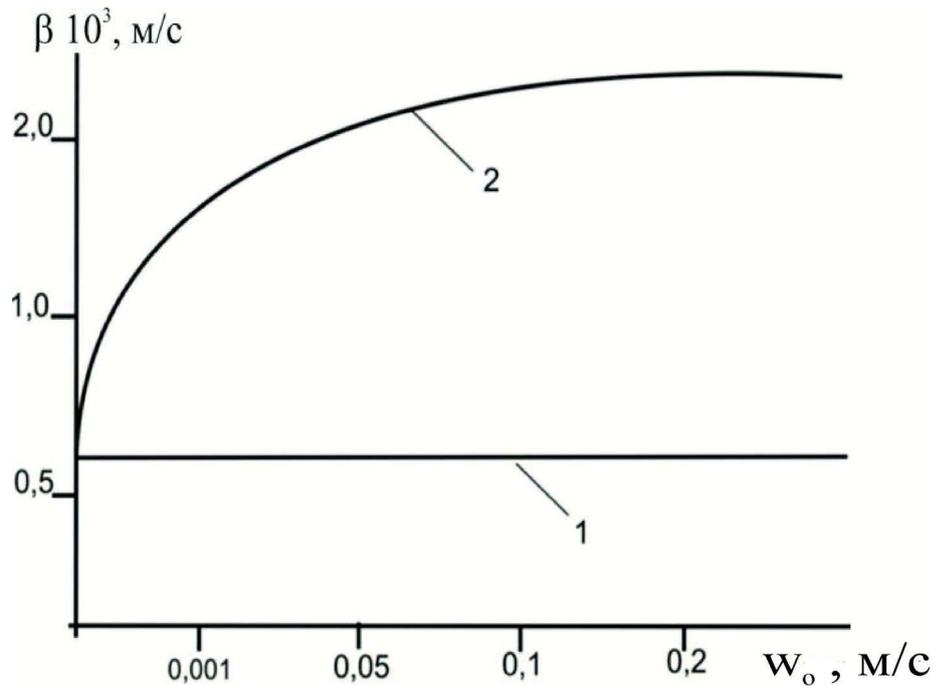


Рисунок 5.14. – Зависимость коэффициента массоотдачи от скорости пара в аппарате:

1 – расчет по выражению Буссинеска-Хигби ($u_{\infty} \approx 0,25$ м/с; $d_{\text{II}} = 0,005$ м); 2 – расчет по выражению (5.5.11). Система вода – пар. Температура воды 104°C ; температура пара 160°C .

В уравнении конвективного массопереноса (5.5.1) коэффициент турбулентного обмена в ядре потока $D_{\text{ТЖ}}$ определим на основе модели локальной изотропной турбулентности для газо-жидкостных сред (глава 1) [21,31]. Примем известное приближенное равенство $\nu_{\text{ТЖ}} \approx D_{\text{ТЖ}}$. Выражение для коэффициента турбулентной вязкости при пузырьковом режиме с малым газо- (паро-) содержанием и скорости пара $w_0 < 0,2$ м/с имеет вид [32] (глава 1)

$$v_{\text{ТЖ}} = 1,33(4\delta + 1,6d_{\text{П}}) \frac{(v_{\text{Ж}}g w_{\text{O}})^{0,5}}{(u_{\infty} - u_{\text{Гр}})}, \quad (5.5.14)$$

Коэффициент турбулентной вязкости для стесненного режима движения пузырей при $w_{\text{r}} > 0,2$ м/с можно вычислить по формуле [32] (глава 1)

$$v_{\text{ТЖ}} = 0,887 \frac{d_{\text{П}}(1 - \varphi_{\text{Г}})^2}{\varphi_{\text{Г}}} \left(\frac{v_{\text{Ж}}g}{w_{\text{O}}} \right)^{0,5}. \quad (5.5.15)$$

Удельную поверхность контакта фаз запишем в известной форме

$$a_{\text{v}} = \frac{6\varphi}{d_{\text{П}}}. \quad (5.5.16)$$

Средний диаметр пузырька $d_{\text{П}}$ зависит от диаметра отверстий барботера и расхода пара и вычисляется по известным уравнениям.

Результаты решения

Система уравнений (5.5.1), (5.5.3) решается численно, методом прогонки. Из решения уравнений массопереноса (5.5.1), (5.5.3) находится профиль концентраций растворенного кислородного в воде по длине пути жидкости. За счет интенсивного перемешивания жидкой фазы всплывающими пузырями, профиль концентраций по высоте слоя меняется незначительно, т.е. имеем практически модель полного перемешивания. На рисунке 5.15 даны результаты расчета [166] концентраций на выходе из бака и сравнение с экспериментальными данными [176], при различном расходе пара на барботажное устройство. Из представленных результатов следует удовлетворительное согласование с экспериментальными данными. Следовательно, представления математическая модель адекватно описывает процесс извлечения растворенного кислорода из воды в деаэрационном баке.

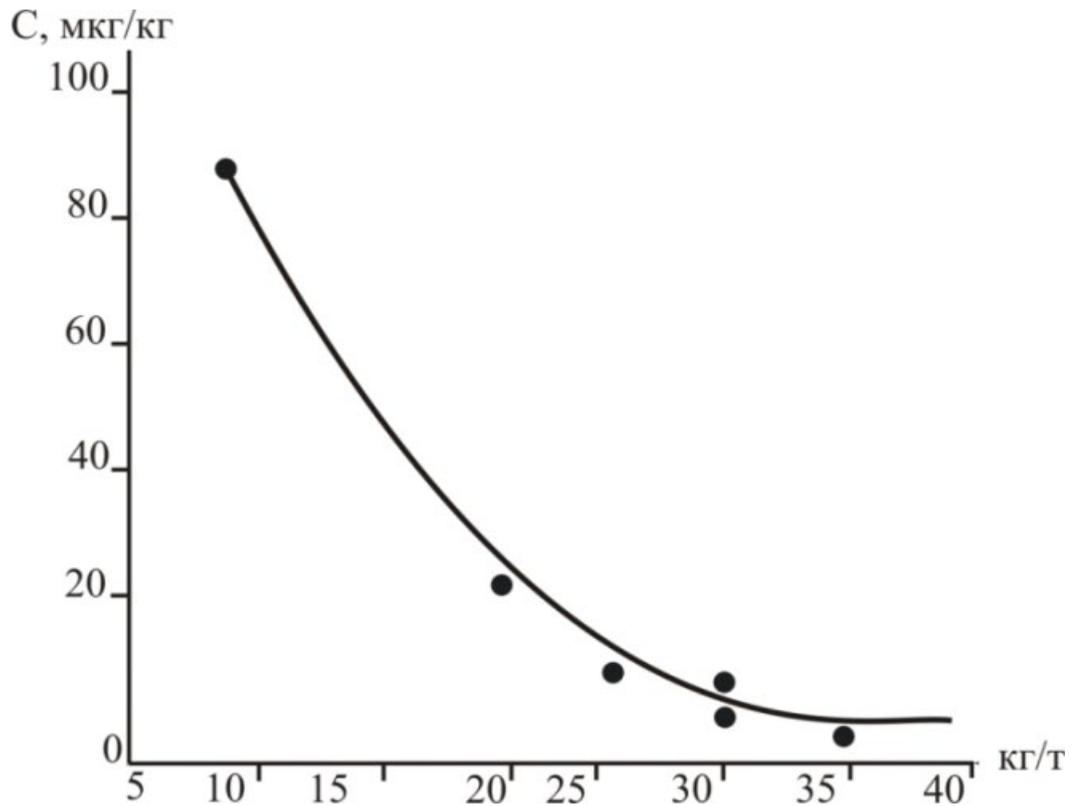


Рисунок 5.15 – Сопоставление расчетных данных (линия) и экспериментальных данных [176] - точки, значений массовой концентрации растворенного кислорода в воде на выходе из деаэрационного устройства C , (мкг/кг), в зависимости от удельного расхода пара на барботаж (кг пара на тонну воды).

На рисунке 5.16 показана зависимость эффективности удаления из воды O_2 в деаэрационном баке от скорости пара на полное сечение бака при разных расходах воды [166]. Эффективность записывается в виде (5.2.1).

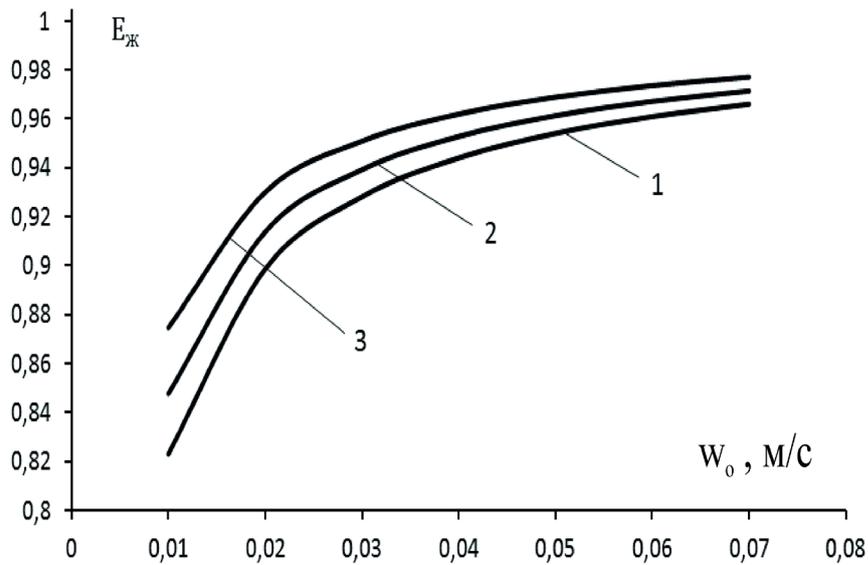


Рисунок 5.16– Зависимость эффективности удаления из воды O_2 в деаэрационном барботажном баке от скорости пара при разных расходах воды: 1 – 300т/ч; 2 – 250 т/ч; 3 – 200 т/ч. Длина барботера $l = 8$ м; диаметр отверстия барботера 0,012 м; внутренний диаметр деаэрационного бака 3,2м; температура воды $104^{\circ}C$; температура пара 160

На рисунке 5.17 представлена зависимость эффективности очистки воды для деаэрата ДСА-300 от O_2 от длины барботера в направлении движения жидкости при разных скоростях подаваемого пара в барботажное устройство.

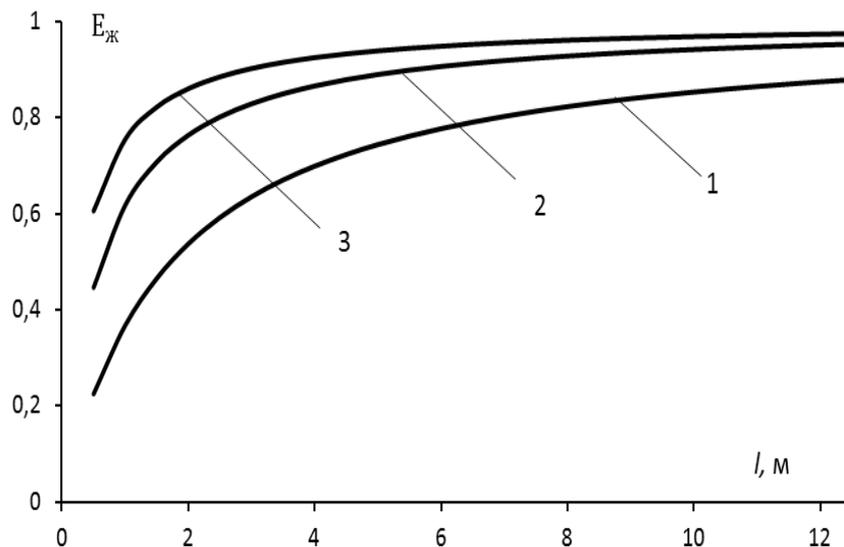


Рисунок 5.17 – Зависимость эффективности очистки воды от растворенного кислорода для деаэрата ДСА-300 от O_2 от длины барботажного устройства при разных скоростях пара:

1–0,01м/с ; 2–0,03м/с ; 3–0,06м/с ; или 1 – 7,1 кг/т; 2 –21,1 кг/т; 3 – 42,2 кг/т; температура воды 104°С; расход воды 300 т/ч; температура пара 160°С;

По рисункам 5.14 – 5.17 видно, что при увеличении скорости пара эффективность удаления растворенного кислорода из воды резко возрастает до определенного значения (в зависимости от заданных начальных параметров), после рост эффективности замедляется и $E_{\text{ж}} \rightarrow 100\%$. Аналогично, при увеличении длины барботажного устройства, увеличивается эффективность удаления из воды растворенного кислорода.

На основе применения представленной модели и выполненных расчетов (рисунок 5.18) выбран вариант модернизации термического деаэратора с барботажным устройством [168,169].

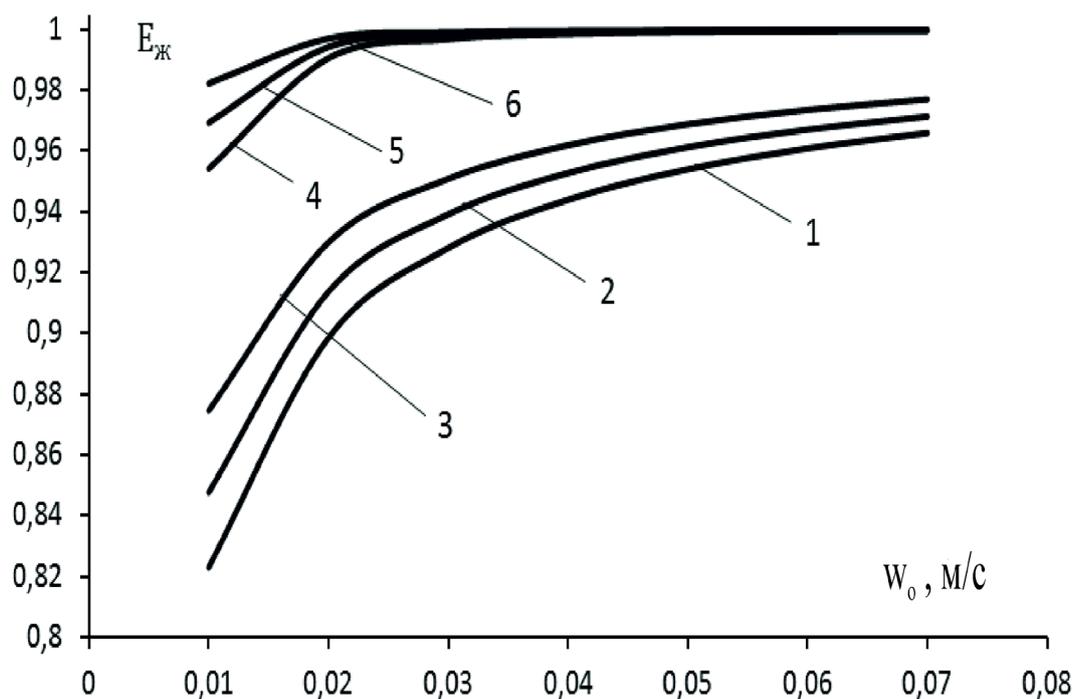


Рисунок 5.18 – Зависимость эффективности удаления из воды O_2 в деаэраторном барботажном баке с перфорированными перегородками (линии 4-6) и без перегородок (линии 1-3) от скорости пара при разных расходах воды: 1,4 – 300т/ч; 2,5 – 250 т/ч; 3,6 – 200 т/ч. Длина барботера $l = 8$ м; диаметр отверстия барботера 0,012 м; внутренний диаметр деаэраторного бака 3,2 м; уровень воды в баке 2,0 м; температура воды 104°С; температура пара 160 °С

Модернизация заключается в установке поперек движения потока перфорированных секционирующих перегородок (рисунок 5.19), которые значительно снижают обратное перемешивание жидкой фазы и в результате повышается движущая сила массопередачи. Расстояние между перегородками 0,5м. За счет секционирования эффективность массопередачи повышается на 5-20 % в зависимости от скорости пара и расхода воды.

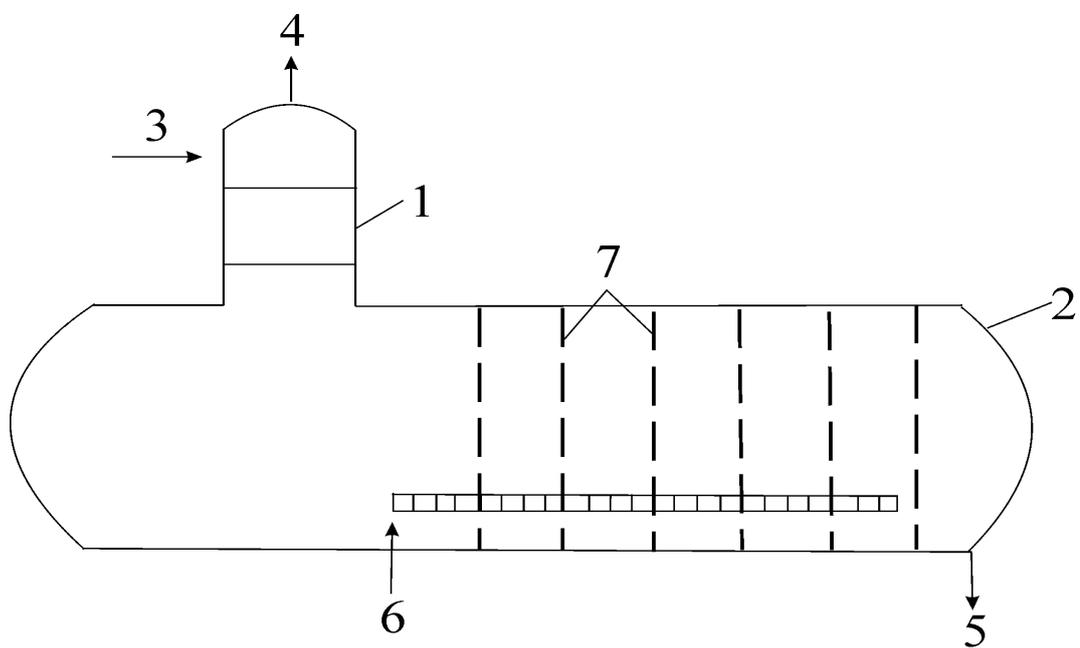


Рисунок 5.19 – Схема модернизированного термического деаэрата: 1 – деаэрационная колонка; 2 – деаэрационный барботажный бак-аккумулятор; 3 – подвод исходной воды; 4 – выход пара; 5 – выход очищенной воды; 6 – вход пара; 7 – перфорированные перегородки

Результаты численных исследований хорошо согласуются с результатами расчета деаэрационного барботажного бака-аккумулятора на основе применения ячеечной модели структуры потока жидкой фазы [168,169]. В результате из уравнений ячеечной модели можно записать обобщенное выражение для эффективности процесса деаэрации

$$E_{\text{ж}} = 1 - \left(1 + 6 \frac{\beta_{\text{ж}} \varphi_{\Gamma} l}{n d_{\text{п}} u_{\text{ж}}} \right)^{-n}, \quad (5.5.17)$$

где n – число условных ячеек полного перемешивания жидкой фазы; l – длина барботажного устройства, м.

Как показывают расчеты $E_{\text{ж}}$ (5.5.17) без применения секционирующих перегородок $n \approx 1$ и эффективность не высокая (линии 1–3 на рисунок 5.18). При секционировании $n = l / 0,5$ (м/м) (0,5 м – расстояние между перегородками) и эффективность массопередачи повышается на 5–20% (линии 4–6, рисунок 5.18). Коэффициент гидравлического сопротивления перфорированных секционирующих перегородок должен быть $4,9 < \xi < 5,9$ [180], что исключает обратное перемешивание воды.

Таким образом, в данном разделе показано решение задачи математического моделирования массопереноса в жидкой фазе барботажного слоя термического деаэрата с баком аккумулятором. Использовано дифференциальное уравнение массопереноса, записанное в цилиндрической системе координат, где переход массы растворенного кислорода из воды в паровые пузырьки учитывается за счет объемного межфазного источника. В результате решения уравнения массопереноса получены профили растворенного кислорода по длине бака-аккумулятора и зависимость эффективности массопередачи от режимных и конструктивных характеристик затопленного барботажного устройства. Установлено, что результаты численных исследований удовлетворительно описываются ячейной моделью структуры потока жидкой фазы. Дано обобщенное выражение для расчета эффективности массопередачи, которое наглядно показывает влияние режимных и конструктивных характеристик на очистку воды от растворенного кислорода в барботажном баке-аккумуляторе. Для повышения эффективности массопередачи предложено секционирование барботажного бака поперечными перфорированными перегородками, которые снижают обратное перемешивание воды и в результате

повышается эффективность удаления растворенного кислорода примерно на 20%.

5.6 Десорбция при турбулентном прямотоке пузырей в жидкости в каналах с интенсификаторами

Как было отмечено в начале данной главы при десорбции растворенных в воде диоксида углерода и кислорода равновесная концентрация имеет очень малое значение и процесс массообмена можно организовывать как при противотоке, так и прямотоке фаз.

В данном разделе рассмотрен режим турбулентного прямотока воды и воздуха (или пара) при декарбонизации CO_2 или термической деаэрации O_2 в канале (трубе) с интенсификаторами. Такой канал может использоваться в качестве дополнительного устройства для повышения эффективности десорбции при повышенных концентрациях коррозионно-активных газов в воде. Схема расположения каналов с интенсификаторами показаны на рисунках 8.1 и 8.2 (раздел 8.1.1 в главе 8). В качестве интенсификаторов могут применяться как поверхностные, так и объемные [6,22,45,51,93]. Целью интенсификации является создать повышенную интенсивность турбулентности в жидкой фазе и значительно повысить эффективность извлечения растворенных газовпузырями по сравнению без интенсификации, и тем более при ламинарном режиме [69,76,167].

Аналогичные научно-технические решения разработаны [22,45] и внедрены на промышленном предприятии (АО «Тобольскнефтехим») для процесса прямоточной экстракции при извлечении метанола водной фазой из углеводородных смесей.

Для определения эффективности десорбции профиль концентрации растворенных газов определим из численного решения уравнения массообмена,

записанного для цилиндрического канала с объемным межфазным источником массы переходящего компонента из жидкости в газ (пузыри)

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(D_{\text{ж}} + D_{\text{гж}}) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[(D_{\text{ж}} + D_{\text{гж}}) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} \right] + \beta_{\text{ж}} a_{\text{вг-ж}} (C_{\text{ж}} - C^*), \quad (5.6.1)$$

где удельная поверхность пузырей $a_{\text{вг-ж}} = 6\varphi_{\text{г}} / d_{\text{п}}$, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Учитывая, что межфазный массообмен представлен объемным межфазным источником, уравнение (5.6.1) запишем для ядра потока жидкой фазы.

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = \frac{D_{\text{гж}}}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + D_{\text{гж}} \frac{\partial^2 C_{\text{ж}}}{\partial x^2} + \beta_{\text{ж}} a_{\text{вг-ж}} (C_{\text{ж}} - C^*), \quad (5.6.2)$$

где $D_{\text{гж}}$ – коэффициент турбулентной диффузии в ядре жидкой фазы зависит от гидродинамики двухфазного потока (разделы 1.5 и 1.6 в первой главе).

Граничные условия к уравнению (5.6.2):

при $x=0$; $C_{\text{ж}} = C_{\text{жн}}$; $u_{\text{ж}}(r) = u_{\text{жн}}(r)$ (на входе);

при $r=0$; $\frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} = 0$ (условие симметрии);

при $r = r_{\text{ст}}$; $\frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial r} = 0$; $u_{\text{ж}}(r) = 0$ (на стенке канала);

при $x = H$; $\frac{\partial C_{\text{ж}}}{\partial x} = 0$ (на выходе канала).

Средний коэффициент массоотдачи в жидкой фазе с учетом турбулентности потока вычисляется по выражению (5.5.11) в данной главе, где указаны все допущения к модели массоотдачи при движении пузырей.

Среднее значение динамической скорости в выражении (5.5.11) при турбулентном прямотоке системы газ-жидкость в канале запишем в виде [71]

$$u_* = \left[(\tau_{\text{ст}} / \rho_{\text{ж}})^2 + 1,9^4 v_{\text{ж}} g u_{\text{от}} \varphi_{\text{г}} (1 - \varphi_{\text{г}})^2 \right]^{0,25}, \quad (5.6.3)$$

где $\tau_{\text{ст}} = \tau_{\text{стж}} / (1 - \varphi_{\text{г}})^{1,75}$; $\tau_{\text{стж}}$ – вычисляется как для однофазного потока,

Па; $u_{\text{от}}$ – относительная скорость фаз, м/с.

Расчеты коэффициента массоотдачи (5.5.11) в турбулентном прямом токе при малом газосодержании $\varphi_r < 0,1$ в гладкой трубе при $Re = 10^4 \div 10^5$ показывают, что по сравнению со свободным гравитационным режимом происходит незначительное повышение коэффициента массоотдачи $\beta_{ж}$ на 5-10%. Если в трубе имеются элементы интенсификации (например, кольцевая накатка), то коэффициент массоотдачи повышается на 20-25 %. Значительное повышение коэффициентов массоотдачи (в 2 раза) наблюдается, если в трубу поместить мелкую нерегулярную насадку, например кольца Палля или «Инжехим» [55.156.159] (рисунок 5.20). Газ вводится перед входом в слой.

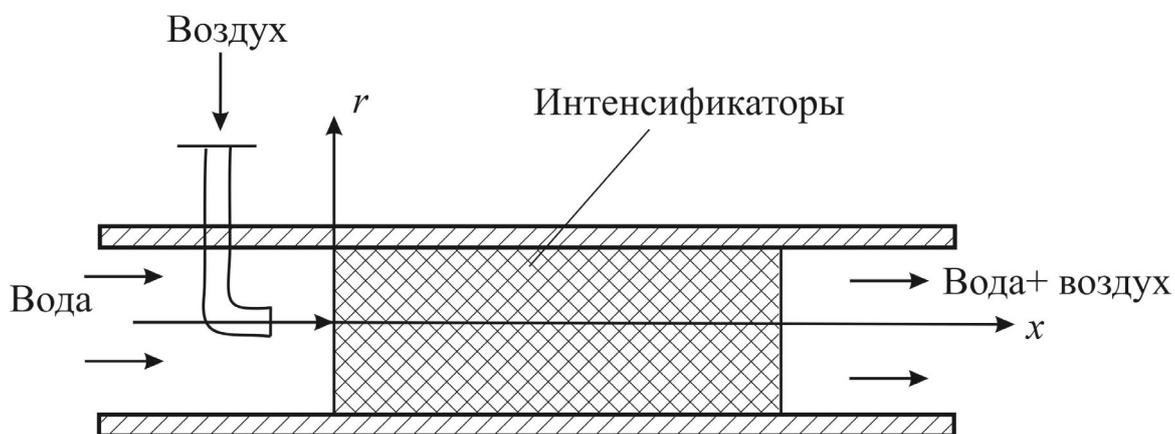


Рисунок 5.20 – Схема прямого турбулентного десорбера с зоной активного массообмена (канал располагается вертикально)

Касательное напряжение в насадочном слое вычисляется по формуле [22,63]

$$\tau_{ж} = 4\rho_{ж} (v_{ж}/d_{э})^2 Re_{э}^{1,5} (\xi/2)^{0,5}, \quad (5.6.4)$$

где $Re_{э} = u_{ж}d_{э}/\nu_{ж}$ - число Рейнольдса для насадки; $d_{э} = 4\varepsilon_{св}/a_v$ - эквивалентный диаметр насадки, м; $\varepsilon_{св}$ - удельный свободный объем насадки, m^3/m^3 ; a_v - удельная поверхность насадки m^2/m^3 ; ξ - коэффициент гидравлического сопротивления насадочного слоя.

При движении пузырей в несущем потоке с интенсивной турбулентностью их размер будет зависеть от касательных напряжений, под действием которых

крупные пузырьки дробятся. Максимальный устойчивый размер пузырька определяется равенством сил поверхностного натяжения и сил, действующих на пузырек со стороны жидкости. Исходя из этого, применяется следующая формула для вычисления максимального устойчивого диаметра пузырька [226]

$$d_{\max} = 0,725(\sigma/\rho_{\text{ж}})^{0,6} \varepsilon^{-0,4}. \quad (5.6.5)$$

Скорость диссипации энергии, в единице массы жидкости нерегулярного насадочного слоя, найдем используя перепад давления слоя

$$\varepsilon = \frac{\Delta P S u_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} S H} = \frac{\xi u_{\text{ж}}^3}{2d_{\text{э}}}, \quad (5.6.6)$$

где ΔP - записан по выражению для насадочного слоя [49,55].

По экспериментальным данным различных авторов известно, что средний размер пузырей и капель в несущем турбулентном потоке примерно равен половине максимально устойчивого диаметра. Тогда из (5.6.5) и (5.6.6) запишем выражение для расчета среднего диаметра пузырька в насадочном слое

$$d_{\text{ср}} \approx 0,36(\sigma/\rho_{\text{ж}})^{0,6} \left(\frac{\xi W_{\text{ср}}^3}{2d_{\text{э}}} \right)^{-0,4}. \quad (5.6.7)$$

В данном выражении размерность левой скобки $\text{м}^{1,8}/\text{с}^{1,2}$, а правой $\text{м}^{0,8}/\text{с}^{1,2}$, т.е. размерность диаметра пузырька – м.

Пример расчета декарбонизации в насадочном слое [76].

Система воздух-вода. Физические свойства даны в рассмотренном выше для деаэрата примера. Насадка из стальных колец Палля 15x15 мм [195]; $a_{\text{в}} = 380 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{св}} = 0,9 \text{ м}^3/\text{м}^3$; $d_{\text{э}} = 0,01 \text{ м}$; $\xi = 16 \text{ Re}_{\text{э}}^{-0,2}$. Возьмем $\varphi_{\text{Г}} = 0,1$; $u_{\text{ж}} = 0,25 \text{ м/с}$; длина слоя $H = 1,0 \text{ м}$. Получаем: $\text{Re}_{\text{э}} = 2500$; $\xi = 3,34$; средний диаметр пузырька (5.6.7) $d_{\text{ср}} = 1,1 \cdot 10^{-3}$, м. По выражению (5.6.3) имеем $u_* = 0,078 \text{ м/с}$; коэффициент массоотдачи (5.5.11) равен $\beta_{\text{ж}} = 8 \cdot 10^{-4}$, м/с. Из численного решения уравнения (5.6.2) вычислен профиль концентрации CO_2 на оси канала в воде, концентрация на выходе и получена эффективность

массопередачи (5.1.11) $E_{\text{ж}} = 0,82$ (82%) при длине слоя $H=1$ м и $\varphi_{\Gamma} = 0,1$.
 Результаты расчетов даны на рисунках 5.21, 5.22. При $\varphi_{\Gamma} = 0,15$ получено
 $E_{\text{ж}} = 0,91$.

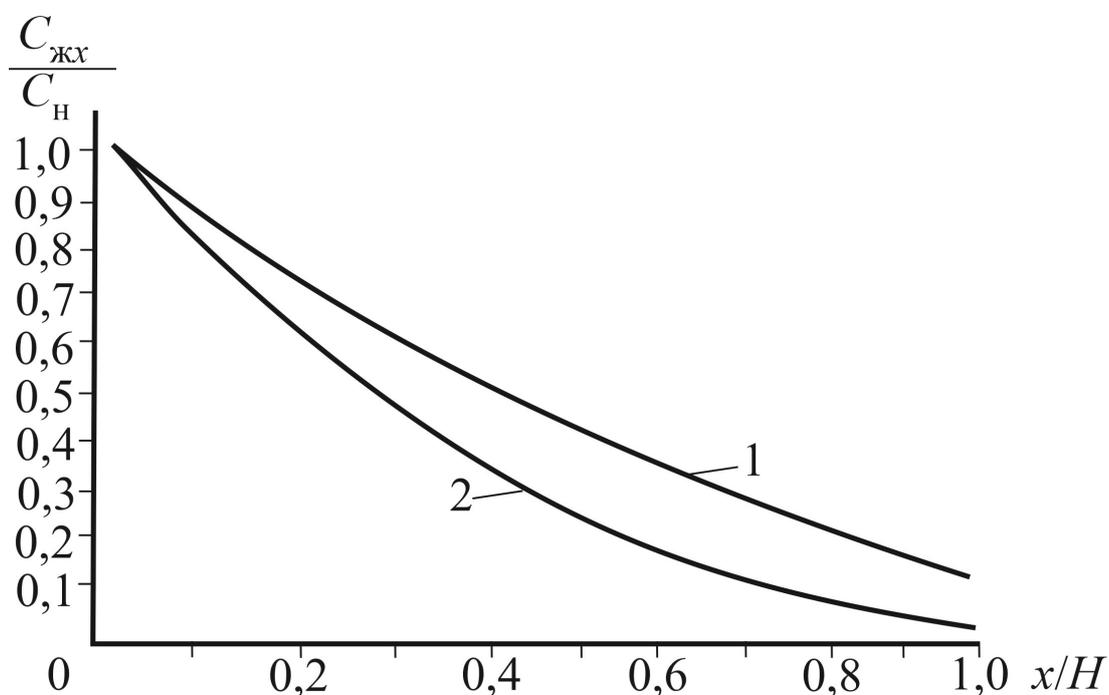


Рисунок 5.21 – Безразмерный профиль концентраций CO_2 в воде по длине канала с насадкой при $C_{\text{н}} = 500$ мг/л; $H=1,0$ м; $u_{\text{ж}} = 0,25$ м/с; $a_{\text{вт-ж}}=545$ м²/м³. Насадка – кольца Палля 15x15 мм ($a_{\text{в}}=380$ м²/м³). Численное решение уравнения (5.6. 2). 1 – $\varphi_{\Gamma} = 0,1$; 2 – $\varphi_{\Gamma} = 0,15$.

Учитывая, что в хаотичной насадке поперек канала происходит интенсивное перемешивание двухфазного тока, профиль концентраций вычислен на оси (при $r=0$) практически является средним по сечению.

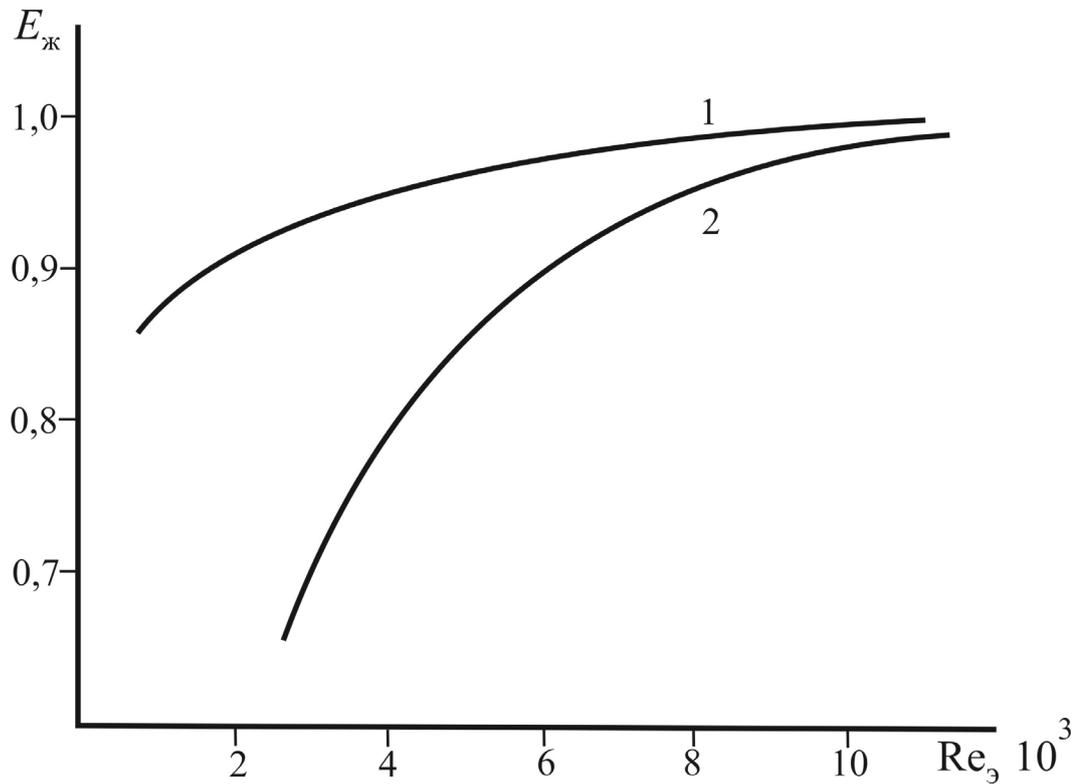


Рисунок 5.22 – Зависимость эффективности массопередачи от числа Рейнольдса насадочного слоя для колец Палля 15x15 мм. Десорбция CO_2 из воды воздухом. $H=1$ м
1- $\phi_g=0,1$; 2- $\phi_g=0,05$.

Из расчета следует, что при $Re_g > 5 \cdot 10^3$ и $\phi_g = 0,1$ обеспечивается высокая эффективность удаления растворенного углекислого газа из воды (97—98%). При длине слоя $H=1,5$ м эффективность приближается к 100%. Достоинством такого аппаратного оформления массообменного процесса является: компактность; простота конструкции, достаточно высокая эффективность. Недостатком - после проведения процесса требуется сепарация пузырей из жидкой фазы.

Применение предложенного научно-технического решения для декарбонизаторов и термических деаэраторов показано в главе 8 (раздел 8.1.1)

Выводы

Для определения эффективности процессов абсорбции и десорбции в насадочных и барботажных аппаратах в данной главе представлены численные и приближенные математические модели массообмена. Показано согласование с экспериментальными данными. Установлено, что для инженерных методов расчета удовлетворительные результаты дают упрощенные математические модели, построенные с применением ячеечных моделей структуры потоков, где коэффициенты массоотдачи вычисляются с учетом интенсификаторов контактных устройств. Выполнены расчеты восьми видов регулярных и хаотичных насадок в модернизированных абсорберах и декарбонизаторах и сделан анализ массообменной эффективности и энергозатрат на декарбонизацию CO_2 из воды воздухом. Отмечено, что наилучшие результаты обеспечивают сегментно-регулярная насадка и разработанная в диссертации рулонная гофрированная с шероховатой поверхностью. Также даны результаты расчетов декарбонизатора с ситчатыми и клапанными тарелками и модернизированного термического деаэрата с барботажным баком – аккумулятором. Отмечено, что клапанная тарелка при равной эффективности с насадкой имеет повышенное гидравлическое сопротивление. Вариант модернизации барботажного бака-аккумулятора в термическом деаэрате обеспечивает повышение эффективности извлечения растворенного O_2 из воды примерно на 20 %.

Научно-технические результаты, приведенные в данной главе, приняты к внедрению ЗАО «Ивэнергосервис» (г. Иваново) (акт в приложении 1).

ГЛАВА 6

ЭФФЕКТИВНОСТЬ ОХЛАЖДЕНИЯ ВОДЫ В МОДЕРНИЗИРОВАННЫХ ПЛЕНОЧНЫХ ГРАДИРНЯХ

Введение

В данной главе рассматриваются пленочные противоточные градирни, которые в основном применяются на промышленных предприятиях нефтехимии и нефтегазопереработки.

Математическим моделированием и экспериментальными исследованиями процессов охлаждения воды при непосредственном контакте с воздухом в разные годы занимались и занимаются многие авторы: Берман Л.Д., Пономаренко В.С., Арефьев Ю.И., Алексеев В.П., Браун В.М., Merkel F., Reinhard Billet, Фарфаровский Б.С., Гладков В.А., Федяев В.Л., Мазо А.Б., Голованчиков А.Б., Галустов В.С., Аксенов В.И., Лагуткин М.Г., Пушнов А.С., Иванов С.П., Дмитриев А.В., Zefang Zhao, H.R. Goshayshi, K. Singh, B.K. Naik, R. Javadpour и другие.

В пленочных градирнях все большее распространение находят сетчатые и гофрированные насадки, выполненные в виде перфорированных или гофрированных полиэтиленовых труб, и укладываемых упорядоченно, либо в навал. В мини градирнях применяется более сложные и дорогостоящие контактные устройства с повышенной производительностью.

К настоящему времени известны сотни конструкций различных регулярных [47,48] и нерегулярных (хаотичных) насадок [55,106-108] и различных

комбинированных [81,181]. Регулярные насадки отличаются от хаотичных меньшим гидравлическим сопротивлением, стоимостью и более высокими удельными гидравлическими нагрузками. Скорость газа при подвигании жидкой фазы примерно в два раза выше, чем у хаотичных при аналогичных условиях работы. Причем в регулярных насадках меньше обратное перемешивание потоков, однако эффективность немного уступает хаотичным из-за небольшой интенсивности турбулизации газового потока.

Известно, что охлаждающую способность блока насадки на 10-20% можно повысить нанесением искусственной шероховатости, устройством разрывов по высоте на 25-30%, устройством волн на поверхности на 50-80%, подбором оптимального числа гофр и т. д.

Гидравлические и тепломассообменные характеристики газожидкостных потоков исследовались в многочисленных работах различных авторов. Например, дисперсно-кольцевых потоков [182], насадок с перекрестным током фаз [183], с различными материалами насадок [184], с различной формой насадок [185,186], с различным расстоянием между листами регулярных контактных устройств [187], насадок из пленки, стекла и шариков с противотоком фаз [188]. Разработана термодинамическая модель [189] с поперечным потоком, тепловой эффективностью и эффективностью увлажнения воздуха с учетом потерь на испарение, а также при использовании наножидкостей [190]. Выполнена [191] оценка влияния различных факторов на характеристики теплопередачи поперечных потоков. Отмечена трудность решения тепловой модели из-за двумерного описания потоков воды и воздуха. Также моделированию и расчету градиентов посвящены работы [185,192,193 и др.], где использованы полуэмпирические подходы. Однако в ряде случаев отсутствуют экспериментальные данные по ряду важных характеристик градиентов, таких как гидравлическое сопротивление, коэффициенты тепло-и массоотдачи и эффективность теплообмена по жидкой и газовой фазам. Следует вывод, что интенсификация процесса охлаждения воды на промышленных предприятиях [4,47,109,136,194] и тепловых станциях [195] является важным направлением

развития теоретических и прикладных исследований. Отличительной особенностью данной работы является исследование применения насадочного слоя с активным участком в пленочной градирне с интенсификаторами, а также численная модель для учета неравномерности распределения фаз и разработка инженерных алгоритмов расчета эффективности пленочных градирен с интенсификаторами.

В данной главе выполнено сокращение полного математического описания процессов переноса массы, импульса и тепла с сохранением требуемой точности вычисления и физической картины процесса охлаждения воды в градирне.

Рассмотрен стационарный пленочный режим работы насадочных контактных устройств градирни при противоточном движении фаз. Используется подход, когда система дифференциальных уравнений переноса записывается для сплошной фазы, а взаимодействие с дисперсной учитывается в виде межфазных источников, совместно с потоковыми соотношениями и условиями равновесия (раздел 1.2.). Показано влияние неравномерностей (неоднородности) распределения фаз на эффективность охлаждения воды, а также применение мини-градирен, позволяющие снизить удельные затраты.

Представленный материал в данной главе опубликован в [30,33,38,40,92,160, 161,196-205] статьях, а также в главах монографий [43,44,63,169] и материалах конференций. Получен патент на конструкцию мини-градирен [206] и зарегистрирована программа для ЭВМ [207].

6.1 Теоретические основы моделирования явлений переноса

Степень совершенства процессов тепло- и массообмена в испарительном водоохладителе обычно характеризуется известковой величиной температурной эффективности (тепловой КПД) [47,48,136]

$$E_{\text{ж}} = \frac{T_{\text{жн}} - T_{\text{жк}}}{T_{\text{жн}} - T^*} \cdot 100\% , \quad (6.1)$$

где T^* – температура воздуха на входе по смоченному термометру, °С.

В промышленной градирне можно выделить несколько характерных областей: область диспергирования воды специальными форсунками (соплами); область противоточного движения капель воды с воздушным потоком после области диспергирования; область пленочного течения воды по насадочным элементам. После насадочных элементов вода попадает в нижнюю область – чашу для сбора и подачи охлажденной воды для технологических нужд производства.

Поскольку известно, что наиболее интенсивное охлаждение происходит в области с насадкой основное внимание в работе сосредоточено на моделировании процессов переноса в этой области. В этой области можно выделить явления различных пространственных масштабов – это ядро воздушного потока, пограничный слой и пленка жидкости. Пограничный слой образуется на границе раздела фаз – пленки воды и воздушного потока.

Для решения задач проектирования или модернизации градирен рассматриваются процессы тепломассопереноса в противотоке газа и жидкости при стационарном режиме в насадочном слое (блоке оросителей) промышленных градирен.

Для расчета гидродинамических и тепломассообменных характеристик в насадках часто используют различные модификации уравнения Дарси [208,209] ($Re_T < 4$) и уравнения Эргана [210,211], учитывающие силы инерции и вязкости. При числе Рейнольдса $Re_T < 4$ обычно используют уравнения Эргана, содержащие только квадратичный член [212,213]. Зернистая среда или насадочный слой часто моделируется как случайный массив ячеек идеального перемешивания с определенными связями между ними [214,215]. Математические модели и варианты модернизации градирен рассмотрены в работах [216-223] и многих других.

Модели теплопереноса

Известно что, в хаотичных насадках турбулентный режим газа начинается при числе Рейнольдса $Re_э > 40$, а в регулярных с гладкой поверхностью примерно как в трубах при $Re_э > 2300$. Однако при наличии поверхностных интенсификаторов (выступы, накатки, лепестки, гофры и т.д.) турбулизация начинается при $Re_э > 300 - 500$, где $Re_э = w_Г d_э / \nu_Г$; $w_Г$ – средняя скорость воздуха в слое, м/с; $w_Г = w_0 / \varepsilon_{св}$; w_0 – скорость воздуха на полное сечение аппарата, т.е. без насадки, м/с; $d_э = 4\varepsilon_{св} / a_v$ – эквивалентный диаметр насадки, м; $\varepsilon_{св}$ – удельный свободный объем; a_v – площадь удельной поверхности, $м^2/м^3$; $\nu_Г$ – коэффициент кинематической вязкости газа, $м^2/с$. В данной главе при помощи математического моделирования, а также и экспериментально исследован турбулентный режим движения газа в слое различных насадок (блоков оросителей градирни) при стационарном противотоке пленки воды и воздуха. Схема градирне дана на рисунке 6.1.

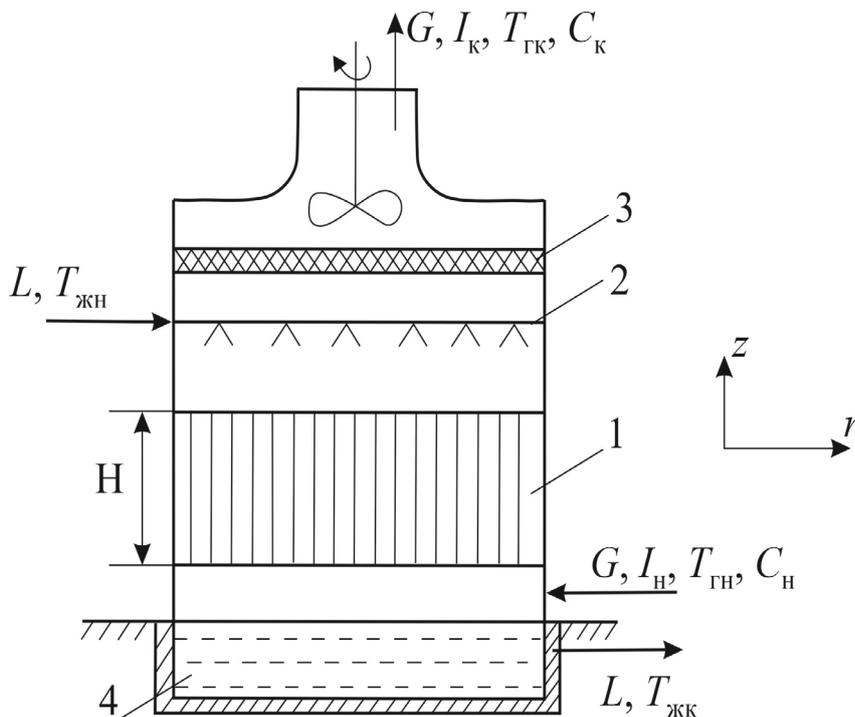


Рисунок 6.1 – Схема противоточной градирни:

- 1 – блоки оросителей (насадки);
- 2 – сопла для подачи воды;
- 3 – каплеуловитель;
- 4 – чаша для сбора воды

На промышленных предприятиях в основном применяются крупногабаритные пленочные вентиляторные градирни, с размерами примерно 10-40 метров. Плотность орошения в таких градирнях составляет $8-12 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, а скорость воздуха в блоках оросителей (насадках) 1-1,5 м/с. В мини-градирнях, которые также находят применение в нефтехимии и нефтегазопереработке, скорость воздуха примерно в 2 раза выше, а плотность орошения в 2-3 раза больше.

Практически все блоки оросителей градирен (насадки) работают при турбулентном режиме движения воздуха и ламинарном волновом или турбулентном течении пленки воды. Перенос теплоты происходит за счет испарительного охлаждения воды, а также конвективного и молекулярного механизмов при соприкосновении фаз. Принимаются следующие допущения к математической модели:

- основной теплообмен при охлаждении воды происходит в блоках насадок при пленочном режиме;
- входные и выходные эффекты незначительны, т.е. доля теплообмена выше слоя насадки, где происходит распыление воды и ниже слоя насадки, где происходит стекание воды в сборную чашу градирни составляет не более 10 %;
- теплообмен через стенки градирни с окружающим внешним воздухом незначителен;
- вода и воздух в слой насадки подаются равномерно по сечению стационарно;
- поверхностно активные вещества в виде отсутствуют.

С учетом неравномерности распределения фаз математическая модель представлена далее в разделе 6.5. [38].

При использовании любых математических моделей и методов расчета насадочных слоев эквивалентный диаметр каналов применяется как характерный размер.

Представляя насадочный слой в вертикальном направлении движения газового потока в виде совокупности параллельных эквивалентных каналов и учитывая взаимодействие со стекающей пленкой жидкости, система уравнений совместного теплообмена и массообмена влаги в эквивалентном канале в цилиндрических координатах (турбулентный режим) можно записать в виде:

- в газовой фазе:

$$w_{\Gamma}(r) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r (D_{\Gamma} + D)_{\Gamma} (r) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial r} \right]; \quad (6.2)$$

$$\rho_{\Gamma} w_{\Gamma}(r) \frac{\partial I_{\Gamma}}{\partial x} = \rho_{\Gamma} c_{p\Gamma} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r (a_{\Gamma} + a)_{\Gamma} (r) \frac{\partial I_{\Gamma}}{\partial r} \right]; \quad (6.3)$$

$$I_{\Gamma} = (c_{pв} + c_{pп} C_{\Gamma}) T_{\Gamma} + R_0 C_{\Gamma},$$

- в жидкой фазе:

$$u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r (a_{\Gamma} + a)_{\text{ж}} (r) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} \right], \quad (6.4)$$

где – $w_{\Gamma}(r)$, $u_{\text{ж}}(r)$ – скорости газа и жидкости, как функция координаты, м/с; C_{Γ} – концентрация влаги в воздухе (влажность, кг/кг); r – радиальная координата, м; x – вертикальная координата, м; $c_{pв}$, $c_{pп}$ – удельные теплоемкости воздуха и водяного пара, Дж/(кг К); R_0 – скрытая теплота парообразования, Дж/кг.

Пределы интегрирования уравнений (6.2) и (6.3): от $r = 0$ (на ось симметрии) до $r = (R_3 - \delta_{\text{ж}})$ (на межфазной поверхности пленки) (здесь R_3 – радиус эквивалентного канала, м; $\delta_{\text{ж}}$ – средняя толщина пленки жидкости, м); уравнения (6.4): от $r = R_3$ (на стенке канала) до $r = R_3 - \delta_{\text{ж}}$ (на поверхности пленки).

Граничные условия:

при $x = 0$: $C_{\Gamma} = C_{\text{н}}$; $T_{\Gamma} = T_{\text{н}}$; (вход газа и выход жидкости);

при $x = H$: $T_{\text{ж}} = T_{\text{жн}}$ (выход газа и вход жидкости);

при $r = R_3$: $T_{\text{ж}} = T_{\text{ст}}$ (на стенке);

$$\text{при } r = R_3 - \delta_{\text{ж}} : \lambda_{\text{ж}} \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} = \lambda_{\text{г}} \frac{\partial T_{\text{г}}}{\partial r}; \quad T_{\text{г}} = T_{\text{ж}} \quad (\text{на границе раздела фаз});$$

$$\text{при } r = 0 : \frac{\partial C_{\text{г}}}{\partial r} = 0; \quad \frac{\partial T_{\text{г}}}{\partial r} = 0 \quad - \quad (\text{на оси симметрии}),$$

Профиль скорости газового потока в эквивалентном канале принимается логарифмическим и имеет вид, аналогичный таковому в шероховатом канале. Это допущение основано на гипотезе П. Капицы о возможности представления волн при пленочном течении в виде элементов шероховатости поверхности. Профиль скорости в пленке при турбулентном режиме логарифмический, а при ламинарном – параболический.

Решение системы уравнений (6.2)–(6.4) с установленными граничными условиями (на границе раздела фаз четвертого рода) существенно затруднено и может быть реализовано в основном для научно-исследовательских задач [2]. Если для регулярных насадок все же представляется возможным использовать численные методы в данной постановке, то для хаотичных они практически нереализуемы. Для практических расчетов промышленных колонн с хаотичными насадками далее представленная следующая приближенная математическая модель [38,203,204].

При моделировании явлений переноса в двухфазных потоках существует подход, основанный на составлении макроскопического баланса путем осреднения локальных однофазных уравнений сохранения и условий сопряжения на границе. В соответствии с двухжидкостной моделью [1,52,208] уравнения сохранения импульса, массы и тепла записываются для каждой фазы. Поскольку макроскопическое поле в фазах не является независимым от другой фазы, то в уравнения переноса вводят источники члены, учитывающие перенос импульса, массы и тепла через межфазную поверхность. При выводе уравнений сохранения, соответствующих двухжидкостной модели (twofluidmodel), применяют различные усредняющие методики [1,224]. Источниковые члены в двухжидкостной модели появляются в результате осреднения локальных уравнений переноса соответствующих субстанций. При данном подходе

записываются уравнения массопереноса (6.2) и теплопереноса (6.3) для всего насадного слоя в градирне, а тепло- и массопередача из жидкой фазы в газовую учитывается в виде объемных межфазных источников тепла и массы, уравнений баланса и равновесия. В итоге записывается система уравнений стационарного тепло-массообмена [38,43]:

$$w_{\Gamma}(r) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(D_{\Gamma} + D)_{\Gamma}(r) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial x} (D_{\Gamma} + D)_{\Gamma}(r) \frac{\partial C_{\Gamma}}{\partial x} + J_{\Gamma}, \quad (6.5)$$

$$\rho_{\Gamma} w_{\Gamma}(r) \frac{\partial I_{\Gamma}}{\partial x} = \rho_{\Gamma} c_{p\Gamma} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(a_{\Gamma} + a)_{\Gamma}(r) \frac{\partial T_{\Gamma}}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial x} (a_{\Gamma} + a) \frac{\partial T_{\Gamma}}{\partial x} + \bar{Q}_v, \quad (6.6)$$

$$I_{\Gamma} = (c_{pв} + c_{pп} C_{\Gamma}) T_{\Gamma} + R_o C_{\Gamma},$$

$$\rho_{ж} c_{pж} L dT_{ж} = G dI_{\Gamma}, \quad (6.7)$$

где J_{Γ} - объемный источник массы влаги, переходящей в воздух, который

$$J_{\Gamma} = K_{\Gamma} F (C_{\Gamma}^* - C) / (v_{\Gamma} \rho_{\Gamma}), \quad (6.8)$$

где K_{Γ} - коэффициент массопередачи, кг/(м²·с); v_{Γ} - объем газа в слое, м³.

Объемный источник тепла можно представить следующим образом:

$$\bar{Q}_v = K_{\Gamma} F (T_{ж} - T_{\Gamma}) / v_{\Gamma} + K_{\Gamma} F (C_{\Gamma}^* - C) I_{\Gamma} / v_{\Gamma}, \quad (6.9)$$

где K_{Γ} - коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К); C_{Γ}^* - равновесная концентрация (влажность насыщенного воздуха), кг/кг.

С учетом того, что основное сопротивление переносу тепла и массы водяного пара для градирни сосредоточено в газовой (воздушной) фазе, коэффициент теплопередачи будет практически равен коэффициенту теплоотдачи ($K_{\Gamma} = \alpha_{\Gamma}$), а коэффициент массопередачи - коэффициенту массоотдачи в газовой фазе ($K_{\Gamma} = \beta_{\Gamma}$).

Площадь контакта F связана с удельной площадью поверхности насадки α_v (м²/м³) и коэффициентом смачиваемости ψ_w поверхности элементов:

$$F = \alpha_v \psi_w S H. \quad (6.10)$$

Если коэффициент смачиваемости поверхности регулярной насадки меньше единицы, то его можно определить по известному эмпирическому выражению [49,55] (при $\psi_w \leq 1$)

$$\psi_w = \frac{q_{\text{ж}}}{a_v(p + \epsilon q)}, \quad (6.11)$$

где $q_{\text{ж}} \sim \text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{ч})$; p, ϵ – коэффициенты, зависящие от типа и размера насадки.

Учитывая, что гидродинамическая стабилизация профиля скорости газа на входе в слой наступает при длине участка примерно $(5-8) d_3$, скорость газа w_T в уравнениях переноса (6.5), (6.6) можно принять средней по свободному сечению слоя, т.е. по действительной скорости.

Граничные условия к уравнениям (6.5)–(6.7):

при $x = 0$: $C_{\Gamma} = C_{\text{Н}}$; $T_{\Gamma} = T_{\text{Н}}$; $\partial T_{\text{ж}} / \partial x = 0$; (на входе воздуха);

при $x = H$: $T_{\text{ж}} = T_{\text{Н}}$; $\partial T_{\Gamma} / \partial x = 0$; (на входе воды);

при $r = 0$: $\partial C_{\Gamma} / \partial r = 0$; $\partial T_{\Gamma} / \partial x$; $\partial T_{\Gamma} / \partial r = 0$; (условие симметрии);

при $r = R$; $\partial C_{\Gamma} / \partial r = 0$; $T_{\text{ж}} = T_{\text{ст}}$ (на стенке);

где R – радиус градирни, м.

При идентичной гидродинамической обстановке в каналах насадочного слоя коэффициент турбулентной диффузии будет равен среднему значению для ядра потока. Для определения средних коэффициентов турбулентной диффузии и теплопроводности в ядре потока газовой фазы в насадочном слое принимается $\nu_T \approx D_T \approx a_T$, а коэффициент турбулентной вязкости ν_T находится по формуле для хаотичных насадок [22,63] ($\text{Re}_{\Gamma} > 40$)

$$\frac{\nu_T}{\nu_{\Gamma}} = 3,87 \sqrt{\xi \text{Re}_{\Gamma}}, \quad (6.12)$$

где ξ – коэффициент гидравлического сопротивления насадки; $\text{Re}_{\Gamma} = w_{\Gamma} d_3 / \nu_{\Gamma}$.

Таким образом, система уравнений (6.5)–(6.7) при использовании условия равновесия является замкнутой и при назначенных граничных условиях решается

численными методами (например, методом прогонки). Результатом решения являются профили влагосодержания и температур в газовой и жидкой фазах, что дает возможность вычислить эффективность тепло- и массопередачи в насадочном слое и определить эффективность охлаждения воды в градирне.

6.2. Определение коэффициентов тепло –и массоотдачи

Важной составляющей частью расчета градирни является определение коэффициентов тепло – и массоотдачи. При использовании блоков оросителей, которые в большинстве представляют из себя регулярные противоточные насадки, основное охлаждение воды происходит при противоточном взаимодействии стекающей пленки и восходящего потока воздуха (до 90% теплообмена). Известно, что охлаждение воды происходит как за счет конвективного механизма (соприкосновения), так и испарения, поэтому для расчетов используются коэффициенты теплоотдачи и массоотдачи влаги. Причем, основное сопротивление механизмам переноса тепла сосредоточено в газовой (воздушной) фазе и коэффициенты тепло -и массопередачи практически равны коэффициентам тепло- и массоотдачи в газовой фазе. В связи с разнообразием конструкций пленочных блоков оросителей определение данных коэффициентов чаще выполняется на эмпирической основе или с привлечением полуэмпирических моделей. Кроме расчета средних коэффициентов тепло- и массоотдачи также очень важным является определение площади межфазного контакта, которая не всегда равна геометрической поверхности регулярной насадки. Поэтому наиболее достоверными следует считать значения коэффициентов тепло- и массоотдачи в виде произведения на площадь контакта фаз установленные экспериментальным путем. В таких случаях обобщения результатов опытов чаще представляются в виде объемных коэффициентов переноса [3,4,9,47]. Однако экспериментальные результаты имеются далеко не для всех типов контактных устройств и поэтому математическое моделирование не теряет своей актуальности. Конечно, в этом случае необходимо иметь в виду

приближенные модели, которые если обеспечивают точность расчета $\pm 12-18\%$ то, считаются адекватными. Такая точность вполне приемлема при моделировании явлений переноса в двухфазных средах, т.к. погрешность экспериментальных исследований находится примерно в этих же пределах.

Для элементарного объема насадки dV в градирне записывают поток теплоты

$$dQ = \alpha_{\Gamma V} (T_{\text{ж}} - T_{\Gamma}) dV + I_{\Pi} dL_{\text{ж}}, \quad (6.13)$$

$$I_{\Pi} = c_{\text{рж}} T_{\text{ж}} + R_0.$$

Выражения (6.13) первый член правой части - тепло, передаваемое в элементарном объеме насадки от воды к воздуху соприкосновением, а второй тепло, передаваемое испарением; I_{Π} - энтальпия пара, Дж/кг; $R_0 = 2260$ кДж/кг.

Для определения количества испарившейся жидкости используется выражение

$$dL_{\text{ж}} = \beta_{\text{XV}} (C^* - C) dV. \quad (6.14)$$

Из (6.13) и (6.14) следует

$$Q = \alpha_{\Gamma V} (T_{\text{ж}} - T_{\Gamma}) dV + I_{\Pi} \beta_{\text{XV}} (C^* - C) dV \quad (6.15)$$

Объемные коэффициенты записываются в форме

$$\alpha_{\Gamma V} = \frac{\alpha_{\Gamma} dF}{dV}, \beta_{\text{XV}} = \frac{\beta_{\text{X}} dF}{dV}. \quad (6.16)$$

Коэффициенты тепло- и массоотдачи в орошаемых каналах

Следует отметить, что большинство пленочных градирен работают с нагрузками по жидкости в интервале $5-15 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$, а по воздуху $w_{\Gamma} = 0,5 - 2,0$ м/с. Режим движения воздуха – турбулентный.

Рассмотрим различные модели тепло-массоотдачи в газовой фазе для расчета коэффициентов переноса в противоточных блоках оросителей пленочного типа с регулярными контактными устройствами.

Гидродинамическая аналогия Чилтона – Кольборна используются когда перепад давления вызван в основном за счет трения и записывается в виде (3.1.1)

$$\text{Nu}_\Gamma = \text{Sh}_{\gamma\Gamma} \text{Pr}_\Gamma^{1/3}, \quad \text{Sh}_\Gamma = \text{Sh}_{\gamma\Gamma} \text{Sc}_\Gamma^{1/3}, \quad (6.17)$$

где степень 1/3 при числах $\text{Pr}_\Gamma^{1/3}$ и $\text{Sc}_\Gamma^{1/3}$ - по опытным данным различных авторов.

Широкое применение также находит двухслойная модель турбулентного пограничного слоя Прандтля, с применением которой известны выражения для средних коэффициентов переноса (главы 2 и 3)

$$\alpha_\Gamma = \frac{\rho c_{\text{пр}} u_{*\Gamma}}{[R_{1\Gamma} + 2,5 \ln(R_\delta / R_{1\Gamma})] \text{Pr}_\Gamma^{2/3}}, \quad (6.18)$$

$$\beta_\Gamma = \frac{u_{*\Gamma}}{[R_{1\Gamma} + 2,5 \ln(R_\delta / R_{1\Gamma})] \text{Sc}_\Gamma^{2/3}}. \quad (6.19)$$

Для расчета параметров выражений (6.18) и (6.19) используются формулы

$$u_{*\Gamma} = w_\Gamma \sqrt{\xi_{\text{оп}} / 8}, \quad (6.20)$$

$$R_{1\Gamma} = 11,6 \sqrt{\xi_{50} / \xi_{\text{оп}}}, \quad (6.21)$$

$$R_\delta = R_{1\Gamma} \exp[0,4(w_\Gamma / u_{*\Gamma} - R_{1\Gamma})]. \quad (6.22)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления орошаемого канала $\xi_{\text{оп}}$ находится экспериментально для каждой конструкции блока оросителей без учета местных сопротивлений.

Выражения (6.18) и (6.19) записаны в безразмерной форме [15,44]

$$\text{Nu}_\Gamma = \frac{\text{Re}_\Gamma \text{Pr}_\Gamma^{1/3} \sqrt{\xi_{\text{оп}} / 8}}{R_{1\Gamma} + 2,5 \ln(R_\delta / R_{1\Gamma})}, \quad (6.23)$$

$$\text{Sh}_\Gamma = \frac{\text{Re}_\Gamma \text{Sc}_\Gamma^{1/3} \sqrt{\xi_{\text{оп}}/8}}{R_{1\Gamma} + 2,5 \ln(R_\delta/R_{1\Gamma})}. \quad (6.24)$$

Так же используем выражения, полученные на основе модификации гидродинамической аналогии [76,123] (раздел 3.3)

$$\text{Nu}_\Gamma = 0,158 \text{Re}_{*\Gamma}^{6/7} \text{Pr}_\Gamma^{1/3}, \quad (6.25)$$

$$\text{Sh}_\Gamma = 0,158 \text{Re}_{*\Gamma}^{6/7} \text{Sc}_\Gamma^{1/3}. \quad (6.26)$$

Для каналов со стекающей пленкой жидкости в противотоке с газом с динамической скоростью (6.20) из выражений (6.25) и (6.26) получим безразмерные комплексы [33,205]

$$\text{Nu}_\Gamma = 0,158 \text{Re}_\Gamma^{0,85} (\xi_{\text{оп}}/8)^{0,429} \text{Pr}_\Gamma^{1/3}, \quad (6.27)$$

$$\text{Sh}_\Gamma = 0,158 \text{Re}_\Gamma^{0,85} (\xi_{\text{оп}}/8)^{0,429} \text{Sc}_\Gamma^{1/3}, \quad (6.28)$$

где $\text{Nu}_\Gamma = \alpha_\Gamma d_\vartheta / \lambda_\Gamma$; $\text{Sh}_\Gamma = \beta_\Gamma d_\vartheta / D_\Gamma$ – числа Нуссельта и Шервуда.

Для регулярных насадок без интенсификаторов область применения (6.27), (6.28) $\text{Re}_\Gamma > 2300$, а с поверхностными интенсификаторами при $\text{Re}_\Gamma > 500$.

Коэффициент гидравлического сопротивления связан с перепадом давления в орошаемом канале уравнением Дарси-Вейсбаха при противотоке

$$\xi_{\text{оп}} = \frac{2\Delta P_{\text{оп}} d_\vartheta}{H \rho_\Gamma (w_\Gamma + u_{\text{ср}})^2}. \quad (6.29)$$

Первоначально рассмотрим применение приведенных выражений для процесса охлаждения воды в цилиндрических каналах. Для сравнения результатов используем критериальные уравнения Джиллиланда и Шервуда [49]

$$\text{Sh}_\Gamma = 0,023 \text{Re}_\Gamma^{0,83} \text{Sc}_\Gamma^{0,44}, \quad (6.30)$$

и Барнет и Кобе

$$\text{Sh}_\Gamma = 0,025 \text{Re}_\Gamma^{0,8} \text{Sc}_\Gamma^{0,33}. \quad (6.31)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления орошаемого цилиндрического канала вычислим по формуле Борисова ($\text{Re}_\Gamma > 2000$)[18]

$$\xi_{\text{ор}} = \frac{0,11 + 0,9(u_{\text{ср}}\mu_{\text{ж}}/\sigma)^{2/3}}{\text{Re}_{\Gamma}^{0,16}}, \quad (6.32)$$

где средняя скорость при ламинарном ($\text{Re}_{\text{ж}} < 1600$) течении пленки $u_{\text{ср}} = 0,276(v_{\text{ж}}g)^{1/3} \text{Re}_{\text{ж}}^{2/3}$. Число Рейнольдса $\text{Re}_{\text{ж}} = 4q_{\text{ж}}/v_{\text{ж}}$, $q_{\text{ж}}$ – плотность орошения (к периметру течения), $\text{м}^3/(\text{м с})$; при турбулентном: $u_{\text{ср}} = q_{\text{ж}}/\delta_{\text{ПЛ}}$; толщина пленки $\delta_{\text{ПЛ}} = 0,14(v_{\text{ж}}^2/g)^{1/3} \text{Re}_{\text{ж}}^{0,583}$; $\text{Re}_{\Gamma} = w_{\Gamma}d_{\text{э}}/v_{\Gamma}$; $\sigma \sim \text{Н/м}$.

Результаты расчетов числа Sh_{Γ} по формулам (6.24), (6.28), (6.30), (6.31) даны на рисунок 6.2. [44,45]

Как следует из результатов расчета (рисунок 6.2.) модель Прандтля (6.24) дает немного завышенные значения Sh_{Γ} , а у остальных выражений наблюдается удовлетворительное согласование по значению Sh_{Γ} для наиболее простого случая противотока газа и пленки жидкости в гладком цилиндрическом канале.

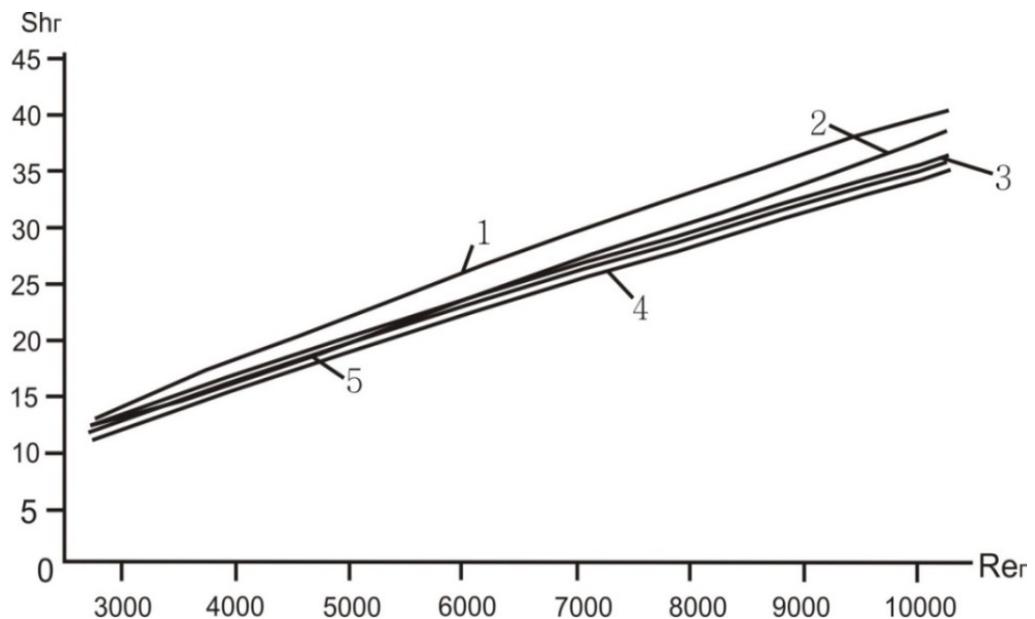


Рисунок 6.2. – Результаты расчетов числа Sh_{Γ} : 1-расчет по формуле(6.24); 2- расчет по формуле (6.28); 3- расчет по формуле (6.30); 4- расчет по формуле (6.31); 5- расчет по формуле (6.17) (воздух-вода, $Sc_{\Gamma}=0,7$, $\text{Re}_{\text{ж}}=2000$)

Коэффициенты тепло- и массоотдачи в насадочных слоях

Далее рассмотрены процессы тепло- и массоотдачи в регулярных и нерегулярных контактных устройствах градирни при интенсивном турбулентном режиме движения газа.

Для регулярных насадок (плоскопараллельных, трубчатых, сотовых и др.) без специальных завихрителей газового потока можно использовать выражения, полученные путем модификации гидродинамической аналогии, т.е. формулы для чисел Нуссельта (6.27) и Шервуда (6.28).

Многие регулярные насадки содержат гофры, завихрители, просечки и другие различные интенсификаторы тепломассообмена. Для таких конструкций записать динамическую скорость (6.20) используя уравнение баланса сил не корректно. Это относится и к хаотичным насадочным слоям. В таких случаях можно применять известный подход с использованием средней объемной скорости диссипации механической энергии в сплошной среде. Тогда запишем среднее значение динамической скорости на межфазной поверхности (раздел 2.8) [16,180]

$$u_* = 1,85 \left(\frac{\Delta P_{op} w_{\Gamma} v_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} H} \right)^{0,25} = 1,85 \left(\frac{\xi_{op} w_{\Gamma}^3 v_{\Gamma}}{2d_{\text{э}}} \right)^{0,25}. \quad (6.33)$$

Из (6.25), (6.26) с динамической скоростью (6.33) $\tau_w = u_*^2 \rho_{\Gamma}$ получено [76,205] (для хаотичных насадок: $50 < Re_{\text{э}} < 10^4$) при небольшой плотности орошения

$$Nu_{\Gamma} = 0,175 Re_{\Gamma}^{0,75} \left(\xi_{op} / 2 \right)^{0,25} Pr_{\Gamma}^{1/3}, \quad (6.34)$$

$$Sh_{\Gamma} = 0,175 Re_{\Gamma}^{0,75} \left(\xi_{op} / 2 \right)^{0,25} Sc_{\Gamma}^{1/3}. \quad (6.35)$$

В третьей главе для сухих и орошаемых насадок получено ($300 < Re_{\text{э}} < 5 \cdot 10^4$)

$$\text{Nu}_\Gamma = \frac{\text{Re}_{*3} \text{Pr}^{0,33}}{5,0 \text{Re}_{*0} / \text{Re}_{*3} + 2,5 \ln \left[3 \text{Re}_{*3} \left(\frac{\pi}{2 \text{Re}_3} \right)^{0,5} \right]}, \quad (6.36)$$

$$\text{Sh}_\Gamma = \frac{\text{Re}_{*3} \text{Sc}^{0,33}}{5,0 \text{Re}_{*0} / \text{Re}_{*3} + 2,5 \ln \left[3 \text{Re}_{*3} \left(\frac{\pi}{2 \text{Re}_3} \right)^{0,5} \right]}, \quad (6.37)$$

где выражения для расчета Re_{*0} и Re_{*3} даны во второй главе (раздел 2.8).

При известном среднем значении коэффициента β_Γ объемный коэффициент насадочного слоя получит вид

$$\beta_{xv} = \rho_\Gamma \beta_\Gamma a_v \psi_w, \quad (\text{кг} / \text{м}^3 \text{ с}), \quad (6.38)$$

где ψ_w - коэффициент смачиваемости поверхности регулярной насадки

$$\psi_w = f(\text{Re}_ж, Fr, We). \quad (6.39)$$

Для сравнения результатов расчета по формулам (6.34)-(6.37) воспользуемся экспериментальными данными по гидравлическому сопротивлению и тепло-массоотдачи в блочных регулярных и хаотичных насадок [13,14,16,25,55].

Рассмотрим опытные данные по коэффициенту гидравлического сопротивления и массоотдачи в газовой фазе для регулярной рулонной насадки [14,25]. Данная насадка выполнена из пакета из сдвоенных металлических лент, одна из которых имеет треугольные гофры. На боковых поверхностях гофр выполнены лепестки в виде круговых сегментов, при этом хорды сегментов гофр расположены под углом друг к другу. Свободный объем насадки $\varepsilon_{св} = 0,95$, удельная поверхность $a_v = 480 \text{ м}^2 / \text{м}^3$, эквивалентный диаметр $d_3 = 4\varepsilon_{св} / a_v = 0,0079 \text{ м}$. Опыты проводились при скорости воздуха w_Γ до 5 м/с и плотности орошения от 5 до 30 $\text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{ ч})$. В результате обобщения опытных данных получены коэффициенты сопротивления сухой $\xi_{сух}$ и орошаемой насадки $\xi_{ор}$ [14,25].

$$\xi_{сух} = 0,105 \text{Re}_\Gamma^{0,108}, \quad (6.40)$$

$$\xi_{\text{ор}} = \xi_{\text{сух}} + 0,0226 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,34} \cdot 10^{-3} \text{Re}_{\text{г}}, \quad (6.41)$$

где $\text{Re}_{\text{ж}} = q_{\text{ж}} d_{\text{э}} / \nu_{\text{ж}}$ - число Рейнольдса жидкой фазы; плотность орошения $q_{\text{ж}}$ - $\text{м}^3/\text{м}^2 \text{с}$; $\text{Re}_{\text{г}} = w_{\text{г}} d_{\text{э}} / \nu_{\text{г}}$ - число Рейнольдса для газовой фазы.

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе находился при увлажнении воздуха водой. Конструкция насадки обеспечивает интенсивный турбулентный режим движения газа в слое. Поэтому для расчетов воспользуемся выражениями (6.34), (6.35) или (6.36), (6.37), которые дают близкие результаты. На рисунке 6.3. представлены экспериментальные данные [14] и расчетные коэффициенты массоотдачи по формулам (6.35), (6.37) при плотности орошения $10 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$. В таблице 6.1 дано сравнение $Sh_{\text{г}}$ при плотности орошения от 5 до $20 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ и скорости газа 1,0 и 2,0 м/с.

На рисунке 6.4 дано сравнение по числу Нуссельта при теплоотдаче в хаотичном насадочном слое из цилиндров и параллелепипедов ($\xi_{\text{г}} = 11,6/\text{Re}_{\text{г}}^{0,25}$) с опытными данными для воздуха [225].

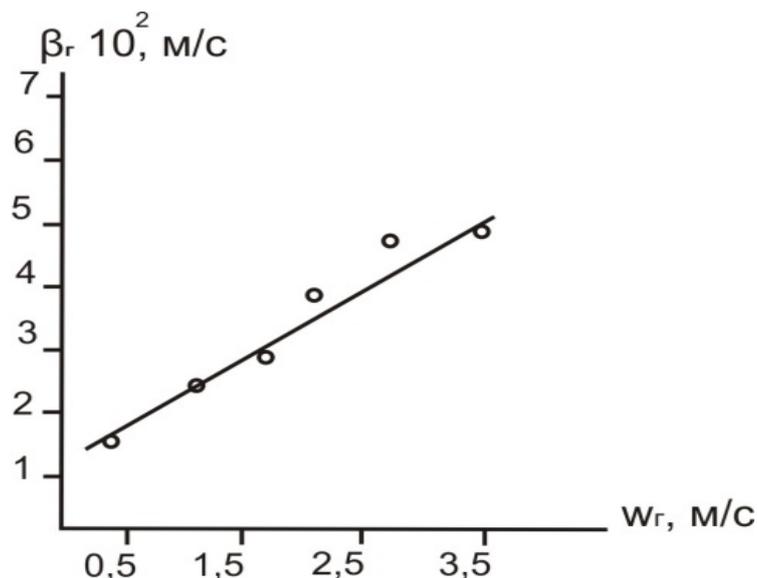


Рисунок 6.3 – Зависимость коэффициентов массоотдачи в газовой фазе от скорости газа при плотности орошения $10 (\text{м}^3/\text{м}^2 \text{ ч})$, $d_{\text{э}} = 0,0079$, м. \circ - эксперимент [14], линия - расчет по (6.35) и (6.37) (линии практически совпадают)

Таблица 6.1. – Расчетные и экспериментальные данные числа Шервуда.

$\frac{w_{\Gamma}}{q_{\text{ж}}}$	Re_{Γ}	$Re_{\text{ж}}$	$\xi_{\text{оп}}$	Sh_{Γ} расчет (6.35)	Sh_{Γ} расчет (6.37)	Эксперимент Sh_{Γ} [14]
1/5	527	11	0,24	10,1	10,5	9,9
1/10	527	22	0,25	10,2	10,6	9,7
2/5	1054	11	0,8	17,4	17,5	17,4
2/10	1054	22	0,29	17,4	17,5	18,1
1/20	527	44	0,26	10,2	10,6	10,3

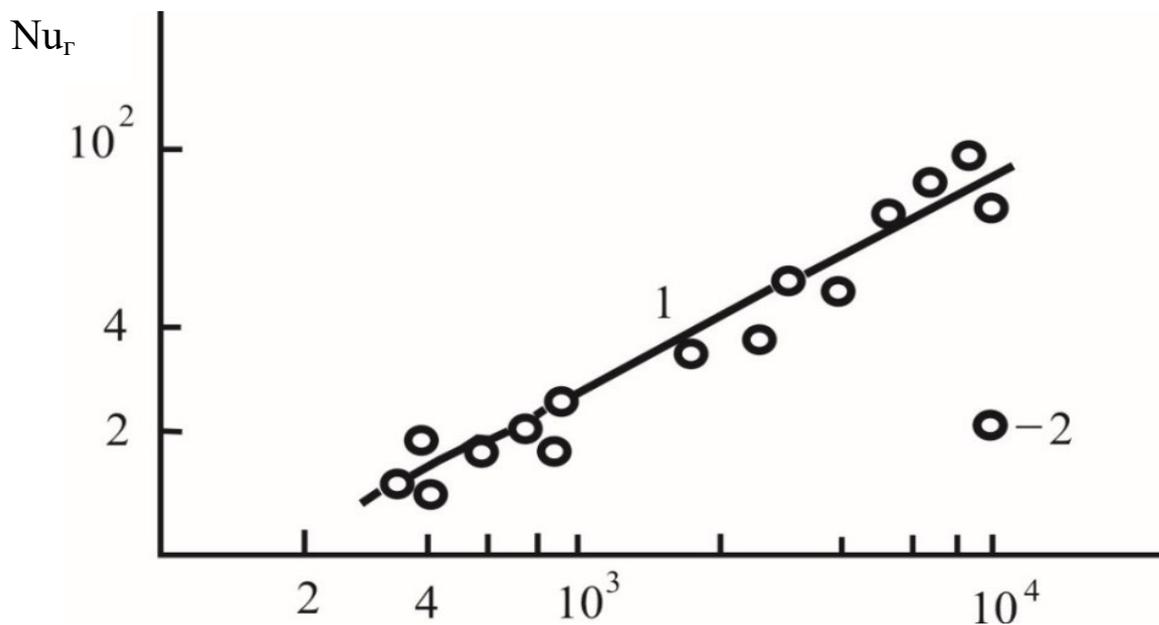


Рисунок 6.4. – Теплоотдача в слоях насадочных элементов: 1 – расчет по уравнению (6.36);
2 – опытные данные [225]

Как следует из представленных результатов выражения (6.34) –(6.37) обеспечивают удовлетворительное согласование ($\pm 12\%$) с экспериментом.

Далее рассмотрена массоотдача в блоках оросителях из трубок, изготовленных из полиэтиленовой сетки. Такие оросители используются в промышленных градирнях СК-400 и других. Сетчатые трубки диаметром 0,05 м. При плотной упаковке элементов в блоках удельная поверхность составляет $a_v \approx 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$ и свободный объем $\varepsilon_{\text{св}} \approx 0,9 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $d_3 = 0,0257 \text{ м}$.

Коэффициент гидравлического сопротивления сухих насадок [179]

$$\xi_{\text{сух}} = c \left(\frac{64}{\text{Re}_{\text{пр}}} + \frac{1,8}{\text{Re}_{\text{пр}}^{0,08}} \right), \quad (6.42)$$

где расчет числа Рейнольдса $\text{Re}_{\text{пр}}$ отличается от традиционного для насадок [49] и вычисляется по выражению [179]

$$\text{Re}_{\text{пр}} = \frac{w_0 d_p}{(1 - \varepsilon_{\text{св}}) \nu_{\Gamma}}, \quad (6.42.1)$$

где d_p – практический диаметр

$$d_p = 6 \frac{1 - \varepsilon_{\text{св}}}{a_{\nu}}. \quad (6.42.2)$$

Для сетчатой насадки в (6.42) эмпирический коэффициент $c = 0,172$.

Перепад давления для сухой насадки в коэффициентом ξ_0 (6.42) находится по выражению [179]

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi_{\text{сух}} H \frac{a_{\nu}}{\varepsilon_{\text{св}}} \frac{w_0^2 \rho_{\Gamma}}{2}. \quad (6.42.3)$$

Отношение перепада давления орошаемой и сухой насадок записывается в формуле

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = \frac{\xi_{\text{ор}}}{\xi_{\text{сух}}} \left(\frac{\varepsilon_{\text{св}}}{\varepsilon_{\text{св}} - \varepsilon_{\text{ж}}} \right)^3, \quad (6.42.4)$$

где $\varepsilon_{\text{ж}}$ – задержка жидкости в слое, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Коэффициент сопротивления орошенной насадки зависит от $\xi_{\text{сух}}$ (6.42) с поправочными множителями [179]

$$\xi_{\text{ор}} = \kappa \xi_{\text{сух}} \left(\frac{\varepsilon_{\text{св}} - \varepsilon_{\text{ж}}}{\varepsilon_{\text{св}}} \right)^{3/2}, \quad (6.42.5)$$

где при $\text{Re}_{\text{ж}} < 100$

$$\kappa \approx [\exp(\text{Re}_{\text{ж}}/200)]. \quad (6.42.6)$$

Число Рейнольдса по жидкой фазе записывается в форме $\text{Re}_{\text{ж}} = q_{\text{ж}}/a_{\nu} \nu_{\text{ж}}$.

Удерживающая способность насадки по жидкой фазе состоит из суммы динамической и статической составляющих [49]. В первом приближении можно принять $\varepsilon_{ж} \approx 0,05$ или вычислить по известным полуэмпирическим выражениям [49,55].

Приведенные выражения для $\Delta P_{сух}$ (6.42.3) и $\Delta P_{сух}$ (6.42.4) и, соответственно, для коэффициентов сопротивления $\xi_{сух}$ (6.42) и $\xi_{ор}$ (6.42.5) проверены [4,36] для более, чем 50 типов различных насадок и более 20 различных газожидкостных сред.

На рисунке 6.5 приведены результаты расчетов объемных коэффициентов массоотдачи (6.38) по выражениям (6.35) и (6.37) и сравнение с опытными данными, полученными на макете градирни диаметром 200 мм [136].

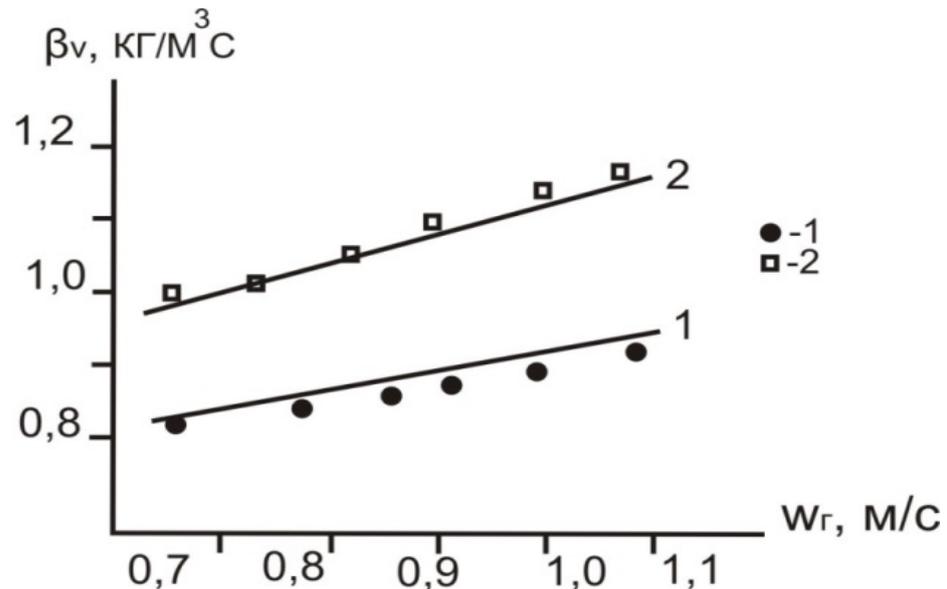


Рисунок 6.5. – Зависимость коэффициента массоотдачи от скорости воздуха: 1,2 – расчет по формулам (6.35) и по (6.37) (линии совпадают). 1- расход воды $4,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$; 2- $7,0 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$

Далее рассмотрено несколько других типов регулярных насадок [13,55]:

1. Регулярная металлическая насадка Инжехим (IRG) из гофрированных листов с перекрестным расположением гофров и шероховатой поверхностью.

Удельная поверхность $a_v = 165 \text{ м}^2/\text{м}^3$, свободный объем $\varepsilon_{\text{св}} \approx 0,98$. Коэффициент гидравлического сопротивления ($700 < \text{Re}_\Gamma < 5000$)

$$\xi_{\text{сух}} = 3,18 \text{Re}_\Gamma^{-0,12} \quad (6.43)$$

2. Регулярная рулонная гофрированная насадка Инжехим (глава 3) с шероховатой поверхностью из металлической ленты [144]: Удельная поверхность $a_v = 240 \text{ м}^2/\text{м}^3$, свободный объем $\varepsilon_{\text{св}} \approx 0,9$. Коэффициент гидравлического сопротивления ($500 < \text{Re}_\Gamma < 10^4$)

$$\xi_{\text{сух}} = 3,89 \text{Re}_\Gamma^{-0,294} \quad (6.44)$$

3. Керамические кольца Рашига диаметром 100 мм, удельная поверхность $a_v \approx 60 \text{ м}^2/\text{м}^3$, свободный объем $\varepsilon_{\text{св}} \approx 0,98$. Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\xi_{\text{сух}} = 9,2 \text{Re}_\Gamma^{-0,375} \quad (6.45)$$

4. Деревянная хордовая насадка 10×100 мм, удельная поверхность $a_v = 65 \text{ м}^2/\text{м}^3$, свободный объем $\varepsilon_{\text{св}} = 0,68$. Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\xi_{\text{сух}} = 6,64 \text{Re}_\Gamma^{-0,375} \quad (6.46)$$

На рисунке 6.6. даны результаты расчета объемного коэффициента массоотдачи (6.38) с использованием уравнения (6.37). Видно преимущество современных насадок с интенсификаторами.

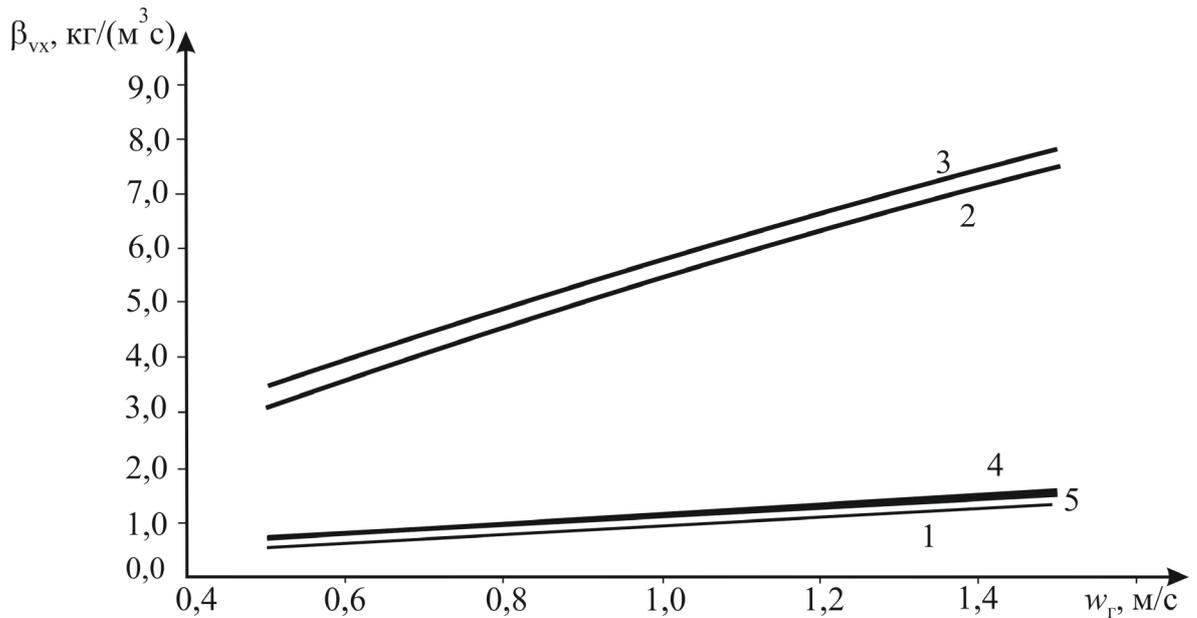


Рисунок 6.6. – Расчетные зависимости объемного коэффициента массоотдачи (6.38) по формуле (6.37) от скорости газа: 1- сетчатая насадка; 2-регулярная металлическая насадка Инжехим (IRG) из гофрированных листов; 3 – регулярная рулонная гофрированная насадка Инжехим с шероховатой поверхностью из металлической ленты; 4 – керамические кольца Рашига; 5 – деревянная хордовая насадка.

6.3. Тепловая эффективность градирни

Основной задачей при теоретических и экспериментальных исследованиях любых тепломассообменных аппаратов, в том числе и градирен, является достоверное определение эффективности проводимых процессов.

Эффективность, как тепло, так и массообменного процесса чаще всего выражается исходя из достигнутых показателей (концентраций, температур, энтальпий), к максимально возможном. Например, в теории массопередачи такая эффективность называется эффективностью по Мерффи барботажных тарелок или коэффициентом извлечения в насадочных абсорберах [3,4,49,154].

Тепловая эффективность по охлаждаемой воде в противоточной градирни выражается в известном виде (6.1)

$$E_{\text{ж}} = \frac{T_{\text{жн}} - T_{\text{жк}}}{T_{\text{жн}} - T^*}, \quad (6.47)$$

где $T_{\text{ЖН}}$, $T_{\text{ЖК}}$ – начальная и конечная температуры охлаждаемой воды; T^* – температура воздуха по мокрому термометру на входе в аппарат. Знаменатель в отношении (6.47) характеризует теоретический предел охлаждения воды. Известно, что большинство промышленных градирен имеют невысокую эффективность ($E_{\text{ж}} = 0,2 \div 0,5$), особенно в летнее время.

Аналогично отношению (6.47) запишем тепловые эффективности по газовой (воздушной) фазе в виде отношений энтальпий и влагосодержаний

$$E_{\Gamma} = \frac{I_{\text{К}} - I_{\text{Н}}}{I_{\text{К}}^* - I_{\text{Н}}}, \quad (6.48)$$

$$E_{\text{х}} = \frac{C_{\text{К}} - C_{\text{Н}}}{C_{\text{К}}^* - C_{\text{Н}}}, \quad (6.49)$$

где $I_{\text{К}}^*$ – значение энтальпии влажного воздуха на выходе из блока контактных устройств градирни на линии насыщения при температуре воды на входе $T_{\text{ЖН}}$; $C_{\text{К}}^*$ – влагосодержание воздуха на выходе при $T_{\text{ЖК}}$ и относительной влажности 100%. Значение E_{Γ} характеризует эффективность нагрева воздуха горячей водой, а $E_{\text{х}}$ – испарение воды.

Значения (6.47) – (6.49) записаны относительно достигнутых показателей к максимальновозможным для тепломассообменных процессов.

Известна приближенная связь между эффективностями по жидкой (6.47) и газовой (6.48) фазам в виде [154]

$$\left(\frac{1}{E_{\text{ж}}} - 1 \right) \approx \left(\frac{1}{E_{\Gamma}} - 1 \right) \frac{Lc_{\text{рж}}}{Gc_{\text{рг}}}, \quad (6.50)$$

Для процесса испарительного охлаждения воды зависимость (6.50) является приближенной, т.к. не учитывает термодинамические параметры состояния влажного воздуха.

Связь между эффективностями (6.47), (6.48) можно установить используя уравнение теплового баланса для противоточной градирни

$$Q = Lc_{рж}(T_{жн} - T_{жк}) + Q_{и} = G(I_{к} - I_{н}), \quad (6.51)$$

где Q - поток тепла (тепловая нагрузка), Вт; $Q_{и} = c_{рж}T_{жк}G(C_{к} - C_{н})$ - поток тепла с испарившейся жидкостью, Вт.

Из выражений (6.47), (6.48) и (6.51) получим соотношение [203]

$$\frac{E_{г}}{E_{ж}} = \frac{Lc_{рж}(T_{жн} - T^*) + Q_{и}}{G(I_{к}^* - I_{н})}. \quad (6.52)$$

Для практических расчетов реальных градирен выражение (6.52) удобнее использовать с плотностью орошения $q_{ж} = L / (\rho_{ж}S_{к})$, м³/(м² с) и средней скоростью воздуха $w_0 = G / (\rho_{г}S_{к})$, м/с в рабочем сечении $S_{к}$, м².

Тогда получим

$$E_{г} = \frac{E_{ж}\rho_{ж}c_{рж}q_{ж}(T_{жн} - T^*) + Q_{и}/S_{к}}{\rho_{г}w_0(I_{к}^* - I_{н})}. \quad (6.53)$$

Поток тепла испарившейся жидкости с использованием $E_{х}$ (6.48) равен:

$Q_{и} = Gc_{рж}T_{жк}E_{х}(C_{к}^* - C_{н})$ или $Q_{и} / S_{к} = \rho_{г}w_0c_{рж}T_{жк}E_{х}(C_{к}^* - C_{н})$. Значение $Q_{и}$ составляет 2-5% от общей тепловой нагрузки градирни.

Таким образом, вычисляя требуемое значение $E_{ж}$ (6.47) далее по выражению (6.53) можно определить требуемую тепловую эффективность по воздушному потоку с учетом реальных термодинамических параметров воды и воздуха, которые могут значительно меняться в зависимости от времени года и метеорологической обстановки. Если из расчетов $E_{г}$ по (6.52) будет получено $E_{г} > 1$, то значит для заданных условий достигнуть требуемую эффективность охлаждения воды невозможно, т.е. это противоречит уравнению теплового баланса (6.51).

Из условия достижения состояния равновесия на выходе блоков оросителей минимальный расход воздуха равен

$$G_{\min} = \frac{Q}{I_{\text{к}}^* - I_{\text{н}}} = \frac{Lc_{\text{рж}}(T_{\text{жн}} - T_{\text{жк}}) + Q_{\text{и}}}{I_{\text{к}}^* - I_{\text{н}}}. \quad (6.54)$$

Отсюда минимальная скорость воздуха в рабочем сечении градирни $w_{\min} = G_{\min} / (S_{\text{к}} \rho_{\text{г}})$, м/с.

Для достижения высокой эффективности в градирне должно выполняться следующее условие $w_{\text{о}} > w_{\min}$ исходя из гидродинамических характеристик выбранных блоков оросителей и мощности на подачу воздуха вентиляторами.

Из выражения (6.53) можно записать максимальную ожидаемую эффективность охлаждения воды $E_{\text{ж}}$ (6.47). Например, при $E_{\text{г}} = 0,99$, получим

$$E_{\text{ж}} = \frac{0,99 \rho_{\text{г}} w_{\text{о}} (I_{\text{к}}^* - I_{\text{н}})}{\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} q_{\text{ж}} (T_{\text{жн}} - T^*) + Q_{\text{и}} / S_{\text{к}}}, \quad (6.55)$$

т. е, при заданном режиме $(w_{\text{г}}, q_{\text{ж}})$ и термодинамических параметрах воды $(T_{\text{жн}}, T^*)$ и воздуха $(I_{\text{к}}^*, I_{\text{н}})$ более глубокое охлаждение воды в данной постановке (условиях) достичь невозможно.

Очевидно, что реальное значение $E_{\text{г}}$ будет зависеть от режимных и конструктивных характеристик блоков оросителей.

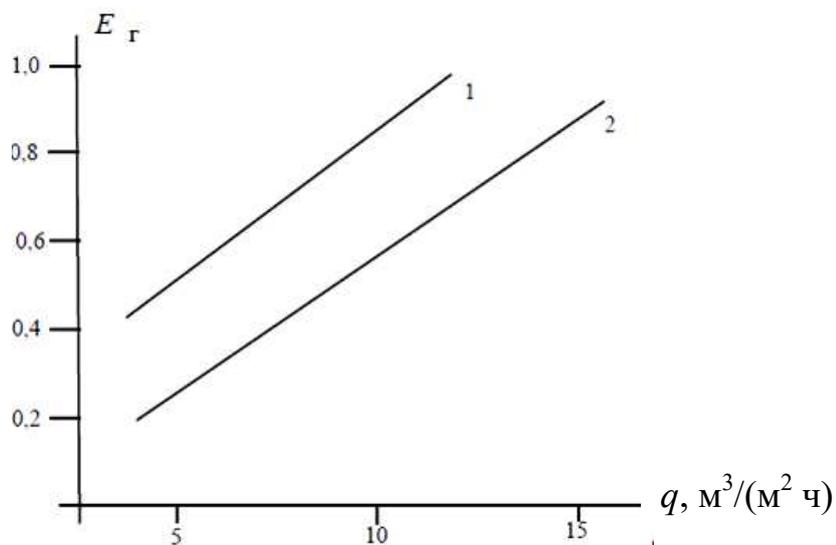


Рисунок 6.7– Зависимость требуемой эффективности охлаждения воды в газовой фазе от плотности орошения при $E_{\text{ж}}=0,56$: 1 – скорость воздуха $w_{\text{о}} = 1$ м/с; 2 – $w_{\text{о}} = 2$ м/с.

На рисунке 6.7 представлены результаты расчетов требуемой тепловой эффективности градирни для рекомендуемых в справочниках летних условий эксплуатации в г. Казани. Начальная температура воздуха $T_{\text{н}}=26,8^{\circ}\text{C}$; относительная влажность $\varphi = 43\%$; температура мокрого термометра $T^*=18,7^{\circ}\text{C}$. Энтальпия воздуха $I_{\text{н}}=49512$ Дж/кг. Начальная температура воды, подаваемая на охлаждение $T_{\text{жн}}=40^{\circ}\text{C}$; требуемая конечная температура воды $T_{\text{жк}}=28^{\circ}\text{C}$. Из рисунка видно, что при увеличении плотности орошения требуемая тепловая эффективность в газовой фазе повышается.

Таблица. 6.2. – Экспериментальные данные макета градирни [136]

w_0 , м/с	$q_{\text{ж}}$, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \text{ч})$	$T_{\text{гн}}$, $^{\circ}\text{C}$	T^* , $^{\circ}\text{C}$	φ , %	$I_{\text{н}}$, кДж/кг	$E_{\text{ж}}$
0,72	4,93	25,9	17,2	38	44,9	0,5
1,07	4,93	26,3	17,2	36	41,5	0,54
0,72	7,61	25,8	16,8	36	47,2	0,31
1,07	7,61	25,9	16,7	35	47,1	0,39

В таблице 6.2: $T_{\text{гн}}$ – начальная температура воздуха, $^{\circ}\text{C}$; начальная температура воды $T_{\text{жн}}=38,4^{\circ}\text{C}$; энтальпия воздуха $I_{\text{н}}^*=147,27$ кДж/кг. Конечная температура воды $T_{\text{жк}} = T_{\text{жн}} - E_{\text{ж}} (T_{\text{жн}} - T^*)$. Представленные экспериментальные данные далее использованы в расчетах.

Результаты расчетов

На рисунке 6.8. представлены экспериментальные [136] и расчетные тепловые эффективности в жидкой и газовой фазах [201,203].

Установлено, что тепловая эффективность охлаждения (6.47) понижается при увеличении расхода воды при прочих постоянных условиях и повышается при увеличении скорости воздуха. Требуемая расчетная тепловая эффективность по воздушной фазе (6.53) имеет обратную зависимость от расхода воздуха.

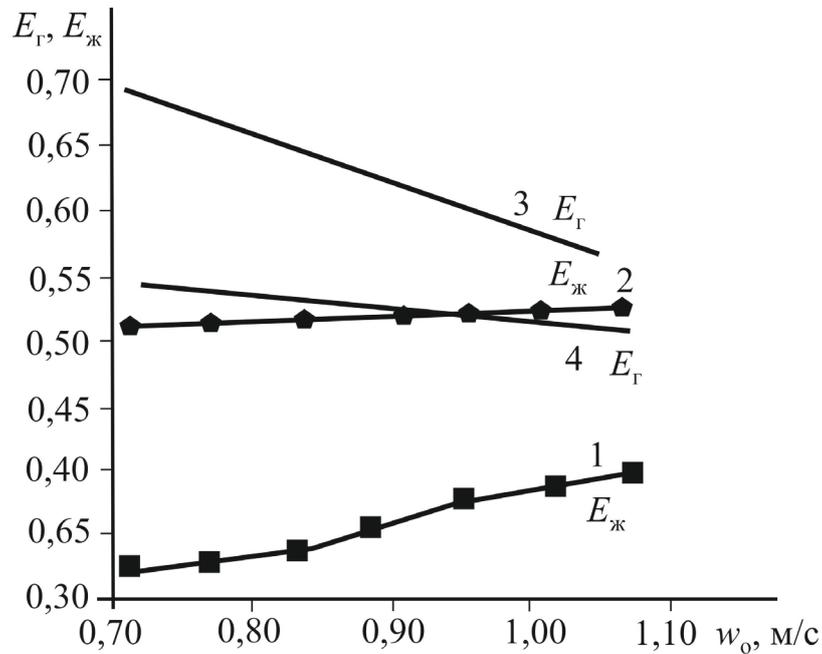


Рисунок 6.8. – Тепловые эффективности макета градирни; 1 – экспериментальные значения $E_{ж}$ при $q_{ж}=7,61 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 2 – при $q_{ж}=4,93 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 3 – расчет $E_{Г}$ по формуле (6.53) при $q_{ж}=4,93 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 4 – при $q_{ж}=7,61 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$.

Расчеты тепловой эффективности по разработанной математической модели показывают удовлетворительное согласование с расчетом по формуле (6.53). Следует отметить, что расчетное значение $E_{Г}$ получается немного меньше экспериментального $E_{Г}$ по выражению (6.53) на 8–13% относительных. Это можно объяснить входными эффектами и потерями теплоты через стенку макета градирни, что не учитывается в расчетах по математической модели. Однако согласование по тепловой эффективности $E_{Г}$ можно признать вполне удовлетворительным.

6.4 Экспериментальные данные по исследованию модернизированной градирни

В диссертации выполнены экспериментальное исследования процесса охлаждения воды на макете градирни с комбинированной насадкой. Принципиальная схема экспериментальной установки дана в главе 4. Нагрев воды происходит в емкости E электронагревателем ЭЛ. На схеме K – колонна макета градирни с внутренним диаметром 190 мм из оргстекла, высота колонны два метра; N_1, N_2 – насосы; B – газодувка; E – емкость. Измерение температур воды и воздуха осуществляется термомпарами на входе потоков $T_{\text{ЖН}}$, $T_{\text{ГН}}$ и на выходе $T_{\text{ЖК}}$, $T_{\text{ГК}}$; измеряются также объемные расходы воды $V_{\text{Ж}}$ и воздуха $V_{\text{Г}}$; влагосодержание воздуха $C_{\text{Н}}$ и $C_{\text{К}}$, кг/кг; (влагосодержание в литературе обозначается также); перепад давления воздуха в насадке $\Delta P_{\text{Г}} = P_1 - P_2$, Па. Высота регулярной насадки $H_1=1,0$ м; нерегулярной $H_2=0,20$ м. Общая высота комбинированной насадки $H=1,2$ м. Расстояние от распылителя воды до слоя комбинированной насадки 180 мм. Допущения: основной тепломассообмен происходит в насадочных слоях; теплопередача через стенки градирни в окружающей воздух незначительная; основное сопротивление тепломассообмена сосредоточено в газовой фазе.

Дискретно – регулярная кольцевая шероховатость регулярной насадки создает ламинарно-волновой, а при повышенном расходе воды развитый турбулентный режим течения пленки и турбулентный режим воздуха.

Нерегулярная насадка, засыпанная поверх основного слоя, выполняет несколько функций.

Во-первых – более равномерное орошение регулярной насадки за счет перераспределения жидкой фазы хаотичными элементами [9]. Во-вторых – создание дополнительного контакта фаз – активного участка тепломассообмена, где максимальная движущая сила процесса охлаждения воды; в-третьих –

уменьшение расстояния от распылителя жидкости до слоя насадки. Известно, что на большом расстоянии происходит значительное дробление струй на капли и мелкие капли при повышении скорости начинают захватываться газовым потоком и уносятся в шлемовую линию аппарата (а в градирне в атмосферу).

В качестве регулярной насадки применялись гладкие и с регулярной дискретной шероховатостью полиэтиленовые трубки диаметром 50 мм (10 штук), а нерегулярной (хаотичной) аналогичные трубки нарезанные в цилиндры высотой 50 мм (35 шт.) (т.е. аналог колец Рашига 50x50мм), а также металлические «Инжехим -2012» размером 16 мм [159]. Удельная поверхность верхнего слоя с кольцами – $77 \text{ м}^2/\text{м}^3$, с «Инжехим 2012» – $267 \text{ м}^2/\text{м}^3$, нижнего слоя $110 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Вид насадки «Инжехим 2012» дан на рисунке 4.17 (глава 4).

Удельный свободный объем всех насадок $\varepsilon_{\text{св}} = 0,95$. Температура воздуха в зависимости от температуры окружающей среды от эксперимента к эксперименту находилось в интервале $T_{\text{ГН}} = 25\text{-}28 \text{ }^\circ\text{C}$; а воды $T_{\text{ЖН}} = 35\text{-}38 \text{ }^\circ\text{C}$. Плотность орошения $q_{\text{ж}} = 8,8\text{-}19,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; скорость воздуха $w_0 = 0,7\text{-}2,6 \text{ м/с}$. Расходные параметры соответствуют работе промышленных пленочных градирен и мини градирен, а также ряда других теплообменных аппаратов, например абсорберов и скрубберов-охладителей газов.

Эксперименты выполнялись в три этапа [162]. Первоначально исследовалась насадка только из полиэтиленовых шероховатых труб 50 мм ($H_1=1,0 \text{ м}$) без верхнего хаотичного слоя, затем с верхним слоем ($H_2=0,2 \text{ м}$) из полиэтиленовых колец (50x50мм) и на третьем этапе с хаотичной металлической насадкой «Инжехим-2012» 16 мм ($H_2=0,2 \text{ м}$).

При экспериментальных исследованиях процесса на макете насадочной градирни измерялись: объемные расходы воды $V_{\text{ж}}$ и воздуха $V_{\text{г}}$, $\text{м}^3/\text{с}$; температуры воды на входе $T_{\text{ЖН}}$, выходе $T_{\text{ЖК}}$, $^\circ\text{C}$; температуры воздуха на входе $T_{\text{ГН}}$, выходе $T_{\text{ГК}}$, $^\circ\text{C}$; влагосодержание на входе $C_{\text{н}}$, и выходе $C_{\text{к}}$, кг/кг ; перепад давления воздуха насадочного слоя $\Delta P_{\text{г}}=P_1-P_2 \text{ Па}$ (без учета местных

сопротивлений). Погрешность экспериментальных исследований не более $\pm 8 - 10\%$.

Вычислялась удельная энтальпия воздуха на входе $I_H = (c_{рв} + c_{рп}C_H)T_{ГН} + R_0C_H$, на выходе $I_K = (c_{рв} + c_{рп}C_K)T_{ГК} + R_0C_K$, Дж/кг, где $c_{рв}$, $c_{рп}$ – удельные теплоемкости сухого воздуха и водяного пара, Дж/(кг К); R_0 – скрытая теплота парообразования воды, Дж/кг. Значения равны $c_{рв} = 1005$ Дж/(кгК); $c_{рп} = 1850$ Дж/(кгК); $R_0 \approx 2260 \cdot 10^3$, Дж/кг.

Также вычислялись значения удельных энтальпий на линии насыщения $I_H^* = (c_{рв} + c_{рп}C_H^*)T_{ЖН} + R_0C_H^*$, $I_K^* = (c_{рв} + c_{рп}C_K^*)T_{ЖК} + R_0C_K^*$, Дж/кг, где C_H^* , C_K^* – влагосодержание (кг/кг) при $T_{ЖН}$, $T_{ЖК}$ и относительной влажности $\varphi = 100\%$. Эти значения имеются в справочных данных и сведены в таблице 6.3.

Таблица 6.3. – Термодинамические параметры влажного воздуха на линии насыщения

$T, ^\circ\text{C}$	$C^*, \text{кг/кг}$	$I^*, \text{кДж/кг}$	$T, ^\circ\text{C}$	$C^*, \text{кг/кг}$	$I^*, \text{кДж/кг}$
20	0,0147	57,3	34	0,0345	122,46
21	0,01566	60,77	35	0,03659	128,89
22	0,01667	64,37	36	0,03874	135,48
23	0,01775	68,15	37	0,04111	142,65
24	0,01888	72,06	38	0,04357	150,05
25	0,0201	76,20	39	0,04616	157,80
26	0,02136	80,45	40	0,04890	165,94
27	0,0227	84,91	41	0,05178	174,46
28	0,02412	89,58	42	0,05484	186,86
29	0,02562	94,45	43	0,05806	192,86
30	0,02721	99,57	44	0,06146	202,76
31	0,02889	104,92	45	0,06506	213,18
32	0,03066	110,50	46	0,0689	222,1
33	0,03253	116,35			

Ниже приведены известные выражения [47,48], которые применяются для расчета градиен.

Локальный поток теплоты (Вт) в элементарном объеме

$$dQ = \alpha_v(T_{\text{ж}} - T_{\text{г}})dV + I_{\text{п}}dL_{\text{и}}, \quad (6.56)$$

где α_v – объемный коэффициент теплоотдачи (Вт/(м³К)) в элементарном объеме dV ; $I_{\text{п}}$ – энтальпия пара, Дж/кг; $L_{\text{и}}$ – массовый расход испарившейся жидкости, кг/с.

Количество испарившейся жидкости $dL_{\text{и}} = \beta_{xv}(C^* - C)dV$, β_{xv} – объемный коэффициент массоотдачи, кг/(м³с); $\beta_{xv} = \beta_x dF / dV$; dF – площадь межфазной поверхности в элементарном объеме, м².

Из приведенных выражений записывают

$$dQ = \alpha_v(T_{\text{ж}} - T_{\text{г}})dV + I_{\text{п}}\beta_{xv}(C^* - C)dV. \quad (6.57)$$

Уравнение теплового баланса противоточной градирни

$$Q = Lc_{\text{рж}}(T_{\text{жн}} - T_{\text{жк}}) + Q_{\text{и}} = G(I_{\text{к}} - I_{\text{н}}), \quad (6.58)$$

где L, G – массовый расход воды и воздуха, кг/с; $Q_{\text{и}} = c_{\text{рж}}T_{\text{жк}}G(C_{\text{к}} - C_{\text{н}})$ – поток теплоты с испарившейся водой, Вт.

Тепловой баланс (6.58) на экспериментальной установке соблюдался с расхождением не более 2,5-3,0%.

На основе выражений (6.57), (6.58) с применением аналогии Льюиса записывается поток теплоты в градирне в известной форме[47,48]

$$Q = G(I_{\text{к}} - I_{\text{н}}) = \beta_x F \Delta t_{\text{ср}}, \quad (6.59)$$

где $\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила процесса тепломассопередачи, Дж/кг; β_x – коэффициент массоотдачи, отнесенный к разности влажностей, кг/(м²с); F – площадь поверхности контакта фаз, м².

На основе уравнения (6.59) из эксперимента находится объемный коэффициент массоотдачи

$$\beta_{xv} = \frac{\beta_x F}{S_{\text{к}} H} = \frac{G(I_{\text{к}} - I_{\text{н}})}{S_{\text{к}} H \Delta t_{\text{ср}}}, \quad (6.60)$$

где S_k – площадь поперечного сечения колонны, m^2 ; H – общая высота слоя насадки, m ; значение ΔI_{cp} записывается как среднее логарифмическое $\Delta I_{cp} = (\Delta I_{\bar{\sigma}} - \Delta I_M) / \ln(\Delta I_{\bar{\sigma}} / \Delta I_M)$ при $\Delta I_{\bar{\sigma}} / \Delta I_M \geq 2$. При $\Delta I_{\bar{\sigma}} / \Delta I_M < 2$ – как среднее арифметическое $\Delta I_{cp} = 0,5(\Delta I_{\bar{\sigma}} + \Delta I_M)$. $\Delta I_{\bar{\sigma}} = I_k^* - I_k$; $\Delta I_M = I_H^* - I_H$ – большая и меньшая движущая сила теплообмена, $Dж/кг$.

Эффективность охлаждения воды $E_{ж}$ и нагрева воздуха $E_{г}$, исходя из достигнутых величин к максимально возможным, записывается в форме

$$E_{ж} = \frac{T_{жн} - T_{жк}}{T_{жн} - T^*}, \quad E_{г} = \frac{I_k - I_H}{I_k^* - I_H}. \quad (6.61)$$

Перепад давления воздуха комбинированного насадочного слоя составит из суммы перепадов давлений нижнего (регулярного) ΔP_1 и верхнего (хаотичного) ΔP_2 слоев и имеет форму

$$\Delta P_1 = \xi_1 \frac{H_1 \rho_{г} w_0^2}{d_{\varepsilon 1} 2 \varepsilon_{св1}^2}; \quad \Delta P_2 = \xi_2 \frac{H_2 \rho_{г} w_0^2}{d_{\varepsilon 2} 2 \varepsilon_{св2}^2}, \quad (6.62)$$

где ξ_1, ξ_2 – коэффициенты гидравлического сопротивления нижнего и верхнего слоя; нижние индексы «1» – нижний слой; «2» – верхний слой.

Экспериментальные исследования регулярной насадки из труб с дискретно-регулярной шероховатостью (рисунок 4.11 в главе 4) без орошения и без верхнего хаотичного слоя дают зависимость $\xi_{1сух} = 2,2 / Re_3^{0,38}$, при $1500 < Re_3 < 5500$. Верхнего хаотичного слоя из колец 50x50 мм с шероховатостью $\xi_{2сух} \approx 2,2$ и слабо зависит от числа Рейнольдса. Коэффициент сопротивления верхнего слоя из хаотичной насадки «Инжехим-2012» $\xi_{2сух} = 9,1 / Re_3^{0,135}$.

Средний коэффициент гидравлического сопротивления комбинированного насадочного слоя можно вычислить как сумму

$$\xi_{cp} = \xi_{1сух} \frac{H_1}{H_1 + H_2} + \xi_{2сух} \frac{H_2}{H_1 + H_2}. \quad (6.63)$$

Тогда перепад давления воздуха в комбинированном насадочном слое

$$\Delta P_{\Gamma} = \xi_{\text{ср}} \frac{H_1 + H_2}{d_{\text{э ср}}} \frac{\rho_{\Gamma} w_0^2}{2 \varepsilon_{\text{св ср}}^2}, \quad (6.64)$$

где $d_{\text{э ср}}$ – средний эквивалентный диаметр насадки $d_{\text{э ср}} = d_{\text{э1}} H_1 / (H_1 + H_2) + d_{\text{э2}} H_2 / (H_1 + H_2)$; средний удельный свободный объем $\varepsilon_{\text{св,ср}} = \varepsilon_{\text{св1}} H_1 / (H_1 + H_2) + \varepsilon_{\text{св2}} H_2 / (H_1 + H_2)$.

Представленные выражения (6.62)-(6.64) справедливы для сухого комбинированного насадочного слоя.

При подачи воды значение ΔP_{Γ} зависит также и от плотности орошения (рисунок 6.9). Очевидно, что перепад давления комбинированного слоя с насадкой «Инжехим-2012» больше, чем из колец, из-за более высокой удельной поверхности.

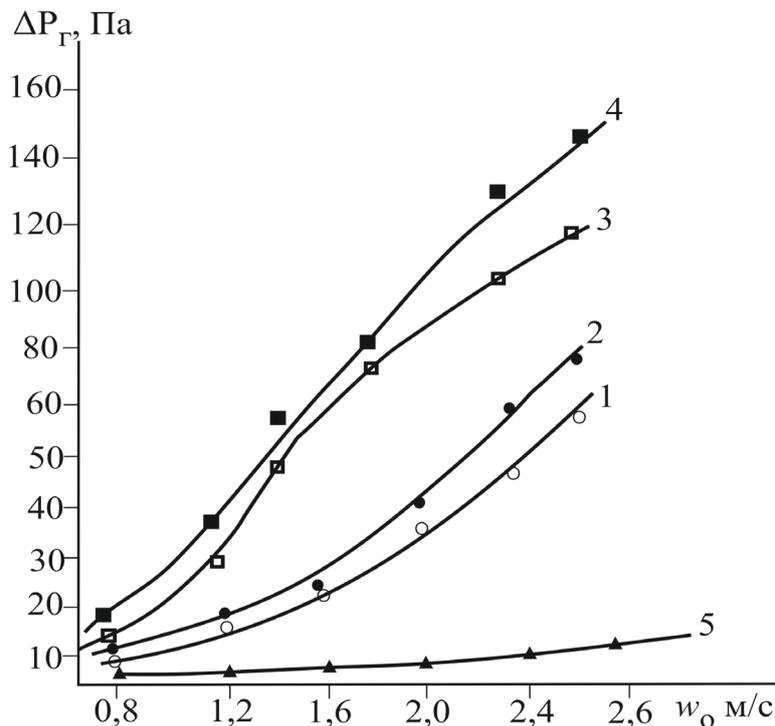


Рисунок 6.9 – Зависимость перепада давления комбинированных насадочных слоев от скорости воздуха. 1,2 – комбинация с кольцами; 3,4 – комбинация с «Инжехим-2012». 1,3 – плотность орошения $q_{\text{ж}}=8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 2,4 – $q_{\text{ж}}=19,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 5 – трубы без верхнего слоя при $q_{\text{ж}}=8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$

На рисунке 6.10. даны экспериментальные зависимости [160, 162] объемных коэффициентов массоотдачи (6.60) от скорости воздуха для

комбинированных насадок. При повышении скорости воздуха и плотности орошения объемные коэффициенты увеличиваются. Объемные коэффициенты массоотдачи комбинированных насадок больше на 20-35%, чем у шероховатой насадки без верхнего слоя. У насадки из гладких труб без верхнего хаотичного слоя коэффициент массоотдачи значительно меньше, а у цилиндрической сетчатой насадки (10 трубок), исследованной в работе [136], меньше в 1,5-3 раза.

Коэффициенты массоотдачи можно вычислить с применением математических моделей для регулярных и хаотичных орошаемых насадок (раздел 6.2). Расчеты по данным выражениям $Sh_{\Gamma} = f(Re_{\text{э}}, \xi_{\text{ор}}, Sc_{\Gamma})$ дают средние значения коэффициентов массоотдачи, отнесенные к площади межфазной поверхности (контакта фаз), где $Sh_{\Gamma} = \beta_{\Gamma} d_{\text{э}} / D_{\Gamma}$ - число Шервуда; где β_{Γ} - средний коэффициент массоотдачи, м/с.

Объемный коэффициент массоотдачи (6.60) запишется в виде $\beta_{xv} = \beta_{\Gamma} \rho_{\Gamma} \psi_a a_v$, где ψ_a - коэффициент активной или смоченной поверхности, $\text{м}^2/\text{м}^2$ [49,55]. Значение ψ_a можно приближенно вычислить для близких по конструкции и материалу насадок, что дает приближенное значение β_{xv} . Поэтому далее дано обобщенное эмпирическое выражение для комбинированной насадки с «Инжеим-2012» в виде широко используемого для градирен.

Для комбинированной насадки с хаотичной «Инжеим 2012» (16 мм) зависимость объемного коэффициента массоотдачи получена в виде [162]

$$\beta_{xv} = 0,198 q_{\text{ж}}^{1,02} (G/L)^{0,75}. \quad (6.65)$$

Выражение (6.65) обеспечивает согласование с экспериментальными данными (рисунок 6.10) в пределах $\pm 10\%$ (кривые 3,4).

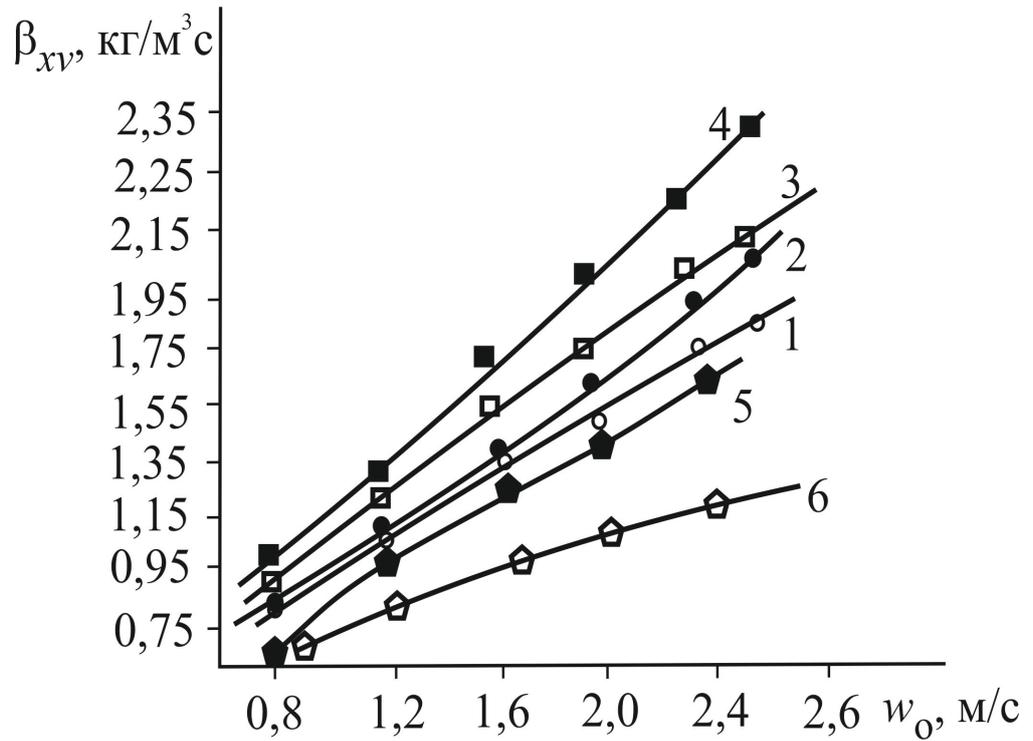


Рисунок 6.10 – Зависимость объемных коэффициентов массоотдачи различных насадок от скорости воздуха с кольцами (кривые 1,2) и «Инжехим-2012» (кривые 3,4) 1,3 – $q_{ж}=8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 2,4 – $q_{ж}=19,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 5 – гладкие трубы; 6 – сетчатая насадка десять трубок [136] при $q_{ж}=8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$;

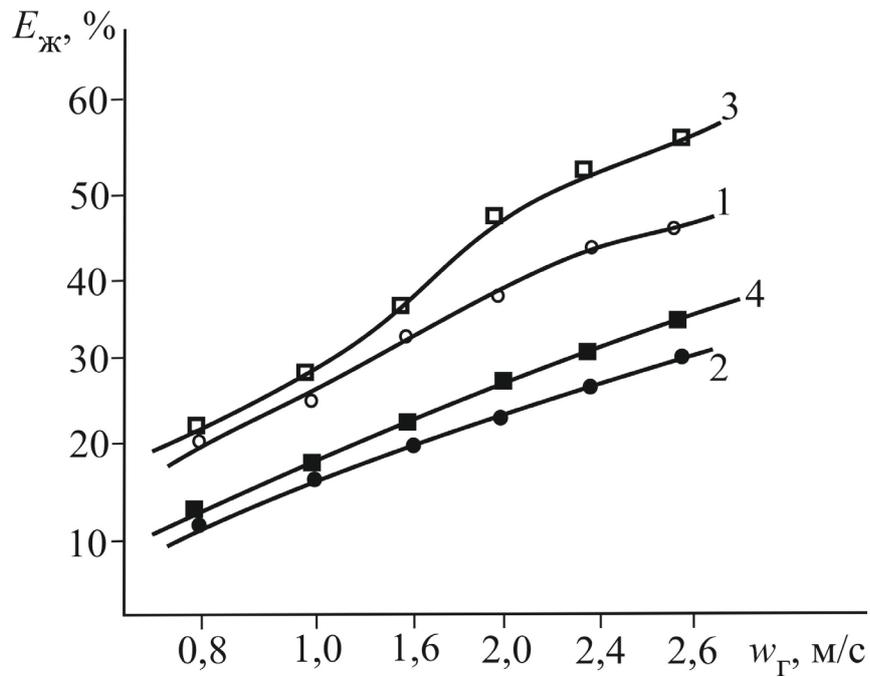


Рисунок 6.11. – Зависимость эффективности охлаждения воды от скорости воздуха. Обозначения на рис. 6.10.

На рисунках 6.11 и 6.12 представлены зависимости тепловой эффективности (6.61) от скорости воздуха при различной плотности орошения. С комбинированной насадкой «Инжехим-2012» эффективность охлаждения воды выше 1,5-2 раза, чем в комбинации с кольцами. Эффективность $E_{\text{ж}}$ при увеличении скорости воздуха повышается, а в газовой фазе $E_{\text{г}}$ – понижается. Повышения $E_{\text{ж}}$ объясняется большим притоком охлаждающего воздуха и его турбулизацией. Снижение $E_{\text{г}}$ при увеличении скорости $w_{\text{г}}$ происходит из-за зависимости теплового числа единиц переноса $N_{\text{г}} = \beta_{\text{хв}} S_{\text{к}} H / (\rho_{\text{г}} V_{\text{г}})$, где числитель повышается при увеличении $w_{\text{г}}$ примерно в степени 0,7-0,8 (коэффициент массоотдачи), а знаменатель в первой степени (расход воздуха). Это в итоге дает понижение $N_{\text{г}} \sim w_{\text{г}}^{-(0,2-0,3)}$, что и вызывает уменьшение тепловой эффективности $E_{\text{г}}$ в газовой фазе [160,162] исходя из законов теплообмена.

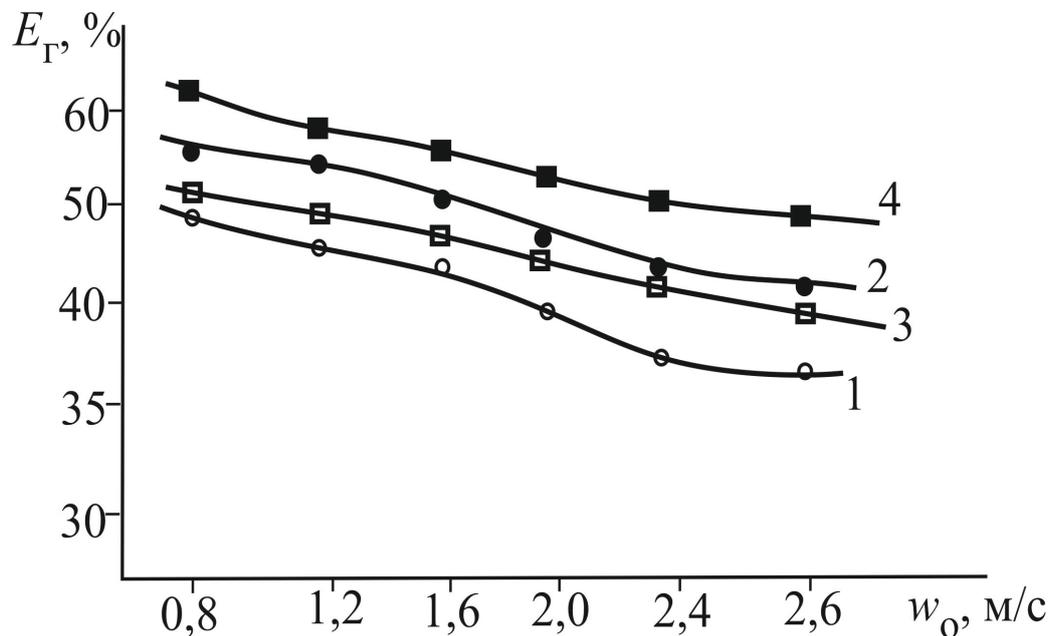


Рисунок 6.12– Зависимость тепловой эффективности в газовой фазе от скорости воздуха при различной плотности орошения. Обозначения на рис.6.11.

Таким образом, организация сверху регулярной насадки активного участка (слоя) тепломассообмена в виде хаотичной насадки позволяет максимально использовать движущую силу процесса испарительного охлаждения воды. Установлено, что применение верхнего хаотичного слоя в градирне более рационально, чем для процесса абсорбции (раздел 4.2). Исследованные в данной работе два вида комбинированных насадок – регулярной и нерегулярной (хаотичной) повышают эффективность охлаждения воды на 15-35% по сравнению с применением только регулярной насадки. Представлены и сделаны выводы по полученным графическим зависимостям перепада давления, объемного коэффициента массоотдачи и тепловой эффективности по жидкой (воде) и газовой (воздуху) фазам [160,162].

Экспериментальные данные могут применяться при проектировании или модернизации градирен на различных промышленных предприятиях и тепловых станциях. В главе 8 представлена конструкция мини-градирни с комбинированной насадкой [206] (раздел 8.2).

6.5 Расчет градирен с учетом неравномерности распределения фаз

Эффективность процессов переноса в градирне, как и в любом другом тепломассообменном аппарате большого размера, зависит от равномерности распределения воды и воздуха в рабочем объеме, где происходит контакт фаз [9,47,48,54-57,136,223].

В крупномасштабных градирнях, размеры которых могут достигать нескольких десятков метров, неизбежно возникают значительные неравномерности, особенно с боковыми окнами подачи воздуха по периметру градирни. Даже в мини-градирнях, с размерами 2-4 метра, неравномерности связаны с характеристиками вентиляторов для подачи воздуха и различным гидравлическим сопротивлением контактных устройств в центре и у стенок аппарата.

Если при предпроектных расчетах не учитывать эти явления, то определение режимных и конструктивных характеристик может быть выполнено с большой погрешностью, как правило завышающий тепловую эффективность по сравнению с реальной. Это приводит к недостаточному охлаждению воды и нарушению технологического режима работы установок на ТЭС и различных промышленных предприятий ТЭК и нефтехимии.

Целью данного раздела является представление замкнутой системы дифференциальных уравнений совместного тепло- и массообмена для пленочных блоков оросителей, которая позволяет в результате численного решения учесть гидродинамические неравномерности распределения воды и воздуха по поперечному сечению градирни и определить эффективность охлаждения воды.

Система уравнений тепло - и массообмена

Законы сохранения импульса, массы и теплоты для блоков оросителей записываются для физически малого объема отдельно для каждой фазы с членами, учитывающими обмен импульсом, массой и теплотой между фазами выделенного объема, т.е. с объемными источниками межфазного переноса [38].

В рассмотренной постановке система дифференциальных уравнений переноса в цилиндрической системе координат для блоков оросителей в градирне запишется в форме, аналогично в разделе 6.1. Причем движение пленки происходит в ламинарном волновом режиме, а движение газа в турбулентном. В ядре газовой фазы принимается модель однородной изотропной турбулентности, предложенная Д. Тейлором и далее развита А.Н. Колмогоровым и А.М. Обуховым. Коэффициент турбулентного обмена принимается постоянным за пределами пристенного слоя [38].

Уравнение конвективного теплообмена в жидкой фазе

$$\rho_{\text{ж}} c_{p\text{ж}} u_{\text{ж}}(r) \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial x} = \lambda_{\text{ж}} \frac{\partial^2 T_{\text{ж}}}{\partial x^2} + \frac{\lambda_{\text{ж}}}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r} \right] + R_{\text{T}}, \quad (6.66)$$

где R_T - объемный межфазный источник теплопередачи, Вт/м³.

Уравнение конвективного теплообмена в ядре потока в газовой фазе

$$\rho_T w_T(r) \frac{\partial I}{\partial x} = (\lambda_{ТГ} + \lambda_T) \frac{\partial^2 T_T}{\partial x^2} + \frac{(\lambda_{ТГ} + \lambda_T)}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial T_T}{\partial r} \right] - R_T, \quad (6.67)$$

Уравнение конвективного массообмена влаги в газовой фазе

$$w_T(r) \frac{\partial C_T}{\partial x} = (D_{ТГ} + D_T) \frac{\partial^2 C_T}{\partial x^2} + \frac{(D_{ТГ} + D_T)}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial C_T}{\partial r} \right] - R_M. \quad (6.68)$$

Граничные условия к уравнениям (6.66) - (6.68):

при $x = H$ (вход воды и выход воздуха) $T_{ж} = T_{жн}$; $\partial I / \partial x = 0$; $\partial C_T / \partial x = 0$;

при $x = 0$ (выход воды, вход воздуха); $\partial T_{ж} / \partial x = 0$; $I = I_n$; $C_T = C_{Тн}$;

при $r = 0$ (на оси симметрии); $\partial T_{ж} / \partial r = 0$; $\partial I / \partial r = 0$; $\partial C_T / \partial r = 0$,

при решении симметрической задачи. Индексы: н – начальное значение; к – конечное значение; Н - высота слоя насадки, м.

Плотность потока теплоты q (Вт/м²) записывается по выражению

$$q = \alpha_{ж} (T_{ж\infty} - T_{жгр}) = \alpha_T (T_{жгр} - T_T) + I_{\Pi} \beta_x (C_T^* - C_T), \quad (6.69)$$

где I_{Π} - энтальпия водяного пара, Дж/кг; $I_{\Pi} = c_{рж} T_{ж} + R_0$.

Учитывая, что основное сопротивление охлажденной воды сосредоточено в газовой фазе и применяю аналогию Льюиса поток тепла записывают в форме [47,48,136]

$$q = \beta_x \left[c_{рГ} (T_{ж} - T_T) + I_{\Pi} (C_T^* - C_T) \right]. \quad (6.70)$$

С применением известных зависимостей для $c_{рГ}$, I_{Π} , I в итоге плотность потока теплоты записывается по выражению

$$q = \beta_x (I_{Гр} - I).$$

Тогда выражение для межфазного источника теплоты в уравнениях (6.66), (6.67) получит вид

$$R_T = \frac{q dF}{dV} = \frac{\beta_x (I_{гр} - I) dF}{dV}, \quad (6.71)$$

где $dF/dV = da_v$ - локальная удельная поверхность контакта фаз, m^2/m^3 .

Плотность потока массы влаги в воздухе по уравнению массоотдачи

$$j = \rho_\Gamma \beta_\Gamma (C_\Gamma^* - C_\Gamma). \quad (6.72)$$

Межфазный источник переноса влаги (c^{-1}) в воздухе получит форму

$$R_M = \frac{j dF}{dV} = \frac{\rho_\Gamma \beta_\Gamma (C_\Gamma^* - C_\Gamma) dF}{\rho_\Gamma dV}. \quad (6.73)$$

В численном решении системы уравнений переноса (6.66) - (6.68) с источниками (6.71), (6.73) используются следующие известные зависимости, характеризующие свойства влажного воздуха

$$c_{p\Gamma} = c_{pсв} + c_{pп} C_\Gamma. \quad (6.74)$$

Энтальпия на границе раздела

$$I_{гр} = c_{pсв} T_{ж} + (R_o + c_{pп} T_{ж}) C_\Gamma^*. \quad (6.75)$$

Энтальпия в ядре газовой фазы

$$I = c_{pсв} T_\Gamma + (R_o + c_{pп} T_\Gamma) C_\Gamma. \quad (6.76)$$

Таким образом, система уравнений (6.71)-(6.73) с учетом выше приведенных зависимостей является замкнутой и может решаться численными методами при известных функциях профилей скоростей $u_{ж}(r)$ и $w_\Gamma(r)$, коэффициентов массоотдачи и турбулентного обмена.

В первом приближении при равномерных подачах воды и воздуха в блоки регулярных насадок можно принять $u_{ж}(r) = u_{ж}$, $w_\Gamma(r) = w_\Gamma$; где $u_{ж}$, w_Γ - средние скорости воды и воздуха в блоках, м/с.

Коэффициенты турбулентного обмена теплотой и массой влаги связаны с коэффициентом турбулентной вязкостью воздуха в следующем виде

$$\lambda_T \approx \rho_\Gamma c_{p\Gamma} \nu_{T\Gamma}; \quad D_T \approx \nu_{T\Gamma}, \quad (6.77)$$

где коэффициент $\nu_{\Gamma\Gamma}$ в ядре потока вычисляется по формуле [22,63]

$$\nu_{\Gamma\Gamma} = 3,87\nu_{\Gamma}\sqrt{\xi_{\text{оп}}\text{Re}_{\text{э}}}, \quad (6.78)$$

Для регулярных насадок (плоскопараллельных, трубчатых и др.) при движении газа в противотоке с пленкой жидкости коэффициенты тепло- и массоотдачи можно вычислить с применением развития гидродинамической аналогии переноса по формулам из раздела 6.2 – формулы (6.34-6.37).

Коэффициент сопротивления в выражениях (6.27), (6.28) и (6.34) – (6.37) зависит от конструкции насадки и режима работы и связан с перепадом давления орошаемого слоя зависимостью $\xi_{\text{оп}} = 2d_{\text{э}}\Delta P_{\text{оп}} / (\rho_{\Gamma} H w_{\Gamma}^2)$.

Выражение (6.78) для коэффициента турбулентной вязкости и формулы для чисел Нуссельта и Шервуда позволяют вычислить локальные значения коэффициентов $\nu_{\Gamma\Gamma}$, β_{Γ} , α_{Γ} , по поперечному сечению блоков оросителей (в зонах) в зависимости от режимных, конструктивных параметров, гидравлического сопротивления и теплофизических свойств воздуха.

Тогда объемные коэффициенты тепло- и массоотдачи в зонах с применением (6.27) и (6.28) запишутся в форме

$$\alpha_{\Gamma\text{V}} = 0,158 \frac{\lambda_{\Gamma}}{d_{\text{э}}} (da_{\text{v}}) (\text{Re}_{\text{э}}(r))^{0,85} \left[\frac{\xi_{\text{оп}}(r)}{8} \right]^{0,429} \text{Pr}_{\Gamma}^{0,33}, \quad (6.79)$$

$$\beta_{\Gamma\text{V}} = 0,158 \frac{D_{\Gamma}}{d_{\text{э}}} (da_{\text{v}}) (\text{Re}_{\text{э}}(r))^{0,85} \left[\frac{\xi_{\text{оп}}(r)}{8} \right]^{0,429} \text{Sc}_{\Gamma}^{0,33}. \quad (6.80)$$

где da_{v} - удельная поверхность контакта фаз в локальной зоне, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Аналогичные выражения можно записать по формулам (6.34), (6.37).

Локальный коэффициент турбулентной вязкости

$$\nu_{\Gamma\Gamma}(r) = 3,87\nu_{\Gamma}\sqrt{\xi_{\text{оп}}(r)\text{Re}_{\text{э}}(r)} \quad (6.81)$$

Удельная поверхность контакта фаз в локальном объеме (зоне) блока оросителей $da_{\text{v}} = a_{\text{v}}\psi_{\text{w}}(r)$, где $\psi_{\text{w}}(r)$ - локальный коэффициент смачиваемости

поверхности, зависит от плотности орошения. Для регулярных насадок при $a_v < 150 \text{ м}^2/\text{м}^3$ значение ψ_w вычисляется по известной формуле (6.11).

Важной и сложной задачей является определение профилей скорости воды и воздуха по поперечному сечению градирни. Современные форсунки обеспечивают довольно равномерное орошение верхнего сечения блоков с насадками. Учитывая, что высота блоков в градирнях находится в пределах 2-2,5 метров то можно допустить, что существенного перераспределения воды не происходит и профиль скорости можно вычислить как среднерасходный. Профиль скорости воздуха зависит от условий входа в градирню и гидравлического сопротивления блоков насадок по поперечному сечению. При подачи воздуха через боковые окна профиль скорости будет иметь значительную неравномерность, т.е. у стенок больше, а в центре меньше (рисунок 6.13).

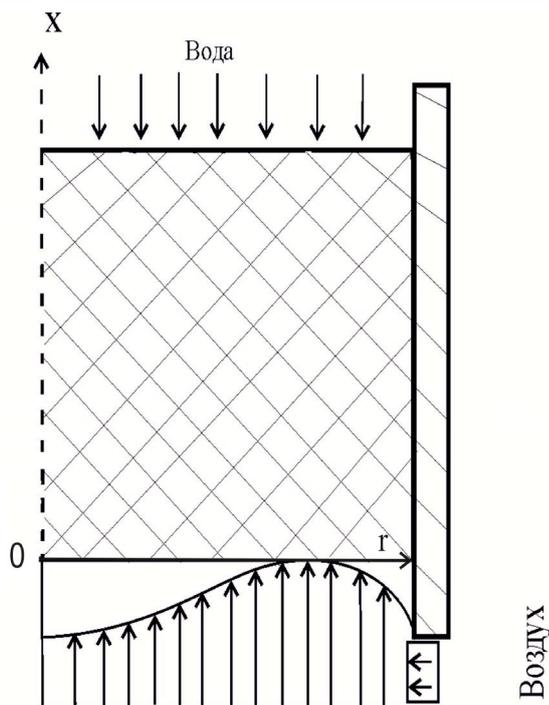


Рисунок 6.13 – Примерный профиль скорости воздуха в градирне (0–x – ось симметрии)

Такие неравномерности являются одной из основных причин снижения эффективности охлаждения воды. Математические модели и расчетные выражения для вычисления профиля скорости воздуха, в зависимости от условий подачи и различного гидравлического сопротивления слоя насадки от стенок к центру, даны в работах [9,54,55,57,106,136]. Далее путем численного решения

системы уравнений (6.66) - (6.68) показано, как зависит тепловая эффективность охлаждения воды от неравномерности распределения воздуха.

Экспериментальный профиль скорости воздуха в градирне СК-400 показан на рисунке 6.14. [216,223].

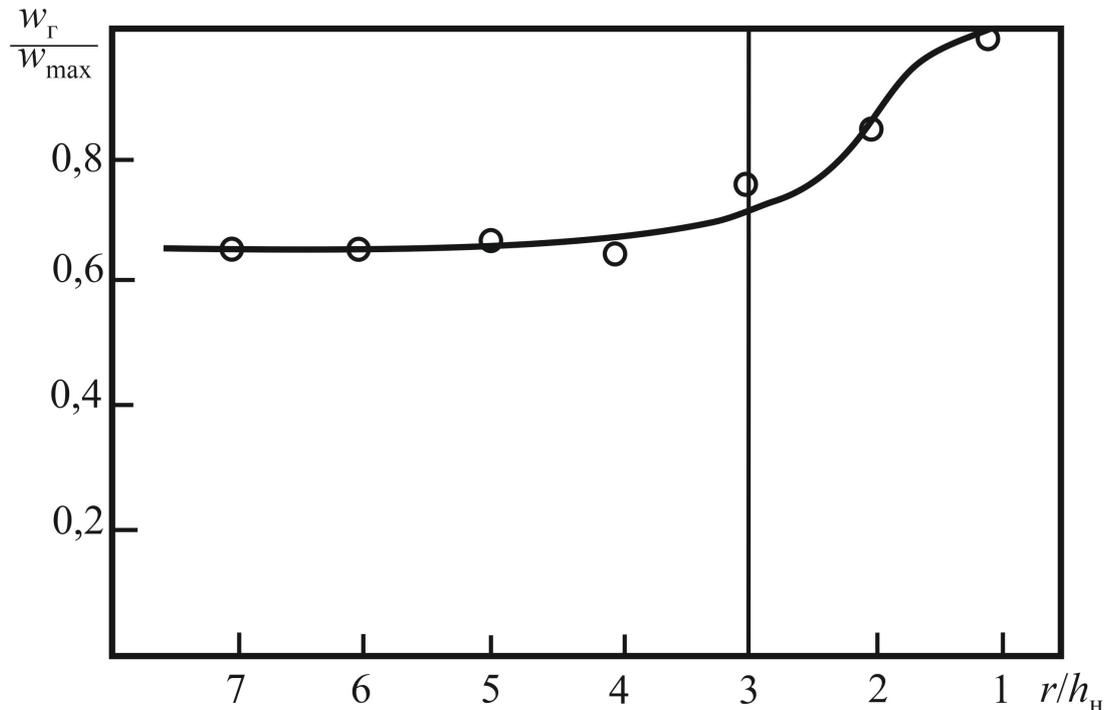


Рисунок 6.14. – Безразмерный обобщенный профиль скорости воздуха в зависимости от безразмерной координаты поперек блока оросителей градирне СК-400; h_H – ширина блока оросителей (насадки), м

Из представленного профиля скорости следует, что в градирне СК-400 можно выделить две характерные области – периферийную вблизи у окон подачи воздуха с повышенной скорости (при $r/h_H < 3$) и вторую – в центральную часть при $r/h_H > 3$. Граница между областями при $r/h_H = 3$.

В результате расчетов промышленной градирни установлено, что при равномерном орошении насадки водой из-за неравномерности подачи воздуха снижение теплового КПД может составлять на 5-30% и ниже [38].

Получено удовлетворительное согласование расчетных и экспериментальных результатов по тепловой эффективности охлаждения воды на макете градирни диаметром 0,2 м [102, 127].

На рисунке 6.15 даны безразмерные профили температуры воды по зонам градирни, полученные автором из численного решения системы уравнений (6.66) – (6.68).

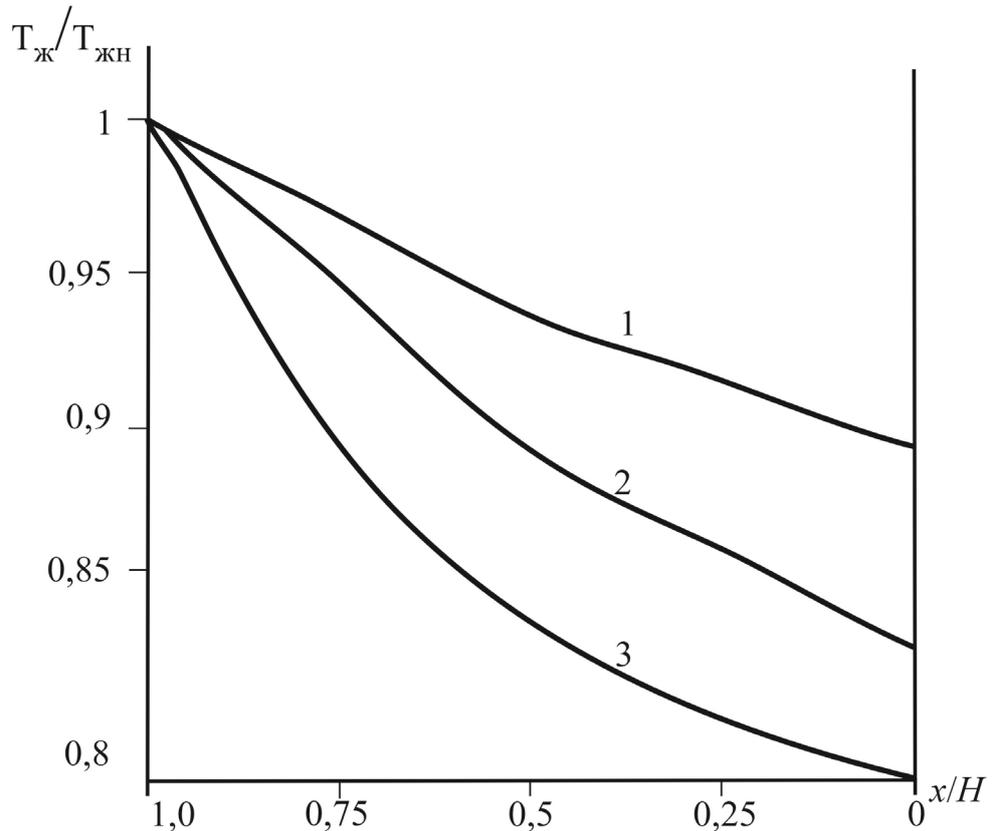


Рисунок 6.15. – Безразмерный профиль температуры воды по высоте регулярной насадки из полимерных труб ($a_v=110$ м²/м³, $H=1,0$ м) при различных скоростях воздуха в зонах градирни. 1 – скорость в центре градирни $w_r=0,8$ м/с; 3 – скорость в зоне у стенки $w_r=2,25$ м/с; 2 – средняя скорость $w_r=1,5$ м/с; $q_{ж} = 8,8$ м³/(м²час). При $x/H = 1,0$ вход воды.

Из численного моделирования следует, что в центре градирни, где скорость воздуха меньше, чем у стенки, вода охлаждается с меньшей эффективностью.

В результате расчетов промышленной градирни установлено, что при равномерном орошении насадки водой из-за неравномерности подачи воздуха снижение теплового КПД (6.47) может составлять на 5-30% и более.

На рисунке 6.16 представлены результаты расчетов тепловой эффективности по зонам градирни при неравномерности подачи воды и неравномерного профиля скорости воздуха $w_{\Gamma}(r)/w_{\Gamma}$, где w_{Γ} – средняя скорость на все сечение градирни. Из рисунка 6.16 видно, что наименьшее значение эффективности наблюдается при $w_{\Gamma}(r)/w_{\Gamma} < 1$, т.е. в зонах с пониженной скоростью воздуха. Расчеты показывают, что при равномерной подаче фаз ($q_{\text{ж}}=10 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$, $w_{\Gamma}=1,5 \text{ м/с}$) значение $E_{\text{ж}}=0,44$. При наличии неравномерностей осредненный тепловой КПД для всей градирни составляет $E_{\text{ж}}=0,32$, т.е. снижается почти на 35% относительных [38].

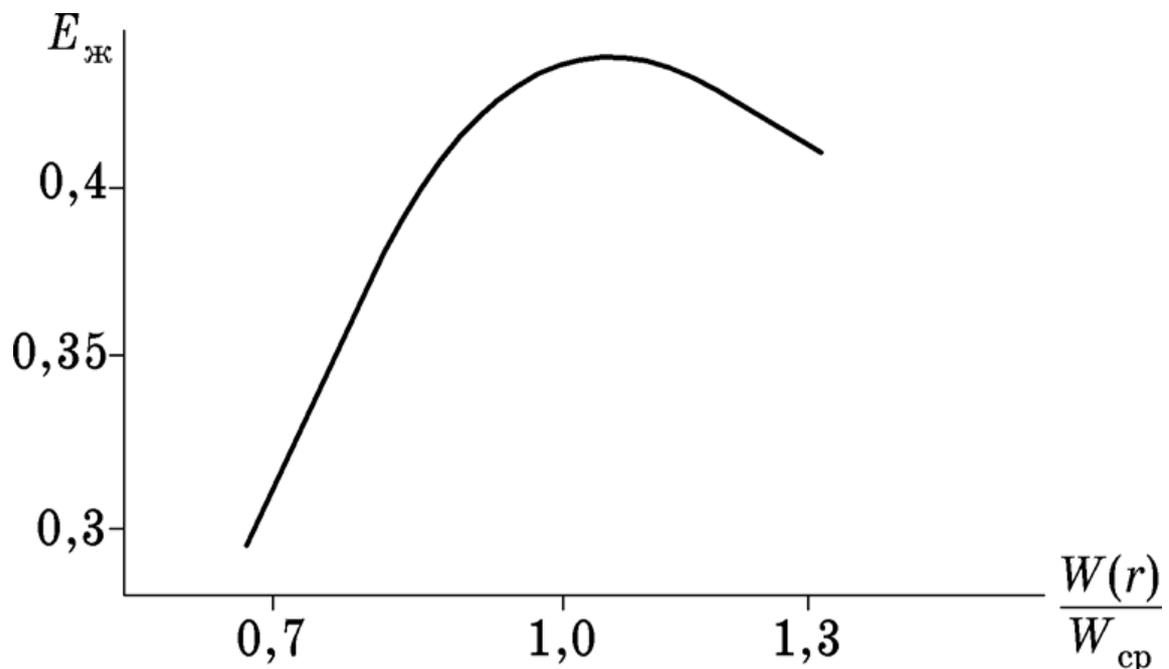


Рисунок 6.16 – Зависимость тепловой эффективности от неравно-мерности распределения воздуха и воды по зонам. Расход в центре $15 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ ч}$, в зонах у стенки. $q_{\text{ж}}=5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ ч}$. Сетчатая полиэтиленовая насадка с удельной поверхностью $a_v = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$ и высотой блоков насадки $H=1,5 \text{ м}$

Расчет средней эффективности при наличии неравномерностей выполняется с осредненной температурой воды на выходе насадки по формуле

$$T_{\text{жср}} = \frac{\sum_{j=1}^m \rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} T_{\text{жи}} q_i}{\rho_{\text{ж}} c_{\text{рж}} q_{\text{ср}}}, \quad (6.82)$$

где q_i - объемный расход воды в i -той зоне, $\text{м}^3/\text{с}$, $q_{\text{ср}}$ - средний расход воды во всей градирне, $\text{м}^3/\text{с}$; m – число условных зон.

Численные исследования показали, что снижение эффективности охлаждения воды, вызванную неравномерностями распределения фаз, можно компенсировать за счет различного гидравлического сопротивления блоков оросителей. В области у стенок градирни, при боковом подводе атмосферного воздуха, необходимо повысить гидравлическое сопротивление блоков, постепенно с уменьшением к центру, что обеспечивает повышение $E_{\text{ж}}$.

Неравномерность профиля скорости можно оценить по соотношению предложенному Берманом.

Выполнены расчеты требуемой высоты H блоков оросителей с различными насадками при заданных температурном режиме и расходов воды и воздуха для промышленной градирни СК-400. Плотность орошения $8 (\text{м}^3/\text{м}^2 \text{ ч})$; средняя скорость воздуха $w_{\text{T}} = 2,0 \text{ м/с}$; начальная температура воды $T_{\text{жн}} = 35^{\circ}\text{C}$; конечная температура воды $T_{\text{жк}} = 24,5^{\circ}\text{C}$; температура мокрого термометра $T_{\text{м.т.}} = 19^{\circ}\text{C}$; тепловая эффективность $E_{\text{ж}} = 0,531$.

Результаты расчетов [38,44] высоты блоков оросителей с учетом неравномерности распределения воздуха в градирне СК-400 диаметром 20 м представлена на рисунке 6.17.

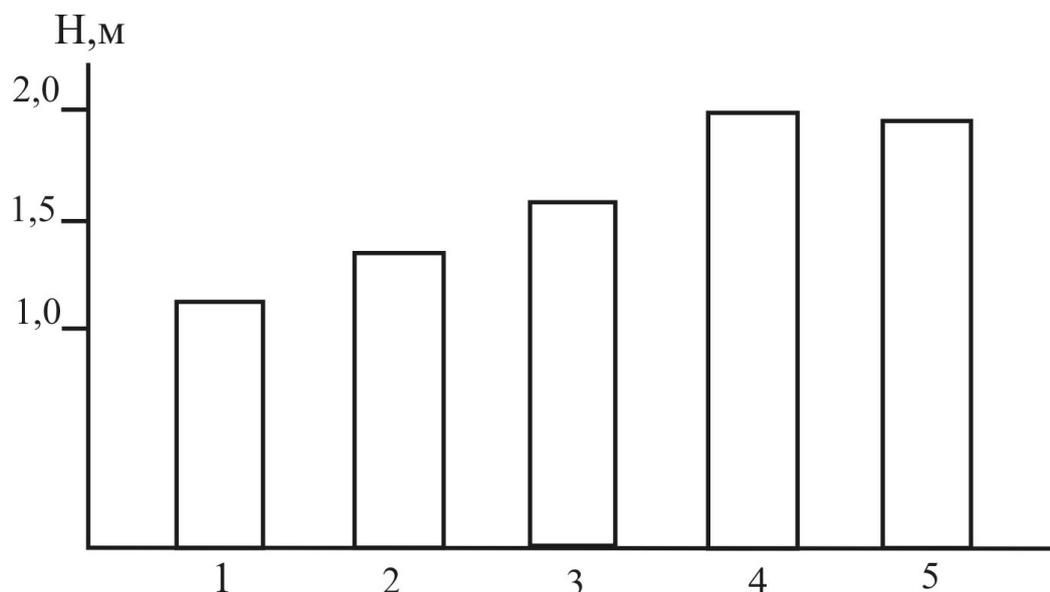


Рисунок 6.17– Высота блоков оросителей при заданных режимных характеристиках охлаждения воды: 1- насадка ПР50; 2- Бальке-Дюрр; 3-ТПВВ; 4- гофрированные витые трубы (ТР44); 5- асбестовые блоки

Из полученных данных следует, что наиболее эффективными блоками являются ПР 50 (решетчатые элементы из полиэтилена).

Таблица 6.4 – Промышленные и расчетные данные тепловой эффективности градирни СК-400 [38]

Месяц	$T_{ж.н.},$ °C	$T_{ж.к.},$ °C	$T_{г.н.},$ °C	$T_{мт.},$ °C	$\varphi, \%$	$E_{ж.},$ пром.	$E_{ж.},$ расчет с $w_{ср}$	$E_{ж.},$ расчет с $w(r)$
—	1	2	3	4	5	6	7	8
Январь	22	17	-20	-	70-75	0,23	0,36	0,25
Апрель	26	19	5	2	78-79	0,29	0,43	0,31
Июль	33	29	28	18	60-70	0,21	0,32	0,24
Сентябрь	28	22	15	7	80-85	0,29	0,42	0,3

В таблице 6.4 представлены данные промышленной эксплуатации градирни СК-400 с полиэтиленовой сетчатой насадкой из цилиндров диаметром 50 мм и с высотой блоков $H = 1,8$ м (столбцы 1-6) на АО «Казаньоргсинтез». Плотность

орошения $8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$; скорость воздуха $w_T = 2,0 \text{ м/с}$. В столбцах 7 и 8 даны результаты расчетов тепловой эффективности $E_{\text{ж}}$ при равномерной подачи воздуха столбец -7 и с учетом неравномерного распределения профиля скорости (столбец 8) в нижнем сечении блоков из-за различного гидравлического сопротивления от стенок градирни к центру [38]. Из расчетов следует, что не учет неравномерности профиля скорости воздуха приводит к завышенному значению $E_{\text{ж}}$ на 25-35% относительно по сравнению с данными работы промышленной градирни. С учетом неравномерности подачи воды расхождение $E_{\text{ж}}$ составляет не более 7-8% относительных. Таким образом, подтверждена адекватность математической модели и необходимость в учете неоднородности скорости воздуха в блоках оросителей (насадок).

Повысить эффективность крупномасштабных градирен возможно за счет организации повышенного локального гидравлического сопротивления блоков орошения у стенок градирни. Например, при использовании полиэтиленовых трубчатых насадок (сетчатых или гофрированных витых) у стенок следует применять трубки с меньшим диаметром, чем в центре: у стенок на расстоянии $r > 0,8R$ - трубки диаметром 25 мм, далее $0,6R < r < 0,8R$ - диаметром 32 мм и при $r < 0,6R$, т.е. к центру – 50 мм (R - радиус градирни, м). В результате происходит выравнивание профиля скорости воздуха и тепловая эффективность повышается.

6.6 Модифицированный метод единиц переноса

Математическое моделирование тепломассообменных процессов в системе газ-жидкость в насадках с интенсификаторами является довольно сложной задачей и за исключением ряда частных случаев, имеет полуэмпирический характер. Применение численных методов также имеет приближенное решение, связанное с учетом двухфазности. Поэтому актуальной задачей является разработка инженерных методов расчета градирен для проектных организаций.

Для расчета массообменных насадочных колонн (процессы ректификации, абсорбции и экстракции) широко применяются математические модели структуры потоков [3,4,9,25,49,57,58,154], которые учитывают обратное (продольное) и поперечное перемешивание потоков газа и жидкости. Известно, что перемешивание сред снижает движущую силу тепломассообмена и эффективность процессов может значительно упасть (на 20-40 % и более если не принять специальных конструктивных мер). Очевидно, что обратное перемешивание необходимо учитывать в расчетах при проектировании или модернизации промышленных аппаратов как с насадками, так и с барботажными тарелками, а также во многих других со сложной гидродинамической обстановкой.

Градирия с пленочными блоками оросителей фактически относится к классу насадочных аппаратов в химической технологии и поэтому возможно использование апробированных методов их расчета на основе подходов для ректификационных, абсорбционных и экстракционных колонн с насадками.

Целью данного раздела является применение для инженерных расчетов модифицированного метода единиц переноса при определении тепловой эффективности в газовой и жидкой фазах с учетом структуры потоков в блоке оросителей с регулярной трубчатой насадкой с дискретно-регулярной шероховатостью поверхности. Определение параметров модели экспериментально на макете градирии.

Математическая модель

Метод чисел единиц переноса основан при применении уравнений теплового и материального балансов и уравнений тепло- и массопередачи. Причем в процессах и аппаратах химической технологии применяется массообменное число единиц переноса, а для расчета тепловых процессов этот метод предложил использовать В.В. Кафаров и др. [59] и алгоритмы расчетов теплообменников с учетом перемешивания стал широко применять

И.Г. Гильденблат, А.Б. Голованчиков и др. [220,227-229], а затем теплообменники с объемными интенсификаторами и в работах [22,45] и градирни [136].

На основе применения подхода Меркеля и аналогии Льюиса тепловой поток в градирне принято представлять в следующей форме (6.59)

$$Q = G(I_K - I_H) = \beta_x F \Delta I_{cp}, \quad (6.83)$$

Выражение (6.83) запишем в виде

$$\frac{\beta_x F}{G} = \frac{I_K - I_H}{\Delta I_{cp}}, \quad (6.84)$$

где $\beta_x F / G = N_\Gamma$ – число единиц переноса.

Для насадки N_Γ имеет вид

$$N_\Gamma = \frac{\beta_x a_v S_K H \psi_w}{G}. \quad (6.85)$$

Из выражений (6.84), (6.85) высота слоя насадки при заданном температурном режиме

$$H = \frac{G}{\beta_x a_v S_K \psi_w} \left(\frac{I_K - I_H}{\Delta I_{cp}} \right), \quad (6.86)$$

что соответствует модели идеального вытеснения. За счет перемешивания потоков требуемая высота насадки будет больше, чем дает выражение (6.86).

Перемешивание потоков предложено учесть в виде эмпирических слагаемых в виде известного отношения Hartland S. и Mecklenburgh J. коэффициентов перемешивания к средней скорости фаз [9,49,154], тогда имеем

$$H = \left(\frac{G}{\beta_x a_v S_K \psi_w} + b_\Gamma \frac{D_{пг}}{w_\Gamma} + b_{ж} \frac{D_{пж}}{u_{ж}} \right) \frac{I_K - I_H}{\Delta I_{cp}}, \quad (6.87)$$

где $D_{пг}$, $D_{пж}$ – коэффициенты обратного (продольного) перемешивания для газовой и жидкой фазы, м²/с; w_Γ , $u_{ж}$ – средние скорости газа и жидкости, м/с; b_Γ , $b_{ж}$ – эмпирические коэффициенты.

Например, для интенсифицированных экстракционных колон на основе данного подхода записывают [9] «эффективную» высоту единиц переноса

$$h_{\text{эф}} = \frac{u_{\text{ж}}}{ka} + \theta \left(\frac{D_c}{u_c} + \frac{D_d}{u_d} \right),$$

где $u_{\text{ж}}$ – средняя скорости потока, м/с; k – коэффициент массопередачи, м/с; a – удельная межфазная поверхность капель в экстракторе, м²/м³; θ – эмпирическая функция; D_c, D_d – коэффициенты перемешивания сплошной и дисперсной фаз, м²/с; u_c, u_d – средние скорости сплошной и дисперсной фаз, м/с.

Таким образом, по сравнению с моделью идеального вытеснения потоков некоторая «эффективная» высота единиц переноса будет больше, а массообменная эффективность процесса меньше, если учесть перемешивание.

Аналогичный подход применяется в расчетах насадочных абсорберов [49], где используется некоторое фиктивное число единиц переноса с учетом перемешивания

$$\frac{1}{N_p} = \frac{1}{N_{\text{ог}}} + \frac{1}{N_D},$$

где $N_{\text{ог}}$ – число единиц переноса, определенное обычным способом с коэффициентом массопередачи; N_D – число единиц переноса, учитывающее влияние обратного перемешивания потока, которое находится по числу Пекле перемешивания экспериментально. Отсюда следует, что с учетом перемешивания число единиц переноса N_p будет меньше, чем $N_{\text{ог}}$, и эффективность массопередачи понизится.

Далее этот подход получил дальнейшее применение для учета обратного перемешивания в пленочных градириях при выполнении инженерных расчетов.

Следует отметить, что с применением данного подхода разработан алгоритм расчета теплообменника нагрева или охлаждения углеводородных смесей с повышенной вязкостью, где в качестве объемного интенсификатора применяется металлическая хаотичная насадка [22,45].

Выражение (6.87) запишем используя модифицированные числа Пекле структуры потоков [160,199]

$$H = \left[\frac{G}{\beta_x a_v S_k \psi_w} + d_{\text{э}} (b_{\Gamma} Pe_{\text{э}\Gamma}^{-1} + b_{\text{ж}} Pe_{\text{э}\text{ж}}^{-1}) \right] \frac{I_{\text{к}} - I_{\text{н}}}{\Delta I_{\text{ср}}}, \quad (6.88)$$

где $Pe_{\text{э}\Gamma} = w_{\Gamma} d_{\text{э}} / D_{\text{пг}}$; $Pe_{\text{э}\text{ж}} = u_{\text{ж}} d_{\text{э}} / D_{\text{пж}}$ – числа Пекле обратного перемешивания потоков; $d_{\text{э}} = 4\varepsilon_{\text{св}} / a_v$ – эквивалентный диаметр насадки, м.

В выражении отношение высоты H к квадратной скобке есть модифицированное (как называют в литературе – «фиктивное» или «кажущее» [49]) значение числа единиц переноса с учетом обратного перемешивания по газовой и жидкой фазам, т.е.

$$N'_{\Gamma} = H \left[\frac{G}{\beta_x a_v S_k \psi_w} + d_{\text{э}} (b_{\Gamma} Pe_{\text{э}\Gamma}^{-1} + b_{\text{ж}} Pe_{\text{э}\text{ж}}^{-1}) \right]^{-1}. \quad (6.89)$$

Тогда имея значения N'_{Γ} можно использовать известное выражение тепловой эффективности для идеального вытеснения, где влияние обратного перемешивания учитывается числами Пекле

$$E_{\Gamma} = 1 - \exp(-N'_{\Gamma}). \quad (6.90)$$

Как показано в работах [15,44,45] значение b_{Γ} незначительно отличаются от единицы ($b_{\Gamma} \approx 1,2 - 1,5$) для насадочных газосепараторов аэрозолей и насадочных декарбонизаторов [69].

Экспериментальные данные

Для идентификации b_{Γ} и $b_{\text{ж}}$ для блока оросителей в виде регулярной насадки с шероховатой поверхностью использованы экспериментальные данные только для регулярной насадки, полученное автором диссертации на макете градирни при противотоке фаз (раздел 6.4).

На рисунке 6.18 представлены экспериментальные данные по коэффициентам гидравлического сопротивления насадки из шероховатых труб [162]

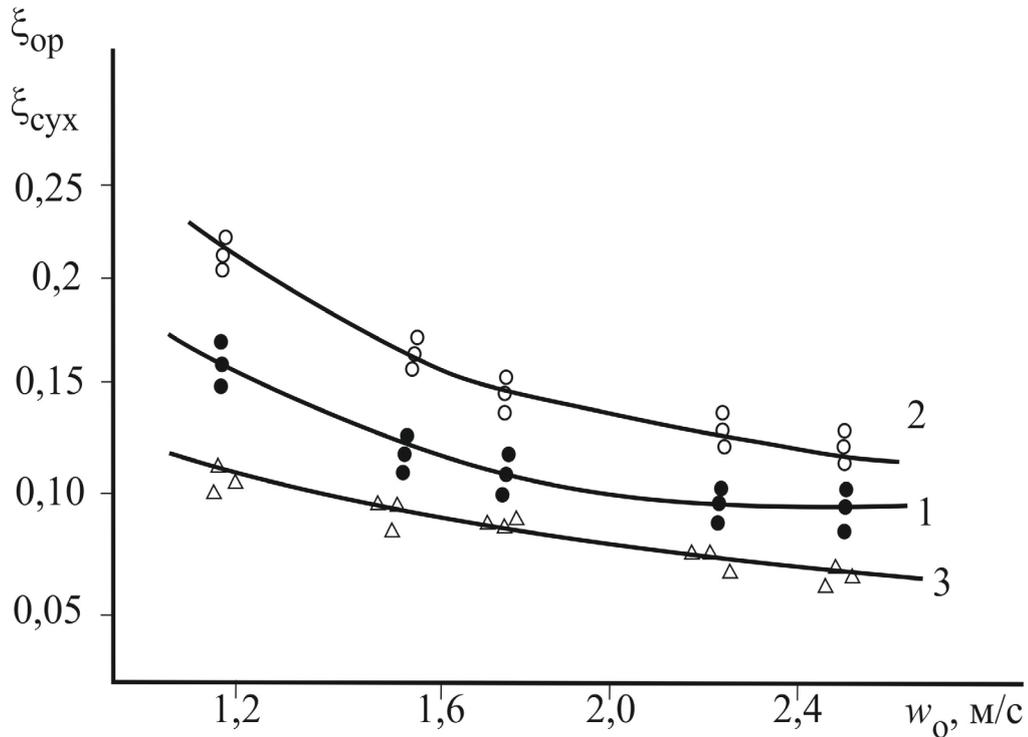


Рисунок 6.18. – Зависимость коэффициента гидравлического сопротивления сухих иорошаемых шероховатых пучков труб (насадки) от скорости воздуха 1 – $q_{ж}=8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{час})$, 2 – $q_{ж}=19,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$, 3 – $q_{ж}=0$; точки экспериментальные данные автора, сплошные линии – осредненные данные эксперимента: 1,2 – $\xi_{ор}$; 3 – $\xi_{сух}$

В результате обработки полученных экспериментальных данных по перепаду давления газа получены значения коэффициентов гидравлического сопротивления сухой $\xi_{сух}$ и орошаемой $\xi_{ор}$ регулярной насадки без верхнего хаотичного слоя

$$\xi_{сух} = \frac{2,2}{Re_{эГ}^{0,38}}; \quad \xi_{ор} = \xi_{сух} + 0,23 \frac{Re_{ж}^{0,5}}{Re_{эГ}^{0,45}}, \quad (6.91)$$

При $2000 < Re_{эГ} < 5600$ $8,8 < q_{ж} < 19,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$ $Re_{эГ} = w_{Г} d_{Г} / \nu_{Г}$ – число Рейнольдса; $Re_{ж} = 4q_{ж} / (3600 a_{в} \nu_{ж})$ – число Рейнольдса для жидкой фазы в насадке ($80 < Re_{ж} < 250$)

Удельная поверхность насадки $a_{в} = 110 \text{ м}^2 / \text{м}^3$.

После обработки экспериментальных теплообменных характеристик охлаждения воды получены графические значения объемного коэффициента массоотдачи (рисунок 6.19) при различных нагрузках по фазам в насадке [160,162].

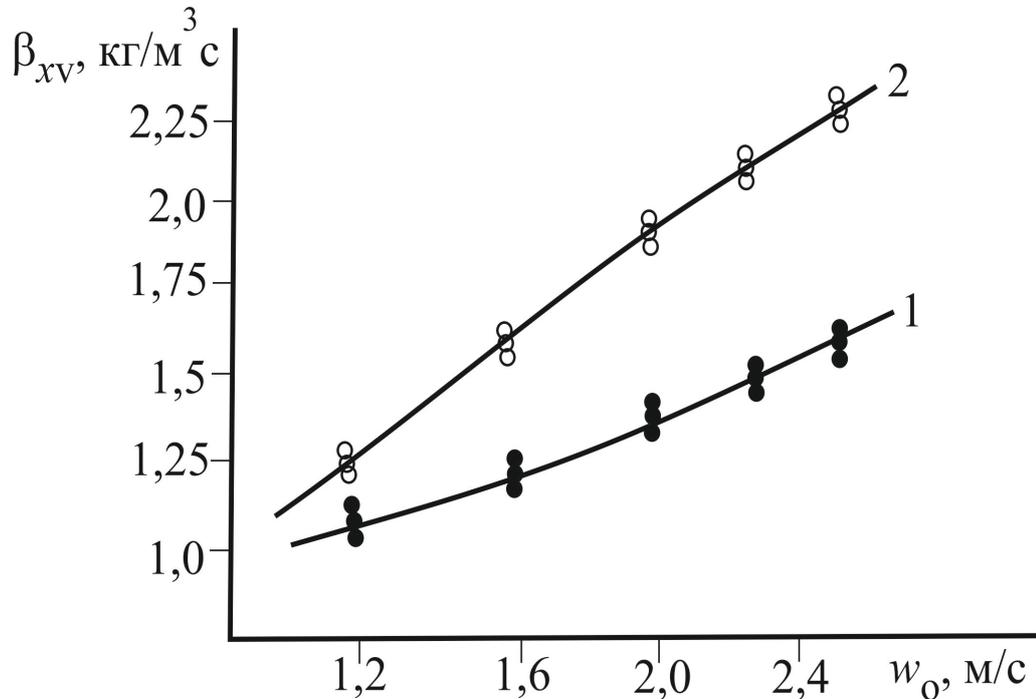


Рисунок 6.19 – Зависимость объемного коэффициента массоотдачи от скорости воздуха. 1 – $q_{ж}=8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$, 2 – $q_{ж}=19,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$, точки экспериментальные данные автора, сплошные линии – осредненные данные эксперимента. Регулярная трубчатая насадка с шероховатой поверхностью

Экспериментальный коэффициент массоотдачи, который находится по выражению (6.60)

$$\beta_x a_v = \beta_{xv} = \frac{Q}{\Delta I_{cp} H S_k} \quad (6.92)$$

и удовлетворительно описывается уравнением (6.28), полученным на основе модификации гидродинамической аналогии для шероховатых поверхностей ($Re_{эГ} > 500$)

$$Sh_{\Gamma} = 0,158 Re_{\text{ЭГ}}^{0,85} (\xi_{\text{оп}} / 8)^{0,429} Sc_{\Gamma}^{0,33}. \quad (6.93)$$

На основе выражения (6.93) объемный коэффициент массоотдачи вычисляется по формуле

$$\beta_{xv} = \beta_{\Gamma} \rho_{\Gamma} a_v \psi_w, \quad (6.94)$$

где ψ_w – коэффициент смачиваемости (6.11) поверхности насадки водой ($1 \leq \psi_w$) [49]. Однако следует учитывать, что не вся смоченная поверхность участвует в процессе тепломассопередачи и поэтому смоченную поверхность иногда заменяют на активную ψ_a ($\psi_a < \psi_w$) [49,55].

Например, в рассмотренном примере при $q_{\text{ж}} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$ имеем $\psi_w \approx 0,7$, а $\psi_a \approx 0,6$. Выражение (6.93), (6.94) обеспечивают согласование с экспериментальными данными, представленными на рис. 6.19. с расхождением ± 10 –18%. Причем при повышении скорости газа расхождение увеличивается до 18% относительных, однако для двухфазных сред такая точность считается приемлемой.

Экспериментальные данные по структуре потоков для данной насадки не получены, поэтому для расчетов воспользуемся эмпирическими выражениями для трубчатой насадки из работ [49,55]. В жидкой фазе (в пленке) выражение для числа Пекле имеет вид [49].

$$Pe_{\text{ж}} = \frac{u_{\text{ж}} H}{D_{\text{ПЖ}}} = A Re_{\text{ж}}^m Ga_d^{0,1} (H / \theta)^{0,68}, \quad (6.95)$$

где число Рейнольдса $Re_{\text{ж}} = 4q_{\text{ж}} / (a_v v_{\text{ж}})$; число Галилея $Ga_d = g \chi^3 / v_{\text{ж}}^2$; $\chi = \sqrt{\sigma / g \rho_{\text{ж}}}$; $\theta = (v_{\text{ж}}^2 / g)^{1/3}$; σ – поверхностное натяжение, Н/м; Коэффициенты A и m представлены в таблице 6.5.

Таблица 6.5. – Коэффициенты A и m зависят от числа $Re_{ж}$

$Re_{ж}$	A	m
50-340	0,0171	-0,36
340-1200	$3,88 \cdot 10^{-3}$	0,66
1200-2500	0,0367	-0,24

В газовой фазе для регулярной трубчатой насадки число Пекле [31]

$$Pe_{г} = \frac{0,43H}{d_{э} \sqrt{\xi_{ор}}}, \quad (6.96)$$

Очевидно, что при пленочном противоточном режиме (слабое взаимодействие фаз) число Пекле в жидкой фазе $Re_{ж}$ не зависит от скорости газа, а только от плотности орошения. В газовой фазе число $Pe_{г}$ зависит от скорости газа и плотности орошения через коэффициент гидравлического сопротивления $\xi_{ор}$ орошаемой насадки.

Таким образом, при вычисленном значении $E_{г}$ (6.90) из отношения (6.52) можно определить тепловую эффективность охлаждения воды и найти температуры на выходе $T_{жк} = T_{жн} - E_{ж}(T_{жн} - T^*)$.

В результате идентификации коэффициентов $b_{г}$ и $b_{ж}$ в выражении (6.89), по полученным на макете экспериментальным данным тепловой эффективности $E_{г}$ в газовой фазе, установлена очень слабая зависимость от скорости газа и некоторая зависимость от плотности орошения. Получено $b_{г} \approx b_{ж} \approx 35,8 / Re_{ж}^{0,66}$ при $2000 < Re_{эг} < 5600$ и $80 < Re_{ж} < 250$. Тогда выражение тепловой эффективности (6.90) с $N'_{г}$ (6.89) получит вид [160]

$$E_{г} = 1 - \exp \left[-H \left[\frac{G}{\beta_x a_v S_k \psi_w} + \frac{35,8 d_{э}}{Re_{ж}^{0,66}} \left(\frac{1}{Pe_{эг}} + \frac{1}{Pe_{эж}} \right) \right]^{-1} \right], \quad (6.97)$$

где $G / (\rho_{г} S_k) = w_0$ – скорость воздуха в градирне, м/с.

На рисунке 6.20 представлены экспериментальные данные E_{Γ} [160,162] и результаты расчета по выражению (6.97), а на рисунке 6.21 экспериментальные данные $E_{\text{ж}}$ (6.1) и результаты расчета по отношению (6.52), где E_{Γ} вычисляется по (6.97).

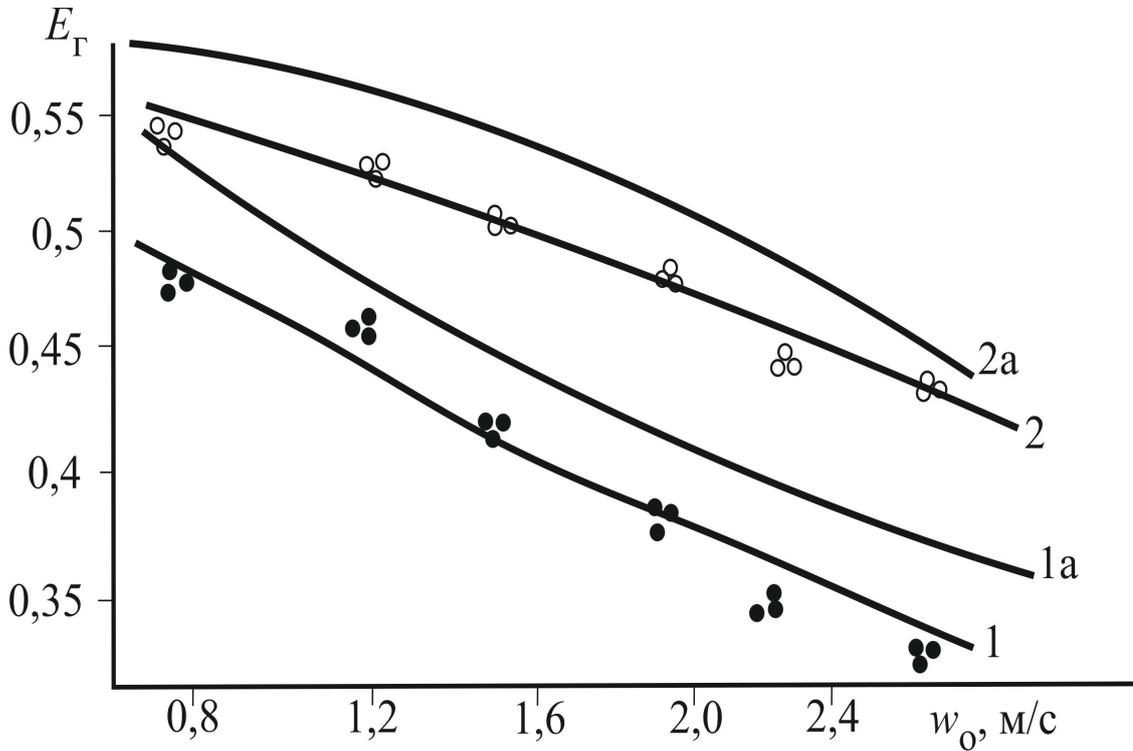


Рисунок 6.20– Зависимость тепловой эффективности в воздушной фазе от скорости воздуха 1 – $q_{\text{ж}} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; 2 – $q_{\text{ж}} = 19,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$. Точки экспериментальные данные; сплошные линии – расчет по выражению (6.97); 1a,2a – расчет по модели идеального вытеснения

Из расчетных и экспериментальных данных следует, что не учет обратного перемешивания потоков (кривые 1a, 2a) дает завышенные значения тепловой эффективности E_{Γ} на 8-15%, что конечно влияет на расчет эффективности в жидкой фазе $E_{\text{ж}}$ и на определение температуры охлаждения воды.

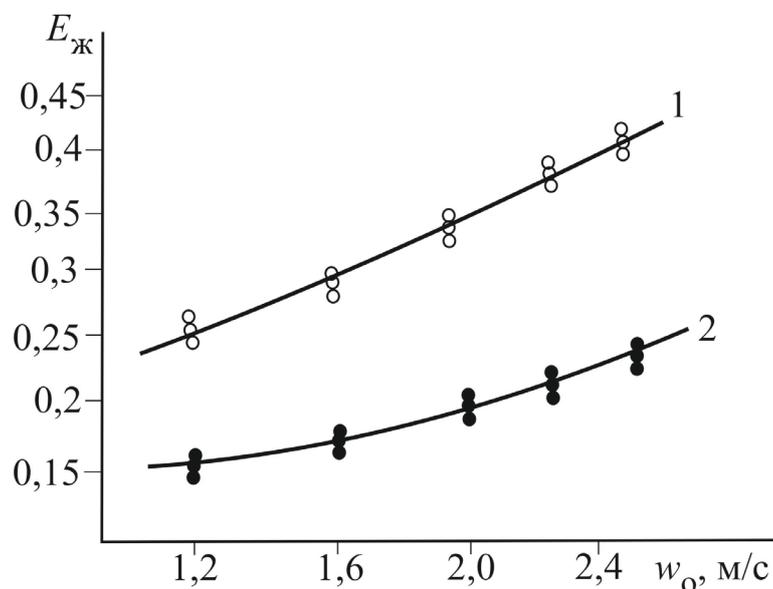


Рисунок 6.21 – Зависимость эффективности охлаждения воды от скорости воздуха 1 – $q_{ж}=8,8$ $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$, 2 – $q_{ж}=19,4$ $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$. Точки – эксперимент; линии расчет по формуле (6.53) с $E_{Г}$ (6.97)

Расхождение расчетных $E_{Г}$ и $E_{ж}$ с учетом перемешивания потоков (кривые 1 и 2) с опытными значениями в пределах погрешности эксперимента ($\pm 5-7\%$).

6.7. Решение ячеечной модели

При применении ячеечной модели структуры потоков предполагается условное деление потоков в направлении движения газа и жидкости на ряд ячеек полного перемешивания (одномерная модель) [3,4,49,55,56,58]. Между ячейками перемешивание отсутствует, поэтому на границах сопряжения ячеек имеется некоторый скачек полей концентраций и температур. Число ячеек по газовой и жидкой фазам чаще всего не совпадает и определяется экспериментально для каждой конструкции контактного устройства различными методами, чаще вводом индикаторов в потоки. В результате обработки экспериментальных данных находятся коэффициенты обратного (продольного) перемешивания каждого потока и обобщаются в виде безразмерных комплексов-модифицированных чисел Пекле $Pe_{эГ} = w_{Г} d_{э} / D_{пГ}$ и $Pe_{эЖ} = u_{Ж} d_{э} / D_{пЖ}$, где $w_{Г}$, $u_{Ж}$ – средние скорости

газа и жидкости, м/с; $D_{ПГ}, D_{ПЖ}$ – коэффициенты обратного перемешивания в газовой и жидкой фазах, м²/с; $d_э$ – эквивалентный диаметр насадки, м. Известна приближенная связь между числами Пекле и числом ячеек [49,154]. Для этого число Пекле записывают относительно высоты насадочного слоя H , тогда $Re_{Г} = HPe_{эГ}/d_э$ и $Re_{Ж} = HPe_{эЖ}/d_э$, тогда $n = (Re_{Г} + 1,25)/2,5$ и $m = (Re_{Ж} + 1,25)/2,5$, при $2 < Re < 10$, где n, m – число ячеек в газовой и жидкой фазах; при $Re > 10$, $n \approx Re / 2$.

При известных значениях n, m и $N_{Г}$ для противотока решение ячеечной модели представлено в монографии [49] для процесса абсорбции газов, которое после некоторых преобразований для противоточной градирни представим в форме [98]

$$\text{– при } n > m, \quad E_{Г} = 1 - \left(1 + \frac{N_{Г}m}{n} \right)^{-n/m}, \quad (6.98)$$

$$\text{– при } m > n, \quad E_{Г} = 1 - \left(1 + \frac{N_{Г}n}{m} \right)^{-m/n}, \quad (6.99)$$

где по определению тепловая эффективность по газовой фазе имеет вид (6.48).

Алгоритм расчета

Таким образом, алгоритм расчета градирни имеет вид:

1. Задаются расходы фаз – L, G , начальная $T_{ЖН}$ и требуемая температура воды $T_{ЖК}$; начальные параметры воздуха $T_{ГН}, C_{Н}, I_{Н}$; конструктивные характеристики насадки – $a_{V}, \varepsilon_{св}, d_э$. Первое приближение высоты насадочного слоя, например $H = 1,0$ м.

2. Вычисляется тепловое число единиц переноса (6.85), которое для насадки представим в более удобной форме

$$N_{Г} = \frac{\beta_x Ha_V \psi_w}{\rho_{Г} w_0}, \quad (6.100)$$

где w_0 – скорость воздуха на полное сечении градирни (т.е. без насадки), м/с; ψ_w – коэффициент смачиваемости поверхности насадки.

Коэффициент массоотдачи β_x можно вычислить с применением математической модели (глава 3 и раздел 6.2), где основной информацией о насадке является коэффициент гидравлического сопротивления. Коэффициент смачиваемости ψ_w рассчитывается по эмпирическим выражениям в зависимости от материала и конструкции насадки [49,55].

3. Числа Пекле по жидкой и газовой фазам вычисляются по выражениям для заданного типа насадки [3,4,9,49,55] и далее находится количество ячеек n и m .

4. По одной из зависимостей (6.98) или (6.99) находится эффективность E_T и далее эффективность охлаждения воды по соотношению (6.52). Находится температура воды на выходе $T_{жк} = T_{жн} - E_{ж}(T_{жн} - T_{мт})$. Если значение $T_{жк}$ близко к требуемому, то расчет заканчивается, а если нет то изменяются конструктивные характеристики насадки, в первую очередь высота слоя.

Пример расчета

При скорости воздуха $w_0 = 1,2$ м/с и плотности орошения $q_{ж} = 8,8$ м³/(м²ч) экспериментально получено [162]: $\beta_{xv} = 1,14$ кг/(м³с); $\xi_{ор} = 0,168$; $E_{ж} = 0,251$; $E_T = 0,464$; $I_H = 43,19$ кДж/кг; $T_{жн} = 35,0$ °С; $T_{мт} = 15,4$ °С.

Результаты расчета: $Re_{ж} = 97$; $Ga_d = 223941$; $\theta = 4,4 \cdot 10^{-5}$, м; число $Pe_{ж} = 10,33$ при $H = 1,0$ м. Число $Pe_T = 30$ при $d_э = 0,035$ м; $H = 1,0$ м. Число ячеек $m = 5$; $n = 15$.

Тепловое число единиц переноса

$$N_{\Gamma} = \frac{\beta_{xv} H S_{\kappa}}{G} = \frac{\beta_{xv} H}{\rho_{\Gamma} w_0} = 0,79.$$

Тепловая эффективность (6.99) $E_{\Gamma} = 0,49$. Экспериментальное значение $E_{\Gamma} = 0,464$. Расхождение около 5 %, что вполне допустимо для двухфазных сред. При $q_{\text{ж}} = 19,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$; $w_0 = 1,2 \text{ м/с}$ получаем $E_{\Gamma} = 0,523$; экспериментальное значение $E_{\Gamma} = 0,535$. Расхождение около 2 %. Результаты расчета на рисунке 6.22

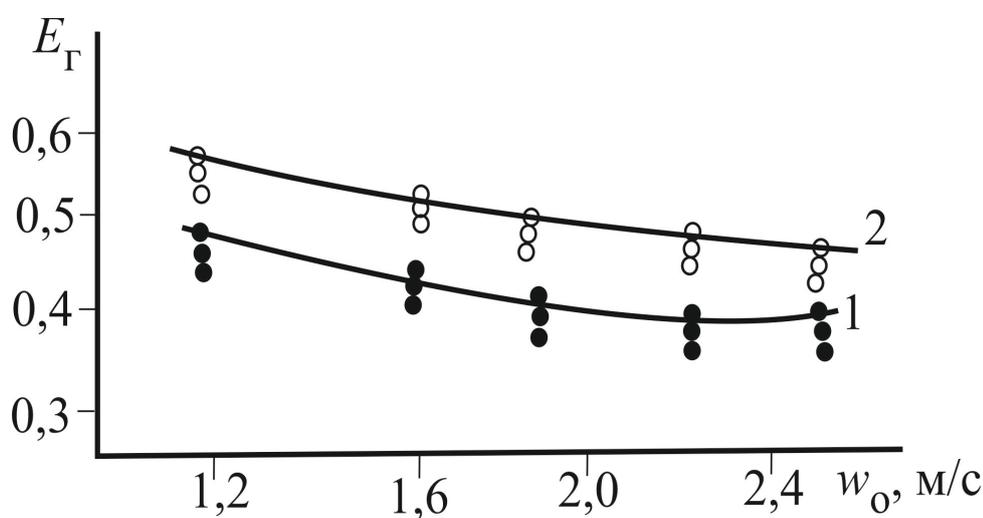


Рисунок 6.22 – Зависимость эффективности теплообмена в газовой фазе от скорости воздуха. 1 – $q_{\text{ж}} = 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$, 2 – $q_{\text{ж}} = 19,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$. Точки – эксперимент. Сплошные линии – расчет по формулам (6.98) или (6.99)

Далее приведены результаты расчетов E_{Γ} для сетчатой трубчатой насадки в колонке диаметром 200 мм с числом элементов – 18 и высотой слоя $H = 0,4 \text{ м}$, $d_3 = 0,027 \text{ м}$ [136]. При скорости воздуха $w_0 = 1,07 \text{ м/с}$ и $q_{\text{ж}} = 4,93 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$ экспериментально получено тепловое число единиц переноса $N_{\Gamma} = 0,542$. Расчет числа ячеек показывает $n = 6$, $m = 5$. Тогда из (6.98) имеем $E_{\Gamma} = 0,35$. Экспериментальное значение $E_{\Gamma} = 0,31$. Согласование удовлетворительное (расхождение около 12 % относительных).

Таким образом, подтверждена адекватность представленной выше ячеечной математической модели тепловой эффективности для двух типов регулярных трубчатых насадок в интервале $w_0=1,07 - 2,5$ м/с и $q_{ж}=4,93 - 19,8$ м³/(м²ч), т.е. практически во всем рабочем режиме работы пленочных градирен.

Расчеты требуемой тепловой эффективности E_T приведенные в разделе 6.3 (рисунок 6.8) полностью соответствуют расчетам по выражениям (6.98), (6.99).

На рисунке 6.23 даны зависимости необходимой высоты блоков оросителей для двух конструкций регулярных насадок, которые обеспечивают требуемую тепловую эффективность E_T для заданных в разделе 6.3 условий процесса охлаждения воды. Рассмотрены насадки из полиэтиленовой сетки в виде трубок (диаметром 50 мм), насадка из полиэтиленовых элементов 2К МГУИЭ и рулонная [144] насадка исследованная автором в данной работе (глава 4).

Насадка из полиэтиленовой сетки имеет удельную поверхность $a_v \approx 140$ м² / м³ и исследована в работе [136].

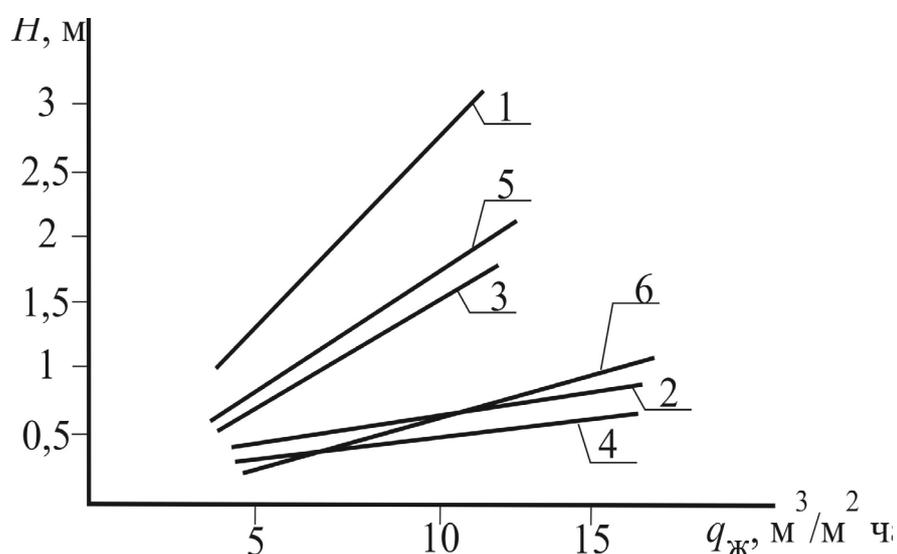


Рисунок 6.23 Зависимость высоты блока оросителей от режимных параметров градирни для достижения требуемой эффективности E_T : 1,2- трубчатая насадка из полиэтиленовой сетки [136]; 3,4 – насадка 2 КР МГУИЭ [108]; 5,6 – насадка из шероховатых полиэтиленовых труб, исследованная в данной работе. 1,3,5- скорость воздуха $w_0 = 1$ м/с; 2,4,6 – скорость воздуха

$$w_0 = 2 \text{ м/с.}$$

Регулярная насадка 2КР МГУИЭ (ун-т инженерной экологии) представляет собой пакеты размером $1,0 \times 0,5 \times 0,5$ м, разделенные по высоте вставками размером по $1,0 \times 0,5 \times 0,21$ м, выполненных в виде блока регулярно уложенных винтовых элементов из полиэтилена с условным диаметром 70 мм и шагом винта 100 мм. Удельная поверхность насадки $115,2 \text{ м}^2/\text{м}^3$; свободный объем 0,95. Перепад давления сухой и орошаемой насадки дан в работе [108]. Так, пример при скорости воздуха $w_0 = 1,0 \text{ м/с}$: $\Delta P / H = 12 \text{ Па}$; при $w_0 = 2 \text{ м/с}$: $\Delta P / H = 40 \text{ Па}$; при плотности орошения от 5 до $15 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ час})$. Для сравнения перепад давления исследованной насадки из шероховатых труб при $w_0 = 2 \text{ м/с}$ и $q_{\text{ж}} \approx 8,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ составляет $\Delta P / H = 14 \text{ Па}$.

Из рисунке 6.23 следует преимущество по тепловой эффективности насадки 2КР МГУИЭ и насадки из шероховатых полиэтиленовых труб, исследованная автором в данной диссертационной работе.

6.8 Эффективность мини градирни с интенсификаторами

На промышленных предприятиях все чаще стали применяться мини градирни, которые характеризуются большими удельными нагрузками по воде и воздуху, а также небольшими габаритами. Тепловая и гидравлическая нагрузки мини градирен могут 2-5 раз превышать нагрузки крупномасштабных градирен. Так как объемы мини градирен относительно небольшие, то в них могут использоваться более конструктивно сложные и дорогостоящие контактные устройства с повышенной эффективностью за счет различных интенсификаторов.

На основе применения полученных в диссертационной работе алгоритмов ниже показаны примеры расчетов некоторых современных регулярных насадок для мини градирни [196,202].

Примем термодинамические параметры воды и воздуха: $T_{\text{жн}} = 38,4^\circ\text{C}$; $T^* = 16,7$; $I_{\text{н}} = 47,1 \text{ кДж/кг}$; $I_{\text{к}}^* = 147,27 \text{ кДж/кг}$; $E_{\text{ж}} = 0,39$. По сравнению с

градирней СК-400 плотность орошения увеличим почти в три раза, т.е. $q_{\text{ж}} = 22,0 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$. Тепловой поток (6.51) $Q = 215 \text{ кВт}$. Минимальная скорость воздуха (6.54) $w_{\text{min}} = 1,8 \text{ м/с}$, примем $w_0 = 2,2 \text{ м/с}$. Из выражения (6.53) получим требуемую тепловую эффективность $E_T = 0,791$.

Рассмотрим три вида регулярных насадок:

1. Вертикальная металлическая насадка ПИРАПАК (вариант G) [108]. Насадка ПИРАПАК благодаря специальному расположению слоев, создает условия для зигзагообразного движения жидкости и газа. Удельная поверхность $a_v = 180 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ($d_э = 0,021 \text{ м}$). Перепад давления при плотности орошения $q_{\text{ж}} = 22,0 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ и $w_0 = 2,2 \text{ м/с}$ составляет $\Delta P_{\text{ор}} = 120 \text{ Па/м}$. Коэффициент гидравлического сопротивления $\xi_{\text{ор}} = 2\Delta P_{\text{ор}}d_э / (\rho_{\text{г}}w_{\text{г}}^2H) = 0,85$.

Из выражения (6.27) и (6.88) получаем коэффициент массоотдачи $\beta_x = 0,062 \text{ кг}/(\text{м}^3\text{с})$, высоту насадки $H = 0,45 \text{ м}$ и тогда $\Delta P_{\text{ор}} = 55 \text{ Па}$.

2. Сегментная регулярная рулонная насадка «Инжехим» [14], образована сдвоенными листами, один из которых имеет гофры треугольной формы, на сторонах гофров выполнены лепестки в виде круговых сегментов, при этом хорды сегментов смежных сторон гофров расположенных под углом друг к другу. Насадка изготавливается в виде круглого пакета из перфорированных сплошных лент шириной 40 мм методом штамповки с удельной поверхностью 180-480 $\text{м}^2/\text{м}^3$ (в зависимости от размера гофр).

Примем удельную поверхность $a_v = 180 \text{ м}^2/\text{м}^3$ при свободном объеме $\varepsilon_{\text{св}} = 0,95$ ($d_э = 0,021 \text{ м}$). Перепад давления воздуха при рассмотренном выше режиме составляет $\Delta P_{\text{ор}} = 120 \text{ Па/ м}$. Коэффициент гидравлического сопротивления $\xi_{\text{ор}} = 0,7$. Коэффициент массоотдачи $\beta_x = 0,054 \text{ кг}/(\text{м}^3\text{с})$. Высота насадки $H = 0,5 \text{ м}$ Перепад давления $\Delta P_{\text{ор}} = 50 \text{ Па}$.

3. Разработанная автором регулярная рулонная гофрированная насадка с шероховатой поверхностью (Инжехим) (рис. 4.11) [144], в зависимости от высоты гофры может иметь удельную поверхность $180\text{-}350 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Для расчетов примем $a_v = 180 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ($d_g = 0,021 \text{ м}$). Перепад давления при рассмотренном режиме $\Delta P_{\text{ор}} = 80 \text{ Па/м}$, $\xi_{\text{ор}} = 0,55$. Коэффициент массоотдачи $\beta_x = 0,048 \text{ кг/м}^2$. Высота насадки $H=0,54 \text{ м}$. Перепад давления $\Delta P_{\text{ор}} = 43 \text{ Па}$.

Как следует из расчетов все три рассмотренные насадки примерно равнозначные.

В качестве примера в таблице 6.6. приведены подробные результаты расчетов сегментно-регулярной рулонной насадки «Инжехим».

Таблица 6.6 – Результаты расчета гидравлических и тепломассообменных характеристик мини градирни ($q_{\text{ж}}=22 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ ч}$)

№	$w_0, \text{ м/с}$	$E_{\text{ж}}$	$E_{\text{г}}$	$\xi_{\text{ор}}$	$\beta, \text{ кг/м}^2 \text{ с}$	$H, \text{ м}$	$\Delta P_{\text{ор}}, \text{ Па}$
1	1,8	0,39	0,99	0,756	0,047	1,05	75
2	2,0	0,39	0,87	0,77	0,053	0,61	90
3	2,2	0,39	0,791	0,7	0,054	0,5	50
4	2,5	0,39	0,696	0,63	0,058	0,4	45
5	2,25	0,5	0,994	0,7	0,054	1,65	170
6	2,4	0,5	0,932	0,68	0,057	0,88	100
7	2,6	0,5	0,86	0,6	0,058	0,68	80
8	2,8	0,5	0,798	0,56	0,06	0,57	75

Из приведенных расчетов следует, что при $E_{\text{ж}}=0,39$ целесообразно проводить охлаждение воды при $w_0 = 2,2 \div 2,5 \text{ м/с}$, а при $E_{\text{ж}}=0,5$, скорость воздуха $w_0 = 2,6 \div 2,8 \text{ м/с}$.

В рассмотренных насадках при $w_{\text{г}} \geq 3 \text{ м/с}$ резко возрастает перепад давления, поэтому скорость воздуха в насадочной мини градирне с рассмотренными контактными устройствами должна быть не выше $2,8 \text{ м/с}$.

6.9. Показатели энергоэффективности градирен

Для выбора оптимальных или рациональных режимов работы и конструктивных характеристик теплообменных аппаратов, к которым относятся и градирни, можно использовать различные критерии энергоэффективности и энергетические коэффициенты. Методы оптимизации являются отдельной и большой темой исследования [230] и в данной диссертации не применяются. Например, для оценки работы теплообменных аппаратов используются энергетические коэффициенты Кирпичева, Антуфьева, Сполдинга и их модификации [5,6,15,71,13,197,198]. Основным показателем работы технологической установки является себестоимость выпускаемой продукции при определенных ограничениях. Применительно к работе градирен главным показателем является минимальная стоимость охлаждения воды при заданном температурном режиме и гидравлической нагрузке.

Показатель энергоэффективности

В качестве критерия эффективности работы блока оросителей с противоточными насадками в градирне используем выражение, предложенное в монографии [71] для реакторов и массообменных процессов

$$K_{\text{эф}} = \frac{M}{N_0 V_{\text{ап}}}, \quad (6.101)$$

представляющее собой отношение массы веществ M , перерабатываемого или получаемого за единицу времени в объеме аппарата $V_{\text{ап}}$, к затраченной на это мощности N_0 . Размерность $K_{\text{эф}} \sim (\text{кг/с})/(\text{Вт} \cdot \text{м}^3)$.

Для блока оросителей запишем модифицированный коэффициент (6.101) в виде

$$K_{\text{эф}} = \frac{Q}{N_0 V_{\text{нас}}} . \quad (6.102)$$

Рассмотрим две формы записи потока тепла.

Уравнение баланса теплоты (6.51)

$$Q = Lc_{рж}(T_{\text{н}} - T_{\text{к}}) + Q_{\text{и}} = G(I_{\text{к}} - I_{\text{н}}). \quad (6.103)$$

Тепловая эффективность градирни по охлаждаемой воде, определяется по выражению (6.1).

Тепловая эффективность градирни по нагреваемому воздуху в блоках

$$E_{\Gamma} = \frac{I_{\text{к}} - I_{\text{н}}}{I^* - I_{\text{н}}}. \quad (6.104)$$

Из применения уравнения баланса тепла (6.103) и тепловой эффективности (6.1) запишем показатель энергоэффективности (6.102) [197]

$$K_{\text{эф}} = \frac{Lc_{рж}(T_{\text{н}} - T_{\text{к}}) + Q_{\text{и}}}{N_0 V_{\text{нас}}} = \frac{Lc_{рж}E_{\text{ж}}(T_{\text{н}} - T^*) + Q_{\text{и}}}{N_0 V_{\text{нас}}}. \quad (6.105)$$

Аналогично имеем из (6.103), (6.104) и (6.105) имеем

$$K_{\text{эф}} = \frac{G(I_{\text{к}} - I_{\text{н}})}{N_0 V_{\text{нас}}} = \frac{GE_{\Gamma}(I^* - I_{\text{н}})}{N_0 V_{\text{нас}}}. \quad (6.106)$$

Полученные коэффициенты (6.105) и (6.106) равнозначны и позволяют вычислить $K_{\text{эф}}$ при известных тепловых эффективностях; $E_{\text{ж}}$, E_{Γ} , а также термодинамических параметрах воды и воздуха, механической мощности N_0 и рабочего объема блока оросителей $V_{\text{нас}}$. По максимальному значению $K_{\text{эф}}$ выбираются режимные и конструктивные параметры градирни при выполнении требований по температуре охлаждаемой воды $T_{\text{к}}$.

Тепловой поток в выражении (6.102) также можно записать в известной форме, используя коэффициент переноса влаги и среднюю движущую силу теплообмена, тогда

$$K_{\text{эф}} = \frac{\beta_x F \Delta I_{\text{ср}}}{N_0 V_{\text{нас}}}. \quad (6.107)$$

Блоки оросителей с регулярными насадками

Выражения (6.105)-(6.107) являются достаточно общими и могут применяться для оценки работы градирен различных конструкций. Рассмотрим расчет градирен с блоками насадок пленочного типа [197,198,202].

Если поверхность теплообмена воды и воздуха для пленочной насадки представить в виде $F = SHa_v \psi_w$, то из (6.107) получим

$$K_{\text{эф}} = \frac{\beta_x a_v \psi_w \Delta I_{\text{ср}}}{N_0 V_{\text{нас}}}, \quad (6.108)$$

где $V_{\text{нас}} = SH$ – объем насадки, м³.

Коэффициент массоотдачи β_x можно вычислить по формулам, полученным с применением моделей пограничного слоя и гидродинамической аналогии (глава 3 и раздел 6.2), а коэффициент смачиваемости поверхности по эмпирическим выражениям. Произведение $\beta_x a_v \psi_w$, т.е. объемный коэффициент массоотдачи, обозначаемый для градирен β_{xv} (кг/м³ с), также можно найти по эмпирическим выражениям для каждой конструкции насадок. Мощность, затрачиваемая на подачу воды и воздуха в градирню, состоит из суммы

$$N_0 = \Delta P_{\Gamma} G / \rho_{\Gamma} + \Delta P_{\text{ж}} L / \rho_{\text{ж}}, \quad (6.109)$$

где ΔP_{Γ} , $\Delta P_{\text{ж}}$ – перепады давлений воздуха и воды, Па.

При сравнительном анализе энергоэффективности различных блоков насадок, когда система подачи воды остается неизменной, при расчете N_0 и далее $K_{\text{эф}}$ можно учитывать только затраты мощности на подачу воздуха, т.е. только первое слагаемое в выражении (6.109). В качестве примера для сравнительного анализа насадок рассмотрим применение критерия энергоэффективности (6.106). При условии выполнения теплового баланса (6.103) требуемую тепловую эффективность E_{Γ} вычислим по отношению (6.52), а значение энтальпии на выходе $I_{\text{к}}$ из правой части баланса (6.103): $I_{\text{к}} = (Q + GI_{\text{н}}) / G$. Задача расчета блоков

оросителей состоит в определении значения E_{Γ} для реального блока, совпадающего с требуемой тепловой эффективностью E_{Γ} (6.53).

Для расчета тепловой эффективности блоков с заданными режимными и конструктивными параметрами используем ячеечную модель структуры потока для жидкой и газовой фазе [30,200,201].

Перепад давления воздуха в блоках оросителей вычисляется по известному выражению

$$\Delta P_{\Gamma} = \xi_{\text{ор}} \frac{H}{d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\Gamma} w_{\Gamma}^2}{2}.$$

Значение коэффициента сопротивления $\xi_{\text{ор}}$ находится экспериментально для каждой конструкции блока насадок.

Результаты расчетов

С применением показателя энергоэффективности (6.106) и математической модели, разработанной автором в данной главе, выполнены расчеты нескольких конструкций блоков оросителей и сделан сравнительный анализ:

1. Сетчатая насадка из полиэтилена в виде пакета сетчатых труб диаметром 0,05 м. Удельная поверхность насадки $a_v \approx 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$.
2. Регулярная металлическая насадка ВАКУ-ПАК [108], $a_v = 150 \text{ м}^2/\text{м}^3$.
3. Регулярная металлическая насадка ПИРАПАК-G [55], $a_v = 180 \text{ м}^2/\text{м}^3$.
4. Регулярная металлическая гофрированная насадка «Инжехим» IRG [13,55], $a_v = 165 \text{ м}^2/\text{м}^3$.
5. Сегментно-регулярная металлическая рулонная насадка «Инжехим» [14,55], $a_v = 160 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

Расчеты выполнены при $T_{\text{н}} = 38,4^{\circ}\text{C}$; плотности орошения $12 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$ и скорости воздуха в блоках оросителей $w_{\Gamma} = 1,5 \text{ м/с}$. Экспериментальные данные по гидравлическому сопротивлению и конструкции насадок взяты из работ

[13,14,55,108], а коэффициенты массоотдачи вычислялись по математической модели (раздел 6.2).

На рисунке 6.24. представлена мощность, затраченная вентилятором на подачу воздуха для охлаждения воды с $38,4^{\circ}$ до $29,9^{\circ}\text{C}$ и высота блоков насадок (оросителей), обеспечивающих данный температурный режим для градирни с площадью поперечного сечения $S_k=1\text{м}^2$.

В результате расчетов получены следующие значения (6.108)[197]:

- 1) для сетчатой насадки из полиэтилена $K_{эф}=2485$;
- 2) для насадки ВАКУ-ПАК $K_{эф}=3397$;
- 3) для насадки ПИРАПАК G $K_{эф}=4301$;
- 4) для насадки «Инжехим» IRG $K_{эф}=3573$;
- 5) для сегментно-регулярной насадки «Инжехим» $K_{эф}=3602$.

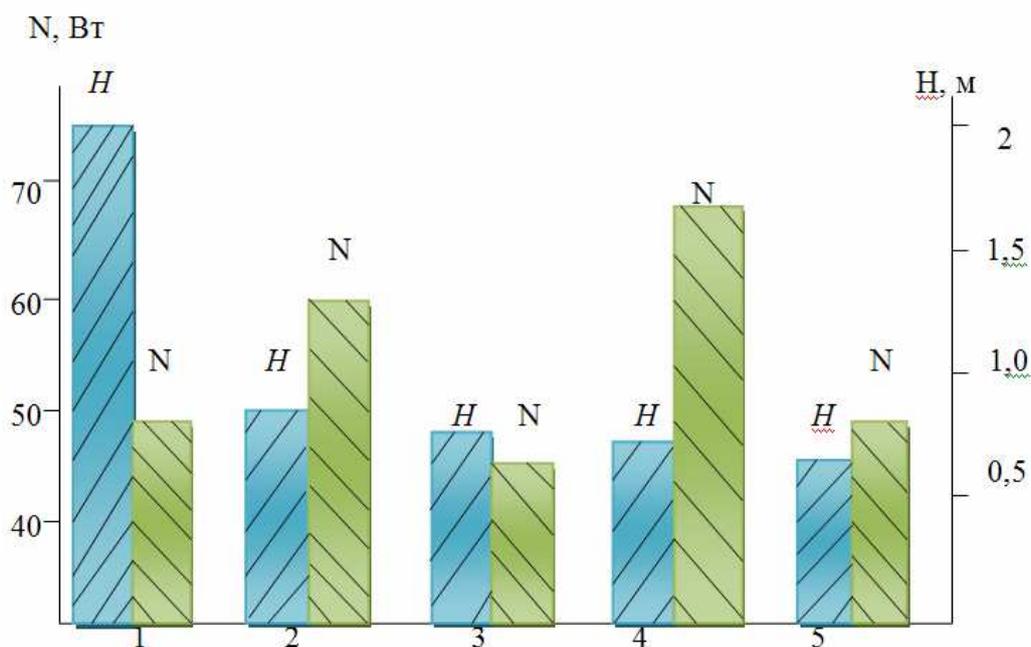


Рисунок 6.24. — Высота блоков насадок и мощность на подачу воздуха для различных конструкций. Обозначения в тексте.

Из полученных результатов следует, что все современные зарубежные и отечественные насадки (кроме полиэтиленовой сетки) имеют достаточно высокое значение энергетической эффективности. Наиболее предпочтительными являются

насадки ПИРАПАК G и сегментно-регулярная «Инжехим». Данные насадки можно изготавливать из полимерных материалов для снижения себестоимости. Однако, отмеченные насадки наиболее предпочтительно использовать в мини-градирнях с изготовлением из нержавеющей металлических листов и лент.

На рисунке 6.25 даны зависимости высоты блоков оросителей для двух конструкций регулярных насадок, которые обеспечивают требуемую тепловую эффективность (6.53) для заданных выше условий процесса охлаждения воды.

Рассмотрены насадки из полиэтиленовой сетки в виде трубок (описаны выше) и насадка из полиэтиленовых элементов.

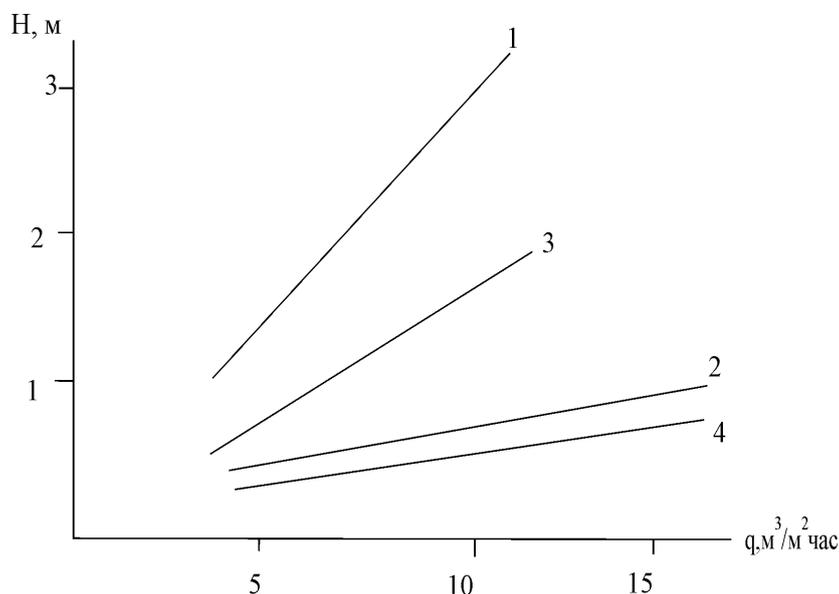


Рисунок 6.25– Зависимость высоты блока оросителей от режимных параметров градирни для достижения требуемой эффективности (рис.6.8): 1,2- трубчатая насадка из полиэтиленовой сетки; 3,4 – насадка 2 КР МГУИЭ. 1,3- скорость воздуха $w_0 = 1$ м/с; 2,4 – скорость воздуха

$$w_0 = 2 \text{ м/с.}$$

Перепад давления сухой и орошаемой насадки дан в работе [55]. Так, пример при скорости воздуха $w_0=1,0$ м/с (фактор скорости 1,1) $\Delta P/H=12$ Па; при $w_0=2$ м/с; $\Delta P/H=40$ Па, при плотности орошения от 5 до 15 м³/м²ч.

Из рисунка 6.25. следует преимущество по тепловой эффективности насадки 2КР МГУИЭ.

6.10 Замена крупномасштабных градирен на мини градирни

Разработан вариант замены градирни на основе расчета, который представлен в предыдущем разделе 6.7, на несколько мини градирен с высокими удельными нагрузками. Требуемая тепловая эффективность по жидкой фазе составляет $E_{ж}=0,43$, а по газовой по формуле (6.53) в зависимости от нагрузки по воздуху.

Расчет выполнен для трех насадок: с сегментной регулярной насадкой «Инжехим» ($a_v = 180 \text{ м}^2/\text{м}^3$); регулярной рулонной насадкой с шероховатой поверхности «Инжехим» ($a_v = 180 \text{ м}^2/\text{м}^3$) и полиэтиленовой сетчатой. Более подробно о конструктивных характеристиках данных насадок в предыдущих разделах.

Скорость воздуха принята $w_0 = 2,6 \text{ м/с}$ и плотность орошения ($q_{ж} = 22 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$).

Суммарная площадь поперечного сечения мини градирен

$$S_k = \frac{V_{ж}}{q_{ж}} = 113,6 \text{ м}^2.$$

Массовый расход воздуха $G = 2,6 S_k \rho_{г} = 348,5 \text{ кг/с}$ (минимальный расход $G_{\min} = 311 \text{ кг/с}$).

Энтальпия воздуха на выходе при Q из (6.51): $I_k = 104581,7 \text{ Дж/кг}$.

Тепловая эффективность (6.53) $E_{г} = 0,892$.

Высота блока насадки из сегментной регулярной по формуле (6.64) $H = 0,74 \text{ м}$; для регулярной рулонной с шероховатой поверхностью $H = 0,85 \text{ м}$; для полиэтиленовой сетчатой насадки $H = 1,65 \text{ м}$.

Учитывая приближенный характер расчета коэффициента смачиваемости поверхности насадок примем для первой насадки $H = 0,9$ м. для второй $H = 1,0$ м. (с запасом 20%), для полиэтиленовой $H = 2,0$ м.

Перепад давления у первой насадки $\Delta P_{op}=105$ Па, а у второй $\Delta P_{op}=100$ Па, для полиэтиленовой сетчатой насадки $\Delta P_{op}=75$ Па.

Исходя из сделанных расчетов рекомендуется применение рулонный гофрированной насадки с шероховатой поверхностью, разработанной автором диссертационной работы [144].

Число необходимых мини градирен для рассмотренных выше условий составит $113,6 / S_M$, где S_M – площадь поперечного сечения одной мини градирни. Например, при $S_M = 36 \text{ м}^2$ получаем 3 мини градирни.

Мощность по подачи воздуха в мини градирни

$$N = \Delta P V_T = 100 \cdot 2,6 \cdot 113,6 = 29536 \text{ Вт} = 29,5 \text{ кВт.}$$

Для сравнения мощность для рассмотренной крупномасштабной градирни составит

$$N = 88 \cdot 1,5 \cdot 314 = 41,5 \text{ кВт.}$$

Таким образом, получили, что энергозатраты на подачу воздуха с применением мини градирен снижаются на 12 кВт или на 40%.

В крупномасштабной градирне мощность на охлаждение 1т/час воды составляет 0,017 кВт/т, а в мини градирнях 0,0115 кВт/т.

Общая мощность на охлаждения воды состоит из суммы (6.109).

В градирне СК–400 высота от уровня земли до форсунок составляет около 8 метров, а высота мини градирни в два раза меньше. Даже без учета местных сопротивлений и на трение гидравлическое сопротивление приближенно запишем $\Delta P_{ж} = \rho_{ж} g H_{ж}$. Для крупномасштабной градирни $\Delta P_{ж} = 78$ кПа, а для мини градирни $\Delta P_{ж} = 39$ кПа. Соответственно мощность на подачу воды составит значения $N = 54,2$ кВт и $N = 27,1$ кВт.

Суммарная мощность на охлаждение воды (без учета транспортировки по трубам до места расположения градирни) по выражению (6.109).

– для крупномасштабной градирни $N = 95,7$ кВт;

– для мини градирен $N = 56,6$ кВт.

Данные приведены для примера из раздела 6.7 при расходе воды на охлаждение $V_{ж} = 2500 \text{ м}^3/\text{час}$ ($0,695 \text{ м}^3/\text{с}$).

Таким образом, применение мини градирен позволяет снизить мощность на подачу воды и воздуха в 1,7 раза или 40 кВт. На охлаждение одной тонны воды это составит 16 Вт или 16 кВт на тысячу тонн воды. В год 128800 кВт. Для промышленных производств, где в водооборотных циклах расходы воды составляют десятки тысяч $\text{м}^3/\text{час}$, – экономический эффект весьма существенный.

В таблице 6.7 даны [196] сводные гидравлические и тепловые характеристики охлаждения воды для условий примера из раздела 6.7. мини градирни с регулярной рулонной насадкой с шероховатой поверхностью «Инжехим» (глава 4), разработанной в диссертационной работе.

Таблица 6.7 – Сравнительные характеристики крупномасштабной градирни СК–400 и мини градирен при охлаждении $2500 \text{ м}^3/\text{ч}$ воды с $33 \text{ }^\circ\text{C}$ до $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

Параметры	СК–400	Мини градирня (с рулонной гофрированной насадкой)
Число градирен	1	3
Плотность орошения, $q_{ж}, \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$	7,96	22,0
Скорость воздуха, $w_{г}, \text{ м/с}$	1,5	2,6
Расход воздуха, кг/с	555,8	348,5
Тепловая эффективность		
$E_{ж}, \%$	43	43
$E_{г}, \%$	54,3	89,2
Площадь орошения, м^2	314	113,6
Удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$	140	180
Высота насадки, м	1,5	1,0
Объем насадки, м^3	471	113,6
Перепад давления воздуха, Па	85	100
Мощность на подачу воздуха, кВт	41,5	29,6
Суммарная мощность на охлаждение воды, кВт	95,7	55,5

Расчеты показывают, что при увеличении плотности орошения мини градирен с 22 до 30 м³/(м²ч) требуемая площадь градирен составит 83,3 м², а скорость воздуха возрастает до $w_0=3,6$ м/с. Тогда перепад давления орошаемого слоя равен $\Delta P_{op}/H=200$ и мощность для подачи воздуха вырастит в два раза, что является не целесообразным. На рисунке 6.26 дана зависимость мощности N_{Γ} от плотности орошения мини градирни.

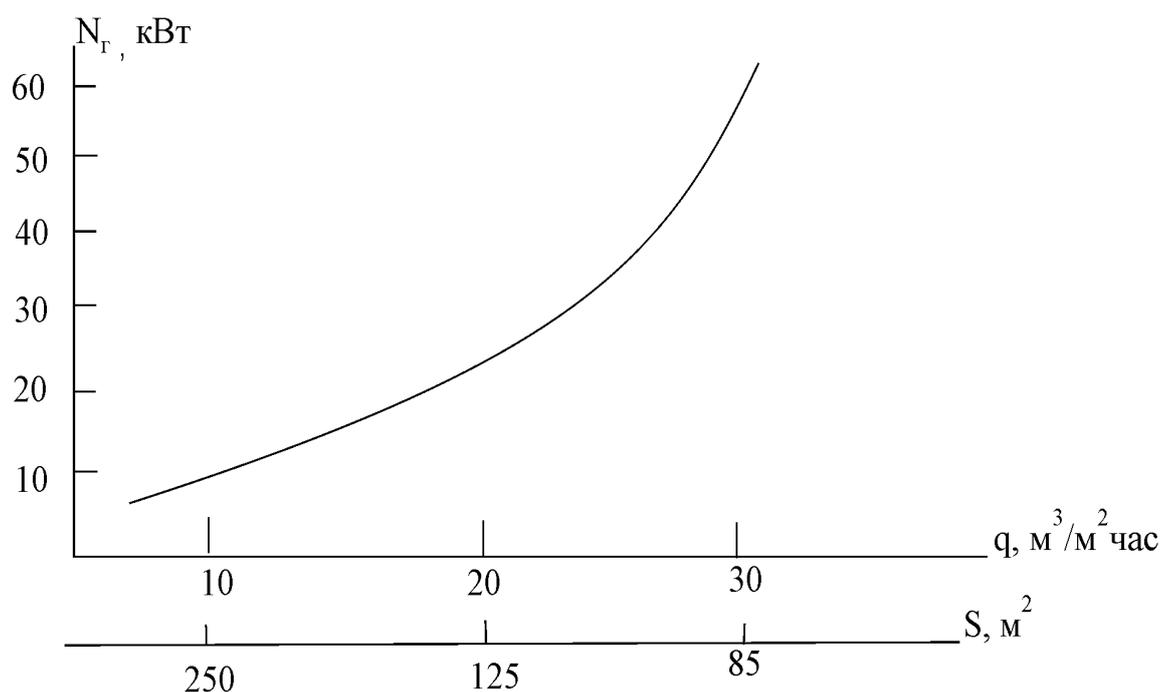


Рисунок 6.26 – Зависимость мощности на подачу воздуха в мини градирни с регулярной рулонной насадкой от плотности орошения при охлаждении 2500м³/ч воды с 33 °С до 25 °С.

По нижней оси площадь градирни

Таким образом, в данном разделе показаны преимущества применения мини градирен с современными регулярными насадками.

Выводы

Определение эффективности теплообмена в промышленных аппаратах с двухфазными средами всегда имеет полуэмпирический характер, связанное со сложной гидродинамической обстановкой, приближенным расчетом площади межфазной поверхности и большим разнообразием конструкций контактных устройств. Кроме этого применение поверхностных или объемных интенсификаторов значительно усложняет решаемые задачи проектирования или модернизации аппаратов. В данной главе с применением численного метода решения системы дифференциальных уравнений теплообмена показано влияние неравномерности профиля скорости воздуха на входе градирни на эффективность охлаждения воды. Рассмотрены научно-технические решения для компенсации неравномерности и повышения эффективности теплообмена. Наряду с применением численных методов продолжает применяться подход, связанный с математическими моделями структуры потоков, т.е. с учетом обратного перемешивания сред, застойными зонами, рециклом и байпасом. В качестве среднеинтегральной оценки структуры потоков применяется коэффициент обратного (предельного) перемешивания – в безразмерном виде модифицированное число Пекле. Значение числа Пекле находится экспериментально для каждой конструкции аппарата. При известном числе Пекле можно использовать диффузионную или ячеечную модели структуры потоков с источниками массы и теплоты, которые часто выражают в виде чисел единиц переноса. Рассмотренный в данной главе модифицированный метод числа единиц переноса можно представить как упрощенное решение диффузионной модели с учетом перемешивания потоков в газовой и жидкой фазах. В результате получено в явном виде число единиц переноса, которое косвенно учитывает структуру потоков в фазах, где параметры определены на основе выполненных автором экспериментальных исследований на макете градирни с трубчатой насадкой с шероховатой поверхностью. В результате выполненной идентификации параметров показана возможность расчета тепловой эффективности в газовой

фазе, а на основе теплового баланса – в жидкой фазе, т.е. найти конечную температуру охлаждаемой воды и решить задачи проектирования или модернизации градирни.

Разработанный подход к оценке энергоэффективности пленочных градирен позволяет определять рациональные режимные и конструктивные характеристики градирен. Показано преимущество мини градирен с современными насадками.

Полученные в данной главе математические модели и алгоритмы расчетов пленочных градирен можно рекомендовать к применению при проектировании новых блоков оросителей с насадками или модернизации действующих.

Таким образом, разработанные в данной главе математические модели явлений переноса в градирнях и алгоритмы расчета эффективности охлаждения воды позволяют выбирать режимные и конструктивные характеристики пленочных контактных устройств с применением результатов гидравлических исследований процесса на макете градирни.

Формулы полученные автором в шестой главе

№	Название	Формула	Нумерация
1	Число Нуссельта	$Nu_{\Gamma} = 0,158 Re_{\Gamma}^{0,85} (\xi_{op}/8)^{0,429} Pr^{1/3}$	(6.27)
2	Число Шервуда	$Sh_{\Gamma} = 0,158 Re_{\Gamma}^{0,85} (\xi_{op}/8)^{0,429} Sc_{\Gamma}^{1/3}$	(6.28)
3	Отношение тепловых эффективностей	$\frac{E_{\Gamma}}{E_{\text{ж}}} = \frac{Lc_{\text{рж}}(T_{\text{н}} - T^*) + Q_{\text{и}}}{G(I_{\text{к}}^* - I_{\text{н}})}$	(6.52)
4	Минимальный расход воздуха	$G_{\text{min}} = \frac{Q}{I_{\text{к}}^* - I_{\text{н}}} = \frac{Lc_{\text{рж}}(T_{\text{н}} - T_{\text{к}}) + Q_{\text{и}}}{I_{\text{к}}^* - I_{\text{н}}}$	(6.54)
5	Объемный коэффициент массоотдачи	$\beta_{xv} = 0,198 q_{\text{ж}}^{1,02} (G/L)^{0,75}$	(6.65)
6	Число единиц переноса с учетом перемешивания	$N'_{\Gamma} = H \left[\frac{G}{\beta_x a_v S_{\text{к}} \psi_w} + d_{\text{э}} (b_{\Gamma} Pe_{\text{э}\Gamma}^{-1} + b_{\text{ж}} Pe_{\text{э}\text{ж}}^{-1}) \right]^{-1}$	(6.89)
7	Коэффициент сопротивления насадки	$\xi_{\text{сух}} = \frac{2,2}{Re_{\text{э}\Gamma}^{0,38}}; \xi_{op} = \xi_{\text{сух}} + 0,23 \frac{Re_{\text{ж}}^{0,5}}{Re_{\text{э}\Gamma}^{0,45}}$	(6.91)
8	Тепловая эффективность градирни	$E_{\Gamma} = 1 - \exp \left[-H \left[\frac{G}{\beta_x a_v S_{\text{к}} \psi_w} + \frac{35,8 d_{\text{э}}}{Re_{\text{ж}}^{0,66}} \left(\frac{1}{Pe_{\text{э}\Gamma}} + \frac{1}{Pe_{\text{э}\text{ж}}} \right) \right]^{-1} \right]$	(6.97)
9	Показатель энергоэффективности	$K_{\text{эф}} = \frac{Lc_{\text{рж}}(T_{\text{н}} - T_{\text{к}}) + Q_{\text{и}}}{N_0 V_{\text{нас}}} = \frac{Lc_{\text{рж}} E_{\text{ж}} (T_{\text{н}} - T^*) + Q_{\text{и}}}{N_0 V_{\text{нас}}}$	(6.105)
10	Показатель энергоэффективности	$K_{\text{эф}} = \frac{G(I_{\text{к}} - I_{\text{н}})}{N_0 V_{\text{нас}}} = \frac{G E_{\Gamma} (I^* - I_{\text{н}})}{N_0 V_{\text{нас}}}$	(6.106)
11	Показатель энергоэффективности	$K_{\text{эф}} = \frac{\beta_x a_v \psi_w \Delta I_{\text{ср}}}{N_0 V_{\text{нас}}}$	(6.107)

ГЛАВА 7

ЭФФЕКТИВНОСТЬ СОВМЕСТНЫХ ПРОЦЕССОВ ОХЛАЖДЕНИЯ И ОЧИСТКИ ГАЗОВ ОТ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ

В данной главе рассмотрены процессы и методы расчета эффективности очистки газов от аэрозольных частиц в высокоскоростных дисперсно-кольцевых потоках газа и жидкости, совмещенные с конденсационным охлаждением газов, а также математические модели охлаждения и очистки газов в комбинированных насадочных и вихревых газосепараторах и в колоннах с барботажными и струйными тарелками. Общим подходом в математических моделях данных процессов в аппаратах является применение полученных автором диссертации выражений для коэффициентов тепло-массоотдачи, а также использование теории турбулентной миграции частиц, где основным параметром является гидравлическое сопротивление контактных устройств.

Скрубберы «мокрого» охлаждения и очистки газов от дисперсной фазы применяются в химической, нефтехимической, нефтегазоперерабатывающей, металлургической и других отраслях промышленности. Исследованиям процессов контактного охлаждения и очистки технологических и дымовых газов посвящены многочисленные труды Фукса Н.А., Бусройда Р., Галустова В.С., Гордона Г.М., Грина Х., Ужова В.Н., Коузова П.А., Медникова Е.П., Холпанова Л.П., Николаева Н.А., Войнова Н.А., Страуса В., Tchen С.М., Rossetti S.J., SooS. L., Sehmel G.A., Krishna R., Аронова И.З., Губарева В.Я., Юшкова Н.В., Юдашкина М.Я., Шиляева М.И., Петрова В.И. и многих других.

В связи с совершенствований конструкций контактных устройств скрубберов и других технических устройств требуется продолжение исследований в данной области процессов и аппаратов химической технологии.

В промышленности практически все аэрозольные системы: пыли, дымы и туманы движутся по трубопроводам и в аппаратах с большой скоростью (2-40 м/с), т.е. режим турбулентный. Известно, что основным механизмом переноса и разделения аэрозолей является поперечная миграция частиц со скоростью близкой к скорости турбулентных пульсаций газа, что на несколько порядков больше диффузионного осаждения при ламинарном режиме. Причем скорость турбулентного переноса значительно повышается при увеличении скорости среды, что характеризует инерционную природу явлений.

Турбулизационный перенос и осаждение аэрозольных частиц имеет место во многих технических и технологических устройствах в химической технологии и энергетике. Для разделения аэрозольных систем применяются циклоны, фильтры, аппараты мокрой очистки и насадочные аппараты, а также вихревые, ударно-инерционные, комбинированные и другие.

Представленный материал в данной главе опубликован в статьях [35,37,40,60,231-237], в главах монографий [43,45,63,82,238] и материалах конференций.

7.1. Математическая модель контактного охлаждения и очистки от дисперсной фазы газов в насадочных скрубберах

Межфазный теплообмен в аппаратах с хаотичными и регулярными контактными устройствами (насадками) при противоточном пленочном режиме широко применяется для проведения процессов абсорбции, ректификации, а также охлаждения или нагреве газов и жидкостей. Причем охлаждение дымовых и технологических газов часто сопровождается мокрой очисткой от дисперсной фазы [240-243].

Математическому моделированию и экспериментальному исследованию процессов охлаждения и очистки газов посвящены многочисленные труды различных авторов. Например, за последние 15-20 лет это работы [242-247] и др. Проблемы и задачи повышения эффективности данных процессов обсуждаются в работах [248-254].

Из указанных работ следует, что насадочные аппараты межфазного теплообмена чаще всего рассчитываются с применением модели идеального вытеснения фаз (метод числа и высоты единиц переноса) или диффузионной модели структуры потока, а также численными методами с использованием различных программных комплексов. Однако, данные модели и программные комплексы не всегда позволяют выполнять расчеты новых типов контактных устройств, не имеющих аналогов, тем более с интенсификаторами процессов.

Газовая фаза на охлаждение и очистку подается в нижнюю часть скруббера под секцию с насадкой. Жидкая фаза (чаще вода) через специальные оросители поступает в верхней части колонны и равномерно распределяется по насадке. Организуется процесс противотока пленки жидкости и газа. Скорость газа для противотока вычисляется исходя из конструктивных особенностей насадки и плотности орошения и при нормальных условиях находятся в пределах 0,5-2,0 м/с, а плотность орошения 10-50 м³/(м²ч), а иногда для специальных конструкций контактных устройств и выше. Режимные и конструктивные параметры скруббера находятся при моделировании процессов в зависимости от технических и технологических требований на проектирование или модернизацию колонны.

Целью данного раздела является численное решение системы уравнений совместного переноса теплоты и массы влаги, а также турбулентного переноса и осаждения тонкодисперсных частиц в скруббере с хаотичными и регулярными насадками и сравнительные характеристики контактных устройств.

7.1.1. Математическая модель

Теоретическое исследование, а точнее моделирование совместного теплообмена и сепарации аэрозолей связано с решением системы дифференциальных уравнений в частных производных. При взаимодействии стекающей пленки жидкости с газовым потоком в условиях известного распределения межфазной поверхности в пространстве (вертикальные каналы, плоскопараллельные контактные устройства и т.д.) дифференциальные уравнения тепло- и массообмена записываются для каждой фазы отдельно с граничными условиями на поверхности раздела четвертого рода. Однако при стекании пленки жидкости по контактными элементам расположенных хаотично задать граничные условия на межфазной поверхности не представляется возможным. В таких случаях используют объемные межфазные источники импульса, энергии и массы, что является упрощенной формой модели многоскоростного континуума. При неравномерном распределении фаз объемные источники записываются для локальных областей, а при условно равномерном для всего рабочего объема аппарата (разделы 1.2, 1.4 в первой главе).

Отличительной особенностью математической модели в данной работе является возможность вычислять параметры источников (коэффициенты тепло- и массоотдачи и турбулентной миграции частиц) и средний коэффициент турбулентного обмена, как в локальных областях, так и для всего насадочного слоя с использованием коэффициента гидравлического сопротивления (перепада давления), полученного экспериментально. Это значительно сокращает временные и материальные затраты при моделировании разрабатываемых контактных устройств газ-жидкость.

При математическом моделировании явлений переноса в двухфазных средах насадочных колонн применяется подход, основанный на составлении макроскопического баланса с осреднением локальных однофазных уравнений сохранения импульса, массы и энергии и условий сопряжения на

границе – двухжидкостная модель. Система уравнений с межфазными источниками представлена в главе 1 (раздел 1.2.), которая является теоретической основой моделирования совместного теплообмена, переноса и осаждения частиц.

Коэффициент массоотдачи в межфазном источнике в газовой фазе можно вычислить по выражению, полученному в главе 3, а коэффициент турбулентной диффузии в ядре потока газовой фазы в хаотичных и регулярных насадках с интенсификаторами по формуле [22,63]

$$D_{\text{ТГ}} = 3,87\nu_{\text{Г}}\sqrt{\xi \text{Re}_{\text{Э}}}. \quad (7.1.1)$$

В главе 1 в уравнении (1.2.2) принимается $\lambda_{\text{ТГ}} \approx \rho_{\text{Г}}c_{\text{рГ}}D_{\text{ТГ}}$, Вт/(мК).

Средний коэффициент турбулентной диффузии частиц в ядре потока газовой фазы в уравнении (1.2.4.) [46]

$$D_{\text{Тд}} = \frac{D_{\text{ТГ}}}{1 + \omega_{\text{Э}}\tau_{\text{р}}}. \quad (7.1.2)$$

Многочисленные экспериментальные исследования различных авторов турбулентной миграции аэрозольных частиц, показали, что при турбулентном режиме движения газа скорость осаждения частиц на стенки каналов на несколько порядков выше скорости диффузионного осаждения тех же частиц из ламинарного потока. При чем, при турбулентном режиме эффективность осаждения увеличивается с повышением скорости газа. Это характеризует инерционную природу явления переноса частиц. Такая форма осаждения получила название турбулентно - инерционного механизма осаждения аэрозолей [46,146].

Турбулентная миграция представляет собой форму поперечного движения частиц в сдвиговом турбулентном потоке. Эта форма, открытая Фортье, Флетчером и независимо от них Медниковым, имеет в механике аэрозолей фундаментальное значение [46].

При теоретическом анализе всех форм движения аэрозольных частиц в турбулентном потоке обычно принимаются следующие предположения и допущения [46].

1. Диаметр частиц небольшой, сравнительно с масштабом несущих их пульсационных вихрей.

2. Обтекания частиц происходит при малых числах Рейнольдса.

3. Частицы имеют форму близкой к сферической, полидисперсность частиц аэрозоля рассматривается пофракционно.

4. Кроме этого:

а) частицы не стесняют движение друг друга в ходе взаимных перемещений;

б) не соударяются, не коагулируют друг с другом;

в) не оказывают ощутимого влияния на турбулентные характеристики среды.

Значения концентраций частиц при выполнении отмеченных условий, согласно экспериментальным данным Россетки и Пфедера, принимаются < 200 г/м³, т.е. примерно $\leq 0,17$ кг/кг (для воздуха при атмосферном давлении).

5. Электростатические и другие силы не гидродинамической природы незначительные.

6. Срыв осажденной дисперсной фазы и капель воды с поверхности пленки жидкости незначительный.

Известен ряд эмпирических и полуэмпирических зависимостей (табл. 7.1) для расчета приведенной (безразмерной) скорости турбулентного осаждения

частиц $u_t^+ = \frac{u_t}{u_*}$, связанных с временем релаксации скорости частиц [46]:

$$\tau_p = \frac{d_p^2 \rho_p}{18 \rho_f \nu_f}. \quad (7.1.3)$$

В расчетах используется безразмерное время релаксации:

$$\tau^+ = \frac{\tau_p u_*^2}{\nu_\Gamma}, \quad (7.1.4)$$

где $u_* = \sqrt{\tau_{\Gamma p} / \rho_\Gamma}$ – динамическая скорость, м/с; $\tau_{\Gamma p}$ – касательное напряжение на границе раздела фаз газа с пленкой жидкости, Па.

Согласно с миграционной теорией турбулентного осаждения аэрозолей коэффициент u_t зависит в явной форме от безразмерной скорости времени релаксации частицы $\tau^+ = \tau_p u_*^2 / \nu_\Gamma$. В большинстве эмпирических зависимостях различных авторов предлагается квадратичная зависимость $u_t^+ = A(\tau^+)^2$, где A – эмпирический коэффициент.

Таблица 7.1 – Формулы для расчета приведенной скорости турбулентного осаждения частиц аэрозолей [46,146]

№	Авторы	Унифицированная формула
1	Фридлендер и Джонстоун	$u_t^+ = 5,3^{-4}(\tau^+)^2, (\tau^+ < 5,5)$
2	Ниин и Штраусс	$u_t^+ = 4,67 \cdot 10^{-4}(\tau^+)^2$
3	Оуэн	$u_t^+ = 2,8 \cdot 10^{-4}(\tau^+)^2$
4	Лю и Агарвол	$u_t^+ = 6 \cdot 10^{-4}(\tau^+)^2, (\tau^+ < 10)$
5	Маккой и Хенретти	$u_t^+ = 3,25 \cdot 10^{-4}(\tau^+)^2,$ $u_t^+ = 2,8 \cdot 10^{-4}(\tau^+)^2;$
6	Медников	$u_t^+ = 7,25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{\tau^+}{1 + \omega_E \tau_p} \right)^2.$

Для расчета u_t^+ в математических моделях чаще используются выражения Медникова, обобщающие большое количество экспериментальных данных [46]:

$$\text{при } \mu_p^2 \tau^+ \leq 16,6$$

$$u_t^+ = 7,25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{\tau^+}{1 + \omega_E \tau_p} \right)^2, \quad (7.1.5)$$

при $\mu_p^2 \tau^+ > 16,6$

$$u_t^+ = 0,2, \quad (7.1.6)$$

где безразмерный параметр $\mu_p = 1/(1 + \omega_E \tau_p)^{0,5}$; $\omega_E = u_*/(0,05d_э)$ – частота энергоемких пульсаций, s^{-1} .

Из приведенных выше выражений следует, что размерная скорость турбулентной миграции частиц $u_t = u_t^+ u_*$ существенно зависит от значения динамической скорости u_* или касательного напряжения на поверхности раздела фаз $\tau_{ст} = u_*^2 \rho_\Gamma$.

Выражение (7.1.5) получено в результате обобщения очень большого массива экспериментальных данных полученных для круглых и квадратных каналов с размерами от 6 мм до 600 мм и длиной до 10 метров из различного материала. При $\mu_p^2 \tau^+ > 16,6$ скорость турбулентного осаждения становится независимой от значения $\mu_p^2 \tau^+$ и равна постоянному значению $u_t^+ = 0,2$. Выражение (7.1.5) можно применять для каналов с некоторой кривизной поверхности при $H \gg d$, где H – длина канала, м; d – диаметр канала, м. Очевидно, что в процессе экспериментальных исследований на поверхности канала образуется нерегулярная шероховатость поверхности, вызванная осевшей дисперсной фазой, поэтому расчет u_t^+ по формуле (7.1.5) можно выполнять как для гладких, так и шероховатых каналов при соответствующем вычислении динамической скорости u_* .

Выражение для u_t^+ (7.1.5) справедливо для вертикальных труб. Однако при некоторых допущениях возможно его применение и для каналов, расположенных под углом к линии горизонта. На рисунке 7.1 показаны экспериментальные

данные (точки) [46] влияния силы тяжести при различных значениях динамической скорости и угла наклона стенки трубы. При высоких значениях динамической скорости газа ($u_* > 1,0$ м/с) скорость турбулентного осаждения частиц почти одинакова на всех участках окружности трубы. Это означает снижение влияния силы тяжести частиц при высоких скоростях движения газа.

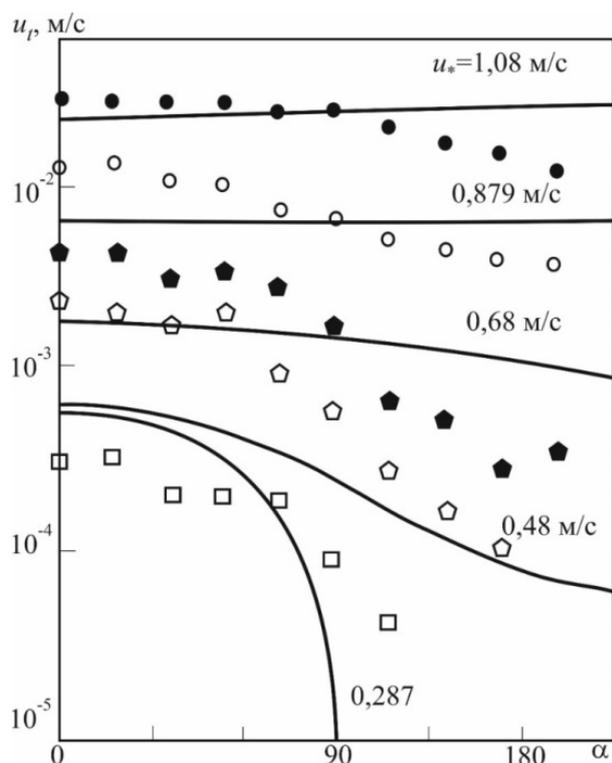


Рисунок 7.1. – Распределение локальных значений скорости турбулентного осаждения частиц цинка ($\rho_{\text{ц}} = 7140$ кг/м³) с $d_{\text{ц}} = 1,69$ мкм в трубе диаметром $d = 0,02$ м в функции угла расположения участка поверхности стенки при различной динамической скорости воздуха по опытам Ешиоки и др. [46]

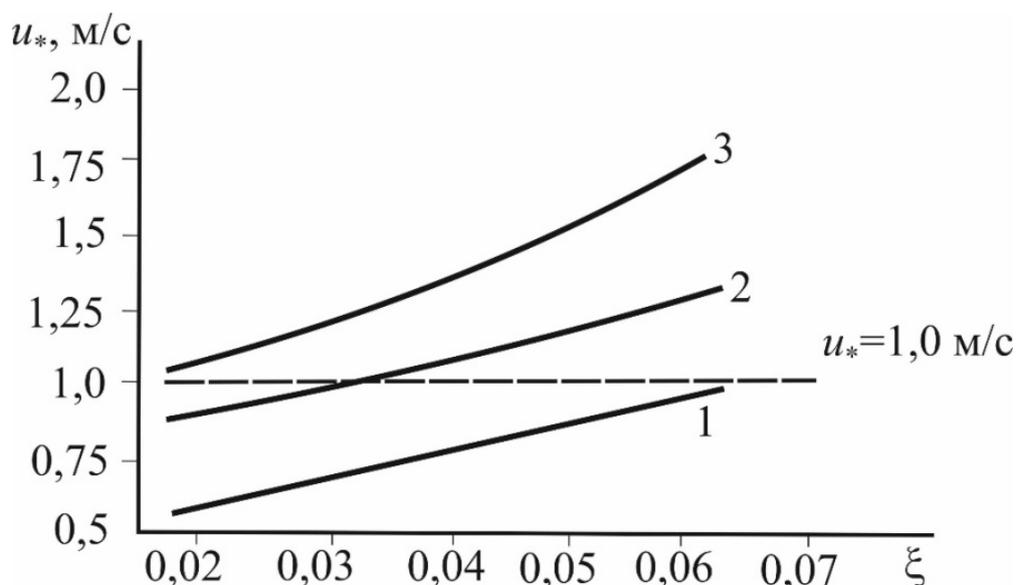


Рисунок 7.2. – Зависимость динамической скорости газа от коэффициента гидравлического сопротивления трубы при разных исходных скоростях газа: 1 – $w_{Г}=10$ м/с; 2 – $w_{Г}=15$ м/с; 3 – $w_{Г}=20$ м/с.

На рисунке 7.2 приведены расчетные значения динамической скорости по уравнению баланса сил $u_* = w_{Г} \sqrt{\xi / 8 \cos \theta}$ при $\cos \theta = 1$ от коэффициента гидравлического сопротивления трубы ξ при различных скоростях газа.

Из представленных на рисунке 7.1 результатов при $u_* > 1,08$ м/с, $d_q = 1,69 \cdot 10^{-6}$, м и $\rho_q = 7140$ кг/м³ получается значение индекса инерционности $\omega_E \tau_p = 0,075$, т.е. при $\omega_E \tau_p > 0,075$ влияние угла наклона на скорость турбулентной миграции частиц незначительно. При плотности частиц $\rho_q = 1000$ кг/м³, получается, что $d_q < 5 \cdot 10^{-6}$, м (5 мкм) и тогда влияние силы тяжести в наклонных и горизонтальных трубах на u_t можно не учитывать. Таким образом, в практических расчетах для этих условий можно использовать выражение (7.1.5). При моделировании сепарации аэрозолей в слое насадки далее использована математическая модель, подробно представленная в первой главе (раздел 1.2).

Среднее значение динамической скорости на поверхности хаотичных насадок ($Re > 40$), а также регулярных с интенсификаторами ($Re > 500$) вычисляется по выражению [22,63] $u_* = 1,55w_{\Gamma}(\xi / Re_{\Theta})^{0,25}$, м/с.

Граничные условия к системе уравнений (1.2.1) – (1.2.4) даны в разделе (1.2.) (первая глава).

На рисунках 7.3, 7.4 для проверки адекватности математической модели представлены профиль температуры газа и профиль влагосодержания при конденсационном охлаждении газа, полученные [36] из численного решения системы уравнений (1.2.1)-(1.2.3) при равномерном распределении фаз в слое и экспериментальные данные [240]. При решении использовалась известное выражение, связывающие энтальпию I , влагосодержание C_{Γ} , температуру газа T_{Γ} и удельные теплоемкости сухого газа $c_{рсух}$ и теплоемкость пара $c_{рп}$: $I = (c_{рсух} + c_{рп}C_{\Gamma})T_{\Gamma} + R_{ж}C_{\Gamma}$. В результате численного решения (1.2.1)-(1.2.3) получено удовлетворительное согласование с экспериментом для колец Рашига при $w_{\Gamma} = 0,4$ до 1,9 м/с и плотности орошения $q_{ж} = 3-55 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ ч}$.

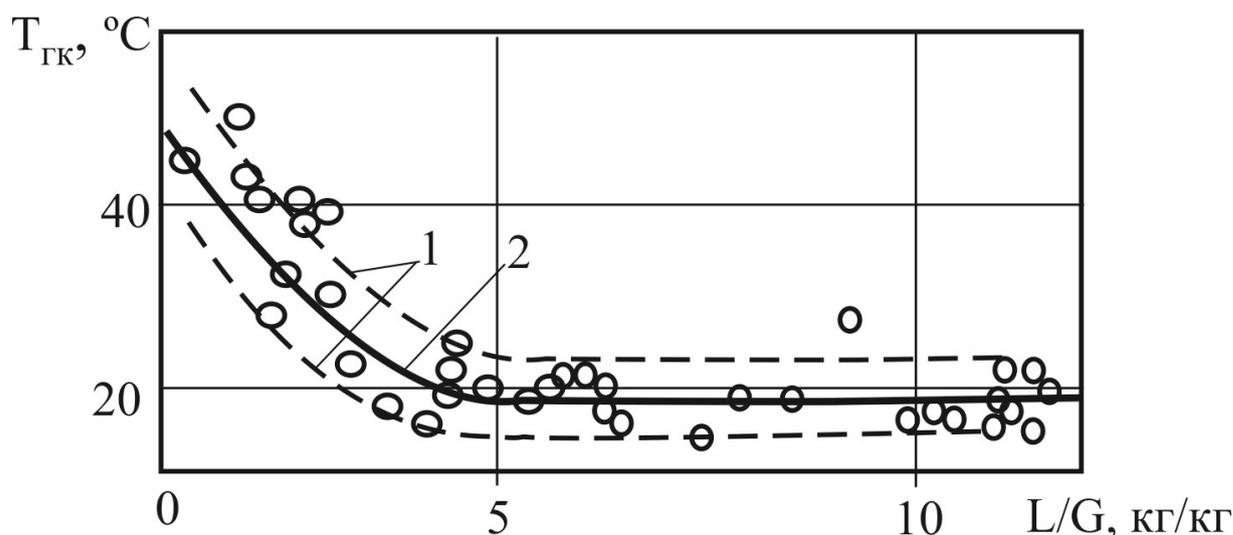


Рисунок 7.3. – Зависимость температуры уходящих газов от коэффициента орошения для насадки из керамических колец размерами 35x35x4 мм при начальной температуре газов $T_{гн} = 250-280^{\circ}\text{C}$ и воды $T_{жн} = 12^{\circ}\text{C}$. Высота насадки – 1000 мм. Сплошная линия - расчет.

○ - эксперимент [240]. 1-1 – область расчетных значений; 2 – расчет осредненный [36]

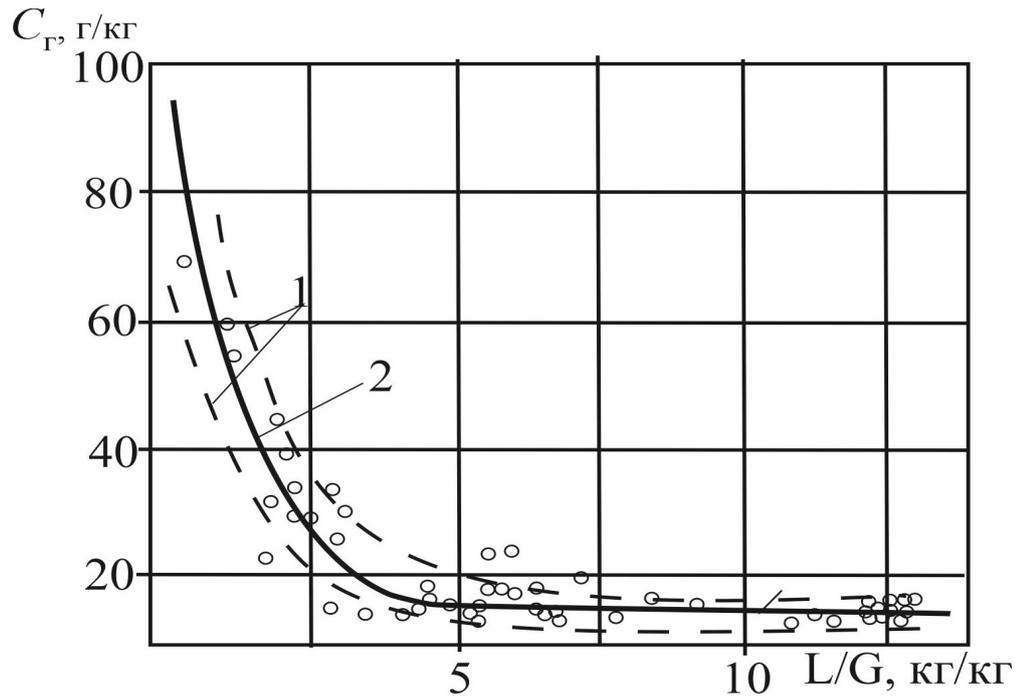


Рисунок 7.4. – Зависимость влагосодержания уходящих газов от коэффициента орошения.

Обозначения на рис. 7.1

7.1.2. Тепловая и сепарационная эффективность

При известном профиле температуры газа по высоте слоя и ее значения на выходе можно определить тепловую эффективность охлаждения газа.

Тепловую эффективность процесса в газовой фазе запишем в форме

$$E_{\Gamma} = \frac{T_{\text{НГ}} - T_{\text{КГ}}}{T_{\text{НГ}} - T_{\text{НЖ}}}. \quad (7.1.7)$$

Тепловая эффективность для влажного газа записывается также в виде отношения разности энтальпий

$$E_{\Gamma} = \frac{I_{\text{Н}} - I_{\text{К}}}{I_{\text{Н}} - I_{\text{К}}^*}. \quad (7.1.8)$$

Значения E_{Γ} (7.1.7) и (7.1.8) записаны исходя из реально достигнутых показателей охлаждения газа, относительно максимально возможных.

Тепловая эффективность нагрева воды

$$E_{\text{ж}} = \frac{T_{\text{кж}} - T_{\text{нж}}}{T_{\text{нг}} - T_{\text{нж}}}. \quad (7.1.9)$$

Эффективности конденсации влаги

$$E_{\text{Г}} = \frac{C_{\text{ГН}} - C_{\text{ГК}}}{C_{\text{ГН}} - C_{\text{ГК}}^*}. \quad (7.1.10)$$

Эффективность сепарации дисперсной фазы

$$\eta = \frac{C_{\text{Нч}} - C_{\text{Кч}}}{C_{\text{Нч}}}. \quad (7.1.11)$$

Конечные значения температур $T_{\text{кГ}}, T_{\text{кж}}$, влагосодержания $C_{\text{к}}$ и концентрация дисперсной фазы $C_{\text{Кч}}$ находится из решения системы уравнений (1.2.1) – (1.2.4).

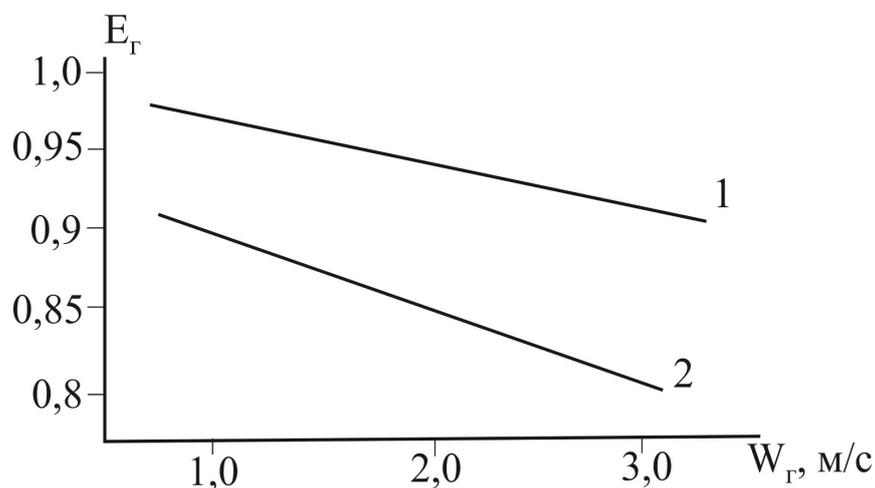


Рисунок 7.5. – Зависимость тепловой эффективности в газовой фазе от скорости газа в колонне: 1 – насадка «Инжехим – 2012» 45 м; 2 – 60 мм. Плотность орошения воды

$$q_{\text{ж}} = 25 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч}). \text{ Высота слоя насадки } H=2,0 \text{ м. Охлаждение дымовых газов}$$

На рисунке 7.5 представлены результаты расчетов [36,60] тепловой эффективности $E_{\text{Г}}$ (7.1.8) при охлаждении дымовых газов ($T_{\text{нг}} = 150^{\circ}\text{C}$) водой ($T_{\text{нж}} = 15^{\circ}\text{C}$) в скруббере с хаотичной металлической насадкой «Инжехим 2012» высотой $H = 2,0$ м с номинальным размером элементов 45 мм ($a_{\text{в}} = 166 \text{ м}^2/\text{м}^3$) и 60 мм ($a_{\text{в}} = 70 \text{ м}^2/\text{м}^3$). Насадка 45 мм при скорости газа $W_{\text{Г}} = 3 \text{ м/с}$ и плотности

орошения $25 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$ близка к началу подвисяния жидкой фазы. Поэтому при таком режиме рекомендуется применение более крупной насадки 60 мм.

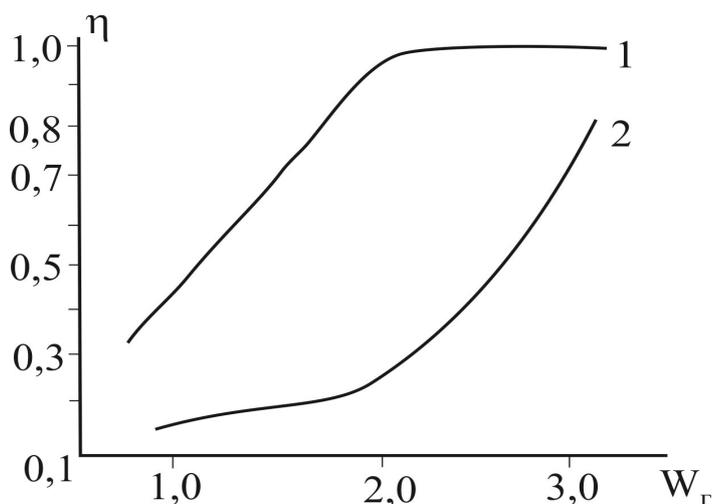


Рисунок 7.6.– Зависимость эффективности сепарации дисперсной фазы $d_{\text{ч}} = 5 \text{ мкм}$ от скорости газа. 1 – Насадка «Инжехим – 2012» 45 мм; 2 – 60 мм. Плотность орошения

$$q_{\text{ж}} = 25 \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{ч}).$$

На рисунке 7.6 даны результаты расчетов сепарационной эффективности (7.1.11) для частиц $d_{\text{ч}} = 5 \text{ мкм}$ и плотностью $\rho_{\text{ч}} = 3000 \text{ кг/м}^3$ из дымовых газов в слое высотой $H = 2,0 \text{ м}$ для насадок 45 мм и 60 мм. Из расчетов следует значительное повышение эффективности сепарации при $W_G > 2,5 \text{ м/с}$, что как было отмечено выше характеризует инерционно-турбулентный механизм переноса и осаждения частиц при высоких скоростях газа.

7.1.3. Сравнительные характеристики контактных устройств

На основе применения представленной математической модели выполнены численные исследования и получены сравнительные характеристики различных типов металлических регулярных и нерегулярных насадок [234,236] при заданной тепловой эффективности $E_T = 0,8$ и идентичном температурном и гидродинамическом режимах.

1. Кольца Рашига 25 мм: $a_v = 220 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{св}} = 0,92$.

2. Кольца Рашига 50 мм: $a_v = 110 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{CB}} = 0,95$.
3. Кольца Мебиуса – 40 мм: $a_v = 190 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{CB}} = 0,88$.
4. Насадка «Инжехим – 2012» – 24 мм: $a_v = 166 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{CB}} = 0,96$.
5. Насадка «Инжехим – 2012» – 45 мм: $a_v = 100 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{CB}} = 0,97$.
6. Сегментно – регулярная рулонная «Инжехим»: $a_v = 380 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{CB}} = 0,94$.
7. Рулонная гофрированная с шероховатой поверхностью: $a_v = 280 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $\varepsilon_{\text{CB}} = 0,95$.

На гистограмме (рисунок 7.7) представлены расчетные данные высоты насадки, которая необходима для достижения тепловой эффективности в газовой фазе $E_T = 0,8$ при плотности орошения $15 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ и средней скорости газа $W_T = 1,5 \text{ м/с}$. Также даны значения перепада давления.

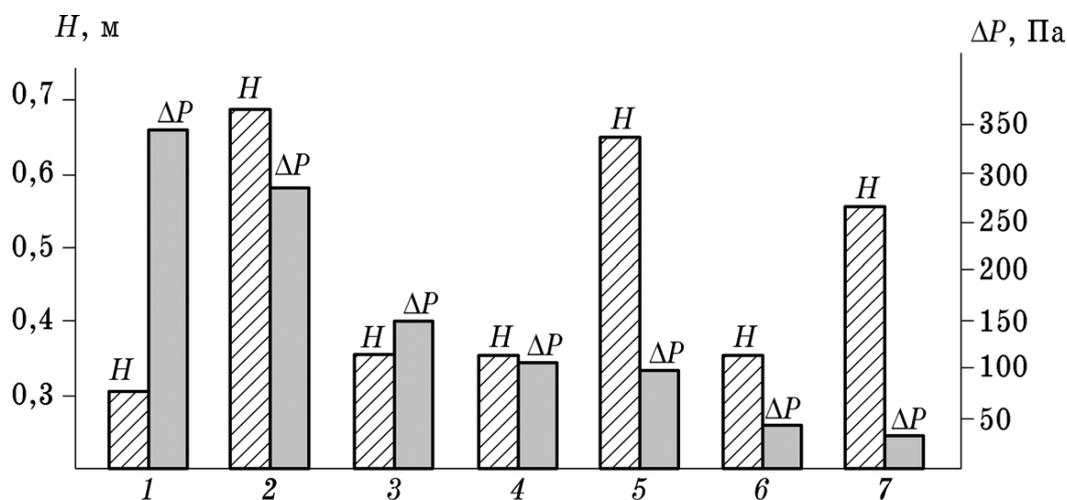


Рисунок 7.7. – Требуемая высота насадочного слоя и перепад давления при $E_T = 0,8$. Хаотичные насадки: 1 – кольца Рашига – 25 мм; 2 – кольца Рашига – 50 мм; 3 – кольца Мебиуса – 40 мм; 4 – «Инжехим – 2012» – 24 мм; 5 – «Инжехим – 2012» – 45 мм. Регулярные насадки: 6 – сегментно-регулярная; 7 – рулонная гофрированная.

Из полученных результатов следует, что насадки с номерами 3,4 и 6 обеспечивают заданную эффективность при высоте слоя $H = 0,35 - 0,4 \text{ м}$ и

перепаде давления от 50 до 170 Па, т.е. с небольшими габаритами скруббера и энергетическими характеристиками.

Таким образом, в разделах 1.2 и 7.1 получена математическая модель совместного тепломассообмена и сепарации аэрозолей в насадочном слое, решение которой численно позволяет прогнозировать эффективность охлаждения и очистки газа и нагрева воды (или иных жидкостей) в зависимости от режимных и конструктивных характеристик пленочного скруббера.

На основе представленной математической модели расчета охлаждения и очистки газов выполнена разработка технических решений по модернизации трех колонн-скрубберов охлаждения пирогаза водой на установках газоразделения в производстве этилена [15,236,239]. Самый большой скруббер имеет диаметр 3,2 м, расход пирогаза $G = 80 - 120$ т/ч и расход охлаждающей воды 200 т/ч в верхней части и до 800 т/ч в нижней. Кроме этого происходит мокрая очистка пирогаза от частиц кокса и смол после печей пиролиза. В результате замены устаревших контактных устройств в верхней части колонны на хаотичную насадку ($H=2,0$ м), а в нижней части на регулярную гофрированную насадку ($H=4,0$ м) «Инжехим» [15,255] повышена производительность скруббера и снижена температура пирогаза на выходе до регламентных значений. Следовательно, адекватность математической модели подтверждена данными промышленной эксплуатации скрубберов после их модернизации.

7.2. Численное исследование явлений переноса в высокоскоростных дисперсно-кольцевых потоках газа и жидкости

В данном разделе записаны системы уравнений численной и приближенной математических моделей совместных процессов тепломассообмена при контактном охлаждении газов и нагрева воды, а также турбулентного переноса частиц в восходящем дисперсно-кольцевом потоке газа и жидкости [35]. Численная модель базируются на системе уравнений в частных производных в двумерной форме с граничными условиями четвертого рода. Приближенная

модель построена с применением системы алгебраических уравнений ячеечной модели структуры потока для газовой и жидкой фаз, где основными параметрами являются число ячеек полного перемешивания, коэффициенты тепло- и массоотдачи и турбулентного переноса частиц. Показан пример решения системы уравнений ячеечной модели с вычислением профилей температур газа и жидкости, концентрации влаги и частиц, а также эффективности процесса тепломассообмена, эффективности сепарации тонкодисперсной фазы из газа пленкой жидкости при прямотоке. Даны сравнительные характеристики пленочных аппаратов.

При охлаждении и очистки относительно небольших объемов газов (до 50-60 т/ч и расходов воды до 200 т/ч) и если нет существенных ограничений по гидравлическому сопротивлению скруббера, можно использовать режим интенсивного взаимодействия газа и жидкости в осесимметричном или закрученном дисперсно-кольцевом потоке в цилиндрических каналах в режиме прямотока при скорости газа 15 – 45 м/с [2,4,138,146-148,155]. За счет высокоскоростного потока достигаются небольшие массогабаритные характеристики скруббера по сравнению, например, с насадочным. При одинаковом диаметре скруббера производительность каналов с высокоскоростными дисперсно-кольцевыми потоками больше традиционных насадочных скрубберов в 6-8 раз. В высокоскоростном потоке обеспечивается не только охлаждение газов, но и значительная эффективность (до 99,99%) очистки газов от дисперсной фазы. Дисперсной фазой может быть, как твердые частицы, так и мелкие капли, которые образуют аэрозольные системы. Контактные трубки могут выполняться с шероховатой поверхностью и с ленточными завихрителями, что повышает эффективность явлений переноса.

Схема движения газа и жидкости в контактном канале показана на рисунке 7.8. [4].

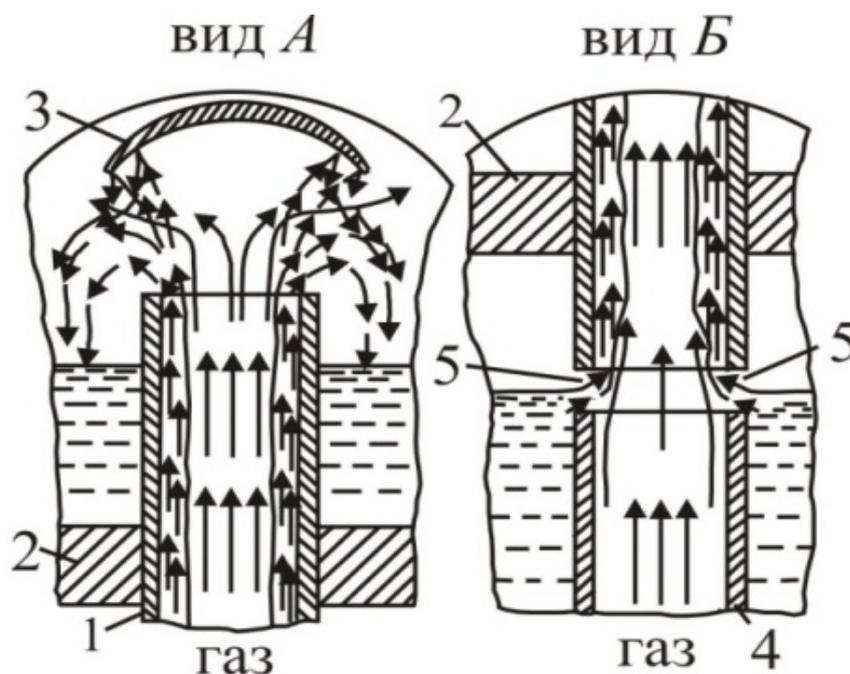


Рисунок 7.8. – Пленочные аппараты с восходящим движением жидкости: *A* – схема движения фаз на выходе из труб; *B* – схема движения фаз на входе в трубы; 1 – трубы; 2 – трубные решетки; 3 – брызгоотбойники; 4 – распределительные патрубки; 5 – щели для подачи воды

Рассмотрен [35,232] процесс восходящего движения газа и пленки жидкости в контактной трубке небольшого внутреннего диаметра ($d = 0,015 - 0,021$ м) и высотой до 1 метра. Таких трубок в зависимости от расходов фаз в аппарате может быть несколько десятков и даже сотен. Например, при диаметре кожуха аппарата $D_k = 1,2$ м число трубок с внутренним диаметром 0,021 м 1084 шт. Восходящий режим начинается при скорости газа в трубке $w_T > (8 - 10)$ м/с (при нормальных условиях) и называется режимом сильного взаимодействия фаз. Этот процесс происходит, когда касательное напряжение трения $\tau_{T-ж}$ (Па) на поверхности раздела газ – жидкость значительно больше $\tau_{ст}$ ($\tau_{Tж} \gg \tau_{ст}$), гравитационного течения $\tau_{ст} = \rho_{ж} g \delta_{пл}$, (Па), т.е. без воздействия газа, где $\delta_{пл}$ – средняя толщина пленки, м.

Решается задача исследования явлений переноса при контактном охлаждении газов и нагрева жидкостей (чаще воды), а также очистки газа от

тонкодисперсной фазы. Газовой фазой может быть дымовой или технологический газ. Такие задачи актуальны, когда требуются технические решения по компактной конструкции аппарата и когда нет существенных ограничений по перепаду давления.

Для исследований сопряженного тепло- и массообмена и сепарации дисперсной фазы в дисперсно-кольцевом потоке в контактной трубке могут использоваться как численные, так и приближенные методы. Целью данной работы является применение данных методов для исследований явлений переноса теплоты и массы и определение тепломассообменной эффективности процесса при различных конструктивных и режимных параметрах дисперсно-кольцевого потока, а также исследование сепарации дисперсной фазы пленкой жидкости.

7.2.1. Численное моделирование

Теоретической основой численных методов являются системы дифференциальных уравнений явлений переноса в частных производных, которые решаются с заданием граничных условий различного рода. Система уравнений дана в главе 1 (раздел 1.1) [35].

Записаны четыре уравнения (1.1.10) – (1.1.13) с четырьмя неизвестными величинами $T_{i,ж}, I_{i,г}, C_{i,г}, C_{i,ч}$, где кинетические характеристики явлений переноса вычисляются по выражениям из главы 3.

Для удобства решения данной системы уравнений из выражения (1.1.10) запишем

$$T_{i,ж} = T_{i-1,ж} + \frac{F_i \beta_x}{Lc_{рж}} (I_{i,г} - I_{i,г}^*), \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (7.2.1)$$

Из выражения (1.1.11)

$$I_{i,г} = I_{i-1,г} - \frac{Lc_{рж} (T_{i,ж} - T_{i-1,ж})}{G}, \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (7.2.2)$$

Из выражения (1.1.12)

$$C_{i,\Gamma} = \frac{C_{i-1,\Gamma} + \rho_{\Gamma} \beta_{\Gamma} F_i C_{i,\Gamma}^*}{1 + \rho_{\Gamma} \beta_{\Gamma} F_i / G}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (7.2.3)$$

Из выражения (1.1.13)

$$C_{i,u} = \frac{C_{i-1,u}}{1 + \rho_{\Gamma} u_{\Gamma} F_i / G}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (7.2.4)$$

где – при $i=1$, вход газа и жидкости в нижней части контактного устройства: $T_{ож} = T_{нж}$; $I_{ог} = I_{нг}$; $C_{ог} = C_{нг}$; $C_{оч} = C_{нч}$.

$$I_{нг} = (c_{н,р\Gamma} + c_{н,рп} \bar{C}_{нг}) T_{нг} + R_o C_{нг}; \quad (\bar{C}_{нг} \sim \text{кг/кг}).$$

При $i=n$ – (выход газа и воды в верхней части контактного устройства) величины принимают конечные значения.

Число ячеек n вычисляется при известном числе Пекле (Боденштейна) структуры потоков и при $Re=2 \div 10$; $n = (Re+1,25)/2,5$, при $Re > 10$, $n \approx Re/2$. Число Пекле рассчитывается по полуэмпирическим выражениям [49,55,56]. Причем число ячеек по газовой и жидкой фазам не совпадает и выбирается меньшее значение. Учитывая, что основное сопротивление явлениям переноса сосредоточено в газовой фазе можно использовать выражение Тейлора в виде $Re = 0,43H / [(d - 2\delta_{пл})\sqrt{\xi}]$ [63].

Таким образом, профили температуры жидкости $T_{i,ж}$, энтальпии газа $I_{i,\Gamma}$ и влагосодержания $C_{i,\Gamma}$ по ячейкам находятся из решения системы уравнений (7.2.1) – (7.2.3), где определены все кинетические характеристики и число ячеек. Из решения (7.2.4) вычисляется профиль концентрации частиц. При $i=n$ имеем значения $T_{кж}, I_{кг}, C_{кг}$ и $C_{кч}$, это дает возможность записать эффективность явлений переноса, как отношение достигнутых значений к максимально возможным.

Тепловая эффективность охлаждения газа

$$E_{\Gamma} = \frac{I_{нг} - I_{кг}}{I_{нг} - I_{кг}^*}. \quad (7.2.5)$$

Тепловая эффективность нагрева воды

$$E_{\text{ж}} = \frac{T_{\text{кж}} - T_{\text{нж}}}{T_{\text{нг}} - T_{\text{нж}}}. \quad (7.2.6)$$

Эффективности конденсации влаги

$$E_{\text{с}} = \frac{C_{\text{нг}} - C_{\text{кг}}}{C_{\text{нг}} - C_{\text{кг}}^*}. \quad (7.2.7)$$

Эффективность сепарации частиц

$$\eta = \frac{C_{\text{нч}} - C_{\text{кч}}}{C_{\text{нч}}}. \quad (7.2.8)$$

Из уравнения теплового баланса

$$Q = Lc_{\text{рж}}(T_{\text{кж}} - T_{\text{нж}}) + Q_{\text{пот}} = G(I_{\text{нг}} - I_{\text{кг}}), \quad (7.2.9)$$

а также выражений для тепловой эффективности (7.2.5), (7.2.6) и баланса (7.2.9) следует отношение [35]

$$\frac{E_{\text{г}}}{E_{\text{ж}}} = \frac{Lc_{\text{рж}}(T_{\text{кж}} - T_{\text{нж}}) + Q_{\text{пот}}}{G(I_{\text{нг}} - I_{\text{кг}}^*)}. \quad (7.2.10)$$

Потерями теплоты $Q_{\text{пот}}$ можно пренебречь, т.к. $Q_{\text{пот}}$ не более 2-3%.

Таким образом, в зависимости от условий решаемой задачи охлаждения газа и нагрева жидкости, задавая одну из требуемых эффективностей (например, $E_{\text{г}}$ (7.2.10)) можно определить эффективность нагрева жидкой фазы.

7.2.2 Результаты расчетов

На рисунке 7.9. даны результаты расчетов по выражению (7.2.4) профиля концентрации в воздухе частиц уранина диаметром $d_{\text{ч}} = 9$ мкм по вертикальной координате сухого канала диаметром $d = 15,75$ мм и длиной $H = 4,5$ м при скорости воздуха $w_{\text{г}} = 18,1$ м/с и сравнение с экспериментальными данными [46,256] (ось ординат логарифмическая). Экспериментальное значение $C_{\text{кч}} = 1,0$ % от входной ($\eta = 0,99$), а расчетное получено 1,3 % ($\eta = 0,987$). Динамическая скорость в сухом канале с осевшими на поверхность частицами

(абсолютно поглощаемые стенки [46]) вычислялась по выражению $u_* = w_{\Gamma} \sqrt{\xi_{\text{ш}} / 8}$, где $\xi_{\text{ш}}$ – коэффициент гидравлического сопротивления шероховатого канала за счет осевших на поверхность дисперсной фазы. Удовлетворительное согласование расчетного и экспериментального профиля $C_q(x) / C_{qH}$ подтверждает адекватность математической модели.

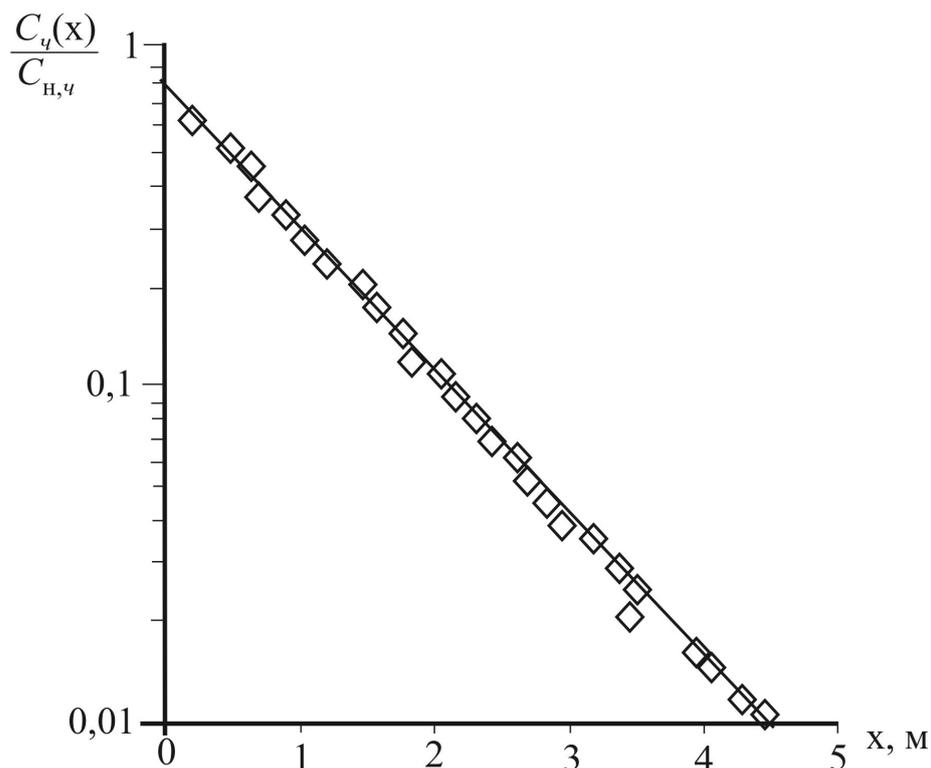


Рисунок 7.9 – Поле концентраций аэрозольных частиц уранина: Δ – опыты Sehmel G.A.; линия – расчет по уравнению (7.2.4). Диаметр частиц 9 мкм; скорость газа – 18 м/с; диаметр трубки 0,01575 м. Прямоугольники – экспериментальные данные Sehmel G.A. [256]

Для восходящего дисперсно-кольцевого потока выполнены расчеты при скорости газа $w_{\Gamma} = 20$ м/с, удельным расходе воды $2,75$ м³/(м ч); $T_{\text{нг}} = 90^{\circ}\text{C}$; $T_{\text{нж}} = 20^{\circ}\text{C}$; $C_{\text{H}} = 0,176$ кг/кг; $I_{\text{нг}} = 156 \times 10^3$ Дж/кг. Внутренний диаметр трубки $d = 0,0168$ м; длина трубки $H = 0,5$ м. Перепад давления $\Delta P = 3750$ Па, коэффициент сопротивления $\xi = 0,525$.

В результате решения [35] системы уравнений (7.2.1)-(7.2.3) получена тепловая эффективность в газовой фазе $E_T = 0,82$. Также для аналогичных условий выполнен расчет профиля концентрации (7.2.4) тонкодисперсных частиц с диаметром 3 и 1 мкм и плотностью $\rho_{\text{ч}} = 2 \times 10^3 \text{ кг/м}^3$. Для частиц размером 3 мкм получено $\eta = 0,997$, для частиц 1 мкм $\eta = 0,756$. Таким образом, для заданных условий частицы диаметром 3 мкм и более улавливаются практически полностью, а при < 3 мкм эффективность значительно снижается. Результаты расчета массообменной эффективности E_c (7.2.7) (увлажнение воздуха водой) и сепарации частиц диаметром 1 мкм и 3 мкм с плотностью $\rho_{\text{ч}} = 2000 \text{ кг/м}^3$ в трубке длиной $H = 0,2$ м и диаметром $d = 0,0168$ м с экспериментальным значением перепада давления ΔP для системы воздух – вода даны в таблице 7.2. Для очень мелких частиц повысить эффективность процессов можно используя каналы с дискретно-шероховатыми стенками или с закруткой потоков.

В канале с шероховатой стенкой эффективность повышается на 15 – 20 %, а с ленточным завихрителем на 25 – 30 %, относительных, т.е. достигаются значения $\eta = 0,85 - 0,95$ для частиц 1 мкм при длине канала $H=0,2$ м.

Из расчетов следует, что при $\tau^+ < 16,6$ с u_t^* (7.1.14) увеличением скорости газа и постоянном удельном расходе воды сепарационная эффективность повышается. При $\tau^+ > 16,6$, когда u_t^* перестает зависеть от диаметра частиц ($u_t = 0,2u_*$) (7.1.6) сепарационная эффективность принимает примерно постоянное значение (строки 9, 10, 13-15 в таблице 7.2).

Таблица 7.2. – Гидравлические, массообменные и сепарационные характеристики при восходящем осевом движении дисперсно-кольцевого потока в трубке данной $H = 0,2$ м, внутренним диаметром $d = 0,0168$ м для системы воздух-вода ($T_{\Gamma} \approx T_{\text{ж}} = 20$ °С) при различных скоростях газа и плотности орошения к периметру течения [35]

№	w_{Γ} , м/с	ΔP , Па	$q_{\text{ж}}$, м ³ / (м ч)	ξ	E_c	η	
						1 мкм	3 мкм
1	14,7	600	0,493	0,389	0,450	0,035	0,308
2	25,5	1030	0,493	0,222	0,372	0,076	0,748
3	32,8	1550	0,493	0,202	0,349	0,156	0,74
4	38,6	1950	0,493	0,183	0,331	0,222	0,725
5	45,7	2550	0,493	0,171	0,318	0,339	0,716
6	14,7	900	1,137	0,583	0,472	0,226	0,844
7	25,3	1550	1,137	0,339	0,40	0,428	0,797
8	32,5	2150	1,137	0,285	0,370	0,61	0,772
9	38,2	2750	1,137	0,263	0,355	0,752	0,762
10	45,7	3750	1,137	0,251	0,341	0,765	0,765
11	14,6	1350	2,398	0,887	0,498	0,468	0,546
12	25,1	2450	2,398	0,544	0,427	0,771	0,836
13	32,1	3550	2,398	0,482	0,424	0,82	0,82
14	37,6	4350	2,398	0,431	0,386	0,81	0,81
15	44,6	5400	2,398	0,380	0,367	0,81	0,81

На рисунке 7.10 даны результаты расчетов сепарационной эффективности для частиц 1 и 3 мкм ($\rho_{\text{ч}} = 2000$ кг/м³) при скорости газа $w_{\Gamma} = 32,8$ м/с и плотности орошения $q_{\text{ж}} = 0,493$ м³/(м ч) (строка в таблице 7.2 номер 3) в зависимости от длины канала. При $H = 1,0$ м частицы диаметром 1 мкм

улавливаются на 90 %, а 3 мкм – 99,1 %. При повышении удельного расхода воды $q_{\text{ж}} > 1,0 \text{ м}^3 / (\text{м ч})$ эффективность значительно повышается. Например, при $w_{\text{г}} = 32,1 \text{ м/с}$, $q_{\text{ж}} = 2,398 \text{ м}^3 / (\text{м ч})$ (строка 13 в таблица 7.2) значение эффективности 99,9 % сепарации частиц 1-3 мкм достигается при длине канала $H = 0,8 \text{ м}$.

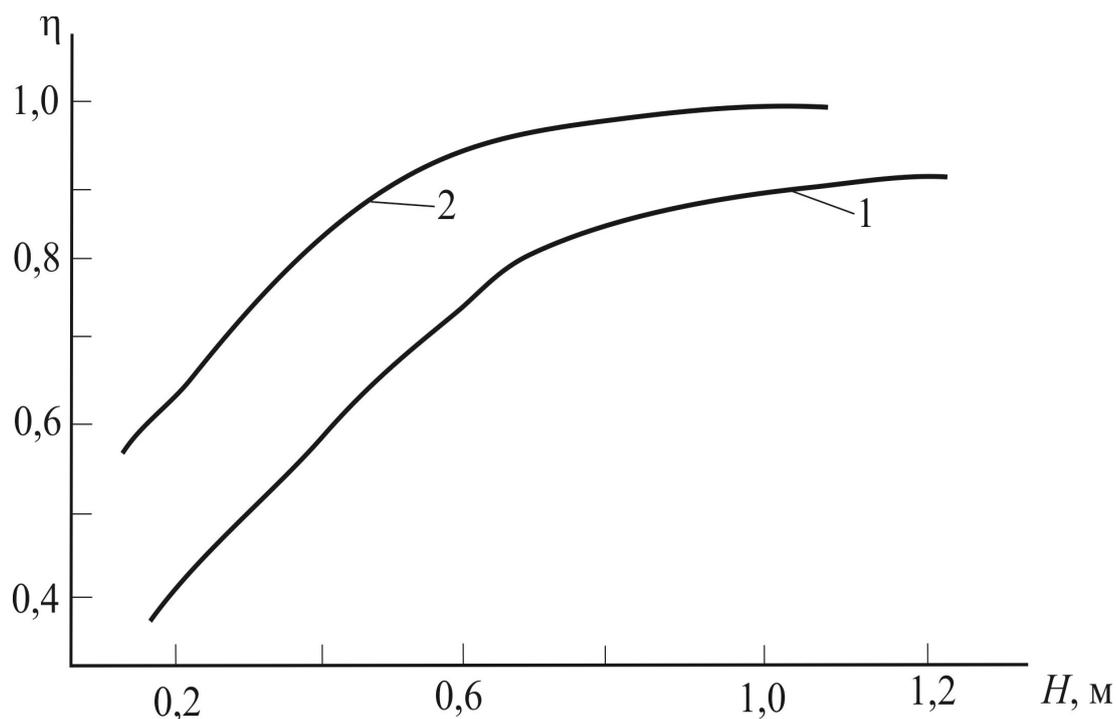


Рисунок 7.10. – Зависимость эффективности сепарации частиц (7.2.8) от длины канала.

Скорость газа $w = 32,8 \text{ м/с}$; плотность орошения $q_{\text{ж}} = 0,493 \text{ м}^3 / (\text{м ч})$; диаметр трубки

$d = 0,0168 \text{ м}$. 1 – частицы диаметром $d_{\text{ч}} = 10^{-6} \text{ м}$; 2 – $d_{\text{ч}} = 3 \cdot 10^{-6} \text{ м}$.

Тепломассообменная эффективность охлаждения газа также повышается при увеличении длины канала. Однако, в отличие от сепарационной эффективности η при увеличении скорости газа и при постоянной плотности орошения эффективность переноса влаги $E_{\text{с}}$ снижается (таблица 7.2) [35] (аналогичная зависимость установлена и для $E_{\text{г}}$). При повышении скорости газа в

три раза эффективности E_C и E_T снижаются на 30 %, что соответствует теории массопередачи.

Пример расчета в режиме слабого взаимодействия. Капли воды в воздухе при нормальных условиях: $w_T = 6$ м/с; $d = 0,025$, м, число Рейнольдса $Re_T = w_T d / \nu_T = 10^4$, Диаметр капель $d_q = 10^{-5}$, м (10 мкм); длины канала $H = 5$ м. Результаты расчетов, для условно сухого канала (без орошения):

$$\xi = 0,0316; u_* = 0,38 \text{ м/с}; \tau_p = 3,1 \cdot 10^{-4}, \text{ с}; \tau^+ = 2,97; u_t = 2 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

Эффективность осаждения по формуле (7.2.8) $\eta = 0,237$ (23,7%). Как видно эффективность сепарации в сухом гладком канале невысокая. При орошении канала водой на поверхности образуется волновая или турбулентная стекающая пленка. При удельном расходе воды к периметру трубки $q_{ж} = 1 \text{ м}^3 / (\text{м ч})$ ($2,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3 / (\text{м с})$) при противотоке (воздух с аэрозолями подается снизу канала) скорость пленки $u_{ж} = 0,6$ м/с, коэффициент сопротивления по формуле Дытнерского Ю.И., Борисова Г.С.: $\xi_{op} = 0,0375$; и далее $u_* = (w_T + u_{ж}) \sqrt{\xi_{op} / 8} = 0,45$ м/с; $\tau_p = 3,1 \cdot 10^{-4}$, с $\tau^+ = 4,2$; $u_t = 4,6 \cdot 10^{-3}$ м/с.

Эффективность сепарации (7.2.8) составит: $\eta = 0,46$ (46%). В результате получили повышение эффективности в два раза по сравнению с каналом без орошения.

Пример расчета при сильном взаимодействии. При скорости газа в канале $w_T > 8$ м/с (при нормальных условиях) происходит восходящий или нисходящий прамоток - газ транспортирует жидкую пленку (сильное взаимодействие) [43].

Средняя динамическая скорость при известном перепаде давления ΔP (Па) в трубке вычисляется из уравнения баланса сил ($u_* = \sqrt{\tau_{Г-ж} / \rho_G}$)

$$u_* = \sqrt{\frac{d\Delta P}{4\rho_G H}}. \quad (7.2.11)$$

На рисунке 7.11 представлены экспериментальные данные [147,155] по удельному перепаду давления в восходящем потоке в трубках с гладкой и дискретно-шероховатой стенками (прямоугольные выступы высотой 0,3 мм).

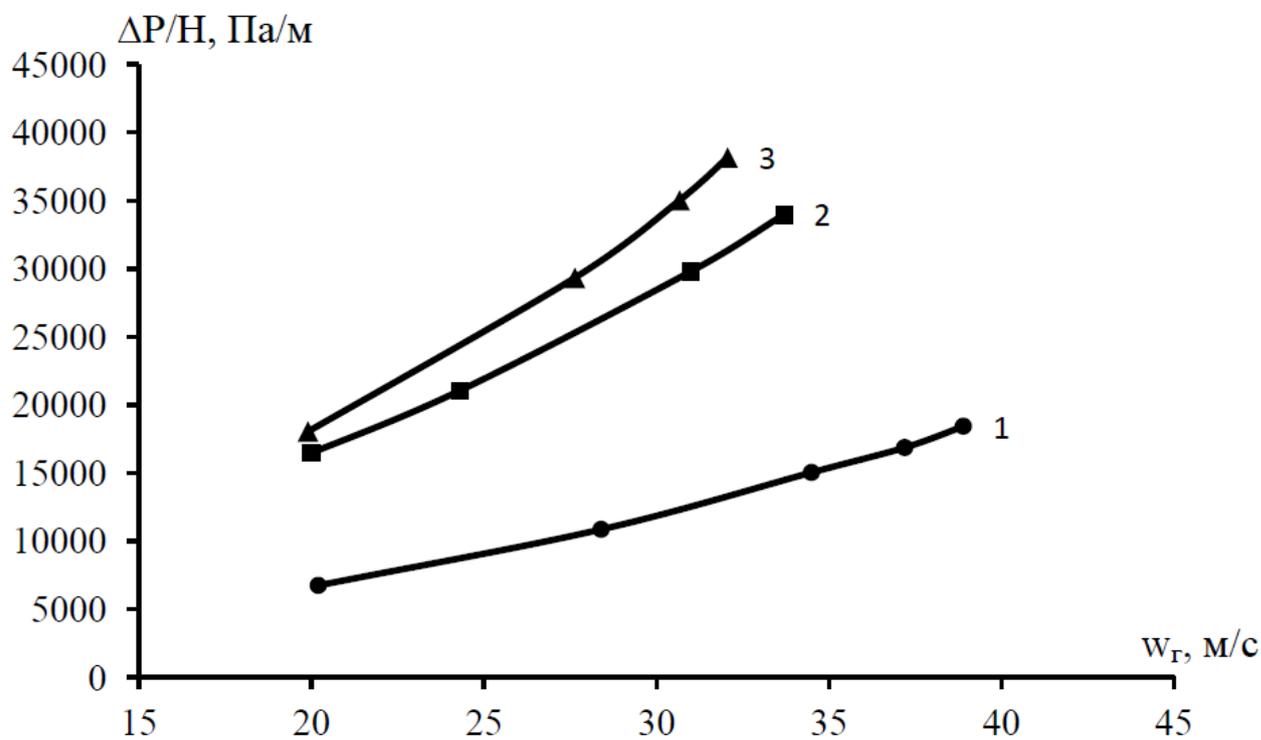


Рисунок 7.11 – Перепад давления в восходящем осевом потоке в каналах с гладкой – 1 и дискретно-шероховатой – 2,3 стенками. 1 – осевой поток с расходом воды $2,75 \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$ (гладкий канал); 2, 3 – элементами шероховатости (прямоугольные выступы высотой 0,3 мм и шаг 1 мм); расход воды 2 – $1,015 \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$; 3 – $2,75 \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$.

Расчеты, показывают, что в режиме сильного взаимодействия при $H > 0,2 \text{ м}$, $w_G > 15 \text{ м/с}$, $q_{\text{ж}} > 1 \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$ эффективность сепарации частиц $d_{\text{ч}} = 10^{-5} \text{ м}$ составляет 100%. При размере частиц $d_{\text{ч}} = 3 \cdot 10^{-6} \text{ м}$ эффективность составляет $\eta = 0,9$ (90%) ($w_G = 20 \text{ м/с}$; перепад давления в канале при $H = 0,15 \text{ м}$, $\Delta P = 1170 \text{ Па}$ – по данным Николаева Н.А.). При диаметре частиц $d_{\text{ч}} = 10^{-6} \text{ м}$ (1 мкм) эффективность резко падает и составляет $\eta = 0,48$ (48%). Однако, при длине канала $H \geq 1 \text{ м}$ даже микронные частицы (0,5 – 1,0 мкм), при сильном взаимодействии фаз в гладком канале улавливаются с эффективностью около 100%. В шероховатом канале

эффективность повышается 1,5 – 2 раза и длина канала снижается и составляет $H = 0,35 – 0,5$ м при $\eta = 0,99$.

На рисунке 7.12 представлены результаты расчета эффективности сепарации частиц диаметром 1 мкм от длины трубы с гладкой и шероховатой поверхностью.

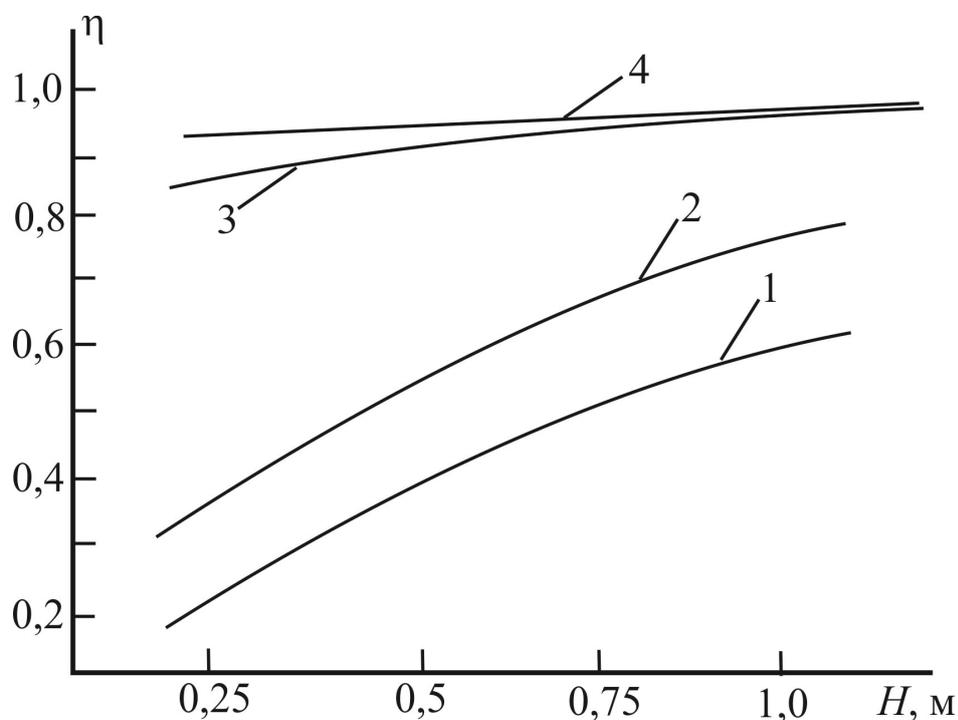


Рисунок 7.12. – Зависимость эффективности сепарации частиц 1 мкм от длины канала:

1,3 – скорость газа $w_{г} = 20$ м/с; 2, 4 – $w_{г} = 30$ м/с; 1,2 – гладкая труба; 3, 4 – трубка с шероховатой поверхностью ($h = 0,3$ мм). Плотность орошения $q_{ж} = 2,75$ м³/(м ч)

Из рисунка 7.12 следует, что трубка с гладкими стенками в зависимости от скорости газа при удельном расходе воды $q_{ж} = 2,75$ м³/(м ч) обеспечивает эффективность $\eta = 90\%$ при $H = 1,0$ м, (скорость газа 30 м/с и $\Delta P = 10000$ Па).

Для трубы с дискретно-шероховатой поверхностью при $q_{ж} = 2,75$ м³/(м ч) и скоростью газа 20 м/с при $H = 1,0$ м эффективность $\eta = 0,999$,

а при $H = 0,25$ м $\eta = 0,933$ (93,3%). При снижении расхода воды до $q_{\text{ж}} = 1,0$ м³/м ч, при $H = 1,0$ м – $\eta = 0,998$, при $H = 0,5$ м – $\eta = 0,995$, при $H = 0,25$ м – $\eta = 0,882$.

Из представленных результатов расчетов можно сделать выводы о выборе режимных и конструктивных характеристик аппарата газоочистки с восходящим движением фаз.

Расчет производительности аппарата

При диаметре аппарата $D = 1,2$ м в трубную решетку размещается $n = 1083$ труб с внешним диаметром 0,025 м. Проходное сечение составит при внутреннем диаметре трубы 0,021 м, $S_0 = \pi d^2/4 = 0,375$ м². При скорости газа $w_{\text{Г}} = 20$ м/с объемный расход для воздуха $V_{\text{Г}} = S_0 u_{\text{ср}} = 7,5$ м³/с или 27 тыс. м³/час или 32 тыс. кг в час.

При скорости газа в трубке 20 м/с и $q_{\text{ж}} = 2,75$ м³/(м ч) эффективность 0,99 (99%) для частиц 1 мкм достигается при длине трубки с шероховатой поверхностью $H = 0,43$ м. Для частиц 3 мкм – $H = 0,25$ м и перепад давления составит $\Delta P = 4375$ Па. Мощность на подачу газа при расходе 7,5 м³/с составит 32,8 кВт или 4,37 кВт на 1 м³/с газа. Расход воды на орошение $V_{\text{ж}} = \pi d n q_{\text{ж}} = 0,054$ м³/с (195 м³/ч) при $n = 1083$ и диаметре аппарата $D = 1,2$ м. Целесообразнее процесс разделения проводить при плотности орошения $q_{\text{ж}} = 1,015$ м³/(м ч). Тогда для улавливания частиц 1 мкм с эффективностью $\eta = 0,99$ требуемая длина канала с шероховатой поверхностью составит $H = 0,48$ м при $\Delta P = 7680$ Па, а для частиц 3 мкм $H = 0,3$ м при $\Delta P = 4800$ Па. Расход воды будет равен $V_{\text{ж}} = 71$ м³/ч, т.е. 2,75 раз меньше, при этом мощность на подачу газа возрастает примерно на 10 %.

Снижение тепло- и массообменной эффективности при увеличении расхода газа (и соответственно, скорости газа) объясняется уравнением массоотдачи (и теплоотдачи) в виде $M = G(C_{\text{ГН}} - C_{\text{ГК}}) = \rho_{\text{Г}} \beta_{\text{Г}} F \Delta C$, отсюда

$F = G(C_{\text{гн}} - C_{\text{гк}}) / (\rho_{\text{г}} \beta_{\text{г}} \Delta C)$, где ΔC – средняя движущая сила массообмена, кг/м³. При увеличении расхода газа числитель повышается в первой степени, а знаменатель в степени 0,75 и требуемая поверхность F увеличивается, что характеризует снижение эффективности.

При сепарации аэрозолей запишем поток массы: $M_{\text{ч}} = G(C_{\text{чн}} - C_{\text{чк}}) = \rho_{\text{г}} u_{\text{т}} F \Delta C_{\text{ч}}$ и поверхность $F = G(C_{\text{чн}} - C_{\text{чк}}) / (\rho_{\text{г}} u_{\text{т}} \Delta C_{\text{ч}})$.

Для мелких частиц $u_{\text{т}}$ имеет зависимость $u_{\text{т}} \sim u_{*}^5$ и тогда $u_{\text{т}} \sim w_{\text{г}}^4$, и с повышением скорости газа требуемая площадь поверхности сепарации F снижается, и следовательно, эффективность повышается. Это связано с турбулентно-инерционным механизмом переноса частиц [46]. Для крупных частиц ($\tau^{+} > 16,6$) зависимость $u_{\text{т}} \sim w_{\text{г}}$ практически линейная, что и следует из результатов, показанных в таблице 7.1.

На рисунке 7.13 представлены зависимости тепловой эффективности (7.2.5) охлаждения дымового газа водой при противотоке, а также в и восходящем прямотоке фаз. При скорости газа от 2,5 до 5,5 м/с происходит противоток пленки жидкости и газа, а при скорости более 10 м/с восходящий прямоток. Из расчетов следует, что при противотоке тепловая эффективность находится в интервале $E_{\text{г}} = 0,68 - 0,75$, а при восходящем прямотоке $E_{\text{г}} = 0,86 - 0,95$ при $H = 1,0$ м одинаковой плотности орошения ($q_{\text{ж}} = 0,493$ м³/ (м час)) [35].

При этом необходимо учитывать, что при восходящем прямотоке обеспечивается не только повышение $E_{\text{г}}$ на 25-27%, но и производительности канала по дымовому газу в 6-12 раз.

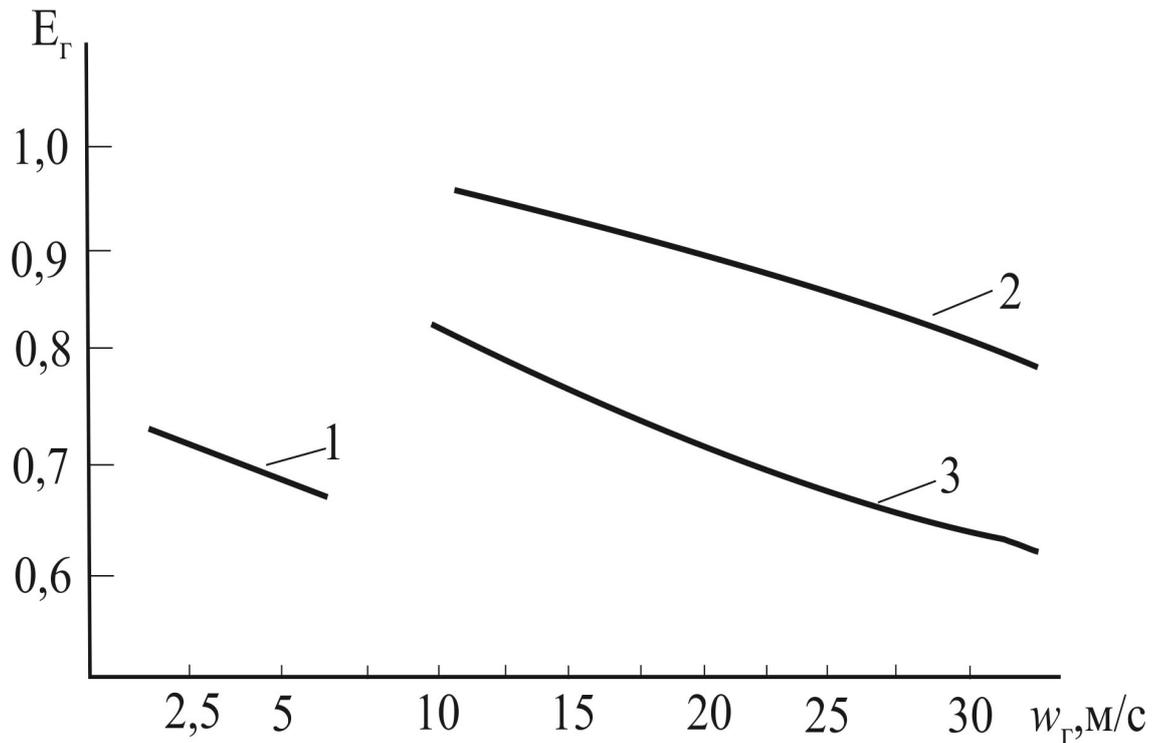


Рисунок 7.13. – Зависимость тепловой эффективности охлаждения дымового газа ($T_{гн} = 150^{\circ}\text{C}$) водой ($T_{жн} = 20^{\circ}\text{C}$) от скорости газа в канале диаметром $d = 0,0168$ м. 1 – противоток фаз при слабом взаимодействии ($H = 1,0$ м); 2 – восходящий прямоток фаз ($H = 1,0$ м); 3 – восходящий прямоток ($H = 0,5$ м). 1-3 – плотность орошения

$$q_{ж} = 0,493 \text{ м}^3 / (\text{м ч})$$

Таким образом, представленная математическая модель позволяет анализировать явления переноса, вычислять тепловую и сепарационную эффективность при заданном температурном режиме на входе и расходах фаз и в результате выбирать конструктивные характеристики аппарата с восходящим движением пленки жидкости и газа в контактных трубках.

7.3. Определение эффективности сепарации дисперсной фазы в комбинированном аппарате

7.3.1 Математическая модель сепарации

Многие аппараты газоочистки являются комбинированными, т.е. с двумя или более зонами с различными механизмами осаждения частиц на поверхность контактных устройств. Обычно в первой зоне по ходу газа происходит удаление крупнодисперсной фазы, а в последующих очистка от тонкодисперсных частиц.

Далее рассмотрена конструкция двухзонного газосепаратора дисперсной фазы, который внедрен при участии автора фирмой ИВЦ «Инжехим» в местах добычи природного газа [235]. Первая зона – с регулярной пластинчатой насадкой (плоскопараллельные каналы), где выделяется преимущественно крупнодисперсная фаза (твердые частицы и капельная влага с размерами $>100\text{мкм}$). Эта зона также выполняет функцию равномерного распределения газового потока в сечении газосепаратора. Вторая зона с вихревыми трубчатыми контактными устройствами, где удаляется тонкодисперсная фаза ($1-100\text{мкм}$). Общая эффективность очистки определяется по правилу

$$\eta = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2), \quad (7.3.1)$$

где η_1, η_2 - эффективность сепарации частиц в первой и второй зоне.

Расчет первой зоны с плоскопараллельной насадкой может быть выполнен путем численного решения уравнения массопереноса частиц.

В соответствии с принятой моделью турбулентного переноса тонкодисперсных частиц для плоскопараллельного канала записывают уравнение массопереноса частиц:

$$w_T(y) \frac{\partial C_q}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial y} \left\{ \left[D_d(y) \frac{\partial C_q}{\partial y} \right] - [C_q u_t(y)] \right\}. \quad (7.3.2)$$

Как отмечено [46], отсутствие в правой части в уравнениях (7.3.1), (7.3.2) члена $[C_q u(y)]$ приводит к равномерному распределению частиц по поперечному сечению канала, что не согласуется с экспериментальными данными.

Граничные условия к уравнению (7.3.12):

- при $z=0$, $w_r(y)=w_n$; (вход газа);
- при $y=0$, $w_r(y)=w_r=0$; при $z=H$, $\partial C_q / \partial y = 0$; $C_{q,гр} = 0$ (на стенке);
- при $y=h/2$; $\partial C_q / \partial y = 0$ (на оси симметрии где h - ширина канала между пластинами, м); w_n - скорость на входе в канал, м/с; H - длина канала, м; w_r - скорость на стенке, м/с; $C_{q,гр}$ - концентрация осевших частиц на стенке принимается равной нулю, так как частица удалена из газового потока.

Коэффициент турбулентной миграции частиц u_t вычисляется по выражениям (7.1.5), (7.1.6) с соответствующей динамической скоростью для плоскопараллельного канала $u_* = w_r \sqrt{\xi / 8}$.

При известном значении модифицированного числа Пекле Pe (числа Боденштейна) можно перейти к ячеечной модели ($n=f(Pe)$) структуры потока.

Баланс массы частиц для ячейки полного перемешивания

$$V_r (C_{i-1,ч} - C_{i,ч}) = u_t F_i C_{i,ч}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (7.3.3)$$

где V_r - объемный расход газа, м³/с; F_i - площадь сепарирующих элементов в ячейке, м²; n - число условных ячеек в канале.

Из уравнения (7.3.3) концентрация частиц в ячейке

$$C_{i,ч} = \frac{V_r C_{i-1,ч}}{V_r + u_t F_i}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (7.3.4)$$

где при $i=1$ имеем $C_{ч0} = C_{чн}$ - начальная концентрация частиц в газе, кг/м³; при $i = n$ - $C_{чн} = C_{чк}$ - конечная концентрация на выходе, кг/м³.

Число ячеек связано с числом Пекле Pe известной зависимостью $n \approx Pe/2$, где число Пекле по формуле Тейлора для насадочного слоя [22,31,63]

$$Pe = 0,52 \frac{H}{d_3} (\text{Re}_3 / \xi)^{0,25}, \quad (7.3.5)$$

где H - длина слоя насадки, м; d_3 - эквивалентный диаметр насадки, м.

Несмотря на свою простоту выражение (7.3.4) адекватно описывает профиль концентрации частиц в канале или в насадке, при соответствующем определении параметров - u_t , ξ , d_3 . За счет числа ячеек учитывается обратное перемешивание потока. Известно, что если $n=1$ - имеем идеальное смешение, а при $n \rightarrow \infty$ - идеальное вытеснение.

Эффективность сепарации в ячейке и в аппарате записывается в виде

$$\eta_i = \frac{C_{i-1,ч} - C_{чi}}{C_{i-1,ч}}, \quad \eta = \frac{C_{чН} - C_{чК}}{C_{чН}}. \quad (7.3.6)$$

При переходе от модели идеального вытеснения ($\text{Pe}_T \rightarrow \infty$) к модели идеального смешения ($\text{Pe}_T \rightarrow 0$) эффективность (7.3.6) снижается на 20-35%.

Для расчета эффективности сепарации дисперсной фазы во второй зоне в каналах с завихрителями с учетом турбулентно-инерционного механизма, где влияние энергозатрат учитывается коэффициентом сопротивления $\xi_{\text{зак}}$, определяется по выражению [257]

$$\eta = 1 - \exp \left[-\frac{2\pi}{360} C_1 \sum \theta \text{Stk} \xi_{\text{зак}}^{0,667} \right], \quad (7.3.7)$$

где $\text{Stk} = \rho_{\text{ч}} w_T d_{\text{ч}}^2 / (18 \mu_T d)$ - число Стокса; d - диаметр канала, м; $\sum \theta = 35^\circ$; $C_1 \approx 2$ - коэффициент неравномерностей поля скоростей в завихрителе.

Полуэмпирическое выражение (7.3.7) получено для довольно узкого интервала режимных и конструктивных параметров, поэтому в рамках рассмотренного выше подхода, с применением теории турбулентной миграции тонкодисперсной фазы, рассмотрим следующую модель на примере трубчатого вихревого устройства с постоянной закруткой газового потока.

При закрученном движении аэрозольных систем действуют два определяющих механизма сепарации: турбулентно-инерционный и центробежный. Турбулентно-инерционный механизм примем по выражениям

В.П. Медникова (7.1.5), (7.1.6), где влияние закрутки газа учтем за счет касательного напряжения трения на стенке (межфазной поверхности). Тогда динамическую скорость можно выразить из уравнения баланса сил

$$u_* = w_{\Gamma} \sqrt{\xi_{\text{зак}} / (8 \cos \theta)}, \quad (7.3.8)$$

где $\xi_{\text{зак}}$ – коэффициент гидравлического сопротивления канала с закрученным потоком; θ – угол закрутки, определяется из геометрических характеристик [71]

$$\theta = \text{arctg}(\pi d / S_{\text{ЛЗ}}), \quad (7.3.9)$$

где $S_{\text{ЛЗ}}$ – шаг витка ленты завихрителя, м.

На дисперсную частицу в закрученном потоке газа действует центробежная сила $F_y = m_q V_{\omega}^2 / r$, r – радиус вращения потока, м; m_q – масса частицы, кг; V_{ω} – скорость вращения газа вокруг неподвижной оси, м/с. Скорость центробежного осаждения частиц на стенку канала представляют в известном виде

$$u_{\text{ос}} = \tau_p \frac{V_{\omega}^2}{r}, \quad (7.3.10)$$

где τ_p – время релаксации (7.1.3).

Экспериментальные и численные исследования окружной скорости газа в контактных устройствах с закруткой потока выполнены в работах [112,146,148,258,259,268], однако расчетное выражение для среднего значения V_{ω} в явном виде не представлено. Поэтому для приближенных инженерных расчетов запишем среднее значение скорости вращения газа $V_{\omega} = w_{\Gamma} / \cos \theta = w_{\Gamma}$, где w_{Γ} – средняя скорость газа при осесимметричном движении газа, т.е. без закрутки, м/с. Очевидно, что при $\cos \theta = 1$ имеем $V_{\omega} = 0$, т.е. осевое движение газа без закрутки.

Принимая модель идеального вытеснения газа ($Re > 30-50$) эффективность сепарации с учетом турбулентной миграции частиц и центробежного осаждения запишем в виде

$$\eta_T = 1 - \exp\left(-\frac{4u_t F_{oc}}{d_3 w_T}\right); \quad \eta_u = 1 - \exp\left(-\frac{4u_{oc} F_{oc}}{d_3 w_T}\right), \quad (7.3.11)$$

где F_{oc} – площадь контактного устройства осаждения частиц, m^2 ; u_t – вычисляется по (7.1.5) или (7.1.6) с динамической скоростью (7.3.8).

По известному правилу общая эффективность газоочистки равна

$$\eta = 1 - (1 - \eta_T)(1 - \eta_u). \quad (7.3.12)$$

Далее приведены примеры расчета эффективности сепарации (7.3.12) для трубки с ленточными завихрителем, где коэффициент гидравлического сопротивления вычислялся по выражению Щукина В.К. [259] (при $Re > 2300 + 87 \cdot 10^3 (d / S_{ЛЗ})^{1,16}$;

$$\xi_{зак} = \frac{0,705}{Re^{0,28}} \left(\frac{d}{d_3}\right)^{0,09} + 0,09 \left(\frac{d}{d_3}\right)^{0,65}, \quad (7.3.13)$$

где $Re = w_T d_3 / \nu_T$; d_3 – диаметр кривизны спирального канала

$$\frac{d_3}{d} = \frac{1}{2} + \frac{2}{\pi^2} \left(\frac{S_{ЛЗ}}{d}\right)^2. \quad (7.3.14)$$

Эквивалентный диаметр канала

$$d_3 = \frac{d(\pi d - 4\delta_{ЛЗ})^2}{\pi d + 2d}, \quad (7.3.15)$$

где $\delta_{ЛЗ}$ – толщина ленты завихрителя, м.

Вид известной конструкции завихрителя показан на рисунке 7.14.

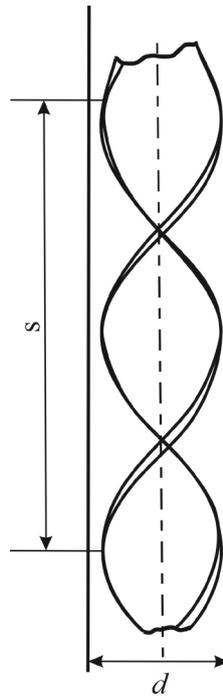


Рисунок . 7.14 – Вид ленточного завихрителя, установленного в цилиндрическом канале

7.3.2 Результаты расчетов сепарации

На рисунке 7.15 представлены осредненные результаты расчета по выражению (7.3.4) процесса осаждения на стенку частиц уранита диаметром 9 мкм в вертикальной трубке при осесимметричном движении газа и сравнение с экспериментальными данными [256].

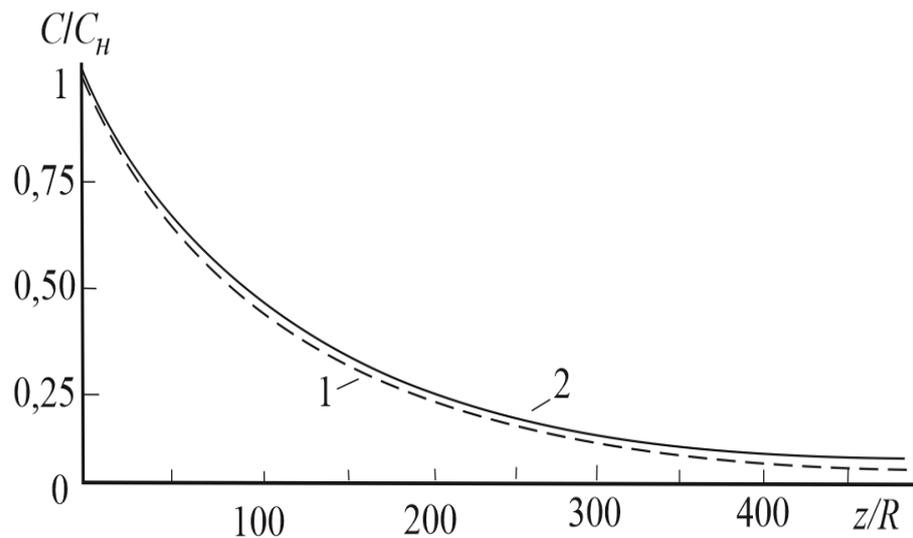


Рисунок 7.15 – Безразмерный профиль концентрации аэрозольных частиц уранита диаметром 9 мкм, вдоль трубы диаметром 15,75 мм при скорости газа 18,1 м/с; 1 – экспериментальные данные [256]; 2 - расчет по выражению (7.3.4) (R - радиус канала).

На рисунке 7.16 даны результаты расчетов по выражению (7.3.6), где C_k находится по выражению (7.3.4), эффективности сепарации капель воды диаметром 5 и 3 мкм из воздуха в регулярных насадках с шероховатой поверхностью с различным коэффициентом гидравлического сопротивления и удельной поверхностью $a_v \approx 180 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Из рисунка видно, что при скорости газа 15 м/с и коэффициенте сопротивления $\xi > 0,6$ обеспечивается высокая эффективность разделения ($\eta > 90\%$) для частиц 5 мкм.

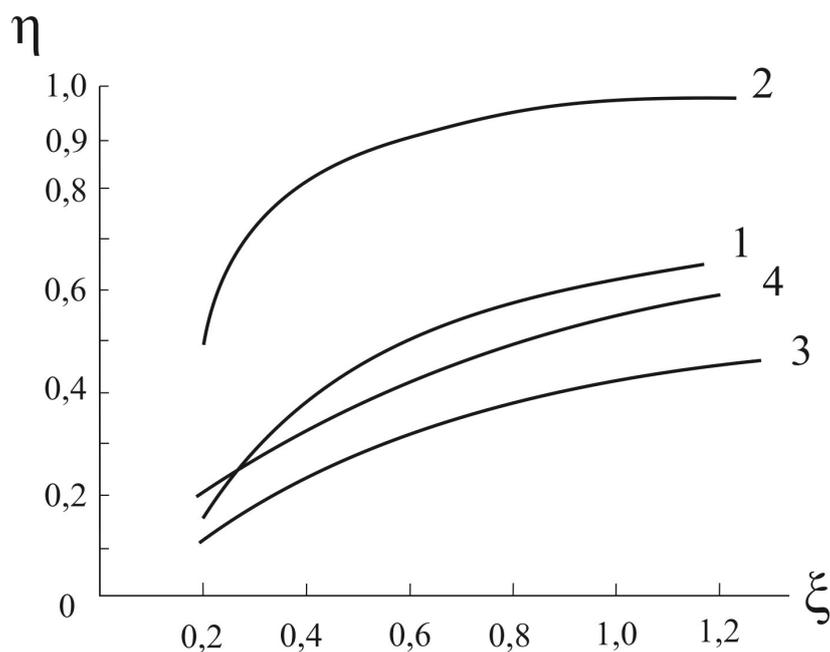


Рисунок 7.16 – Зависимость эффективности сепарации мелких капель воды от гидравлического сопротивления регулярной насадки. 1, 2 - диаметр капель 5 мкм; 3, 4 - 3 мкм;

1, 3 скорость газа 10 м/с; 2, 4 - скорость газа $w_r = 15$ м/с.

На рисунке 7.17 дана зависимость эффективности сепарации (7.3.7) с закруткой потока в канале от диаметра частиц при скорости газа $w_r = 6$ м/с.

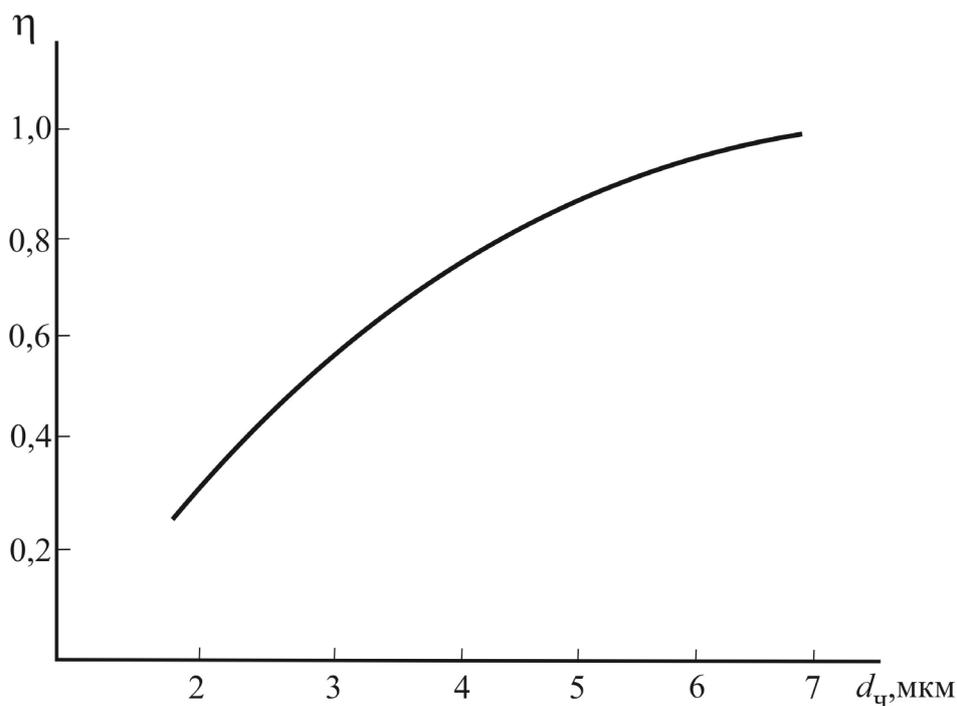


Рисунок 7.17 – Эффективность сепарации от диаметра капель в вихревом контактном устройстве ($w_r = 6$ м/с); угол закрутки 35° . Расчет по выражению (7.3.7)

На рисунках 7.18-7.19 представлены результаты расчета эффективности по выражениям (7.3.11), (7.3.12).

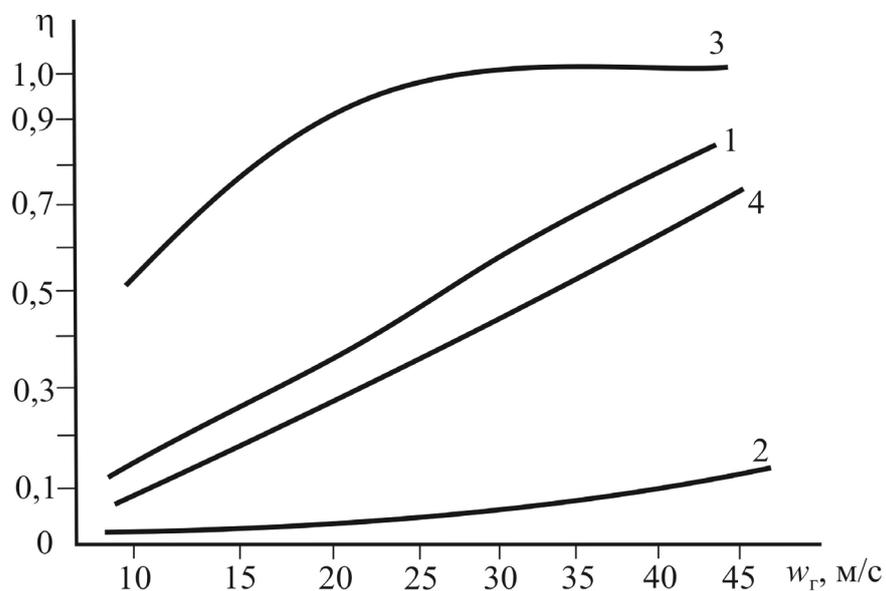


Рисунок 7.18 – Зависимость эффективности сепарации в канале с ленточными завихрителями ($S_{\text{лз}} = 0,065$ м; $H = 0,2$ м) от средней скорости газа. 1,2 – диаметр частиц $d_i = 1$ мкм; 3,4 – $d_i = 2$ мкм; плотность частиц 1,3 – $\rho_{\text{ч}} = 6000$ кг/м³; 2,4 – $\rho_{\text{ч}} = 1000$ кг/м³. Газ-воздух при $T_r = 50$ °С.

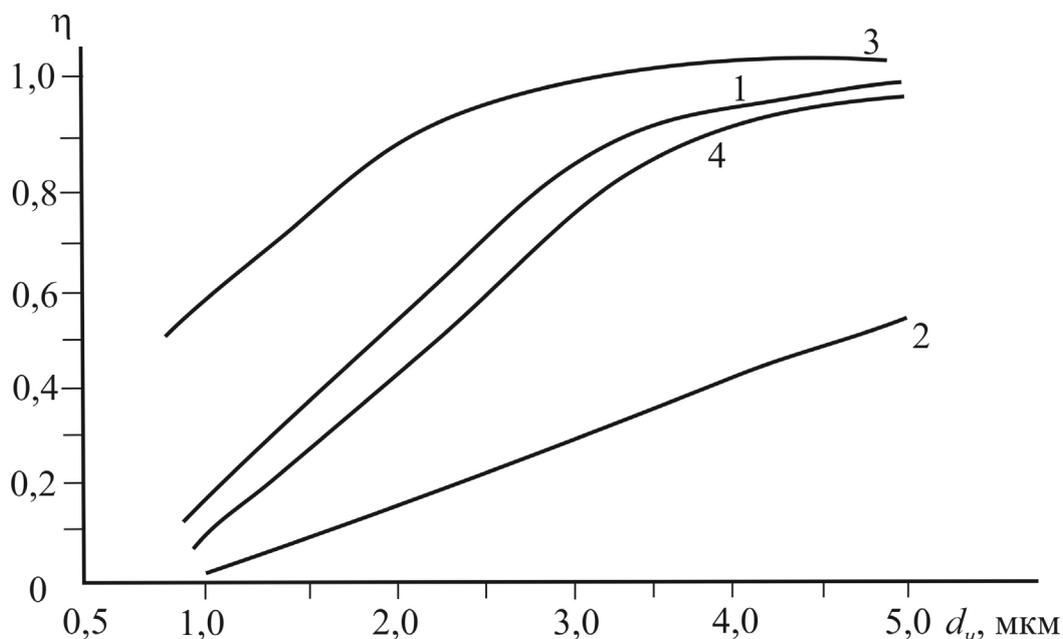


Рисунок 7.19 – Зависимость эффективности сепарации от диаметра частиц. Скорость газа 1,2 – $w_r=10$ м/с; 3,4 – $w_r=30$ м/с; плотность частиц 1,3 – $\rho_p=6000$ кг/м³; 2,4 – $\rho_p=1000$ кг/м³.
 $H=0,2$ м; $S_{лз}=0,065$ м

Из результатов приведенных на рисунке 7.18 следует, что при увеличении скорости газа в канале с завихрителем эффективность сепарации тонкодисперсных частиц повышается. Также очевидно, что чем больше плотность частиц, тем выше эффективность разделения из-за увеличения турбулентно-инерционного переноса частиц и центробежной силы.

При увеличении диаметра частиц (рисунке 7.19), а также их плотности эффективность сепарации также повышается. При скорости газа $w_r=30$ м/с и диаметре частиц >3 мкм ($\rho_p=6000$ кг/м³) эффективность сепарации $>0,95$ (95%), а при $H=0,3$ м приближается к 99,8%. При $\rho_p=1000$ кг/м³ такая эффективность достигается при $H=0,45$ м.

На рисунке 7.20 дано сравнение результатов расчетов по выражениям (7.3.11), (7.3.12) с результатами математического моделирования в работе [146]. Расхождение результатов не более $\pm 5\%$ относительных. Таким образом, подтверждена адекватностью разработанной в данном разделе математической модели сепарации.

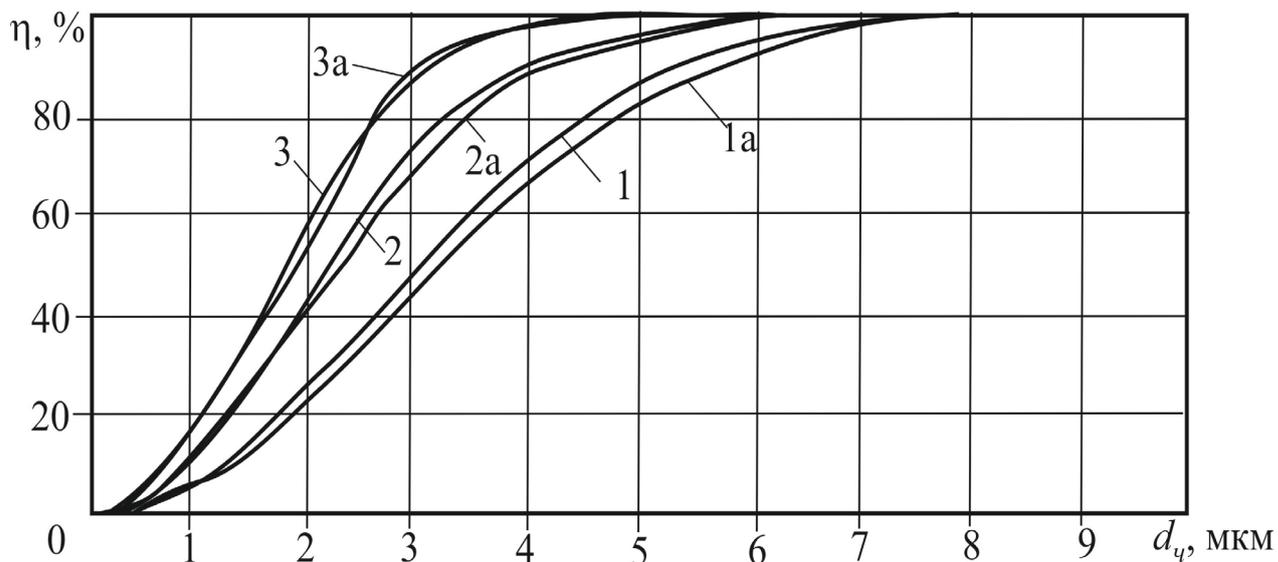


Рисунок 7.20 – Расчетная фракционная эффективность центробежного сепаратора: $\rho_{ч}=2650 \text{ кг/м}^3$, $d=30 \text{ мм}$, $H=300 \text{ мм}$, $\theta=45^\circ$; 1 – $w_T = 10 \text{ м/с}$; 2 – 20 м/с ; 3 – 30 м/с ; 1-3 результаты расчетов по математической модели в работе [146]; 1a-3a – расчет по выражениям (7.3.11), (7.3.12)

По представленной математической модели автором выполнены расчеты и сотрудниками ИВЦ «Инжехим», совместно с ООО «Газпром добыча Ямбург» разработана [235] конструкция комбинированного сепаратора тонкодисперсной фазы ($< 20 \text{ мкм}$) из природного газа в местах добычи. Первая зона очистки состоит из распределителя - сепаратора с гофрированными пластинами, а вторая в верхней части из контактных устройств с закруткой фаз. Вид аппарата дан рисунке 7.21, а конструкторский чертеж показан в приложении 2. Данный аппарат внедрен в местах добычи природного газа в Северных районах Сибири и показывает высокую эффективность сепарации для частиц с размерами более 3 мкм (твердые частицы капли воды).

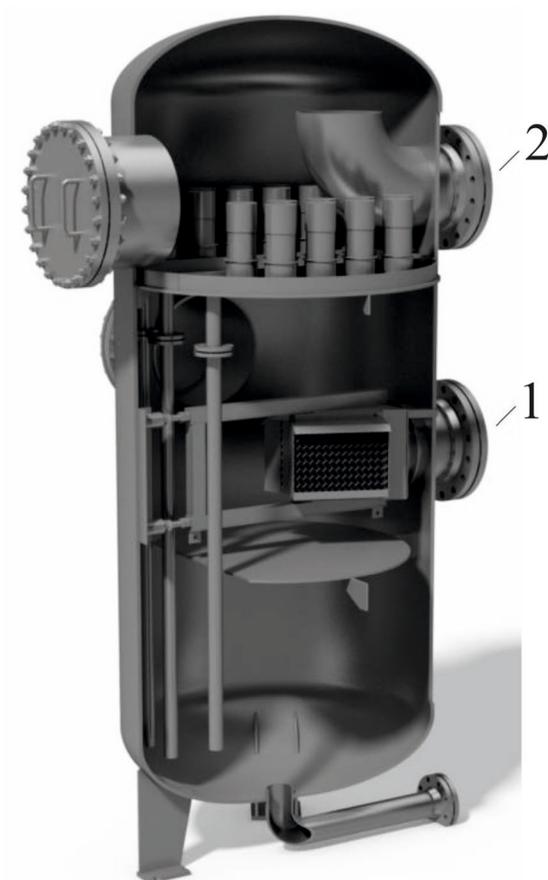


Рисунок 7.21. – Вид сепаратора: 1 – вход газа на очистку; 2 – выход очищенного газа

Внедрение аппарата показало согласование результатов промышленной эксплуатации с расчетом его эффективности удаления дисперсной фазы из природного газа [235]. Разработанную математическую модель можно рекомендовать для расчетов аналогичных аппаратов газоочистки. Основной экспериментальной информацией является гидравлическое сопротивление контактных устройств.

7.4. Определение эффективности насадочных газосепараторов капельных аэрозолей с учетом неравномерности профиля скорости газа

Эффективность теплообменных и сепарационных аппаратов промышленных размеров существенно зависит от однородности распределения фаз в рабочем объеме (в насадке, на тарелке и других контактных устройствах).

При равномерных профилях скоростей фаз достигается максимальная эффективность процессов при заданных режимных и конструктивных параметрах работы аппаратов. При неоднородном распределении потоков структура отклоняется от идеального вытеснения, снижаются значения кинетических характеристик переноса субстанций, уменьшается движущая сила процессов и эффективность аппарата падает. На рисунке 7.22 в качестве примера приводятся профили скорости при различных условиях подачи газа в аппарат [260].

Неоднородности распределения фаз связаны с входными неравномерностями подачи смеси в аппарат, с дефектами конструкции и монтажа контактных устройств, а также с внутренними закономерности движения двухфазных потоков. Особенно неоднородности усиливаются при увеличении размеров аппаратов, что получено название «масштабных эффектов» [9]. Отсюда следует проблема масштабного перехода от лабораторных установок и стендов небольшого размера к аппарату промышленного размера [7-11]. При масштабном переходе эффективность может снижаться в несколько раз, т.е. работа аппарата не будет соответствовать технологическим требованиям на разделение смесей.

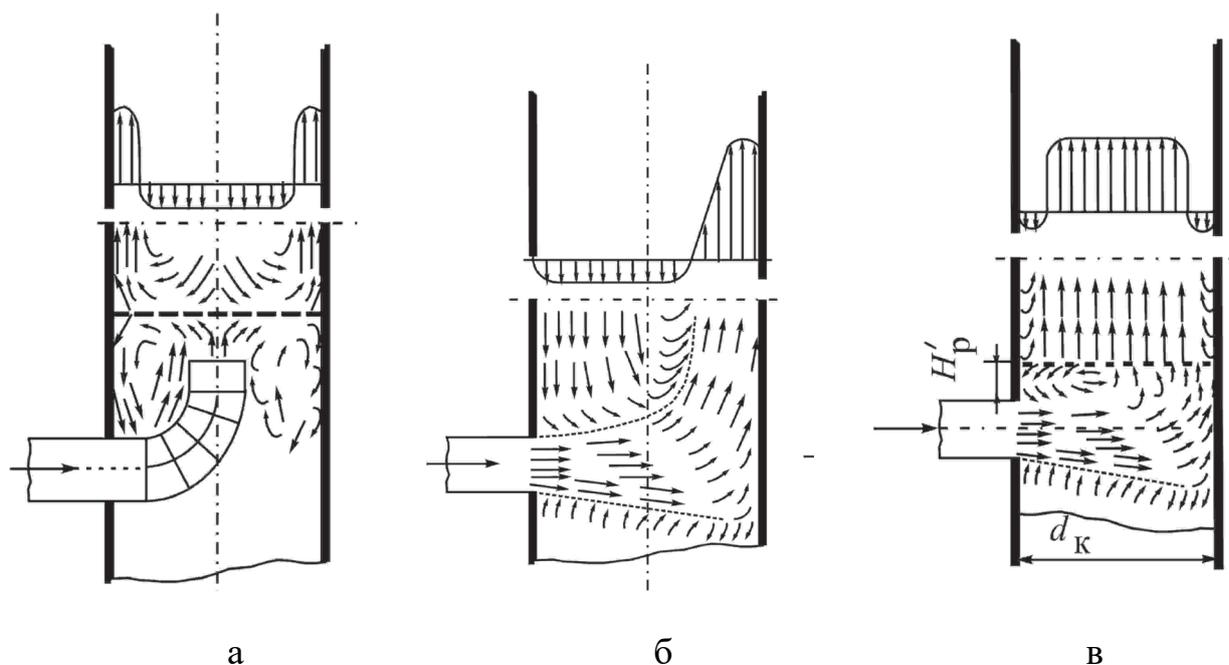


Рисунок 7.22 – Профили скорости газа на входе в колонну: а, в - с центральным распределением потока; б – распределение потока за плоской решеткой в аппарате $H'_p = 0,15$ м.

Целью данного раздела является представить численную математическую модель разделения капельных аэрозолей в газосепараторе с хаотичной насадкой с учетом неравномерности потока газа в слое, а также рассмотреть технические решения по снижению неоднородного распределения фаз и повышению эффективности сепарации.

7.4.1 Математическая модель сепарации

Рассматривается турбулентный режим движения газа с жидкими аэрозольными частицами в слое хаотичной насадки, который, как известно начинается при $Re_{\text{э}} > (15 - 40)$. Газосепаратор располагается вертикально и газ подается в нижнюю часть под слой насадки. Так же применяется подача газа на очистку в верхнюю часть аппарата, что улучшает отвод уловленной фазы через нижний штуцер и снижаются вторичный срыв капель и их унос в патрубок выхода газа с очистки [257].

При теоретическом анализе всех форм движения аэрозольных частиц в турбулентном потоке газа принимаются предположения и допущения, приведенные в разделе 7.1.1.

Для определения эффективности газосепарации аэрозолей можно использовать численное решение уравнения конвективного массопереноса частиц, которое для вертикального плоскопараллельного канала без насадки запишется в виде (7.3.2).

Решение уравнения (7.3.2) для вертикальных гладких каналов (при $H \gg d_{\text{э}}$ при равномерном профиле скорости на входе $W_{\Gamma}(y)$) дает результаты, близкие к решению модели идеального вытеснения газа, т.е. для расчета эффективности газосепарации можно использовать известное выражение

$$\eta = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{н}}} = 1 - \exp(-N_{\Gamma}). \quad (7.4.1)$$

где $N_{\Gamma} = u_{\Gamma} F \rho_{\Gamma} / G$ - число единиц переноса частиц.

В газосепараторах с контактными хаотичными насадками структура потока отличается от модели идеального вытеснения. Кроме этого численное решение уравнения массопереноса в форме (7.2.2), записанного для цилиндрической части газосепаратора с насадками, не представляется возможным, так как задать граничные условия на поверхности каждого элемента насадки (а также элементов может быть несколько тысяч) затруднительно. В таких случаях в уравнение массопереноса в правую часть вводят объемный источник массы переноса и осаждения частиц на поверхность насадки (раздел 1.2 в первой главе). При равномерной подачи газа в аппарат объемный источник записывается для всего слоя насадки, а при наличии неравномерностей по локальному объему. Аналогичный подход применяется при численном исследовании пленочных градиен в главе 6.

Уравнение массопереноса частиц тогда представляется следующим виде [37]:

$$W_{\Gamma}(r) \frac{\partial C}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r D_d(r) \frac{\partial C}{\partial r} \right) + \bar{u}_t C(z, r) a_v(r), \quad (7.4.2)$$

где $\bar{u}_t(z, r)$ вычисляется по формуле (7.1.5) или (7.1.6) с параметрами (7.4.3), (7.4.4), которые при неравномерном профиле скорости $W_{\Gamma}(r)$ вычисляются в каждом локальной области (объеме слоя).

Коэффициент турбулентной диффузии частиц в ядре потока газа в хаотичной насадке найдем из соотношения [46]

$$D_d(r) = \frac{D_T(r)}{1 + \omega_E \tau_p}, \quad (7.4.3)$$

где D_T – коэффициент турбулентной диффузии, который принимается $D_T \approx \nu_T$, где ν_T – коэффициент турбулентной вязкости вычисляется по выражению для хаотичной насадки [22,63]

$$\nu_T(r) \approx 3,87 \nu_{\Gamma} \sqrt{\xi(r) \text{Re}_3(r)}. \quad (7.4.4)$$

К уравнению массопереноса (7.4.2) записываются граничные условия:

при $z = 0, u_{\Gamma}(r) = u_{\text{H}}(r)$; (вход газа);

при $z = H, C = C_k$; (выход газа);

при $r = R, \partial C / \partial r = 0$: (на стенке аппарата). Аналогично на оси симметрии при $r=0$.

Конструктивные и режимные характеристики хаотичной насадки учитываются за счет объемного источника в правой части уравнения (7.4.2) и коэффициентом турбулентной диффузии частиц (7.4.3).

Далее в качестве примера показано влияние профиля скорости газа $W_T(r)$ в поперечном сечении колонны на профили концентрации частиц и эффективность разделения смеси. Согласно известным исследованиям многочисленных авторов (Кафарова В.В., Розена А.М., Дильмана В.В., Аэрова М.Э., Павленко А.Н., Пушнова А.С., Голованчикова А.Б., Porter K.E., Furzer I.F. и др.) распределение газа по сечению и высоте насадочной колонны имеет сложный характер и зависит от многих факторов [9,49,54-57, 103-106]. Профили скорости газа (без орошения), полученные разными авторами в хаотичном слое (в основном цилиндры, таблетки и шары) представлены в работе [54]. Так, при $D_k / d_3 \approx 16$ ширина области повышенных скоростей составляет от $(0,4 \div 1,0) r/R$, При чём, данные различных авторов часто противоречивы: некоторые отмечают повышенную скорость у стенки колонны, а другие в центре. При увеличении D_k / d_3 от 40 до 100 происходит некоторое уменьшение отношения максимальной и минимальной скоростей газового потока [54]. Показано, что в насадке с кольцами Рашига [106] неравномерности могут находиться от $W_m/W_0 = 0,4$ (в центре аппарата) до $W_m/W_0 = 1,6$ (у стенок аппарата). В литературе отношение W_m/W_0 иногда называют коэффициентом неравномерности.

Точно описать профиль скорости в слое не представляется возможным, т.к. это связано с большим разнообразием конструкций хаотичных насадок, режимов работы и физическими свойствами смесей. Известен ряд полуэмпирических зависимостей [54,106]. Приближенная связь профиля скорости газа и гидравлического сопротивления отдельных областей (зон) насадки получена Берманом. Это соотношение имеет вид

$$\frac{W_{\Gamma i}}{W_{\Gamma i+1}} = \sqrt{\frac{\Delta P_{i+1}}{\Delta P_i}}, \quad i=1,2,\dots,n. \quad (7.4.5)$$

Таким образом, чем больше гидравлическое сопротивление $i+1$ области, тем меньше там скорость газа.

Представленное выражение следует решать совместно с уравнением равенства расхода газа (при $\rho_{\Gamma}=\text{const}$)

$$S_{\text{к}}W_{\text{о}} = \sum_{i=1}^n S_i W_{\Gamma i}, \quad (7.4.6)$$

где имеем $S_{\text{к}}W_{\text{о}} = V_{\Gamma}$ – объемный расход газа, м³/с.

При совместном решении (7.4.5), (7.4.6) должен выполняться баланс энергии механической мощности газового потока в насадочном аппарате

$$V_{\Gamma} \Delta P_{\Gamma} = \sum_{i=1}^n V_i \Delta P_i. \quad (7.4.9)$$

Перепад давления в аппарате в локальной области (зоне) записывается по известному выражению

$$\Delta P_{\Gamma} = \xi \frac{H}{d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\Gamma} W_{\Gamma}^2}{2}; \quad \Delta P_i = \xi(r) \frac{H}{d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\Gamma} W_{\Gamma}^2(r)}{2}; \quad (7.4.10)$$

где $\xi(r)$ - вычисляется для каждой i -ой зоны, $i=1,2,\dots,n$.

7.4.2 Результаты расчетов

Расчеты профилей концентраций частиц в хаотичном слое выполнялись на основе применения (численного решения) уравнения массопереноса (7.4.2) с неравномерным профилем скорости газа $W_{\Gamma}(r)$, а также коэффициентом турбулентной диффузии частиц (7.4.3) $D_d(r)$ и скорости турбулентной миграции частиц \bar{u}_t в каждой локальной области в зависимости динамической скорости u_* от скорости газа, которая связана с скоростью газа $W_{\Gamma}(r)$ и с коэффициентом гидравлического сопротивления $\xi(r)$. Результаты исследования неравномерности

профиля газа в слое насадки из различных хаотичных элементов представлены в работах [54,106] и др., где показано, что неравномерности могут находиться от $W_m / W_o = 0,4$ (в центре аппарата) до $W_m / W_o = 1,6$ (у стенок аппарата).

Для удобства задания профиля скорости газа $W_r(r)$ уравнение (7.4.2) записывается в конечных разностях в декартовой системе координат (как в градиенте). Решение выполнялось методом прогонки с релаксацией.

Из численного решения уравнения массопереноса частиц получен профиль концентрации частиц по высоте слоя насадки в зависимости $W_r(r)$ и вычислена локальная и осредненная эффективность газосепарации капель воды размером 5 мкм в сепараторе с кольцами Рашига 10, 25, 50 мм. Результаты расчетов безразмерных профилей концентраций капель и эффективности сепарации показаны на рисунках 7.23 – 7.25 [37] при средней скорости газа $W_o=6$ м/с и высотой слоя 1,0 метр.

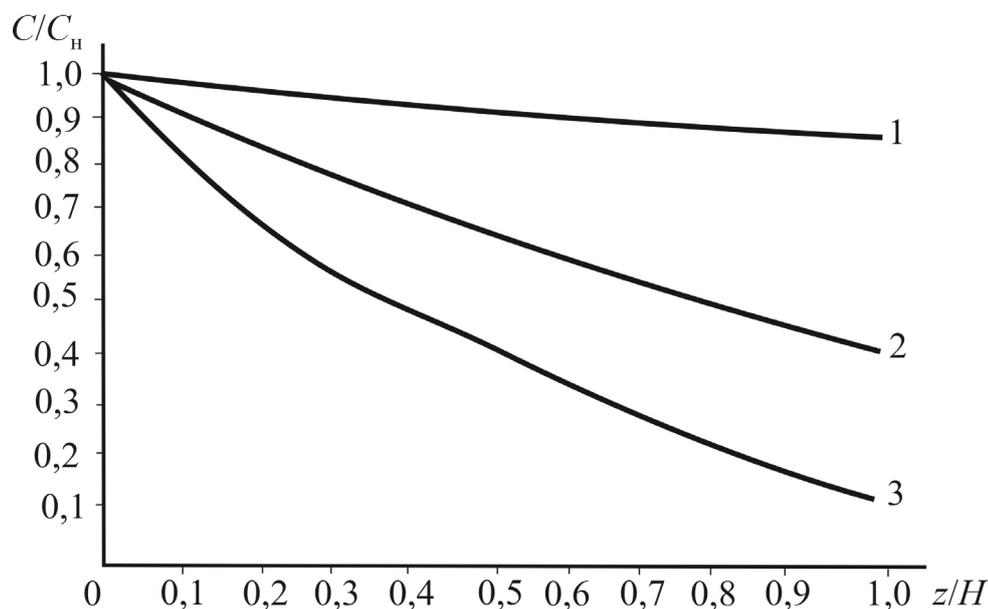


Рисунок 7.23 – Профили концентрации аэрозольных частиц диаметром 5 мкм ($\rho_{ж} = 10^3$ кг/м³) в воздухе ($T_r = 20^\circ\text{C}$) в трех сечениях насадочного газосепаратора с кольцами Рашига 50 мм по высоте слоя – кривые 1 – в центре аппарата; при $r=0$; 2 – при $z/R=0,3$ и 3 – при $z/R=0,9$. Скорость газа 1 – $w_r = 3$ м/с; 2 – $w_r = 6$ м/с и 3 – $w_r = 9$ м/с

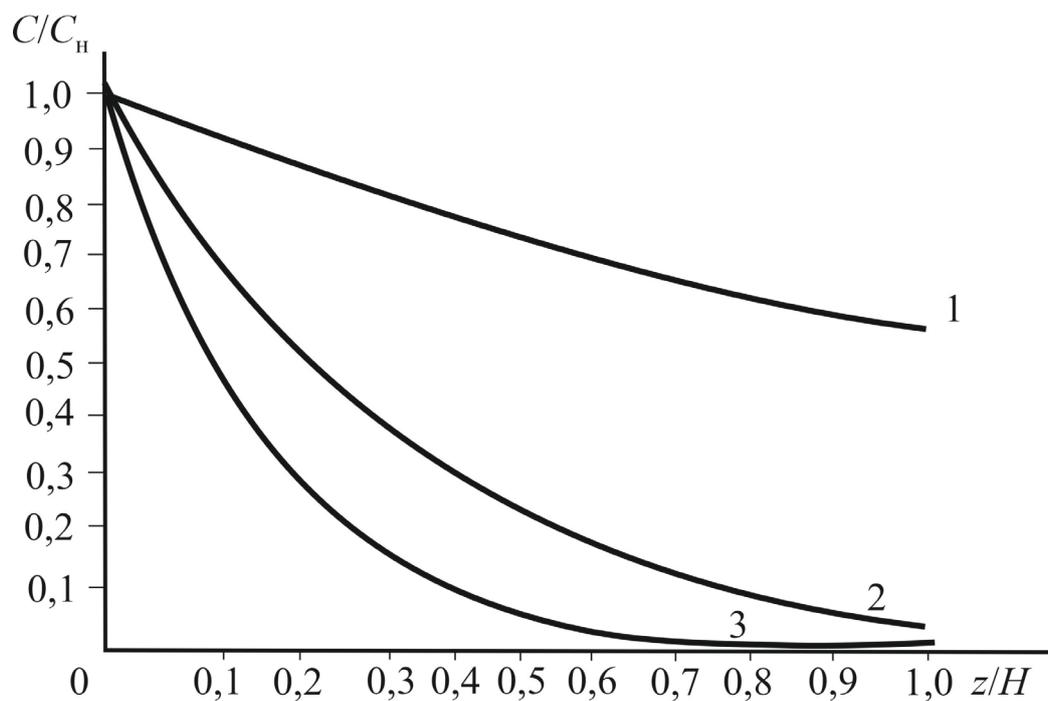


Рисунок 7.24 – Насадка из колец Рашига 25 мм по высоте слоя – кривые 1 – в центре аппарата; при $r=0$; 2 – при $z/R=0,3$ и 3 – при $r/R=0,9$. Скорость газа 1 – $w_r=3$ м/с; 2 – $w_r=6$ м/с и 3 – $w_r=9$ м/с

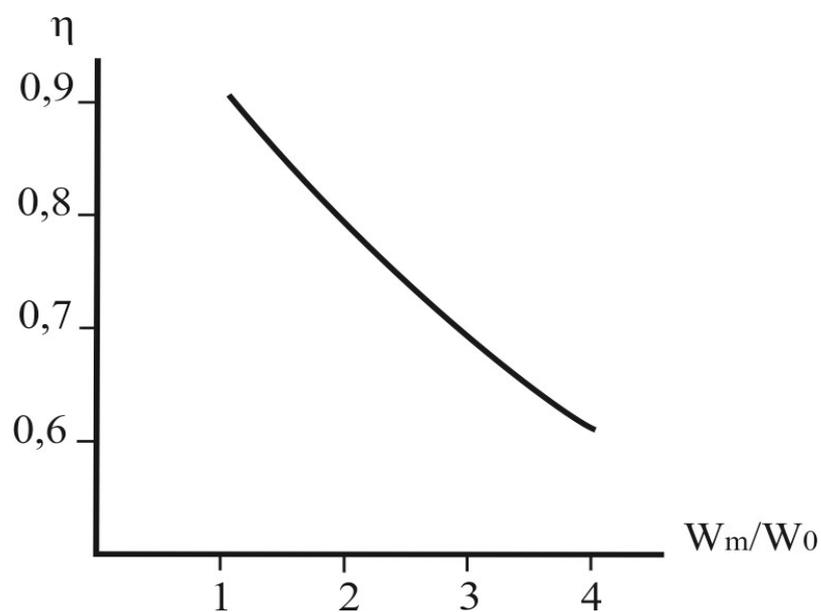


Рисунок 7.25 – Зависимость осредненной эффективности газосепарации капель воды диаметром 5 мкм от неравномерности профиля скорости газа в поперечном сечении слоя насадки из колец Рашига 10 мм. Средняя скорость газа $W_0 = 6$ м/с.

Из полученных профилей концентраций аэрозолей частиц следует, что чем выше скорость газа, тем эффективнее происходит процесс сепарации, также при увеличении удельной поверхности насадки эффективность повышается. Однако наблюдается и рост гидравлического сопротивления. При снижении скорости газа эффективность резко снижается, что как отмечено ранее указывает на турбулентно-инерционный механизм переноса и осаждения аэрозольных частиц.

Так же выполнены расчеты для насадки из металлических колец Рашига (10, 25 и 55 мм) эффективности сепарации капель воды диаметром $d_q=5\text{мкм}$ из воздуха при различной высоте слоя насадки (0,5; 1,0; 2,0м).

Установлено, что влияние неравномерностей профиля скорости газа на эффективность сепарации зависит от высоты слоя насадки. Так, например, при высоте слоя $H=0,5$ м для колец Рашига 50 мм при скорости газа в пристенном слое $W_m=9$ м/с, средней скорости в сепараторе $W_o=6$ м/с и скорости в центре $W_r=3$ м/с эффективность сепарации всего снижается на 3% по сравнению с равномерной средней скоростью, т.е. при $W_o=6$ м/с. При высоте слоя $H=1,0$ м снижение эффективности уже составляет 12%, а при $H=2,0$ м на 34%. Для насадки из колец 25 мм при высоте слоя $H=1,0$ м снижение эффективности сепарации составляет 18%, т.е. больше чем у колец 50 мм.

Таким образом, установлено, что поперечная неравномерность профиля скорости газа может снижать эффективность разделения на 30 – 35 % по сравнению с равномерным профилем скорости, т.е. при $W_m / W_o = 1$. Значительные неоднородности наблюдаются у насадки из колец Рашига (снижение η на 35%). Наиболее эффективными являются насадки из колец Мебиуса и «Инжехим- 2012» (снижения эффективности на 3–5%).

Выполнены расчеты высоты слоя насадки и перепада давления при заданной эффективности разделения $\eta = 0,985$ аэрозолей для частиц $d_q = 5 \cdot 10^{-6}$, м (5мкм) – система воздух-вода при нормальных условиях. Численно исследовались металлические хаотичные насадки из колец Мебиуса 40x40 мм ($a_v=191 \text{ м}^2/\text{м}^3$), «Инжехим 2012» ($a_v=160 \text{ м}^2/\text{м}^3$), кольца Рашига 35x35 мм

($a_v=150 \text{ м}^2/\text{м}^3$) и кольца GMP№1 фирмы MassTransferInc ($a_v=220\text{м}^2/\text{м}^3$). Аналогичные вычисления выполнены для сепарации масляного аэрозоля в этилене, который образуется после узла компримирования. Характер зависимостей аналогичен как для системы воздух с каплями воды.

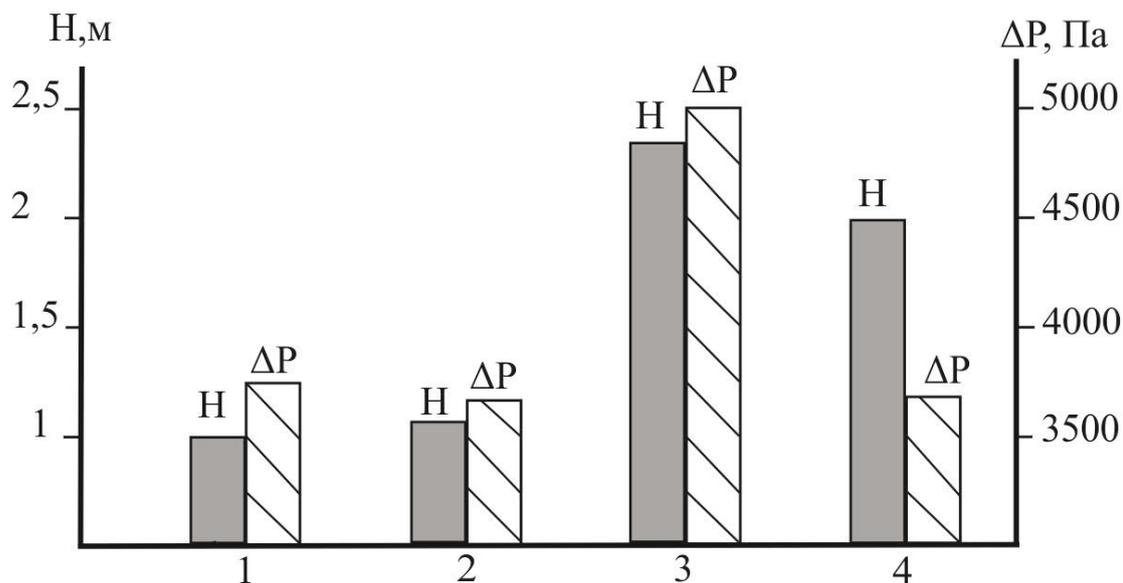


Рисунок 7.26 – 1- Кольца Мебиуса 40x40; 2- «Инжехим-2012»; 3- Кольца Рашига 40x40; 4- Кольца GMR№1 фирмы MassTransferInc. Скорость газа 5 м/с.

Из представленных результатов на рисунке 7.26 следует, что рациональным является применением насадок из колец Мебиуса и «Инжехим-2012».

На рисунке 7.27 даны расчетные зависимости требуемой высоты насадочного слоя при заданной эффективности $\eta = 0,985$, а так же перепада давления газа для насадки «Инжехим-2012» (16мм, $a_v=340 \text{ м}^2/\text{м}^3$) [37].

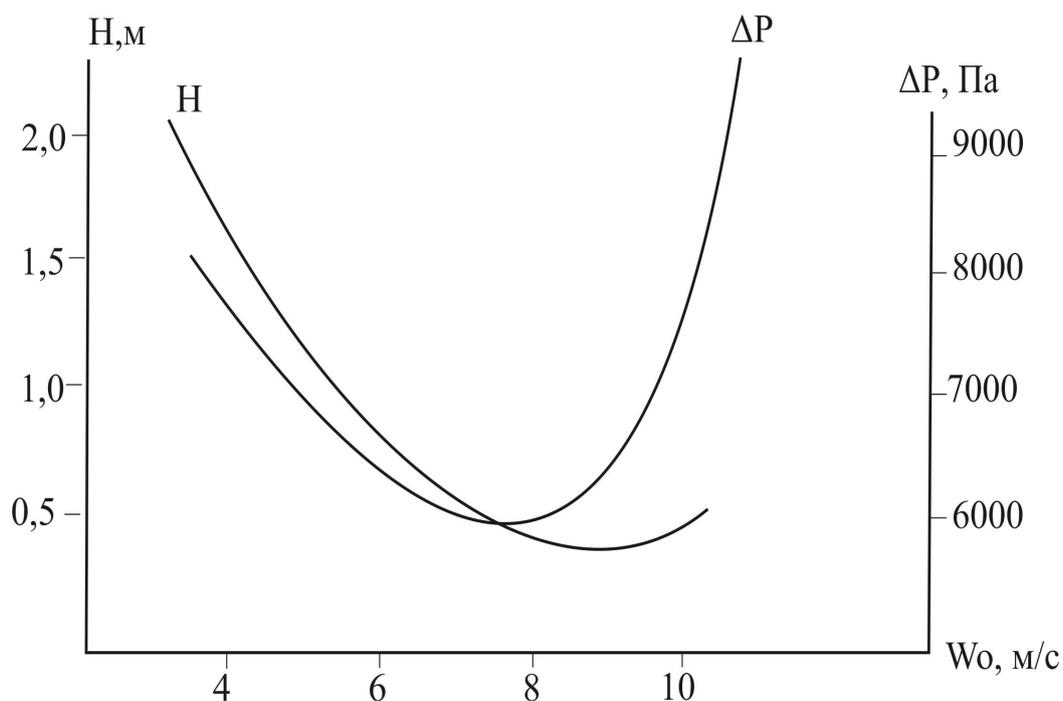


Рисунок 7.27 – Зависимость высоты насадки и перепада давления от скорости газа при эффективности газосепарации $\eta = 0,985$ (98.5%) для каплей диаметром $d_c = 5 \cdot 10^{-6}$ (5 мкм) (система воздух-капли воды при нормальных условиях). Насадка «Инжехим-2012» размером 16 мм ($a_v = 340 \text{ м}^2/\text{м}^3$).

Сложные зависимости кривых на рисунке 7.27 объясняются расчетами $u_t = u_t^+ u_{t*}$ по формуле (7.1.5) или (7.1.6) в зависимости от значений $\bar{\mu}_p^2 \tau^+$. При $\bar{\mu}_p^2 \tau^+ \leq 16,6$ скорости турбулентной миграции частиц зависимость u_t (7.1.5) от скорости газа примерно в четвертой степени. Тогда при заданной эффективности η при увеличении скорости газа требуемая высота насадки снижается, также и понижается перепад давления. При $\bar{\mu}_p^2 \tau^+ \geq 16,6$ зависимость (7.1.6) от скорости газа примерно в первой степени и тогда при увеличении скорости газа требуемая высота насадки повышается, что дает также повышение перепада давления.

Из расчетов следует, что в заданных условиях разделения оптимальной скоростью газа является $w_0 = 6 - 7 \text{ м/с}$, обеспечивающая наименьшие энергозатраты при небольшой высоте слоя ($H = 0,55 \dots 0,65 \text{ м}$) [37].

Таким образом, представленная математическая модель позволяет учесть неоднородности распределения насадки, а также профиль скорости газа с аэрозольными частицами и выбирать наиболее эффективные конструкции контактных устройств для газосепараторов аэрозолей.

7.5 Модель сепарации тонкодисперсной фазы в барботажном слое на основе концепции активного входного участка

В данном разделе рассмотрена математическая модель для определения эффективности переноса и осаждения на межфазную поверхность тонкодисперсной фазы (гидрофильной пыли и жидких аэрозолей) в развитом турбулентном барботажном слое. Математическая модель построена с использованием теории турбулентной миграции частиц и концепции активного участка на входе газа в слой жидкости [237]. В результате получены выражения, которые позволяют вычислять эффективность мокрой очистки газов, используя результаты гидравлических исследований тарелок.

Известно, что в барботажном слое газ движется практически в режиме идеального вытеснения, а жидкость по высоте слоя- идеальное смешение.

Эффективность сепарации с использованием модели идеального вытеснения газа запишется в виде

$$\eta = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{н}}} = 1 - \exp(-N), \quad (7.5.1)$$

где N – число единиц переноса частиц

$$N = \int_{C_{\text{н}}}^{C_{\text{к}}} \frac{dC}{C - C_{\text{гр}}} = \frac{u_t A \rho_{\Gamma}}{G}, \quad (7.5.2)$$

где u_t – коэффициент переноса частиц (турбулентной миграции), м/с;
 A – активная поверхность контакта фаз, м².

Ниже рассмотрен подход определения u_t и A на основе применения концепции активного участка в барботажном слое [3,25,72,261].

7.5.1 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 [262-264].

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 [3,25,72,261] математическая модель тепло- и массоотдачи в барботажном слое для тарелок различных конструкций. Ниже выполнено развитие этой модели для процесса газоочистки [237].

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

$$J_o = \frac{\rho_{\Gamma} W_o^2}{2} S_o + \rho_{\text{ж}} g h'_{\text{ст}} S_o + V_{\Gamma} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}) g, \quad (7.5.3)$$

где V_{Γ} – объем газа в барботажном слое, м³; $h'_{\text{ст}}$ – высота статического столба жидкости над отверстием истечения газа, м.

На выходе из двухфазного слоя полный импульс газового потока равен

$$J_k = \frac{\rho_{\Gamma} W_k^2}{2} S_k, \quad (7.5.4)$$

Разность между J_k и J_o составляет потерю импульса газом в барботажном слое $\Delta J_{\Pi} = J_o - J_k$.

Потеря энергии газового потока после входа в слой жидкости складывается из трения на межфазной поверхности, поверхностное натяжение и сопротивление формы пузырей

$$\Delta J_{\Pi} = S_{\text{э}}(\Delta P_{\text{тр}}^{\Pi} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{сф}}), \quad (7.5.5)$$

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

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

$$V_{\Gamma}(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma})g = \Delta P_{\text{сф}}S_{\text{э}}. \quad (7.5.6)$$

Из соотношений (7.5.3)–(7.5.5) получим величину потери импульса газового потока

$$\Delta J_{\tau-\sigma} = S_0 \left(\frac{\rho_{\Gamma} W_0^2}{2} + \rho_{\text{ж}} g h'_{\text{ст}} \right) - \frac{\rho W_{\text{к}}^2}{2} S_{\text{к}}. \quad (7.5.7)$$

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

$$\Delta J_{\tau-\sigma} = \bar{\tau}_{\Gamma\text{р}} A_a,$$

где $\bar{\tau}_{\text{тр}}$ – среднее касательное напряжение на границе раздела фаз активной поверхности, Па.

Отсюда, с учетом (7.5.7) записано значение площади межфазной поверхности потери импульса [3,261]

$$A_a = \left[S_0 \left(\rho_{\Gamma} W_0^2 / 2 + \rho_{\text{ж}} g h'_{\text{ст}} \right) - \rho_{\Gamma} S_{\text{к}} W_{\text{к}}^2 / 2 \right] \bar{\tau}_{\text{тр}}^{-1}. \quad (7.5.8)$$

Площадь поверхность A_a значительно меньше всей межфазной поверхности в барботажном слое и примерно равна площади поверхности газовых струй на входе в слой.

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

$$\tau_{\text{тр}} = \frac{\rho_{\Gamma} (W_0^2 - W_{\text{п}}^2)}{4} + \frac{\rho_{\text{ж}} g h_{\text{ф}}}{2}. \quad (7.5.9)$$

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 (7.5.9) и потокового соотношения $\tau_{\text{тр}} = u_{*\Gamma}^2 \rho_{\Gamma} = u_{*\text{ж}}^2 \rho_{\text{ж}}$ можно вычислить динамическую скорость в газовой и жидкой фазах на межфазной поверхности струи.

7.5.2 Результаты расчета

Для расчета числа единиц переноса N по выражению (7.5.2) из u_t (7.1.5), запишем формулу для коэффициента переноса частиц [237]

$$u_t = 7,25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{W_0^2 - W_{\text{п}}^2}{4} + \frac{\rho_{\text{ж}} g h_{\text{ф}}}{2 \rho_{\Gamma}} \right)^{2.5} \left[\frac{\tau_p}{v_{\Gamma} (1 + \omega_E \tau_p)} \right]^2, \quad (7.5.10)$$

где $\tau_p = d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}} / (18 \rho_{\Gamma} v_{\Gamma})$; $\omega_E = u_{*\Gamma} / (0,1R)$ в качестве характерного масштаба примем $R = R_0$ – радиус отверстия на тарелке, м.

Динамическая скорость в газовой фазе из выражения (7.5.9)

$$u_{*Г} = \left(\frac{W_0^2 - W_{II}^2}{4} + \frac{\rho_{ж} g h_{\phi}}{2\rho_{Г}} \right)^{0.5}. \quad (7.5.11)$$

Из выражения (7.5.8) площадь активной поверхности [3,261]

$$A_a = \frac{S_0 \left(\rho_{Г} W_0^2 / 2 + \rho_{ж} g h'_{ст} \right) - \rho_{Г} W_{к}^2 / 2}{\rho_{Г} u_{*Г}^2 + 2\sigma R_3}. \quad (7.5.12)$$

При расчете u_t (7.5.10) с использованием характеристик активного участка число единиц переноса (7.5.2) вычисляется при $A=A_a$ (7.5.12).

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 [4,9,49,154]. 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 [68]

$$h_{\phi} = 2,45 d_3 \left[\frac{\rho_{Г} W_0^2}{g d_3 (\rho_{ж} - \rho_{Г})} \right]^{0,35}, \quad (7.5.13)$$

Рассмотрим 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 $F_{св} = 0,07$ м²/м² (7%).

Режимные характеристики: $W_{к} = 0,4 - 1,32$ м/с; удельный расход жидкости на длину сливной планки $Q_{ж} = 1 - 10,0$ м³/(м·ч).

Выполним расчеты при $W_{к} = 0,4$ м/с и $Q_{ж} = 3$ м³/(м·ч). Система вода и воздух с аэрозольными частицами пылинок.

Плотность воды $\rho_{\text{ж}} = 10^3 \text{ кг/м}^3$; кинематическая вязкость $\nu_{\text{ж}} = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; поверхностное натяжение $0,072 \text{ Н/м}$; плотность воздуха $\rho_{\text{г}} = 1,2 \text{ кг/м}^3$; плотность дисперсных частиц $\rho_{\text{ч}} = 1200 \text{ кг/м}^3$. Размер частиц $d_{\text{ч}} = 3 \cdot 10^{-6} \text{ м}$ (3 мкм).

7.5.3 Алгоритм и результаты расчета

Минимальная скорость газа в отверстиях [49, 266] $W_{0\text{min}} = 9,03 \text{ м/с}$; площадь отверстий, занятая газовым потоком $S_0 = S_{\text{к}} W_{\text{к}} / W_{0\text{min}} = 1,51 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$; площадь всех отверстий $S_{0\text{max}} = F_{\text{св}} S_0 = 2,17 \times 10^{-3} \text{ м}^2$.

Т.к. $S_0 < S_{0\text{max}}$, часть отверстий занята жидкостью.

Высота газовой струи (7.5.13) $h_{\text{ф}} = 0,8 \cdot 10^{-2} \text{ м}$.

Среднее значение динамической скорости (7.5.11) $u_{*\text{г}} = 7,3 \text{ м/с}$; произведение $\omega_{\text{Е}} \times \tau_{\text{р}} = 2,4$. Коэффициент переноса частиц $u_{\text{т}} = 6,3 \text{ м/с}$; расход газа $V_{\text{г}} = 0,014 \text{ м}^3/\text{с}$; активная поверхность (7.5.10) $A_{\text{а}} = 0,0023 \text{ м}^2$; число единиц переноса (7.5.2) $N = 1,03$; эффективность газоочистки (7.1.11) $\eta = 0,65$ (65%).

Для частиц $d_{\text{ч}} = 6 \cdot 10^{-6} \text{ м}$ (6 мкм), выполняя аналогичные расчеты, имеем $\eta = 0,8$ (80%), а для частиц $d_{\text{ч}} = 10^{-5} \text{ м}$ (10 мкм) – $\eta = 0,85$ (85%).

При скорости газа $W_{\text{к}} = 1,32 \text{ м/с}$; $d_{\text{ч}} = 3 \text{ мкм}$; $S_0 = 2,17 \times 10^{-3} \text{ м}^2$; $W_0 = 18,86 \text{ м/с}$; $h_{\text{ф}} = 1,4 \times 10^{-2} \text{ м}$; $u_{*\text{г}} = 12,1 \text{ м/с}$, $h_{\text{сг}} = 0,0238 \text{ м}$; $A_{\text{а}} = 3 \times 10^{-3} \text{ м}^2$, $u_{\text{т}} = 34,9 \text{ м/с}$; Расход газа - $0,041 \text{ м}^3/\text{с}$; $N = 2,56$. Эффективность газоочистки $\eta = 92\%$.

Для частиц диаметром $d_{\text{ч}} > 10^{-5} \text{ м}$ эффективность газоочистки приближается к 100%, что соответствует экспериментальным данным [265].

Результаты расчетов и сравнение с опытными данными [265] представлены на рисунке 7.28-7.30. Расхождение в пределах погрешности эксперимента.

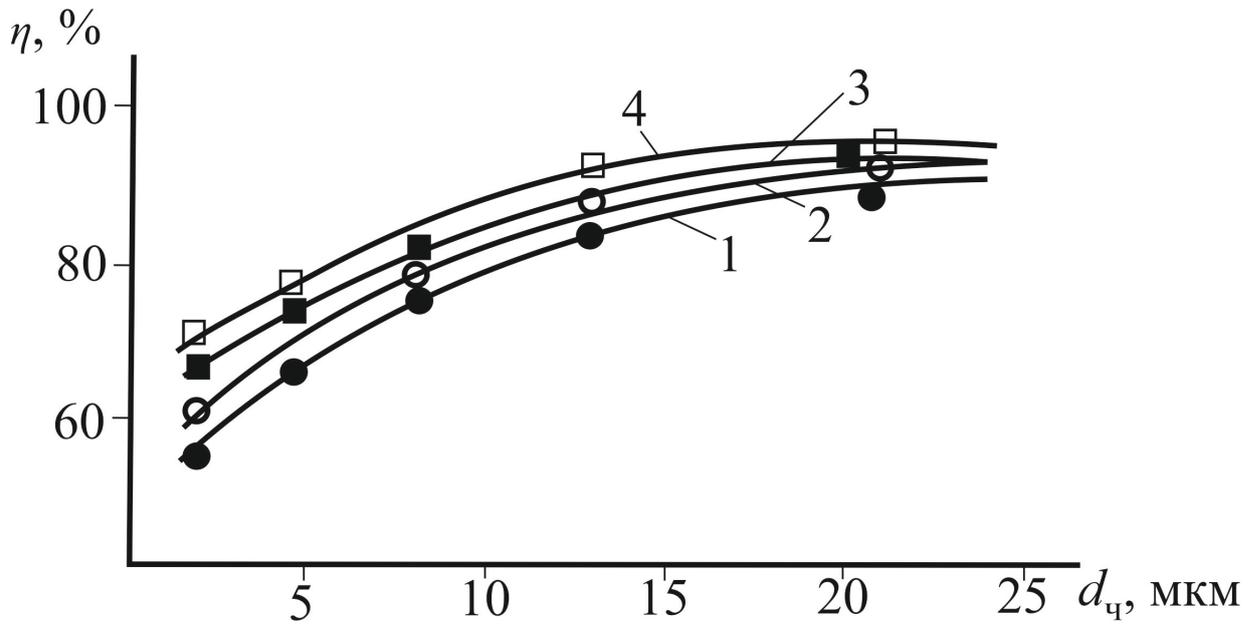


Рисунок. 7.28. – Зависимость фракционной степени улавливания гидрофильной пыли в слое пены от дисперсности частиц. Вид пыли и их плотность (г/см³): 1 – SiO₂; 2 – CaCO₃; 3 – Al₂O₃; 4 – Fe₂O₃. Точки – эксперимент [265] на ситчатой тарелке

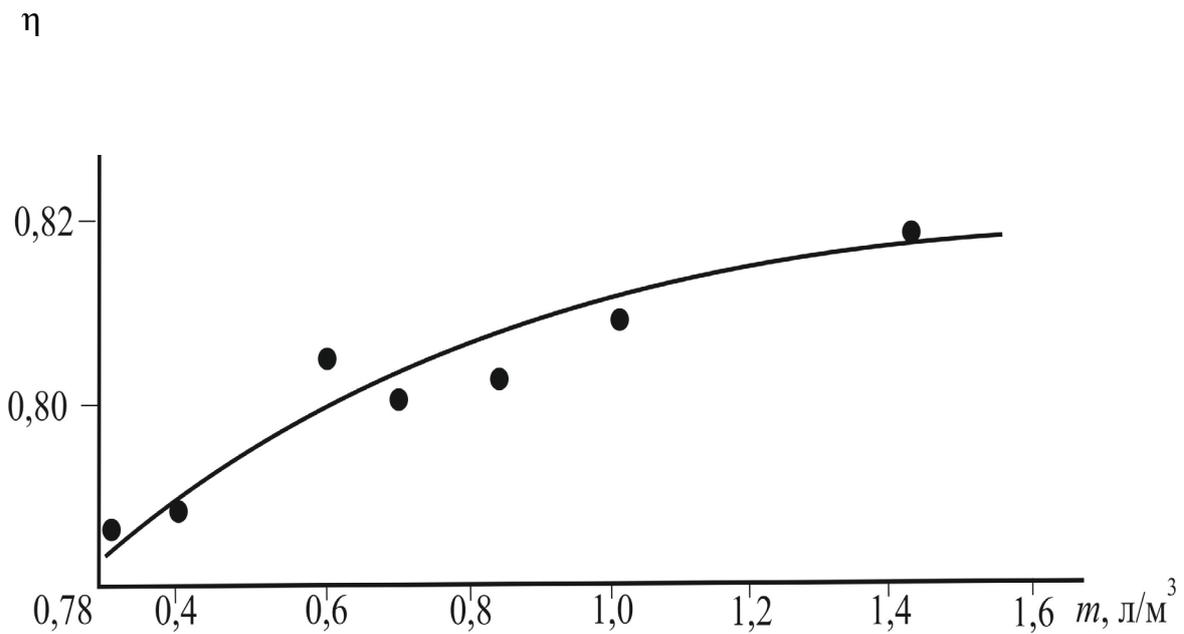


Рисунок 7.29. – Влияние удельного расхода воды на эффективность улавливания пыли в аппарате с противочной решеткой [265]. Сплошная линия – расчет; $W_k = 1,72$ м/с; $R_s = 2,5 \times 10^{-3}$ м; $F_{св} = 0,15$ м²/м²·(м³ – объем барботажного слоя).

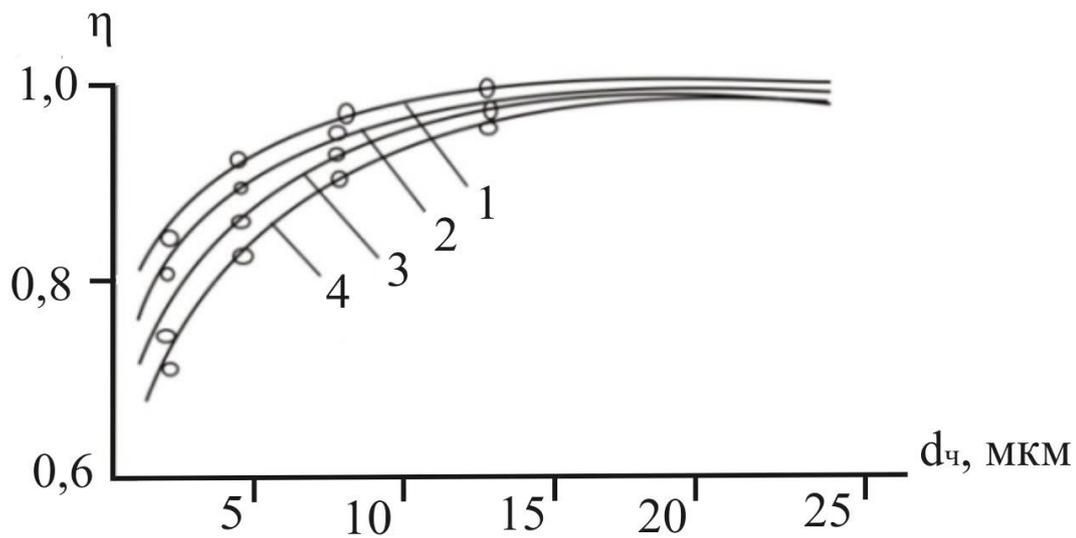


Рисунок 7.30. – Зависимость степени очистки газа от размера частиц гидро-фильной пыли. 1 – Fe_2O_3 ; 2 – Al_2O_3 ; 3 – $CaCO_3$; 4 – SiO_2 [265]. Скорость газа $w_r=1,5$ м/с; $h_{ст}=40$ мм.

Следует отметить, что тарелки провального типа имеют небольшой интервал устойчивой работы и выбор режимных и конструктивных характеристик должен выполняться с использованием известных рекомендаций, в том числе и с учетом неравномерности распределения фаз.

Рассмотренная в данном разделе математическая модель является дальнейшим развитием теории турбулентной миграции частиц [46,112,146], на основе, которой построены модели осаждения аэрозолей в цилиндрический каналах, насадочных нерегулярных слоях и вихревых аппаратах [15-17,35-37,43,44,63,76,235,236].

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.

7.6 Эффективность конденсационного охлаждения газа и нагрева жидкости в турбулентном барботажном слое на тарелках

В данном разделе представлена численная ячеечная математические модели охлаждения газа и нагрева жидкости в барботажном слое на провальных тарелках, а также с перекрестным током фаз и направленным вводом газа в жидкость [231].

Показаны примеры расчета охлаждения водой сухого и влажного газа на различных тарелках. Представлены сравнения результатов расчетов тепловой эффективности охлаждения газа в зависимости от высоты газожидкостного слоя, а также от скорости газа в колонне с известными экспериментальными данными. Сделаны выводы о адекватности математической модели и разработанного алгоритма расчета тепломассообменных характеристик барботажного слоя. Даны сравнительные характеристики тепловой эффективности процесса на тарелках в зависимости от скорости газа и различной высоте столба жидкости. Сделаны выводы рациональных конструкциях и режимах работы барботажных тарелок.

7.6.1. Тепловая и массообменная эффективность

При составлении математической модели принято известное допущение о полном перемешивании газа в межтарельчатом пространстве в колонне и идеальном вытеснении газа в барботажном слое. Тогда для расчета тепловой эффективности и эффективности конденсации влаги на межфазной поверхности можно использовать выражения

$$E_{\Gamma} = \frac{I_{\text{H}} - I_{\text{K}}}{I_{\text{H}} - I_{\text{K}}^*} = 1 - \exp(-N_{\Gamma}), \quad (7.6.1)$$

$$E_x = \frac{C_{\text{H}} - C_{\text{K}}}{C_{\text{H}} - C_{\text{K}}^*} = 1 - \exp(-N_x), \quad (7.6.2)$$

где N_x , N_Γ – массообменное и тепловое числа единиц переноса, которые вычисляются по выражениям

$$N_x = \frac{(\beta A)_\Gamma}{V_\Gamma}, N_\Gamma = \frac{(\beta A)_x}{V_\Gamma \rho_\Gamma}, \quad (7.6.3)$$

где V_Γ – объемный расход газа, м³/с; размерность коэффициентов $(\beta A)_\Gamma$: м³/с; $(\beta A)_x$: кг/с, т.е. произведение коэффициентов массоотдачи β_Γ и β_x на площадь межфазной поверхности. Данные коэффициенты вычисляются по выражениям математической модели [3,72] или по критериальным выражениям для исследованных конструкций тарелок.

При равномерном режиме барботажа для исследованных тарелок можно применять критериальные выражения различных авторов для массоотдачи в газовой фазе.

В общем виде по уравнению Соломахи Г.П. имеем

$$Sh_\Gamma = A Re_\Gamma^m We^{-\kappa} Sc_\Gamma^{0,5}, \quad (7.6.4)$$

где $Sh_\Gamma = \beta_{\Gamma f} l / D_\Gamma$ – число Шервуда; $\beta_{\Gamma f}$ – коэффициент массоотдачи, отнесенный к рабочей площади тарелки, м/с; $Re_\Gamma = w_\Gamma l / \nu_\Gamma$ – число Рейнольдса; $We = \sigma / (\rho_{\text{ж}} g h_{\text{ст}}^2)$ – число Вебера; $h_{\text{ст}}$ – высота статического столба жидкости, м; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, м; число Шмидта $Sc_\Gamma = \nu_\Gamma / D_\Gamma$; ν_Γ – кинематический коэффициент вязкости газа, м²/с; D_Γ – коэффициент молекулярной диффузии, м²/с. Коэффициенты A , κ , m в таблице 7.3.

В качестве характерного размера l в критериях подобия Re_Γ и Sh_Γ применяется капиллярная постоянная $\chi = \sqrt{\sigma / \rho_{\text{ж}} g}$, м для провальных, ситчатых и колпачковых тарелок, а также высота статического столба жидкости $h_{\text{ст}}$ для клапанных и струйных тарелок.

Таблица 7.3. – Коэффициенты критериального выражения (7.6.4)

№	Тип тарелки	A	m	κ
1	Провальные ($l = \chi$)	1,53	0,72	-0,25
2	Ситчатые ($l = \chi$)	2,5	0,72	-0,25
3	Колпачковые ($l = \chi$)	0,265	1,03	-0,32
4	Клапанные ($l = h_{\text{СТ}}$)	0,392	1,0	-0,27
5	Струйные продольно-секционированные ($l = h_{\text{СТ}}$)	0,252	1,06	-0,25

В числе Шервуда (7.6.4) входит коэффициент массоотдачи, отнесенный к рабочей площади тарелки $\beta_{\Gamma f} = (\beta A)_{\Gamma} / S_{\Gamma}$, м/с.

Тогда число единиц переноса (7.6.3) можно представить в вид $N_{\Gamma} = \beta_{\Gamma f} S_{\Gamma} / (W_{\Gamma} S_{\text{К}})$. В скруббере на рисунках 1.3, 1.4 (глава 1) $S_{\Gamma} = S_{\text{К}}$. Для тарелок с переливными устройствами $S_{\Gamma} < S_{\text{К}}$ и примерно составляет значение $S_{\Gamma} = (0,7-0,8)S_{\text{К}}$, м². Значение рабочей площади тарелок дается в справочниках колонной аппаратуры.

В таблице 7.4 представлены результаты расчетов массообменных и тепловых характеристик пяти типов тарелок. Процесс охлаждения воздуха ($T_{\text{ГН}} = 70$ °С) водой ($T_{\text{ЖН}} = 20$ °С) при $h_{\text{СТ}} = 0,025$ м и $S_{\text{СТ}} \approx 0,7$.

Таблица 7.4 – Результаты расчета барботажных и струйных тарелок

№	W_{Γ} , м/с	Re_{Γ}	Sh_{Γ}	$\beta_{\Gamma f}$, м/с	N_{Γ}	E_{Γ}	ΔP , Па
1	Провальные						
	0,8	107,2	113,4	1,14	1,43	0,76	330
	1,0	134,0	133,2	1,41	1,41	0,75	335
	1,2	160,8	151,8	1,61	1,34	0,74	345
	1,4	187,6	169,7	1,80	1,28	0,72	358
2	Ситчатые						
	0,8	107,2	184,8	1,95	2,32	0,90	353
	1,0		218,8	2,29	2,29	0,89	358
	1,2		247,4	2,62	2,18	0,88	368
	1,4		276,6	2,93	2,09	0,87	380
3	Колпачковые						
	0,8		98,6	1,03	1,29	0,72	820
	1,0		123,3	1,29	1,29	0,72	835
	1,2		147,9	1,54	1,28	0,72	860
	1,4		172,6	1,80	1,28	0,72	1000
	1,6	214,4	197,3	2,06	1,28	0,72	1170
4	Клапанные						
	0,8	1212	1314,1	1,47	1,83	0,84	588
	1,0	1515	1643,1	1,84	1,84	0,84	596
	1,2	1818	1971,7	2,21	1,84	0,84	610
	1,4	2121	2300,3	2,57	1,84	0,84	630
	1,6	2424	2629,0	2,94	1,84	0,84	658
5	Струйные продольно-секционированные						
	0,8	1212	1187,0	1,33	1,66		280
	1,0	1515	1503,7	1,68	1,68	0,81	286
	1,2	1818	1824,3	2,04	1,70	0,82	295
	1,4	2121	2148,1	2,41	1,72	0,82	305
	1,6	2424	2474,8	2,77	1,73	0,82	314

Из представленных результатов следует преимущество ситчатых и струйных тарелок по локальной эффективности E_{Γ} и перепаду давления. Однако общая эффективность теплообмена зависит также от структуры потока жидкой фазы.

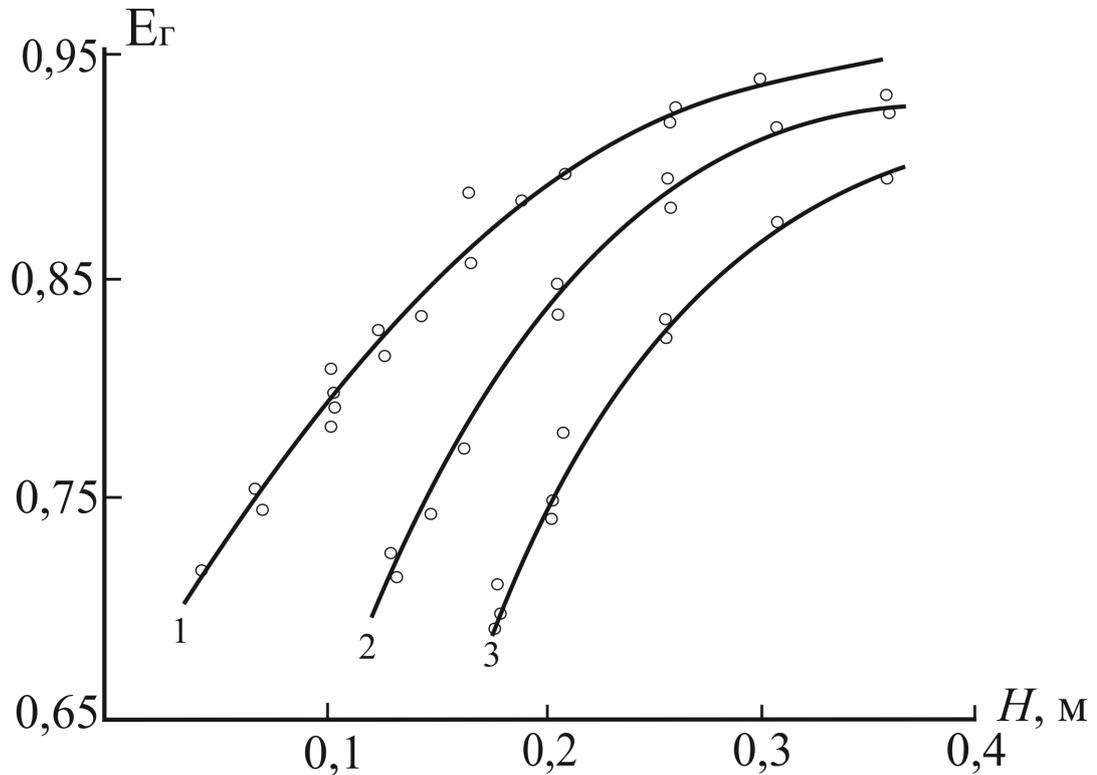


Рисунок 7.31– Зависимость тепловой эффективности барботажной тарелки E_{Γ} от высоты газожидкостного слоя. о – экспериментальные данные [265]; сплошные линии расчет по (7.6.1);

1 – $w_{\Gamma} = 1,5$ м/с; 2 – $w_{\Gamma} = 2,5$ м/с; 3 – $w_{\Gamma} = 3,5$ м/с.

На рисунках 7.31, 7.32 даны результаты расчета тепловой эффективности (7.6.1) с числом единиц переноса N_{Γ} (7.6.3) и сравнение с экспериментальными данными для тарелки провального типа [231]. Высота газожидкостного слоя вычислялась по зависимости $H_{\Gamma-ж} = h_{ст} / (1 - \varphi)$, где $h_{ст}$ – высота статического столба жидкости; φ – газосодержание слоя [265].

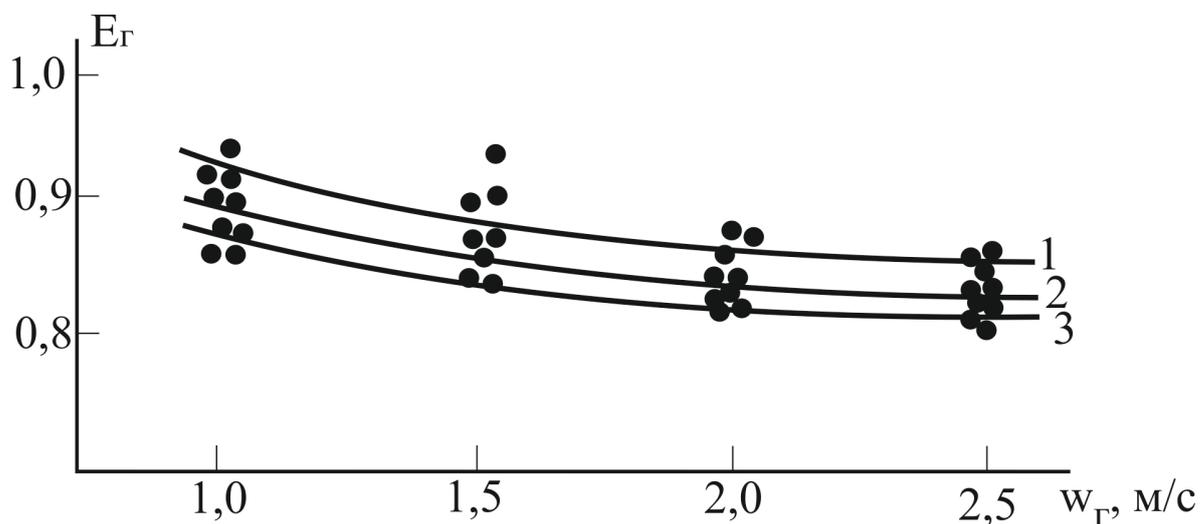


Рисунок 7.32– Зависимость эффективности E_G от скорости газа при $T_{г,н}=200^\circ\text{C}$ и удельном расходе $V_{ж\text{сп}} = 3,5\text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$; высота газожидкостного слоя: 1 - 0,105 м 2 - 0,055 м; 3 - 0,03 м.

Точки – экспериментальные данные [265], сплошные линии – расчет по (7.6.1).

Согласование результатов расчетов тепловой эффективности с экспериментальными данными при различных режимах барботажа подтверждает справедливость принятой модели идеального вытеснения газа в барботажном слое.

Следует отметить, что для определения всех необходимых теплогидравлических характеристик охлаждения газа на барботажных тарелках недостаточно только расчета тепловой эффективности (7.6.1). В техническом задании указывается: начальная $T_{гн}$ и требуемая конечная $T_{гк}$ температуры газа; начальная температура охлаждающей жидкости $T_{нж}$; расход газа G , кг/с; влагосодержание газа. Необходимо определить расход охлаждающей жидкости, температуру жидкости на выходе, выбрать конструктивные характеристики тарелки и режим барботажа.

7.6.2 Модель идеального вытеснения газа и полного смешения жидкой фазы

Для определения значений термодинамических величин на выходе I_K и C_K в выражениях (7.6.1), (7.6.2) необходимо иметь значения равновесных термодинамических параметров I_K^* и C_K^* при температуре жидкой фазы в барботажном слое. Температура жидкости в процессе барботажа горячего газа будет увеличиваться от входа к выходу с тарелки, т.е. от приемной планки к сливному устройству. По высоте барботажного слоя принимается известное допущение о полном перемешивании жидкости, т.е. за пределами пограничного слоя в ядре потока температура жидкости постоянная при заданном режиме.

Первоначально в данном разделе в качестве наглядного примера рассмотрена наиболее простая модель для расчета охлаждения газа в барботажном слое, результаты которой могут применяться в качестве первого приближения при применении численных моделей в следующих разделах.

На тарелках относительного небольшого диаметра ($1,5 \text{ м} < D_K$) при равномерном режиме барботажа всеми отверстиями принимается хорошо подтвержденное экспериментами идеальное вытеснение газа и полное смешение жидкости. Это значительно упрощает составление математической модели процесса тепломассообмена и обеспечивает удовлетворительное согласование с экспериментальными данными.

Равномерный режим барботажа начинается при некоторой средней скорости газа в колонне, когда заканчивается провал жидкости на ниже расположенную тарелку. Например, на ситчатой и струйной тарелках этому соответствует минимальная скорость газа w_{omin} в отверстиях тарелки, при которой прекращается утечка жидкости [49,154,266]. При нормальных условиях для системы воздух-вода и свободным сечением тарелки примерно $F_{\text{св}} = 8 - 12\%$

эта скорость составляет значение $w_{\text{omin}} \approx 10 - 12$ м/с, т.е. в свободном сечении колонны $w_{\text{к}} \approx 1,0 - 1,4$ м/с.

На клапанной тарелке таким условием можно считать скорость в колонне, когда клапаны находятся в полностью поднятом состоянии. Это зависит от массы, формы клапана и высоты ножек (ограничителей подъема). Например, на клапанной прямоточной тарелке клапаны полностью открыты при факторе скорости $w_0 \sqrt{\rho_{\text{Г}}} > 12$ [9]. При повышенных скоростях газа в колонне начинается значительный брызгоунос, что также необходимо учитывать при моделировании процесса барботажа и расчета эффективности теплообмена [4,49].

При рассчитанной или заданной эффективности теплообмена (7.6.1), запишем значение энтальпии газа на выходе с тарелки

$$I_{\text{к}} = I_{\text{н}} - E_{\text{Г}}(I_{\text{н}} - I^*), \quad (7.6.5)$$

где значение энтальпии на линии насыщения $I^* = f(T_{\text{ж}}, C^*)$ при полном перемешивании жидкости имеет постоянное значение для всего барботажного слоя при заданном режиме работы тарелки.

Температуру жидкости фазы $T_{\text{ж}} = T_{\text{жк}}$ (при полном перемешивании) найдем из выражения

$$Lc_{\text{рж}}(T_{\text{жк}} - T_{\text{жн}}) = (\beta A)_x \Delta I_{\text{ср}}, \quad (7.6.6)$$

где $(\beta A)_x$ вычисляется с применением критериального уравнения (7.6.4) или по математической модели (выражение (3.7.10) в главе 3).

Средняя движущая сила теплообмена определяется как средняя логарифмическая

$$\Delta I_{\text{ср}} = \frac{\Delta I_{\text{Д}} - \Delta I_{\text{М}}}{\ln(\Delta I_{\text{Д}} / \Delta I_{\text{М}})}, \quad (7.6.7)$$

при $\Delta I_{\text{Д}} / \Delta I_{\text{М}} > 2$, или как средняя арифметическая при $\Delta I_{\text{Д}} / \Delta I_{\text{М}} \leq 2$, где $\Delta I_{\text{Д}} = I_{\text{н}} - I^*$; $\Delta I_{\text{М}} = I_{\text{к}} - I^*$.

Из уравнения (7.6.6) температура жидкости

$$T_{\text{жк}} = T_{\text{ж}} = T_{\text{жн}} + \frac{(\beta A)_x}{Lc_{\text{рж}}} \Delta I_{\text{ср}}. \quad (7.6.8)$$

Таким образом, имеем два взаимосвязанных уравнения (7.6.5) и (7.6.8) с двумя неизвестными $I_{\text{к}}$ и $T_{\text{жк}}$, которые можно решать при заданном первом приближении по температуре жидкой фазы $T_{\text{жк}}$ и отсюда находить из (7.6.8) $I_{\text{к}}$ при $I^* = f(T_{\text{ж}}, C^*)$. При решении (7.6.5) необходимо задавать массовый расход жидкости L , кг/с. Также одним из вариантов может быть определение расхода по уравнению теплового баланса

$$Lc_{\text{рж}}(T_{\text{жк}} - T_{\text{жн}}) = G(I_{\text{н}} - I_{\text{к}}) = Q, \quad (7.6.9)$$

тогда

$$L = \frac{Q}{c_{\text{рж}}(T_{\text{жк}} - T_{\text{жн}})}, \quad (7.6.10)$$

где $T_{\text{жк}}$ – задается исходя из требований технического задания на проектирование, где также указываются параметры влажного газа поступающего на охлаждение, т.е. $I_{\text{н}}$, $x_{\text{н}}$, G .

По завершению расчета вычисляются концентрация влаги на выходе слоя

$$C_{\text{к}} = C_{\text{н}} - E_{\text{г}}(C_{\text{н}} - C^*), \quad (7.6.11)$$

и из выражения для энтальпии температура охлажденного газа

$$T_{\text{ГК}} = \frac{I_{\text{к}} - R_{\text{о}}C_{\text{к}}}{c_{\text{рг}} + C_{\text{к}}c_{\text{рп}}}. \quad (7.6.12)$$

Если температура газа на выходе близка ($\pm 7-8\%$) к заданной в технических условиях, то тепловой расчет заканчивается и вычисляется перепад давления барботажной тарелки и мощность на подачу газа в скруббер. Если полученная и заданная температуры $T_{\text{ГК}}$ значительно отличаются, то изменяется режим барботажа и конструктивные характеристики тарелки. Если на одной тарелке достичь требуемого значения температура газа не удастся, то добавляется еще одна или две тарелки и повторяется тепловой расчет от тарелки к тарелке.

Пример расчета

В качестве примера представлен алгоритм и результаты расчета ситчатой тарелки с площадью барботажа $S_T = 1,0 \text{ м}^2$. Площадь поперечного сечения $S_K = S_T$ (рисунке 1.4, глава 1).

Система воздух-вода, где начальные характеристики воздуха даны в таблице 7.5.

Таблица 7.5. – Характеристики воздуха на входе ситчатой тарелки

№	$T_{\text{гн}}, \text{ }^\circ\text{C}$	$\varphi_{\text{н}}, \%$	$I_{\text{н}}, \text{ кДж/кг}$	$C_{\text{н}}, \text{ кг/кг}$
1	90	90	2836,9	1,028
2	90	60	1271,1	0,442
3	90	30	526,3	0,163
4	90	0	90,9	0
5	60	90	410,3	0,134
6	60	60	278,1	0,083
7	60	30	162,5	0,039
8	60	0	60,61	0

Начальная температура воды $T_{\text{жн}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; массовый расход воздуха на входе $G = w_T S_K \rho_T$, кг/с и для исследованной системы составляет $G = 1,46 - 1,5 \text{ кг/с}$ при $w_T = 1,5 \text{ м/с}$; коэффициент массоотдачи $\beta_{\text{гф}} = 2,85 \text{ м/с}$; число единиц переноса $N_T = 1,9$. Тепловая эффективность $E_T = 0,85$.

Входные термодинамические характеристики охлаждаемого воздуха при различных температурах и влагосодержании, использовались в расчетах с применением представленной выше математической модели. Система воздух-вода выбрана, т.к. для нее хорошо известны все теплофизические свойства.

Таблица 7.6. – Результаты расчета теплообмена на ситчатой тарелке по исходным данным из таблицы 7.5.

№	I_K , кДж/кг	ΔI_{cp} , кДж/кг	Q , кВт	L , кг/с	$T_{ГК}$, °С
$T_{жк} = 40$ °С; $E_{Г} = 0,85$					
1	566,9	1194,7	3314,2	39,6	56,0
2	332,0	486,1	1371	16,4	53,7
3	220,4	161,1	446,6	5,34	48,8
4	47,5	22,4	62,0	0,74	47,5
5	202,9	115,5	303,0	3,62	43,5
6	183,1	50,0	138,7	1,66	43,5
$T_{жк} = 30$ °С; $E_{Г} = 0,85$					
7	108,7	28,3	78,5	1,88	34,8
8	34,5	13,42	37,2	0,89	34,5

В таблице 7.6 представлены результаты расчета процесса охлаждения воздуха водой ($T_{жн} = 20$ °С) на ситчатой тарелке. Номера левого столбца соответствуют таблице 7.4. Из расчетов следует, что чем выше температура и влагосодержание воздуха (и, соответственно, энтальпия I_H), тем больше поток теплоты Q и расход охлаждающей воды L (кг/с). При уменьшении начального теплосодержания воздуха значения Q и L снижаются, и также снижается температура охлажденного воздуха на выходе барботажного слоя. Следует отметить, что в верхней строке при $T_{ГН} = 90$ °С и $\varphi_H = 90$ % требуемый расход воды (при $T_{жн} = 20$ °С, $T_{жк} = 40$ °С) имеет повышенное значение ($L = 39,6$ кг/с), что соответствует объемному расходу $V_{ж} = 143,3$ м³/ч и это может привести к перегрузке сливного устройства. В таком случае требуется увеличение диаметра колонны и площади сливного устройства. Однако, при увеличении диаметра колонны (и, соответственно площади тарелки) требуется повторный тепловой расчет с учетом изменения режимных параметров, в первую очередь – скорости

газа и далее коэффициента массоотдачи. В остальных рассмотренных случаях расход воды вполне допустимый и даже пониженный при малых значениях влагосодержания. Необходимо учитывать изменение высоты статического столба жидкости $h_{ст}$ и сохранения режима равномерного барботажа.

В двух нижних строках (7 и 8) в таблице 7.6 расчет выполнен при $T_{жк} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$, так как при $T_{жк} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$ нарушается тепловой баланс из-за небольшого влагосодержания воздуха.

7.6.3 Одномерная ячеечная модель

Для повышения точности расчета по сравнению с идеализированной моделью (раздел 7.6.2) рассмотрена ячеечная модель структуры потока жидкой фазы на плоскости тарелки. Для этого при незначительных неравномерностях распределения фаз в поперечном направлении тарелки барботажной слой условно делится на ряд ячеек полного перемешивания жидкости и идеального вытеснения газа (расположение ячеек показано в главе 3 – рис. 3.17). Выполняя аналогичные выводы, как в предыдущем разделе для одной ячейки, получим энтальпию газа на выходе

$$I_{ki} = I_k - E_{Gi}(I_H - I_i^*), i = 1, 2, \dots, n \quad (7.6.13)$$

и температуру жидкости в ячейке

$$T_{ji} = T_{ji-1} + \frac{(\beta A)_{xi}}{Lc_{рж}} \Delta I_{срi}, i = 1, 2, \dots, n, \quad (7.6.14)$$

где $I_i^* = f(T_{ji}, C_i^*)$; $\Delta I_{срi}$ – записывается, как средняя логарифмическая для ячейки.

Влагосодержание на выходе из слоя

$$C_i = C_H - E_{Gi}(C_H - C_i^*), i = 1, 2, \dots, n. \quad (7.6.15)$$

Коэффициент массоотдачи $(\beta A)_{xi}$ вычисляется для каждой ячейки по выражению (3.6.10), приведенному в третьей главе. Это дает возможность учесть

профиль скорости газа на входе на тарелку (рис. 3.16) и градиент уровня жидкости от входа к выходу барботажного слоя. При незначительном градиенте уровня жидкости по сравнению с средней высотой статического столба жидкости и равномерном режиме барботажа коэффициент массоотдачи можно вычислить по критериальному выражению (7.6.4) для всей тарелки, а для ячейки записать $(\beta A)_{xi} = \beta_{\Gamma i} \rho_{\Gamma} S_i$, где S_i – площадь i -ой ячейки, м^2 .

Число n и размеры ячеек на тарелке зависят от структуры потока, которая исследуется экспериментально. В литературе имеется большой объем информации для тарелок различных конструкций и масштабов [4,9,49,56,57,154,266].

Например, рядом авторов для ситчатых тарелок диаметром около одного метра установлены три ячейки полного перемешивания жидкости – в начале входа жидкости, в центре и у выхода с тарелки.

Длина ячеек у входа и выхода примерно $l_1 \approx 0,25l_{\text{ж}}$; $l_3 \approx 0,25l_{\text{ж}}$; а в центре $l_2 \approx 0,5l_{\text{ж}}$; где $l_{\text{ж}}$ – длина зоны барботажа (длина пути жидкости).

Для условий примера 1 в таблице 7.4 ($T_{\text{гн}} = 90 \text{ }^\circ\text{C}$; $\varphi_{\text{н}} = 90\%$) выполнены расчеты температурных профилей жидкости и газа по выражениям (7.6.13), (7.6.14). Получено: $T_{\text{ж1}} = 25,3 \text{ }^\circ\text{C}$; $T_{\text{ж2}} = 35,7 \text{ }^\circ\text{C}$; $T_{\text{ж3}} = 40,8 \text{ }^\circ\text{C}$. Температура газа: $T_{\text{г1}} = 47,5 \text{ }^\circ\text{C}$; $T_{\text{г2}} = 53,3 \text{ }^\circ\text{C}$; $T_{\text{г3}} = 55,2 \text{ }^\circ\text{C}$. Средняя температура газа на выходе: $T_{\text{гср}} = 52,3 \text{ }^\circ\text{C}$; средняя температура жидкости на тарелке: $T_{\text{жср}} = 34,4 \text{ }^\circ\text{C}$, конечная $T_{\text{жк}} = 40,8 \text{ }^\circ\text{C}$.

Из полученных результатов следует, что ячеечная модель дает меньшее значение температуры газа на выходе на $3,8^\circ\text{C}$, по сравнению с идеализированной моделью в разделе 7.6.2. Это объясняется увеличением движущей силы тепломассообмена, т.е. результаты более физичные. Конечная температура жидкости на выходе с тарелки незначительно отличается от полученной в разделе 7.6.2 (т.е. $T_{\text{жк}} \approx 40,0 \text{ }^\circ\text{C}$).

На рисунке 7.33 представлены расчетные безразмерные профили жидкой фазы по длине тарелки, полученные из решения системы уравнений (7.6.13), (7.6.14) для воздуха с малой влажностью ($\varphi < 5\%$), а также для воздуха при $\varphi = 50\%$. Ситчатая тарелка диаметром $D_k = 1,2$ м, скорость воздуха $w_r = 0,8$ м/с, температуры газа $T_{ГН} = 60$ °С, $T_{ГК} = 28$ °С, начальная температура воды $T_{ЖН} = 20$ °С, расход воды $L = 1,5$ кг/с.

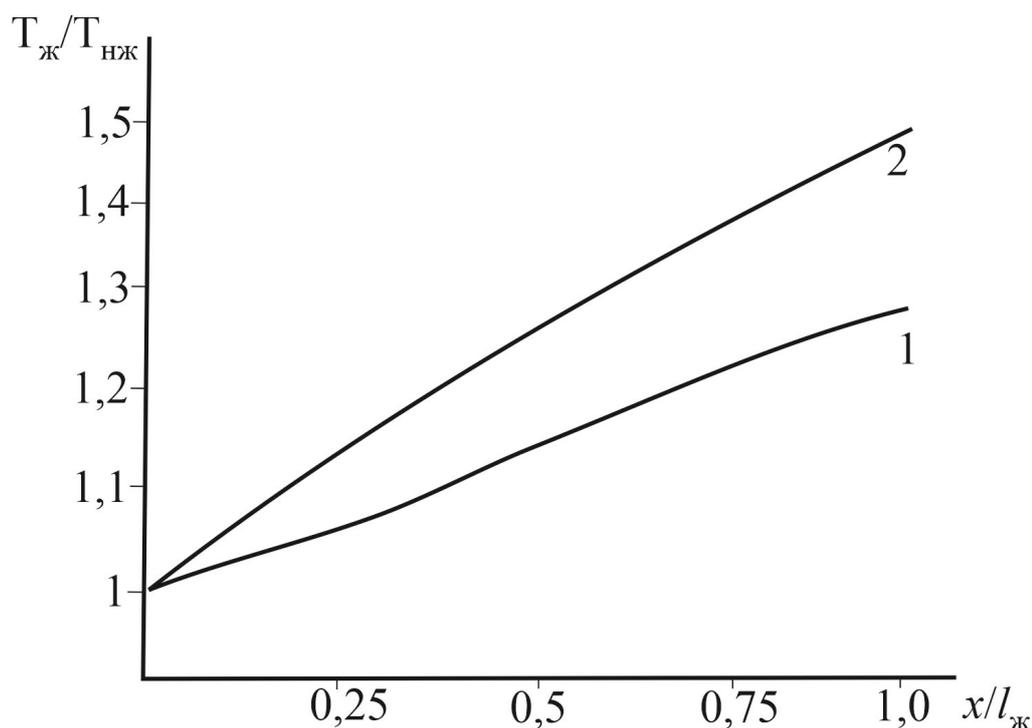


Рисунок 7.33 – Безразмерный профиль температуры жидкой фазы по длине тарелки:

1 – влагосодержание газа $\varphi < 5\%$; 2 – $\varphi = 50\%$; $L = 1,5$ кг/с; $w_r = 0,8$ м/с.

Из полученных результатов следует, что при увеличении влагосодержания и энтальпии газа температура охлаждающей жидкости повышается при прочих равных условиях.

Данный алгоритм применим для тарелок небольшого диаметра (менее 1-1,5 метров), когда неравномерностями распределения фаз можно пренебречь.

7.6.4. Численная двумерная модель с учетом неравномерности потоков

Для расчета температурного профиля жидкой фазы в продольном и поперечном направлении тарелки используем математическую модель, подробно представленную в главе 1 (раздел 1.4). Запишем уравнение теплопереноса в двумерном виде для продольного и поперечного направления тарелки с межфазным источником переходящего тепла из газа в жидкость

$$u_{\text{ж}}(r)\rho_{\text{ж}}c_{\text{рж}}\frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial \xi} = \rho_{\text{ж}}c_{\text{рж}}\frac{\partial}{\partial \xi}\left(a_{\text{г}}\frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial \xi}\right) + \rho_{\text{ж}}c_{\text{рж}}\frac{\partial}{\partial r}\left(a_{\text{г}}\frac{\partial T_{\text{ж}}}{\partial r}\right) + (\beta a)_x(I - I^*), \quad I = f(C, T_{\text{г}}); \quad I^* = f(C^*, T_{\text{ж}}). \quad (7.6.16)$$

Граничные условия:

при $\xi = 0$, $u_{\text{ж}}(r) = u_{\text{жн}}(r)$; $T_{\text{ж}} = T_{\text{жн}}$ (вход);

при $\xi = l_{\text{ж}}$, $\partial T_{\text{ж}} / \partial \xi = 0$ (выход жидкости);

при $r = r_{\text{ст}}$; $u_{\text{ж}}(r) = 0$; $\partial T_{\text{ж}} / \partial r = 0$ (на стенке).

В уравнении массопереноса (7.6.16) объемный коэффициент запишется в форме $(\beta a)_x = \rho_{\text{г}}\beta_{\text{гф}}S_{\text{г}}/V_{\text{г-ж}}$, где $V_{\text{г-ж}} = H_{\text{г-ж}}S_{\text{г}}$, – объем газожидкостного слоя, м^3 ; тогда $(\beta a)_x = \rho_{\text{г}}\beta_{\text{гф}}/H_{\text{г-ж}}$, $\text{кг}/\text{м}^3\text{с}$, где $H_{\text{г-ж}} = h_{\text{ст}} / (1 - \varphi)$, φ – среднее газосодержание барботажного слоя, вычисляется по формуле Азбеля или другим эмпирическим выражениям.

Для удобства решения уравнение теплопереноса (7.6.16) запишем в конечных разностях на плоскости тарелки

$$u_{\text{ж}ij}(y)\frac{T_{\text{ж}ij} - T_{\text{ж}i-1j}}{x_{ij}} = a_{\text{г}ij+1}\left(\frac{T_{\text{ж}ij+1} - T_{\text{ж}ij}}{y_{ij}^2}\right) - a_{\text{г}ij}\left(\frac{T_{\text{ж}ij} - T_{\text{ж}ij-1}}{y_{ij}^2}\right) + a_{\text{г}i+1j}\left(\frac{T_{\text{ж}ij+1} - T_{\text{ж}ij}}{x_{ij}^2}\right) - a_{\text{г}ij}\left(\frac{T_{\text{ж}ij} - T_{\text{ж}i-1j}}{x_{ij}^2}\right) + \frac{(\beta a)_{xij}\Delta I_{ij}}{\rho_{\text{г}}c_{\text{рг}}}, \quad i = 1, \dots, n, \quad j = 1, \dots, m, \quad (7.6.17)$$

где $i = \overline{1, n}$; $j = \overline{1, m}$; n, m – число условных ячеек; x, y – размеры ячеек по продольной (ξ) и поперечной (r) координатам, м.

Граничные условия к уравнению (7.6.17): при $i=0$, $u_{жij}(y) = u_{оiн}$; $T_{жij} = T_{жoi}$ (вход); при $i=n$, $T_{жnj} = T_{жк n,i}$ (выход жидкости); $u_{жij} = 0$, при $y=0$, (на стенке)

Энтальпия газа на выходе из ij -й ячейки

$$I_{киj} = I_{н} - E_{гij}(I_{н} - I_{ij}^*), \quad i = 1, 2, \dots, n; \quad j = 1, 2, \dots, m, \quad (7.6.18)$$

где $I_{ij}^* = f(T_{жij}, C_{ij}^*)$; $C_{ij}^* = f(T_{жij}, \varphi = 100\%)$.

Эффективность ij -й ячейки вычисляется с числом единиц переноса и коэффициентом массоотдачи для ij -й ячейки с учетом неравномерности распределения фаз

$$E_{ij} = 1 - \exp(-N_{ij}). \quad (7.6.19)$$

Влагосодержание на выходе из ячейки

$$C_{ij} = C_{н} - E_{xij}(C_{н} - C_{ij}^*). \quad (7.6.20)$$

В уравнении теплообмена (7.6.17) коэффициент турбулентной теплопроводности $a_{гij}$ и источник теплоты $(\beta a)_{xij} \Delta I_{ij}$ вычисляются для каждой ячейки в зависимости от скорости газа на входе в слой, высоты столба жидкости и движущей силы теплопередачи ΔI_{ij} (средней разности энтальпий газа).

Средняя движущая сила ij -й в ячейке записывается при перекрестном токе записывается как средняя логарифмическая, где $\Delta I_{оij} = I_{н} - I_{ij}^*$; $\Delta I_{ми} = I_{к} - I_{ij}^*$, энтальпия I_{ij}^* находится при влагосодержании $\varphi = 100\%$ и температуре жидкой фазы в ij ячейке. Следует пояснить, что при равномерном распределении фаз в поперечном направлении тарелки движущая сила ΔI_{ij} для всех ячеек будет одинаковой, а меняться будет в продольном направлении в сторону уменьшения из-за нагрева жидкой фазы. При наличии как продольных, так и поперечных неравномерностей движущая сила теплопередачи, коэффициент турбулентного

обмена и объемный коэффициент массоотдачи вычисляется для каждой ячейки по выражениям, приведенным в третьей главе.

Алгоритм расчета

1. Задаются конструктивные характеристики тарелки – $D_k, F_{св}, h_{сп}, d_0$.
2. Задается расход жидкости L , кг/с и скорость газа w_T , м/с.
3. Определяются теплофизические свойства газа и жидкости: $\rho_T, \rho_{ж}, c_{рж}, c_{рТ}, \sigma$, при начальных температурах жидкости $T_{жн}$ и газа $T_{гн}$, затем уточняются по средним значениям температур. Задается относительная влажность газа φ_H , % на входе.
4. Вычисляется начальное влагосодержание $C_H = f(\varphi_H, T_{гн})$, кг/кг, за тем начальное значение энтальпии газа $I_H = (c_{рсв} + c_{рп}C_H)T_{гн} + R_0C_H$, Дж/кг.
5. По математической модели [3,72] или эмпирическим выражениям теории подобия вычисляются коэффициент массоотдач $(\beta A)_x$.
6. Задается первое приближение профиля $T_{ж}(x, y)$. По зависимости $I^* = f(C^*, T_{ж})$ (при $\varphi=100\%$) находится значение энтальпии на линии насыщения.
7. Вычисляется энтальпия газа на выходе (7.6.18)
8. Из численного решения уравнения (7.6.17) вычисляются поле температуры $T_{ж}(r, \xi)$ при заданной энтальпии I_H на входе и влагосодержания C^* , уточняются значения на выходе I_{kij} и I_{ij}^* .
9. Находится средняя температура газа на выходе из барботажного слоя $T_{гк}$ (7.6.12) при $C_k = C_H - E_T(C_H - C^*)$ и тепловая эффективность (7.6.1).

10. Если значение $T_{ГК}$ и $T_{ЖК}$ удовлетворяют условия технического задания на проектирование, то расчет заканчивается. Если нет то меняются конструктивные характеристики тарелки и расчет выполняется с начала.

Расчеты показывают, что влияние неравномерностей профиля скорости газа и столба жидкости на эффективность охлаждения газа и нагрева жидкости примерно идентично, как для процесса ректификации (раздел 3.6).

Выводы

В данной главе выполнено численное решение системы уравнений для научно-технической задачи определения эффективности насадочных скрубберов при конденсационном охлаждении и очистки от дисперсной фазы газов в процессе стационарного пленочного течения жидкости по регулярным и хаотичным контактными устройствам. Записана система дифференциальных уравнений с частными производными совместного переноса теплоты, массы водяного пара и дисперсной фазы в слое насадки. Тепло- и массообмен и перенос дисперсной частиц между газовой и жидкой фазами учитывается с помощью объемных источников членов межфазного переноса, осредненных по локальному объему слоя. Даны выражения для определения параметров источников. Представлены результаты численного решения системы уравнений по полям температур и влагосодержанию и сравнение с известными экспериментальными данными. Показана зависимость эффективности очистки газов от тонкодисперсной фазы от скорости газа и неравномерности профиля скорости газа в слое насадки. Даны сравнительные характеристики насадок, а также научно-технические решения по конструкциям скрубберов и газосепараторов, внедренные в промышленности.

В расчетах тепломассообменных процессах на барботажных тарелках чаще применяются приближенные методы, а также численные исследования явлений переноса. В связи с тем, что межфазная поверхность барботажного слоя образуется в процессе диспергирования газа в слой жидкости и часто ее площади не известна, для инженерных расчетов наибольшее применение получили приближенные методы. На основе приближенного метода в данной главе разработан алгоритм расчета гидравлических и тепломассообменных характеристик турбулентного барботажного слоя на примере ситчатых, колпачковых, клапанных и струйных тарелок. Основными параметрами в данном алгоритме являются тепловые и массообменные числа единиц переноса, которые при условии идеального вытеснения газа дают возможность вычислять

эффективность процессов и необходимые термодинамические параметры охлажденного газа и охлаждающей жидкости. Разработанный алгоритм может применяться в расчетах барботажных (пенных) аппаратов в химической технологии и энергетике.

В результате выполненных расчетов и опыта внедрения аппаратов газоочистки и охлаждения газов в промышленности можно сделать следующие выводы и рекомендации.

Примокрой очистки и охлаждения газов рациональными являются скрубберы с современными металлическими регулярными и хаотичными насадками. Например, хаотичные насадки – кольца «Мебиуса» и «Инжехим – 2012», регулярные – сегментно-регулярная «Инжехим» (рисунок 7.5 в разделе 7.1). Однако есть вероятность, что при больших концентрациях твердой дисперсной фазы может происходить налипание частиц на поверхность и постепенная забивка насадки, особенно хаотичной. Но как показывает опыт разработки и внедрения регулярной (в нижней секции) и хаотичной насадок (в верхней секции) промышленного скруббера охлаждения и очистки пирогаза от кокса и смол в производстве этилена при больших расходах воды (плотность орошения $50-80 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$) этого не происходит и колонна работает устойчиво в течении до года эксплуатации (до планового капремонта). Опыт модернизации трех аналогичных колонн в производстве этилена на АО «Казаньоргсинтез» подтвердили эти выводы.

Применение контактных устройств с высокоскоростными дисперсно-кольцевыми потоками, а также вихревых апробировано на установках очистки природного газа ООО «Газпром добыча Ямбург» в местах добычи. Причем тонкая восходящая пленка жидкой фазы образуется за счет сепарации капель воды и жидких углеводородов при очистке природного газа. Кроме этого жидкой фазой может являться масляный аэрозоль, который попадает в газ в незначительных количествах после компримирования.

Следует отметить, что автор диссертационной работы передала полученные в данной главе математические модели и алгоритмы расчета для выбора

технических решений сотрудникам ИВЦ «Инжехим», а также участвовала в расчете эффективности аппаратов. Конструкторская документация, технический проект и внедрение аппаратов осуществлялась сотрудниками ООО ИВЦ «Инжехим» совместно с специалистами промышленных предприятий. Промышленная эксплуатация аппаратов газоочистки в местах добычи природного газа подтвердила правильность расчета их эффективности и научно-технические решения по конструктивному исполнению.

**«Нет вещи, которую нельзя
было бы улучшить»
Аксиома Форда**

ГЛАВА 8

МОДЕРНИЗАЦИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ И УСТАНОВОК РАЗДЕЛЕНИЯ И ОХЛАЖДЕНИЯ СМЕСЕЙ

Введение

Промышленные установки разделения и охлаждения жидких и газовых (паровых) сред характеризуются значительными энергозатратами (особенно ректификационные колонны), поэтому задачи совершенствования оборудования в нефтехимии и нефтегазопереработке являются важными и актуальными, как с точки зрения снижения удельных энергозатрат, так и повышения качества продукции и производительности [4,81,82,266].

Совершенствование аппаратов и вспомогательного оборудования, применяемых на различных предприятиях в процессах химической технологии, выполняется по двум направлениям: 1) разработка и создание новых конструкций аппаратов с интенсивными режимами и соблюдением ограничений по массогабаритным характеристикам и энергозатратам; 2) модернизация действующих технологических схем и аппаратов на промышленных предприятиях для повышения качества выпускаемой продукции, увеличения производительности, снижению энергозатрат на единицу продукции, а также повышение экологической безопасности производств.

Первый подход позволяет получить принципиально новые технологии и конструкции аппаратов, однако требует значительных материальных и временных затрат.

Второй подход характеризуется относительно небольшими затратами материальных ресурсов и времени и во многих случаях позволяет значительно повысить тепломассообменную, сепарационную и энергетическую эффективность действующих промышленных аппаратов и установок. Есть много примеров, когда только заменой внутренних контактных устройств и оптимизацией режимов работы аппаратов достигаются значительно улучшенные производственные показатели химико-технологических процессов [12-17,82].

Кроме этого очень важным направлением является разработка высокотехнологических импортозамещающих аппаратов и вспомогательного оборудования [82,268-273].

В данной главе на основе применения второго подхода с использованием разработанных автором математических моделей и конструкций контактных устройств показаны научно-технические решения по импортозамещающей модернизации промышленных колонн ректификации и десорбции смесей, а также градилен. Модернизация ректификационных колонн выполнена фирмой ООО ИВЦ «Инжехим» (г. Казань).

Результаты, приведенные в данной главе опубликованы в семи статьях [274-280], главах монографий [285,282] и материалах конференций. Получено пять патентов [206,281-284] на конструкции аппаратов.

8.1 Модернизация насадочных десорберов

В данном разделе представлены разработанные и запатентованные научно-технические решения по модернизации аппаратов для повышения эффективности очистки воды от растворенных коррозионно-активных газов.

8.1.1. Модернизация деаэратора и декарбонизатора

Решение задач повышения эффективности десорберов возможно за счет модернизации действующих аппаратов или разработки новых. Ниже рассмотрен один из вариантов модернизации десорберов, который при относительно небольших затратах обеспечивает значительное повышение эффективности массопередачи [275,283].

Научно-технические решения для повышения эффективности очистки воды от растворенных газов в термическом деаэраторе и декарбонизаторе заключается в установке во входных трубопроводах подачи воды массообменного проточного устройства с элементами интенсификации, например хаотичной мелкой насадкой (рисунках 8.1, 8.2). Математическая модель и результаты расчета десорбции в режиме турбулентного прямотока фаз в канале с хаотичной насадкой представлена в разделе 5.5 (глава 5).

Перед входом в слой насадки в воду подается воздух (декарбонизация) или водяной пар (деаэрация). Хаотичная насадка обеспечивает интенсивный турбулентный режим взаимодействия воздуха (пара) с водой и дробление на мелкие пузырьки. За счет этого значительно повышается удельная поверхность контакта фаз и обеспечивается высокая эффективность массопередачи (извлечения растворенных газов). Массообменное устройство с турбулизаторами представляет из себя круглый канал с патрубками для подключения к трубопроводу с подаваемой исходной водой (рисунок 8.3 а,б).

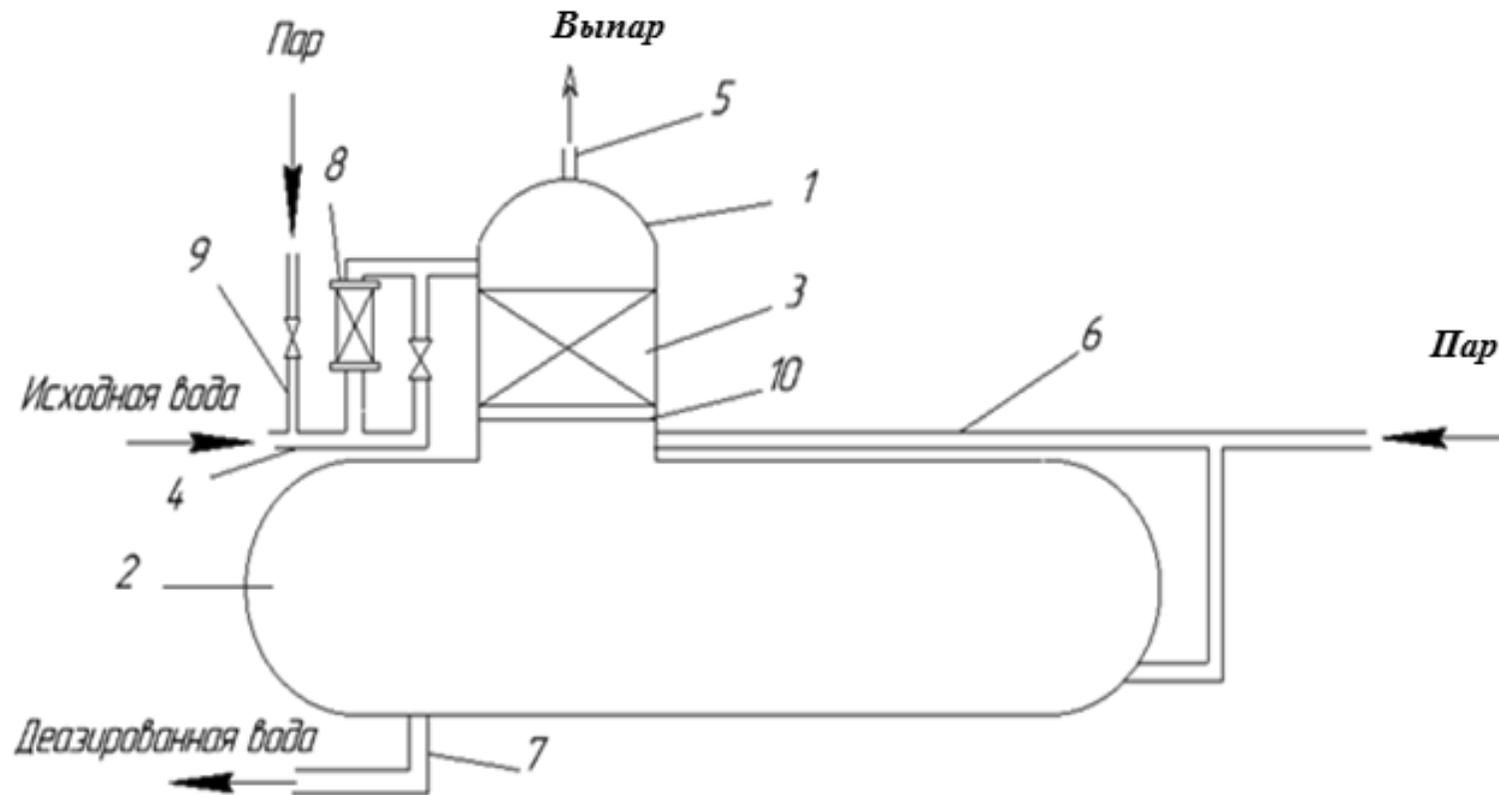


Рисунок . 8.1. – Модернизированная установка для деаэрации воды с прямоточным насадочным турбулентным устройством: 1 – деаэрационная колонка (водоприемная камера); 2 – бак-аккумулятор деаэрированной воды; 3 – противоточное массообменное устройство (хаотичная насадка); 4 – трубопровод подачи исходной воды в верхнюю часть деаэрационной колонки; 5 – патрубок выхода выпара; 6 – трубопровод подачи водяного пара; 7 – патрубок отвода деаэрированной воды; 8 – прямоточное насадочное устройство; 9 – патрубок подвода пара в исходную воду; 10 – выравнивающая решетка

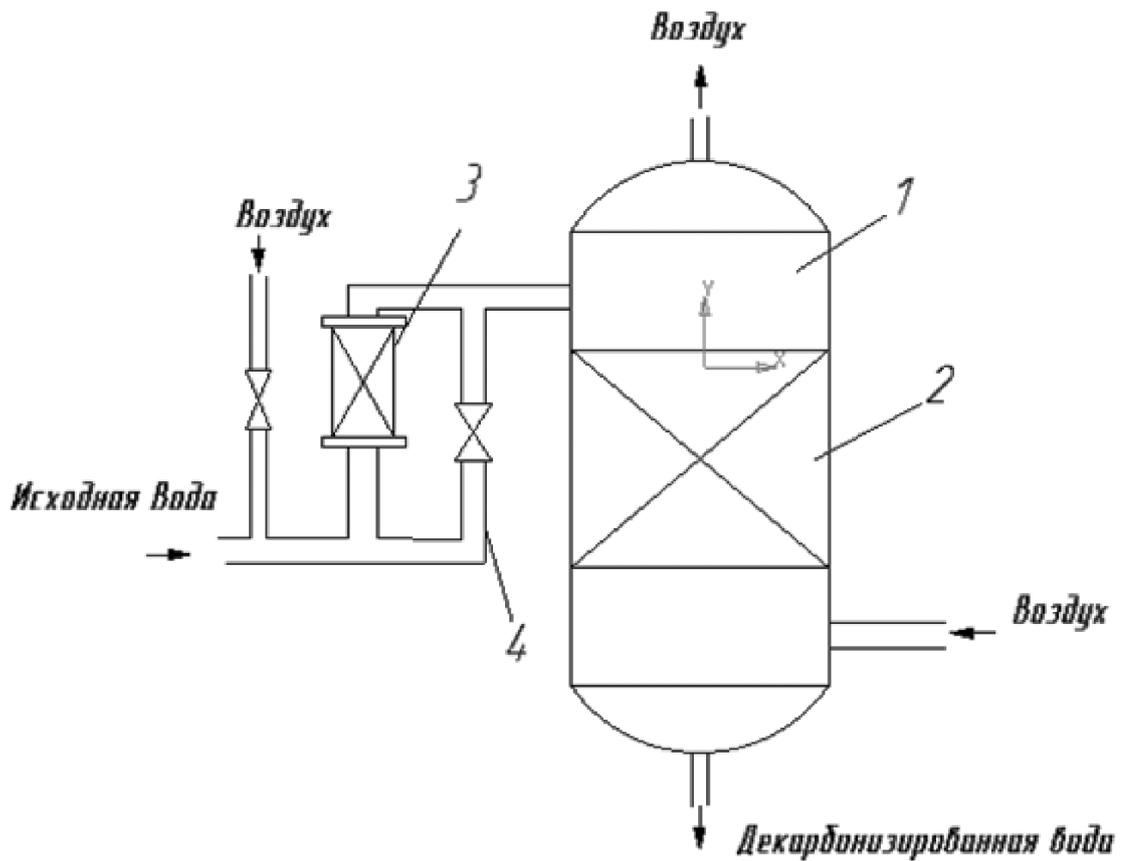


Рисунок 8.2. – Схематичное изображение модернизации декарбонизатора с прямоточным насадочным турбулентным устройством: 1 – колонка декарбонизатора; 2 – противоточная пленочная хаотичная насадка; 3 – прямоточное насадочное турбулентное устройство; 4 – байпас

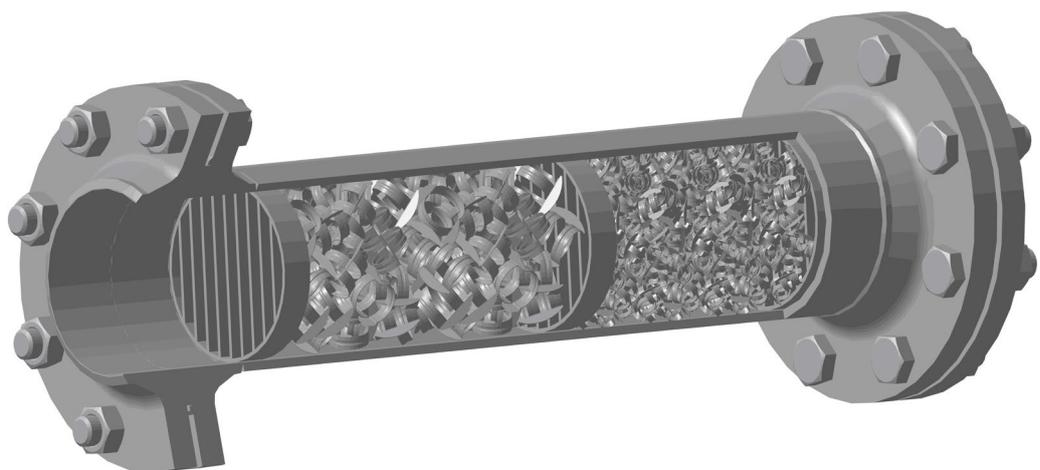


Рисунок 8.3 а . – Турбулентные прямоточные массообменные устройства с неупорядоченной насадкой. Смесители статические «Инжехим» КЦРФ.067568.001ТУ

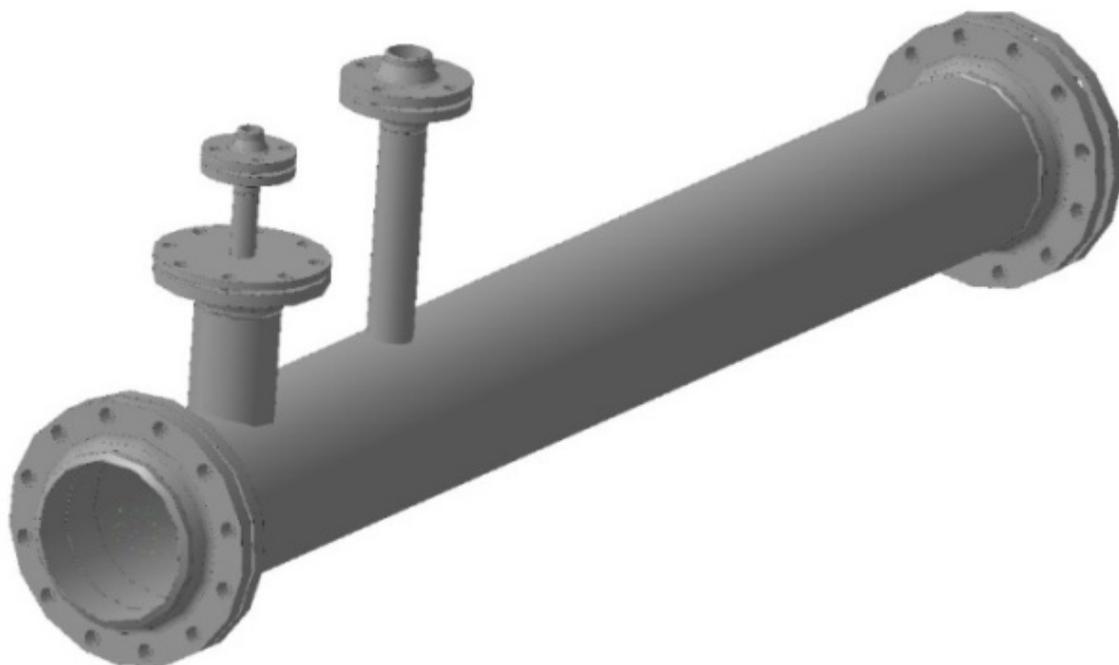


Рисунок 8.3 б . – Турбулентные прямоточные массообменные устройства с неупорядоченной насадкой. Смесители статические «Инжехим» КЦРФ.067568.001ТУ

Мелкая хаотичная насадка удерживается в канале при помощи двух сеток или решеток. Насадка должна имеет размер примерно в 5 раз меньше диаметра трубопровода, большой свободный объем (не менее 90%) и удельную поверхность $200-300 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Насадок, отвечающим этим требованиям довольно много. Это разработки различных авторов и фирм «Koch-Glitsch», «Rauschert GmbH», ГИАП, «Sulzer Chemtech», «Инжехим» и др. [12-16,19,55,57,82,106-108,137,156]

Например, хаотичная насадка «Инжехим-2012» с большим свободным объемом (95%) и удельной поверхностью $250-300 \text{ м}^2/\text{м}^3$ и более. Насадка изготавливается из тонкой металлической ленты и может иметь шероховатую поверхность [156] (раздел 4.4., рисунок 4.17).

Десорбер на рисунке 8.1 работает следующим образом [275,283]: исходную воду насосом подают в трубопровод 4, а пар под давлением подают через патрубок 9, установленный в трубопроводе 4. Первичную деаэрацию воды осуществляют в прямо-точном турбулентном насадочном устройстве 8, в котором проходит турбулентное прямоточное движение пара в виде мелких пузырей с водой через насадку «Инжехим». В турбулентном устройстве 8 происходит интенсивное дробление пузырей пара в воде, повышается поверхность контакта фаз, при этом эффективность деаэрации составляет не менее 80%. Вторичную деаэрацию воды осуществляют в деаэрационной колонке 1, с размещенным в ней противоточным массообменным устройством 3 (хаотичной насадкой 3), под которым, для повышения эффективности деаэрации, установлена выравнивающая решетка 10 профиля скорости для греющего пара, подаваемого через трубопровод 6. В прямоточном насадочном турбулентном устройстве 8 поверхность контакта фаз (газ-жидкость) достигает значения $400-600 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Первично очищенную воду с пузырьками пара подают в верхнюю часть деаэрационной колонки 1, где происходит дальнейшая дегазация воды. Далее очищенная вода стекает по поверхности хаотичной насадки 3, и взаимодействует при противотоке с греющим паром. Пар, дополнительно подаваемый через трубопровод 6 в нижнюю часть деаэрационной колонки 1, проходит через выравнивающую решетку 10, установленную под хаотичной насадкой 3, что позволяет равномерно по всей площади распределить поток пара для десорбции O_2 . Затем, очищенная вода стекает в бак-аккумулятор 2 деаэрированной воды, где происходит дополнительная барботажная деаэрация паром, подаваемым через трубопровод 6. Пар с газами отводится через патрубок 5 выпара, расположенный в верхней части деаэрационной колонки 1, а деаэрированная вода отводится через патрубок 7.

Декарбонизатор (рисунок 8.2) работает аналогичным образом и повышает эффективность массообмена.

Таким образом, происходит повышение эффективности очистки воды до требуемой нормы при повышенных концентрациях растворенных газов на входе.

8.1.2. Очистка воды в двухзонном десорбере

Научно-техническое решение для повышения эффективности очистки воды от растворенных газов в деаэраторах и декарбонизаторах заключается в создании двух зон очистки исходной воды, при этом десорбцию диоксида углерода (или кислорода) из исходной воды осуществляют при контакте обрабатываемой воды с воздухом (паром) в прямотоке и противотоке или только в противотоке фаз (рисунок 8.4) [275].

Аппарат для десорбции газов работает следующим образом. Десорбцию диоксида углерода осуществляют при контакте исходной обрабатываемой воды и атмосферного воздуха. При повышенных расходах воды и (или) концентрациях CO_2 исходную воду насосом подают через трубопровод 6 подвода исходной воды и открытый вентиль 10 в трубопровод 7 подвода воздуха,. Также в трубопровод 7 подают атмосферный воздух. Далее водовоздушная смесь попадает в трубу 5 (центральную трубу), заполненную хаотичной насадкой 4 (первую зону декарбонизации), где происходит турбулентное прямоточное движение воздуха в виде мелких пузырей с водой через насадку 4. Пройдя через слой насадки 4 вода и воздух попадают на выравнивающую решетку 3.

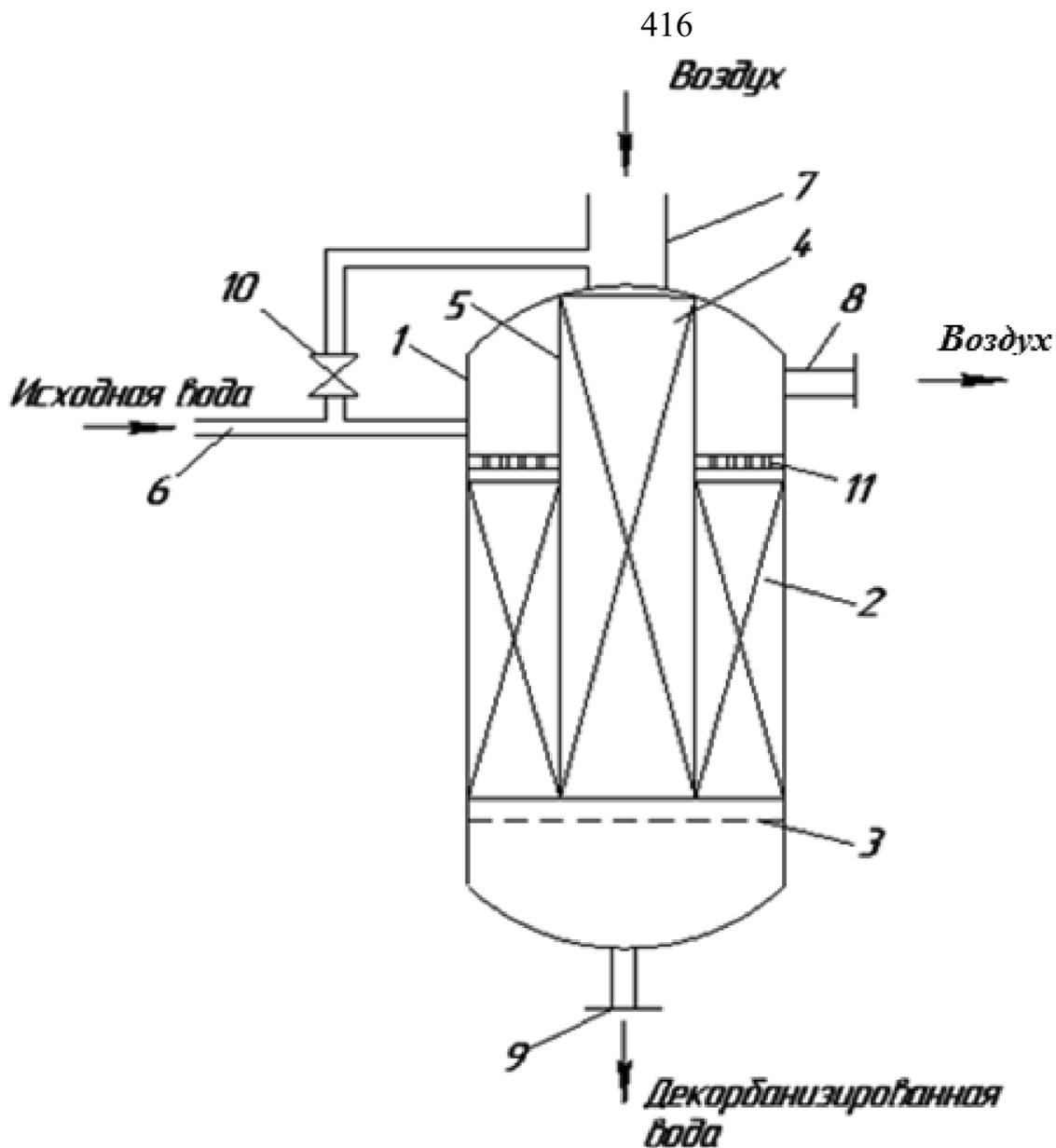


Рисунок 8.4. – Аппарат для десорбции газов: 1 – корпус аппарата;
 2 – противоточная хаотичная насадка; 3 – выравнивающая решетка для воздуха;
 4 – прямоточная хаотичная насадка; 5 – труба с прямоточной хаотичной насадкой; 6 –
 трубопровод подвода исходной воды; 7 – трубопровод подвода воздуха; 8 – патрубок отвода
 газов из верхней части корпуса десорбера; 9 – патрубок отвода очищенной воды;
 10 – вентиль подачи воды; 11 – устройство орошения

Далее очищенная вода стекает в нижнюю часть корпуса аппарата 1 и удаляется через патрубок 9 отвода очищенной воды. Воздух после выравнивающей решетки 3 попадает во вторую зону декарбонизации, где движется в противотоке с очищаемой водой через слой противоточной хаотичной

насадки 2. Для равномерного распределения воды, ее подают с помощью распределителя 11. Газы, попадая в верхнюю часть корпуса аппарата 1, удаляются через патрубок 8 отвода газов. Очищенная вода из второй зоны очистки также через выравнивающую решетку 3 стекает в нижнюю часть корпуса аппарата 1 и удаляется через патрубок 9 отвода очищенной воды.

При малых расходах воды и концентрациях CO_2 вентиль 10 находится в закрытом состоянии, а вся исходная вода попадает во вторую зону декарбонизации. Происходит очистка исходной воды в противотоке с атмосферным воздухом, как в обычных декарбонизаторах.

Использование данного аппарата позволит обеспечить очистку воды при колебаниях нагрузки по воде и изменении концентрации CO_2 , при этом общая эффективность декарбонизации составляет не менее 98-99%.

Таким образом, в данном разделе даны научно-технические решения по повышению эффективности очистки воды от коррозионно-агрессивных газов в декарбонизаторах и термических деаэраторах с применением высокоэффективных хаотичных насадок. Результатом является повышение интервала устойчивой работы десорберов при изменении расходов исходной воды и концентрациях растворенных газов.

8.2 Конструкция мини градирни

Разработана и запатентована [206] конструкция комбинированной мини градирни, которая может быть использована для повышения эффективности процесса охлаждения воды на нефтеперерабатывающих, нефтехимических и других предприятиях. Мини градирня обеспечивает увеличение эффективности процессов теплообмена вследствие применения современных насадок с шероховатой поверхностью «Инжехим» с удельной поверхностью $200-300 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Мини градирня, содержащая установленный на водосборном бассейне корпус с воздухоподъемными окнами в нижней части и расположенные в корпусе

последовательно сверху вниз сетчатый каплеуловитель, коллектор для подачи воды, снабженный водоразбрызгивающими соплами, а также установленный на верху корпуса вентилятор, согласно настоящей полезной модели, содержит слой хаотичных насадок «Инжехим» и слой регулярных насадок. При этом высота слоя хаотичной насадки составляет 0,25 высоты слоя регулярной насадки (рисунок 8.5).

Экспериментальные исследования такой комбинации насадок в градирне представлены в разделе 6.4 (глава 6).

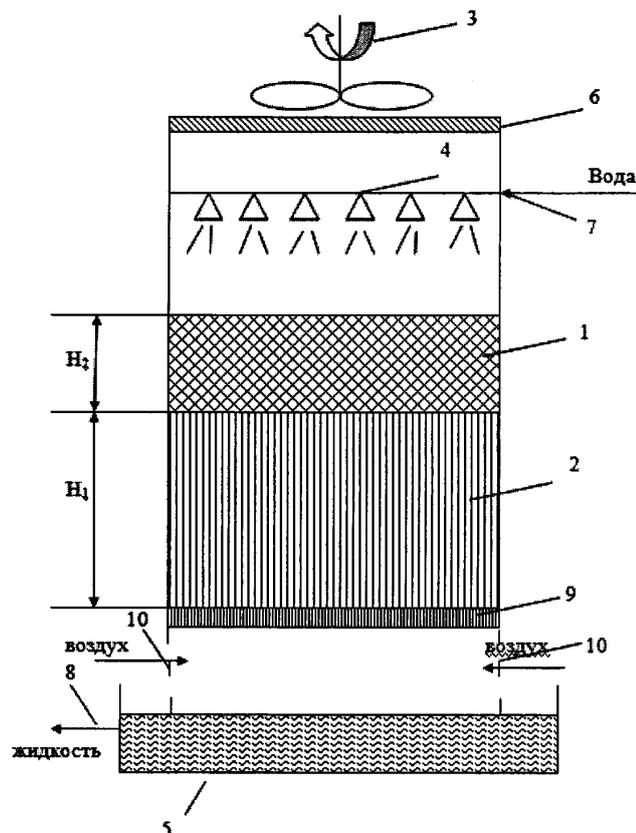


Рисунок 8.5 – Схема комбинированной мини градирни

1 – хаотичная насадка с высотой слоя $H_2=0,25 H_1$; 2 – регулярная насадка; 3 – вентилятор; 4 – сопла для подачи воды; 5 – бассейн для сбора воды; 6 – сетчатый каплеуловитель; 7 – коллектор для подачи воды; 8 – коллектор для выхода охлажденной воды; 9 – опорная решетка для насадки; 10 – воздуховодные окна

Устройство представляет собой цилиндрический аппарат, заполненный хаотичными 1 и регулярными 2 насадками, причем высота хаотичной насадки меньше и составляет 25% от регулярной. В нижней части расположены бассейн 5 для сбора воды, коллектор для выхода охлажденной воды 8 и воздуховодные концы

10. Регулярные насадки 2 расположены на опорной решетке 9, а хаотичные насадки 1 - на регулярных насадках 2. В верхней части мини-градирни расположены вентилятор 3, коллектор 7 с соплами 4 для подачи воды и сетчатый каплеуловитель 6.

Отличие предлагаемой мини градирни с насадками является то, в верхней части содержится слой хаотичной насадки 1, которая обеспечивает равномерность распределение воды на слой регулярной насадки 2, обеспечивает дополнительную зону контакта фаз и тем самым повышается тепловая эффективность.

Градирня работает следующим образом. Сверху аппарата, проходя через коллектор 7 для подачи воды через распределительное устройство в виде сопла 4, поступает жидкость, которую необходимо охладить. Вода самотеком проходит последовательно через слой хаотичной 1 и регулярной 2 насадки, таким образом, увеличивается поверхность контакта фаз «жидкость-газ». Сетчатый каплеуловитель 6 препятствует потерям жидкости с каплеуносом. Вентилятор 3 создает восходящий поток воздуха, поступаемого в аппарат через воздуходувные окна 10, взаимодействуя с жидкостью в противотоке, происходит процесс тепло-массообмена. Режим течения пленки жидкости волновой, а воздуха - турбулентный. Так как геометрические параметры элементов хаотичной насадки 1 превышают размеры (геометрические параметры) каналов регулярной 2, установка дополнительных опорных решеток между слоями насадок не является обязательной. Под регулярной насадкой 2 опорная решетка 9 установлена. Охлажденная вода поступает в бассейн 5 для сбора воды, и далее по коллектору для выхода охлажденной воды 8 направляется на дальнейшие нужды предприятия.

Плотность орошения в такой мини градирне достигает $40 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$, что примерно в 2-4 раза выше крупногабаритных градирен. Отсюда и габариты мини градирни значительно меньше (раздел 6.10 в главе 6).

Математические модели для определения эффективности в газовой и жидкой фазах градирен даны в главе 6, а результаты расчета мини градирни в разделе 6.8.

8.3. Модернизация ректификационной колонны выделения гексена-1 из гексеновой фракции

В данном разделе представлены результаты расчетов, разработанные и внедренные научно-технические решения по модернизации промышленной колонны КТ-112 на АО «Нижнекамскнефтехим» с применением регулярной гофрированной насадки с шероховатой поверхностью (раздел 4.4.1, рисунок 4.11) [277].

Расчеты выполнены применением математических моделей из глав 3 и 4, а также программного пакета Chimcad (имеется лицензия).

8.3.1 Описание технологической схемы

Ректификационные колонны КТ-142 и КТ-112 предназначены для выделения гексена-1 полимеризационной чистоты из гексеновой фракции.

Гексек-1 применяется в производстве полиэтилена средней и низкой плотности в качестве мономера при полимеризации с этиленом. Также может применяться в качестве компонента в составе композиций углеводородных фракций различного применения.

Колонна КТ-142 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие габариты: диаметр колонны – 0,8 м; высота цилиндрической части колонны – 19,9 м. В качестве контактных устройств в колонне КТ-142 применяется структурированная насадка фирмы «Нортон» IST 2Т. Насадка размещается двумя слоями высотой 6,63 м и 8,7 м. Колонна КТ-112 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие габариты: диаметр колонны – 0,8 м; высота колонны – 19,9 м.

В колонне КТ-112 до модернизации применялись устаревшие однопоточные колпачковые тарелки. Для увеличения разделительной способности и пропускной способности по пару и жидкости в колонне КТ-112 разработаны научно-технические решения по замене колпачковых тарелок на регулярную

гофрированную насадку «Инжехим» (рисунок 4.11 в главе 4), которая размещается в колонне четырьмя секциями общей высотой 15,3 м. Вид насадки показан на рисунке 8.6.



Рисунок 8.6 – Насадка регулярная сегментная «Инжехим» КЦРФ.067355.001ТУ

На рисунке 8.7 дана принципиальная технологическая схема промышленной установки выделения гексена-1.

Исходная смесь (изомеризат) подогревается в Т-1 до температуры 65-67°C и поступает в колонну КТ-142. Сконденсированная в конденсаторах Т-114, Т-145 паровая фаза верха колонны КТ-142 дополнительно охлаждается в Т-144 и стекает в сборник Е-146а. Часть жидкости из сборника насосом Н-118 возвращается в колонну в виде флегмы, а избыток по уровню во флегмовой емкости отбирается в качестве верхнего продукта – гексена-1. Тепло, необходимое для процесса ректификации, подводится в кипятильник Т-113, обогреваемый водяным паром. Температура в кубе колонны КТ-112 регулируется регулятором температуры, клапан которого установлен на линии подачи пара в кипятильник. Температурный режим разрезной колонны КТ-142/КТ-112 контролируется по высоте колонны. Отбор кубовой жидкости колонн КТ-142, КТ-

112 ведется по уровню в колоннах через регуляторы уровня, клапаны которых установлены на линии выхода кубовой жидкости из этих колонн.

8.3.2. Результаты расчета насадочного варианта колонны

В качестве варианта модернизации секции КТ-112 разрезной колонны КТ-142/КТ-112 рассмотрен насадочный вариант, т.е. замена устаревших колпачковых тарелок на новую регулярную насадку (рисунок 4.11 и рисунок 8.6).

Результаты технологического и гидравлического расчета и материальный баланс разрезной колонны КТ-142/КТ-112 для нагрузки по исходному питанию $200 \div 1500$ кг/ч и различного состава изомеризата представлены в таблицах 8.1–8.4.

По результатам определения массообменной эффективности колонны с насадкой и технологического расчета выбран режим работы разрезной колонны КТ-142/КТ-112 с новой насадкой, позволяющий получить гексен-1 полимеризационной чистоты [277].

Таблица 8.1. – Расход питания 1500 кг/ч

Покомпонентные потоки колонны КТ-142/КТ-112, кг / ч				
Компонент	Питание КТ-142/КТ-112	Дистиллят КТ-142/КТ-112	Кубовый КТ-142/КТ-112	Сдвуха КТ-142/КТ-112
н-бутан	1,5	0,5797233	5,823934E-09	0,9204147
1-гексен	1398,75	607,4043	752,8964	38,44851
2-этил-бутен-1	4,5	1,396261	3,020497	8,321489E-02
цис-3-метил-пен	2,25	7,847892E-02	2,167642	3,879826E-03
транс-2-гексен	2,25	6,463928E-02	2,182205	3,155907E-03
н-гексан	9	0,6938008	8,26982	3,636987E-02
цис-2-гексен	10,875	0,1157745	10,75391	5,320502E-03
транс-3-метил-п	69,375	0,1390875	69,23009	0,815743E-03
н-октан	1,5	2,089468E-15	1,500001	5
Сумма, кг/час	1500	610,472	850,0206	1,826487E-18
Плотность, кг/м ³	626,654	642,715	621,678	39,50668
температура, °С	67	50	72,856	3,395

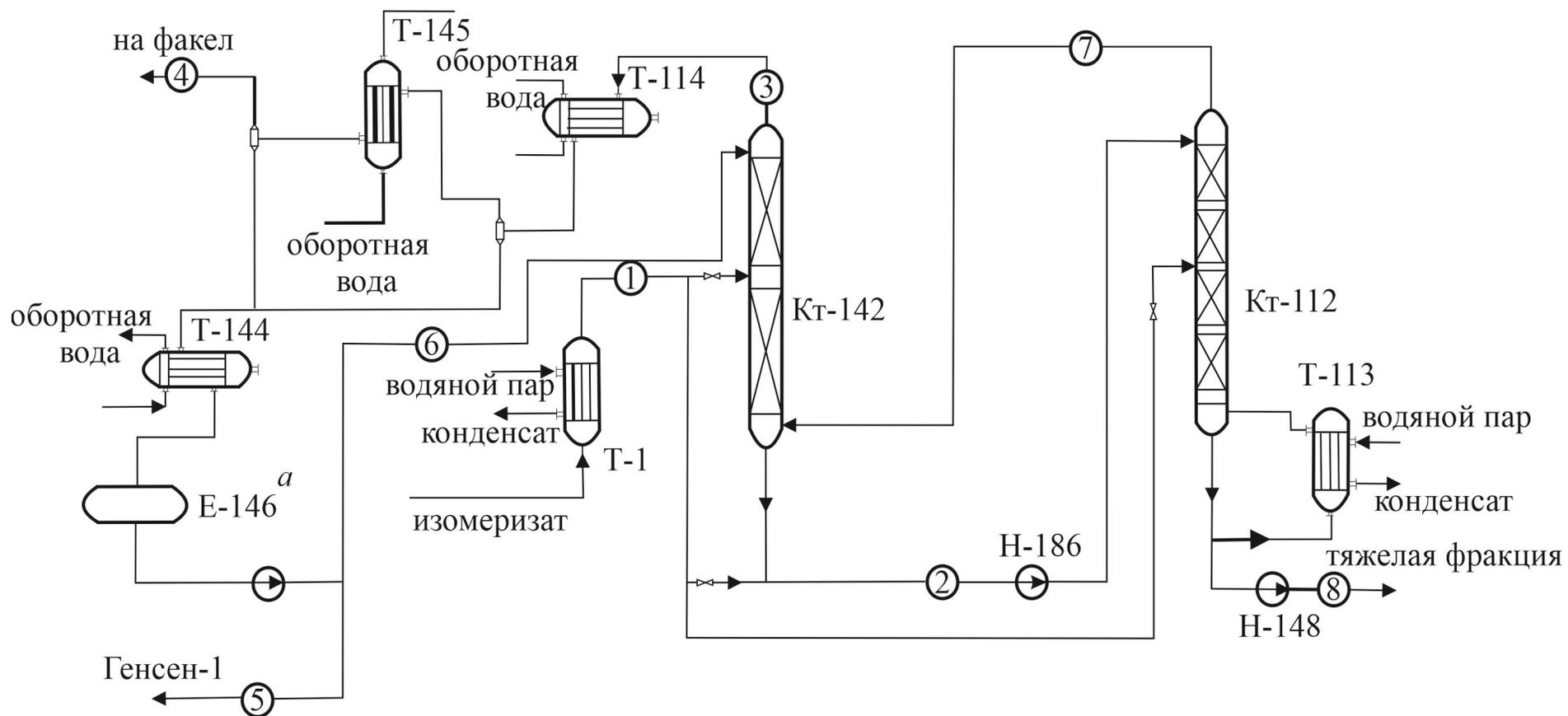


Рисунок 8.7– Технологическая схема выделения гексена-1 из изомеризата Е – емкость; Н – насосы. 1 – вход исходной смеси; 2 – кубовая жидкость в колонну Кт – 112; 3 – пары дистиллята в дефлегматор; 4 – на факел; 5 – выход продукта генсен-1; 6 – флегма в колонну Кт-142; 7 – пары с верха колонны Кт-112; 8 – выход тяжелой фракции из колонны Кт-112

Таблица 8.2. – Расход питания 1500 кг/ч

Покомпонентные потоки колонны КТ-142/КТ-112, кг / час				
Компонент	Пар из колонны КТ-42	Пар из колонны КТ-112	Флегма в колонну КТ-142	Флегма в колонну КТ-112
н-бутан	7,197924	1,737888	5,697787	0,2378885
1-гексен	6615,703	7206,922	5969,849	6561,068
2-этил-бутен-1	15,20257	22,72291	13,7231	21,2434
цис-3-метил-пен	0,8536857	5,2661	0,771327	5,183741
транс-2-гексен	0,7030997	4,827761	0,6353046	4,759966
н-гексан	7,549162	28,1711	6,818994	27,44092
цис-2-гексен	1,258981	15,15961	1,137885	15,03851
транс-3-метил-п	1,511919	46,38259	1,367016	46,23768
н-октан	2,262755E-14	6,125586E-06	2,053626E-14	6,125586E-06
Сумма, кг/час	6649,979	7331,19	6000	6681,21
Плотность, кг/м ³	3,50764	3,795	50	624,209
температура, °С	66,8941	69,6931	642,715	68,3495

Таблица 8.3. – Расход питания 1500 кг/ч

Состав потоков колонны КТ-142/КТ-112, масс. доли				
Компонент	Питание КТ-142/КТ-112	Дистиллят КТ-142/КТ-112	Кубовый КТ-142/КТ-112	Сдвуха КТ-142/КТ-112
н-бутан	9,999998E-04	9,496313E-04	6,851522E-12	0,0232977
1-гексен	0,9324999	0,9949749	0,8857391	0,9732153
2-этил-бутен-1	0,003	2,287183E-03	3,55344E-03	2,10635E-03
цис-3-метил-пен	0,0015	1,285545E-04	2,550105E-03	9,820684E-05
транс-2-гексен	0,0015	1,058841E-04	2,567238E-03	7,988286E-05
н-гексан	0,006	1,136499E-03	9,728965E-03	9,206006E-04
цис-2-гексен	0,00725	1,896475E-04	1,265135E-02	1,346735E-04
транс-3-метил-п	0,04625	2,27836E-04	0,0814452	1,472091E-04
н-октан	0,001	3,42271E-18	1,764664E-03	4,623235E-20
Сумма, кг/час	0,9999999	1	1	0,9999999
Плотность, кг/м ³	626,654	642,715	621,678	3,395
температура, °С	67	50	72,856	65,1328

Таблица 8.4 – Режим работы разрезной колонны КТ-142/КТ-112

Профиль температуры, °С	
Емкость орошения	50
Верх колонны	66,84
Низ колонны	72,86
Профиль давления, кгс/см ² (абс)	
Емкость орошения	1,1
Верх колонны	1,15
Низ колонны	1,35
Кипятильник колонны	
Полезная тепловая нагрузка, ккал/ч	600172
Конденсатор колонны	
Полезная тепловая нагрузка, ккал/ч	499367
Орошение в колонну	
Расход масс, кг/ч	6000
Плотность кг/м ³	642,715
Температура, °С	50

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы слоя насадки колонны КТ-112 и эффективности разделения смеси с применением математических моделей и результатов экспериментальных исследований выбранной насадки (главы 3,4). Скорость пара в колонне не превышает 1,2 м/с, а фактор пара изменяется в пределах 2,05÷2,2 при нагрузке по питанию 200 ÷ 1500 кг/ч. При таком режиме обеспечивается высокая эффективность массопередачи и требуемое качество товарного продукта – гексена-1[277].

Промышленная эксплуатация установки с модернизированной колонной КТ-112 подтвердила правильность разработанных научно-технических решений по применению регулярной гофрированной насадки вместо устаревших колпачковых тарелок.

8.4 Модернизация ректификационных колонн разделения этаноламинов

В данном разделе дано описание теплотехнологической схемы блока разделения этаноламинов с новыми разработанными колонными аппаратами, оснащенными запатентованной автором регулярной гофрированной насадкой (раздел 4.4.1), которая также внедрена в ректификационной колонне выделения гексена – 1 (раздел 8.2). Даны научно-технологические решения по конструкциям и режимам работы насадочных колонн. Представлены результаты промышленной эксплуатации ректификационной установки после замены устаревших тарельчатых колонн на новые насадочные [255, 279,280,286].

Следует отметить, что эскизные и технические проекты колонн разработаны совместно сотрудниками ИВЦ «Инжехим», которые занимались при участии автора внедрением на ПАО «Казаньоргсинтез» [16,82].

8.4.1. Описание технологической схемы и варианты модернизации колонн

Действующие в настоящее время промышленные способы производства рассчитаны на выпуск смесей моно-, ди- и триэаноламина, в различном, как правило, примерно равном соотношении.

Технология производства этаноламинов основана на взаимодействии окиси этилена и аммиака в присутствии воды в качестве катализатора. Готовыми продуктами производства являются моноэтаноламин технический, диэтаноламин чистый, триэтаноламин технический и кубовый остаток моноэтаноламина.

Этанол амины применяются для очистки технических и природных газов от кислых примесей в различных отраслях промышленности.

В соответствии с техническим заданием (ТЗ) ПАО «Казаньоргсинтез» качество этаноламиннов получаемых по технологии ЗАО «Химтэк Инжиниринг», должно соответствовать следующим показателям (таблица 8.5):

Таблица 8.5. – Показатели качества этаноламиннов.

Наименование показателей	Значение			Метод испытания
	МЭА	ДЭА	ТЭА	
Внешний вид	Прозрачная жидкость без механических включений			Визуально
Плотность при 20 ⁰ С, г/см ³	1,015-1,018	1,094-1,110	1,095-1,124	По ГОСТ 18995.1 раздел 1
Цветность, ед. Хазена, не более	10	25	50	По ГОСТ 14871 и ГОСТ 18522
Массовая доля основного вещества, % вес., не менее	99,7	99,7	99,0 *)	Газожидкостная хроматография
Массовая доля воды, % не более	0,2	0,2	0,2	Газожидкостная хроматография

*) Качество ТЭА предложено на уровне 99% основного вещества вместо 97% указанных в ТЗ, т.к. 99%-ный ТЭА соответствует стандартным мирового рынка, а затраты на организацию производства и выпуск ТЭА 97%-ного и 99%-ного близки.

Продукция установки ректификации получения этаноламинов должна соответствовать следующим требованиям (таблица 8.6).

Таблица 8.6. – Требования получения этаноламинов

Продукт	Содержание основного вещества, %масс.	Цветность по Хазену, ед.
Моноэтаноламин	Не менее 99,8	Не более 10
Диэтаноламин	Не менее 99,7	Не более 25
Триэтаноламин	Не менее 95,0	Не более 50

До модернизации установки (замены колон на новые насадочные) процесс разделения этаноламинов происходил следующей схеме. Исходная смесь подавалась в колонну №29, диаметром 1000 мм количество тарелок 18, на 4,7 или 11-ю тарелку для выбора рационального режима. Отгонка товарного моноэтаноламина производится в колонне № 40, диаметром 1600 мм количество тарелок 7 шт. Подача питающей жидкости

происходила на 3,4 или 5 тарелку при температуре 100-115⁰С. Отгонка диэтанолamina производится в колонне № 56 диаметром 1600 мм, количество тарелок 3 шт. Подача жидкой смеси происходит на 1 или 2 тарелку при температуре 120-160⁰С. Выделение товарного диэтанолamina было организовано в колонне № 92 диаметром 1600 мм, количество тарелок 3 шт. Подача жидкой смеси на 1 или 2 тарелку при температуре 100-110⁰С.

В колоннах использовались устаревшие типы барботажных тарелок, которые требовали модернизации или замены на более эффективные контактные устройства.

Объектами модернизации являются технологическая схема и ректификационные колонны К-29, К-40, К-56 и К-92. До модернизации колонны работали с повышенными флегмовыми числами и, следовательно, с большими затратами греющего пара в кипятильниках (испарителях). Замена устаревших контактных устройств колонн на более эффективные позволили уменьшить расходы флегмы, снизить энергозатраты на греющий пар и повышать качество этаноламинов.

Требуемая производительность производства после модернизации в ПАО «Казаньоргсинтез» - 15 тыс. тонн в год с возможным последующим наращиванием до 20 тыс. тонн в год.

На основе выполненных расчетов с применением программы *ChimCad*, математических моделей и результатов экспериментальных исследований (главы 3 и 4) разработан вариант модернизации колонных аппаратов с основным оборудованием на заводе «Органических продуктов» ПАО «Казаньоргсинтез». Предложена замена тарельчатых колонн №29, №40, №56 и №92 блока разделения этаноламинов на новые насадочные колонны Кн-29, Кн-40, Кн-56, Кн-92 меньшего диаметра с насадками «Инжехим».

Проведены расчеты процесса разделения этаноламинов в разработанных новых насадочных колоннах Кн-29, Кн-40, Кн-56, Кн-92 при нагрузках 1785 кг/ч, 2100 кг/ч, 2415 кг/ч и выбраны размеры этих колонн и высота насадки.

Разработаны эскизные проекты колонн и принципиальная технологическая схема (рисунок 8.8) [285,286] (приложение 3).

Колонны с регулярными насадками даже при одинаковой эффективности с барботажными тарелками имеют преимущества в более низком гидравлическом сопротивлении, что очень важно для вакуумных колонн, и меньшее время пребывания, что значительно при разделении смесей, способных к разложению, образованию полимеров и изменению цветности.

8.4.2. Колонна Кн-29 разделения триэтанолamina

Разложение триэтанолamina происходит при температуре выше 170°C . Для снижения температуры в кубовой части колонны Кн-29 до $166 - 167^{\circ}\text{C}$ требуется снижение давления в Кн-29 до 460 мм рт. ст. (абсолютное).

Разработана конструкция первой по схеме новой ректификационной колонны Кн-29 насадочного типа, диаметром 500 мм (приложение 3). Насадка металлическая размещается тремя слоями 3,0 м и 3,5 м. Насадка нерегулярная конструкции «Инжехим» ($a_v=165 \text{ м}^2/\text{м}^3$). Подача исходной смеси производится на нижнюю секцию насадки.

Режим работы колонны Кн-29

1. Давление в кубе колонны (избыточное) – не более $1 \text{ кгс}/\text{см}^2$
2. Температура в кубе колонны – не более 200°C
3. Флегмовое число – 0,8 – 1,3

Колонна Кн-29 оборудуется термосифонным кипятильником № 30, конденсатором № 31 и концевым конденсатором. Тепло, необходимое для процесса ректификации, подводится в кипятильник № 30, обогреваемый водяным паром с давлением $23 \text{ кг}/\text{см}^2$. Пары воды и аммиака, выходящие из верхней части колонны Кн-29, поступают в конденсатор (дефлегматор), охлаждаемый водой оборотного цикла, или предусмотрена подача рассола с температурой минус 50°C . Дистиллят из конденсатора № 31 самотеком поступает в сборник. Отбор

дистиллята ведется по температуре верха колонны с помощью регулятора температуры, клапан которого установлен на линии отбора дистиллята. Часть дистиллята из конденсатора № 31 возвращается в виде флегмы в колонну Кн-29, количество которого замеряется ротаметром. Несконденсированные пары аммиака из конденсатора № 31 поступают в хвостовой конденсатор, охлаждаемый антифризом с температурой -80°C . Конденсат из конденсатора стекает в сборник № 53. Остатки паров аммиака от конденсатора поступают далее в скруббер на поглощение (на схеме не показан). Кубовая жидкость из колонны Кн-29, содержащая обезвоженную смесь этаноламинов, поступает в буферную емкость через холодильник, охлаждаемый водой. Кубовая жидкость, имеющая температуру до 200°C , охлаждается в холодильнике до $115-120^{\circ}\text{C}$.

8.4.3. Колонна Кн-40 отгонки товарного моноэтаноламина

Отгонка товарного моноэтаноламина производится в колонне Кн-40. Питающая жидкость, поступающая в колонну, имеет температуру $115-120^{\circ}\text{C}$. Режим работы в таблице 8.7

Таблица 8.7– Режим работы колонны Кн-40

1	Остаточное давление в верху колонны	не более 10 мм. рт. ст
2	Температура в кубе колонны	не более 200°C
3	Состав дистиллята (при наличии воды) в % масс:	МЭА - 97; Вода - 3,0 (100,0)
4	Состав бокового отбора в % масс	МЭА - 99,8; ДЭА - 0,1; Вода - 0,1 (100,0)
5	Состав кубовой жидкости в % масс	МЭА – 2,7; ДЭА – 68,5; ТЭА - 28,7; Вода – 0,1 (100,0)

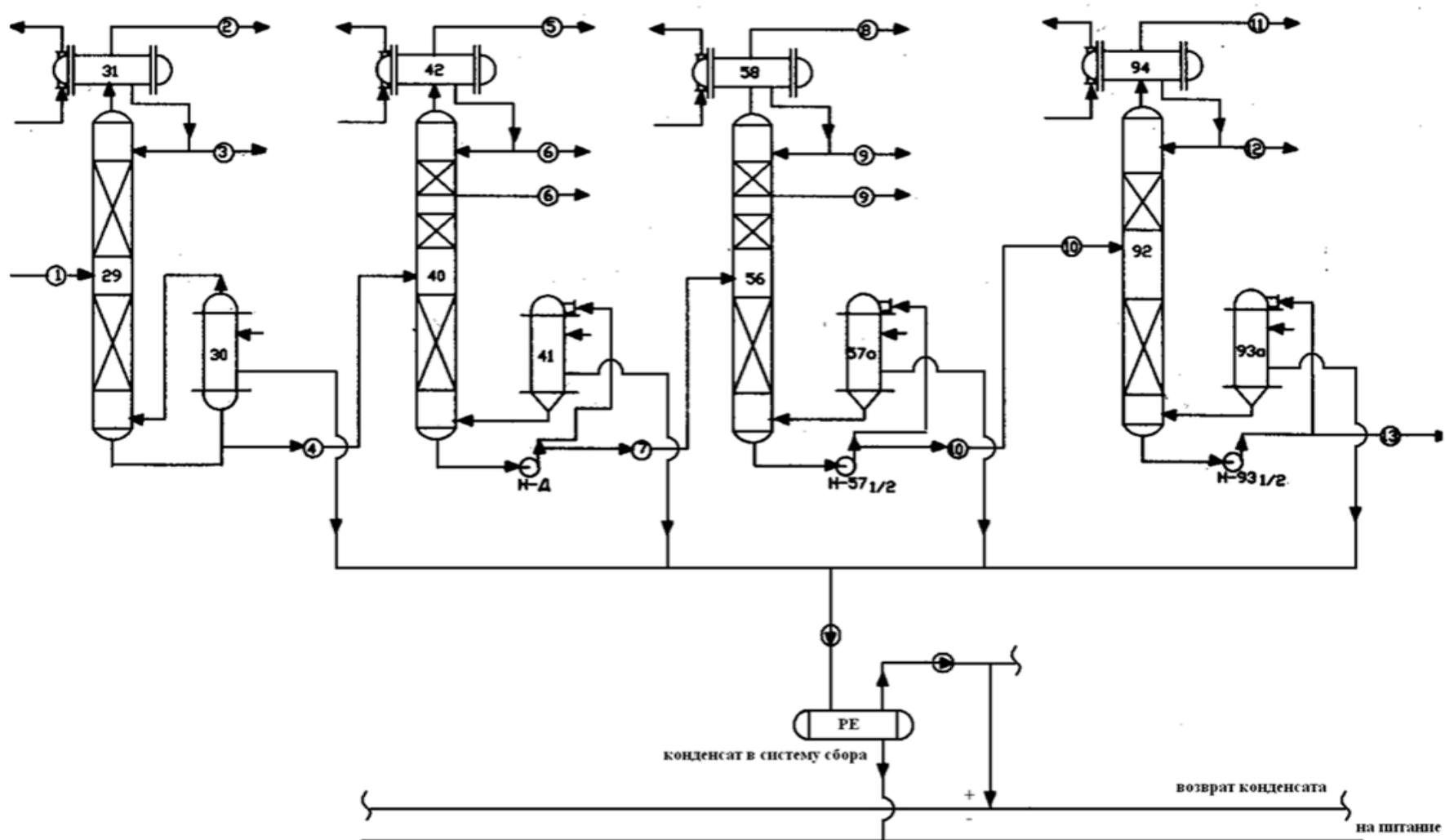


Рисунок 8.8. – Схема блока разделения этаноламинов после модернизации 1, 4, 7, 10 – смесь на разделение; 2, 5, 8, 11 – сдвжки; 3 – дистиллят; 6 – моноэтаноламин; 9 – диэтаноламин; 12 – триэтаноламин; 13 – остаток (смола)

Разработана конструкция новой ректификационной колонны Кн-40 насадочного типа, диаметром 1200 мм. Насадка размещается тремя слоями 1,5 м, 3 м и 3,5 м. Насадка регулярная рулонная, рассмотренная в главе 4 (рисунок 4.11). Подача питающей жидкости производится через распределительную тарелку на средний слой насадки.

Колонна оборудована двумя пленочными испарителями № 41_{1,2}, конденсатором № 42, хвостовым холодильником и барометрическими сборниками.

Пары моноэтаноламина, выходящие из верхней части колонны Кн-40, поступают в конденсатор № 42, охлаждаемый водой оборотного цикла. Отбор товарного моноэтаноламина возможен в виде дистиллята (при отсутствии воды в Кн-40) так и боковым продуктом.

Боковой отбор товарного моноэтаноламина осуществляется самотеком с перераспределительной тарелки, размещенной ниже верхнего слоя насадки, в дополнительную буферную емкость. Кубовая жидкость, содержащая ди- и триэтаноламин, поступает в емкость. Вакуум-насос типа РМК служат для создания в системе предварительного вакуума. Сдувки от вакуум-насосов выводятся в атмосферу.

8.4.4. Колонна Кн-56 отгонки легких компонентов из технического триэтаноламина

Отгонка легких компонентов из технического триэтаноламина (кубового остатка колонны получения моноэтаноламина Кн-40) и получение товарного диэтаноламина производится в ректификационной колонне Кн-56. Режим работы дан в таблице 8.8.

Таблица 8.8 – Режим работы колонны Кн-56

1	Остаточное давление в верху колонны	не более 5 мм.рт.ст.
2	Температура в кубе колонны	не более 210 ⁰ С
3	Состав дистиллята, (ориентировочно) в % масс	ДЭА - 2,1 Вода - 0,5-3 ТЭА - не более 0,1 МЭА - остальное
4	Состав бокового отбора, в % масс	ДЭА - не менее 99,7
5	Состав кубовой жидкости в %масс (ориентировочно)	ДЭА – 4 Вода – не более 0,1 ТЭА – остальное

Разработанная конструкция ректификационной колонны Кн-56 насадочного типа, диаметром 1000 мм. Новая рулонная регулярная насадка размещается тремя слоями 1,8 м, 4,2 м и 3,2 м (Приложение 3). Подача питающей жидкости производится тарелку на средний слой насадки.

Технический триэтаноламин из емкости подается на питание в колонну Кн-56, где производится отгонка смеси воды и моноэтаноламина отбираемого с верху колонны, товарного диэтаноламина, отбираемого в виде бокового продукта с перераспределительной тарелки, размещенной ниже верхнего слоя насадки. Из куба колонны отбирается кубовый остаток – смесь диэтаноламина и триэтанолamina. Колонна оборудована пленочным испарителем № 57а, конденсатором № 58, барометрическим сборником.

Пары воды, моно- и диэтаноламина, выходящие из верхней части колонны Кн-56, поступают в конденсатор № 58, охлаждаемый оборотной водой. Конденсат из холодильника № 58 стекает в сборник, откуда насосом подается на орошение в Кн-56 избыток отводится в емкость для возврата в колонну Кн-29. Кубовая жидкость колонны Кн-56 циркулирует с помощью насоса, часть отбирается через регулятор уровня в колонне Кн-56 в колонну Кн-92. Боковой отбор товарного диэтаноламина осуществляется самотеком с перераспределительной тарелки, размещенной ниже верхнего слоя насадки, в дополнительную буферную емкость.

Кубовая жидкость колонны Кн-56 циркулирует с помощью насоса Н-57(1,2), часть которой с линии нагнетания насоса Н-57_{1,2} через регулятор уровня колонны отбирается в емкость и далее направляется в колонну Кн-92.

8.4.5. Колонна Кн-92 выделения товарного триэтанолamina

Выделение товарного триэтанолamina производится в ректификационной колонне Кн-92. Режим работы в таблице 8.9.

Таблица 8.9 – Режим работы колонны Кн-92

1	Остаточное давление в верху колонны	не более 5 мм.рт.ст.
2	Температура в кубе колонны	не более 220 ⁰ С
3	Флегмовое число	0,3÷1
4	Дистиллят, – технический триэтанолamin состав в % масс:	ТЭА - не менее 95,0
5	Состав кубовой жидкости в %масс (ориентировочно)	Вода – не более 0,1, ТЭА – остальное.

Разработана конструкции ректификационной колонны Кн-92 насадочного типа, диаметром 600 мм. Новая рулонная регулярная насадка размещается двумя слоями 1,6 и 2,6 м. Питающая жидкость, поступающая в колонну, имеет температуру 100÷110⁰С. Из куба колонны отбирается кубовый остаток - триэтанолamin и смолы. Колонна оборудована пленочным испарителем № 93а, конденсатором № 94, барометрическим сборником.

Тепло необходимое для процесса ректификации, подводится к пленочному испарителю № 93а, обогреваемому паром давлением 25кгс/см².

8.4.6. Основные результаты модернизации ректификационной установки

Согласно требованиям технического задания на модернизацию установки она должна работать в круглосуточном режиме в течении 8000 часов в год. Основные характеристики производства даны в таблице 8.10. Производительность установки после модернизации должна быть - не менее 15000 тонн в год (до модернизации около 12 тыс. тонн в год).

Таблица 8.10. – Производительность установки тысяч тонн в год.

	До модернизации	После модернизации
Выпуск продукции т в год	МЭА-5800	МЭА-5800
	ДЭА-1160	ДЭА-2923
	ТЭА-3480	ТЭА-1717

После модернизации установки разделения этаноламинов у технологии отмечен ряд качеств, которые отсутствуют на действующих российских аналогичных производствах:

- мягкие условия синтеза (низкая температура, низкое давление, отсутствие воды) улучшают качество этаноламинов и снижают энергозатраты на их производство;

- гибкость технологии позволяет регулировать соотношение выпуска МЭА в диапазоне 10-50%, ДЭА - в диапазоне 40-80% и ТЭА в диапазоне 15-40%;

- технология экологически безопасна;

- качество этаноламинов полностью отвечает мировым стандартам;

Сравнительная характеристика работы ранее действующих тарельчатых и новых насадочных колонн дана в таблице 8.11.

Из представленных результатов следует, что исходная нагрузка по сырью увеличилась на 15-30%, значительно снизились флегмовые числа (расход флегмы)

за счет повышения эффективности разделения. Это дало возможность значительно снизить тепловую нагрузку (расход греющего пара) в кипятильниках колонн: в К-29 – в 2,4 раза, в К-40 – в 3,6 раза, в К-56 – в 3,8 раза, в К-92 в 1,14 раза по сравнению со старыми тарельчатыми колоннами. Снижение энергозатрат по греющему пару в кипятильниках колонн составляет 2,28 Гкал/ч или 18240 Гкал в год, что составляет значительный экономический эффект. При стоимости одной Гкал около 2000 руб. (на начало 2023года) экономический эффект составляет более 35 млн. рублей в год. Кроме этого более чем в три раза снизился расход охлаждающей воды в дефлегматорах колонн. Также значительный экономический эффект получен за счет повышения качества этаноламинов. Из-за конфиденциальности информации расчет не представлен.

Таблица 8.11. – Сравнительная характеристика работы колонн

К-29		К-40		К-56		К-92	
Тарельчатая	Насадочная	Тарельчатая	Насадочная	Тарельчатая	Насадочная	Тарельчатая	Насадочная
Диаметр колонн, м							
1,0	0,5	1,6	1,2	1,6	1,0	1,6	0,6
Высота колонн, м							
13,7	12,575	16,1	22,36	22,8	23,580	22,8	17,56
Расход питания м ³ /час							
2,2÷2,5	2,85	1÷2,3	2,3÷2,4	1÷1,2	1,0÷1,1	1,1	0,34÷0,35
Расход дистиллята, м ³ /час							
0,2–0,3	0,31÷0,33	1÷1,3	1,1÷1,16	0,7÷0,9	0,06÷0,07	0,3	0,2
Расход бокового отбора, м ³ /час							
–	–	–	–	–	0,65÷0,75	–	–
Расход кубового продукта, м ³ /час							
2÷2,2	2,3÷2,4	1÷1,2	1,0÷1,1	–	0,34÷0,35	–	–
Расход флегмы, м ³ /час							
1,4÷1,8	0,3÷0,33	1,2÷1,5	0,15÷0,2	0,1	0,64÷0,78	0,9÷1,0	0,0
Моноэтаноламин расход, м ³ /час							
–	–	1,1÷1,2	1,1÷1,16	–	–	–	–
Диэтаноламин расход, м ³ /час							
–	–	–	–	0,65	0,65÷0,75	–	–
Триэтаноламин расход, м ³ /час							
–	–	1÷1,2	–	–	–	–	0,2÷0,21
Тепловая нагрузка в кипятильниках колонн, Гкал/час							
1,19	0,49	1,19	0,33	0,85	0,22	0,71	0,62

8.5 Модернизация колонны получения товарного бензина

Решена задача по проектированию двух промышленных колонн в технологической схеме выделения бензола из стабильного конденсата (бензиновая фракция). В результате расчетов по математической модели установлены режимные и конструктивные характеристики колонн с применением хаотичных металлических насадок «Инжехим-2012». Представлены результаты расчета материального баланса и дано сравнение с данными работы установки. Показано удовлетворительное согласование. После внедрения новых колонн с насадкой промышленная эксплуатация показывает соответствие техническому заданию на проектирование по очистке бензиновых фракций от бензола (не более 1% объемных) [274,276].

Установка получения компонента товарного бензина

В данном разделе представлены результаты проектирования новых ректификационных колонн на основе математического моделирования.

Повышение экологических требований к товарному бензину по содержанию бензола (не выше 1% об.) потребовало включить в существующую технологическую схему на предприятии «Елховнефть» блок выделения бензола из стабильного катализата (бензиновая фракция). В проекте предложены ректификационные колонны К-202, К-203 (рисунке 8.9). Стабильный катализат подается в колонну К-202. Подогрев куба колонны К-202 происходит в кипятильнике Т-207. Кубовый продукт после охлаждения в рекуператоре направляется в колонну К-203.

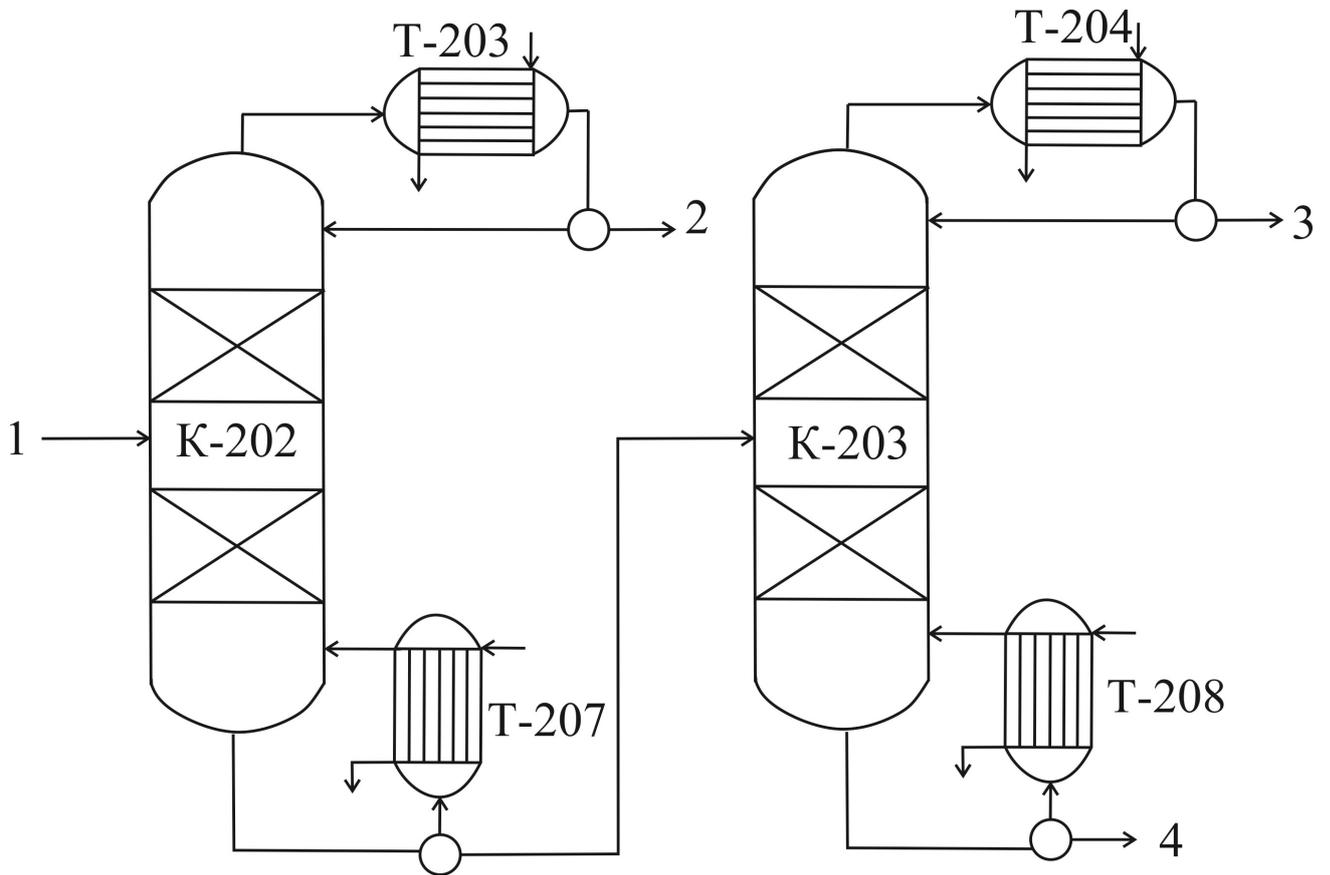


Рисунок 8.9. – Технологическая схема получения компонента товарного бензина с содержанием бензола меньше 1% об. 1- исходная смесь; 2 - в топливную сеть; 3- бензольная фракция; 4- товарная фракция (бензол <1 % об.)

В результате проведенного численного моделирования процесса разделения смеси выбран тип насадки и габариты новых колонн К-202, К-203. Колонны К-202 и К-203 имеют диаметр 800 мм. В результате расчетов по математической модели установлена высота слоя нерегулярной металлической насадки равной $H=11,0$ м (по две секции 5,5 в каждой колонне) с удельной поверхностью $a_v = 110 \text{ м}^2 / \text{м}^3$ «Инжехим 2012» (раздел 4.4, рисунок 4.17). Вид насадочного слоя показан на рисунок 8.10.

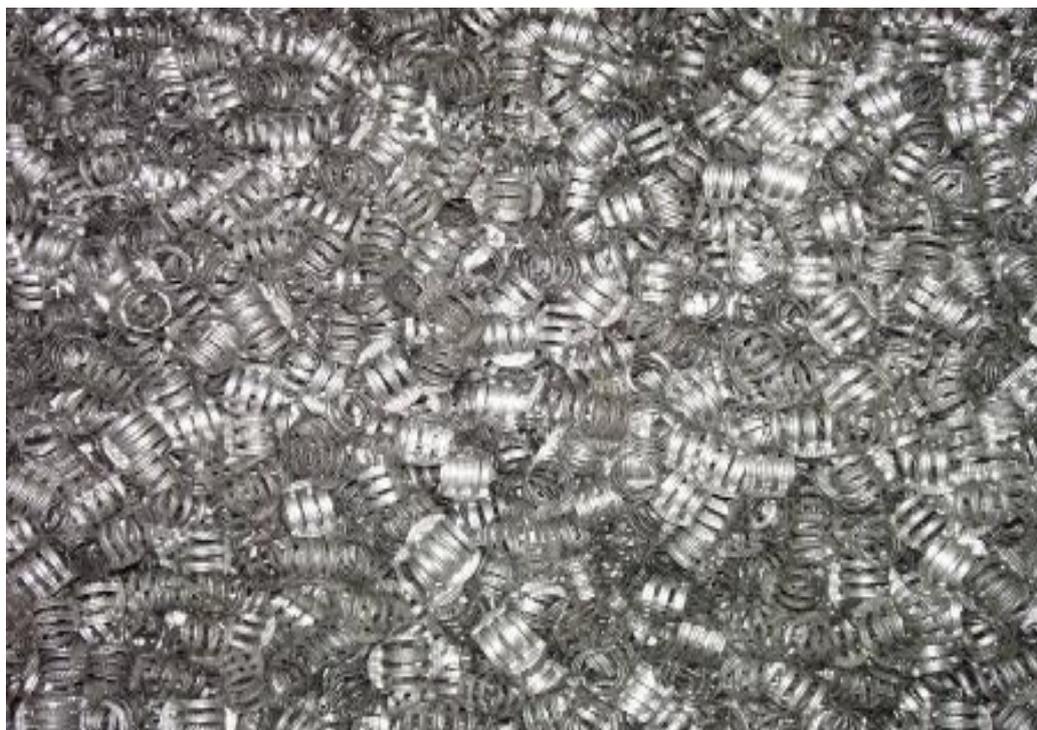


Рисунок 8.10 – Насадка нерегулярная секторно-кольцевая «Инжехим» КЦРФ. 067352.001ТУ

Аналогичная насадка внедрена в нескольких колоннах очистки углеводородных газов от сероводорода [15]. Сравнение материального баланса ректификационных колонн К-202 и К-203 по данным действующего производства и расчетного проектного варианта представлено в таблицах 8.12 и 8.13. По результатам хроматографического анализа бензиновых фракций ректификационные колонны К-202 и К-203 обеспечивают заданную степень очистки от бензола (не выше 1% об.).

Таблица 8.12. – Материальный баланс колонны К-202

ПРИХОД			РАСХОД		
Наименование	Расчет	Произ-во	Наименование	Расчет	Произ-во
			Пары верха колонны		
Стабильный катализат т/ч	5,92	6,5	Легкий бензин на компаундирование с бензином куба К-203 т/ч	1,34	0,9
Орошение т/ч	4,03	3,09	Орошение колонны т/ч	4,03	3,09
			Бензин с куба колонны К-202 т/ч	4,58	5,6
Итого:	9,95	9,59	Итого:	9,95	9,59

Таблица 8.13 – Материальный баланс колонны К-203

ПРИХОД			РАСХОД		
Наименование	Расчет	Произ-во	Наименование	Расчет	Произ-во
			Пары верха колонны		
Бензин с куба колонны Т-202 т/ч	4,58	5,6	Бензольная фракция т/ч	0,52	0,7
Орошение т/ч	3,6	2,4	Орошение колонны т/ч	3,6	2,4
			Бензин с куба колонны К-203 т/ч	4,06	4,9
Итого:	8,18	8,0	Итого:	8,18	8,0

В результате эксплуатации новых ректификационных колонн с насадками «Инжехим» обеспечено требование технического задания на компонент товарного бензина.

Выводы

В заключительной главе диссертации показано практическое применение разработанных математических моделей, алгоритмов расчета, экспериментальных данных и запатентованных конструкций контактных устройств и аппаратов на промышленных предприятиях нефтехимии и нефтегазопереработки. Даны конструкции модернизированных десорберов и мини градирни, ректификационной колонны выделения гексена-1 из гексеновой фракции с внедрением разработанной регулярной рулонной насадки. Представлены научно-технические решения, внедренные в промышленности, по модернизации установки разделения этаноламинов ректификацией в четырех колоннах с хаотичной и регулярной насадками, повышена производительность установки, качество этаноламинов до высшего сорта и значительно снижены энергозатраты на единицу продукции. Решена научно-техническая задача по выделению бензола из стабильного конденсата (бензиновая фракция) с проектированием двух ректификационных колонн с хаотичными насадками, внедренные в промышленности.

Все внедренные технические решения удовлетворяют требованиям промышленных предприятий и дают большой экономический эффект.

Таким образом, в восьмой главе наглядно показана возможность импортозамещение аппаратов химической технологии с применением насадок «Инжехим».

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В рамках поставленной цели и сформулированных задач в диссертационной работе получены следующие основные научные и практические результаты.

Для определения физических полей и эффективности явлений переноса импульса, массы и энергии совместно с сепарацией тонкодисперсной фазы из газов представлены замкнутые системы дифференциальных уравнений с частными производными с учетом межфазного переноса субстанций для газожидкостных сред. Рассмотрены высокоскоростные дисперсно-кольцевые потоки газа и жидкости, как при осевом, так и закрученном движении в каналах; пленочные противоточные и прямоточные колонны с регулярными и хаотичными насадками; барботажные и струйные тарелки; комбинированные насадочные колонны, пленочные градирни и скрубберы, термические деаэраторы.

1. На основе применения диссипативной модели в турбулентном пристенном слое контактных устройств, как для гладкой поверхности, так и с поверхностными и объемными интенсификаторами получены выражения для безразмерных комплексов трения для одно- и двухфазных газожидкостных потоков, которые применяются для расчета средних значений чисел Нуссельта и Шервуда для контактных устройств различных конструкций. При переходе к моделированию переноса импульса, массы и теплоты в каналах с поверхностными и объемными интенсификаторами использованы идентичные свойства турбулентного движения в пограничном слое на пластине и в пристенном слое каналов, а также свойства консервативности законов трения к возмущениям, которые учитываются параметрически за счет изменения граничных условий по потоку импульса. Причем основной экспериментальной информацией об объекте моделирования является гидравлическое сопротивление контактных устройств в теплообменном аппарате.

2. На основе применения модели турбулентно-инерционного осаждения аэрозольных частиц получены выражения и алгоритмы расчета эффективности сепарации аэрозолей в дисперсно-кольцевых потоках, в насадочных колоннах, в

турбулентном барботажном слое и в каналах с закруткой потока. Разработана математическая модель для расчета эффективности насадочных скрубберов с учетом неравномерности профиля скорости газа в слое. Показано, что поперечная неравномерность снижают эффективность сепарации аэрозолей на 30-35 %. Выбраны контактные устройства, которые снижают влияние неравномерностей.

3. На основе численных моделей и моделей гидродинамической структуры потоков разработаны алгоритмы расчета эффективности разделения смесей абсорбцией и десорбцией в аппаратах с пленочными контактными устройствами при слабом (< 6 м/с) и сильным (> 10 м/с) взаимодействии фаз с хаотичными и регулярными насадками с интенсификаторами при противотоке и прямотоке, в барботажном аппарате с высоким газожидкостным слоем, а также на барботажных и струйных тарелках.

4. На трех экспериментальных установках с насадочными колоннами диаметром 100, 200 и 600 мм (высотой 2 и 3 метра) на системе воздух-вода, а также ректификации бинарных и многокомпонентных смесей полученные данные по гидравлическому сопротивлению, предельным нагрузкам, коэффициентам тепло- и массоотдачи, а также эффективности тепломассообменных процессов для регулярных, хаотичных и комбинированных насадок, одна из которых разработана и запатентована автором. Данная насадка является металлической регулярной рулонной с гофрами и шероховатой поверхностью (выступами). Исследования выполнены при скорости воздуха 0,6 до 6,0 м/с и плотности орошения от 5,0 до 100 м³/(м²ч). Удельная поверхность насадки 250-350 м²/м³. Получены обобщенные эмпирические выражения для перепада давления сухой и орошаемой насадки при пленочном режиме. На основе применения разработанной математической модели (глава 4) получен алгоритм расчета чисел Нуссельта и Шервуда, а также эффективности тепло- и массообмена для данной насадки.

Также выполнены экспериментальные исследования гидродинамики и тепломассообмена регулярной насадки из вертикальных полиэтиленовых труб с

диаметром 0,05 м ($a_v = 110 \text{ м}^2/\text{м}^3$) с дискретно-регулярной шероховатостью поверхности при комбинированном расположении с хаотичной насадкой (1 метр + 0,2 метра). Получены обобщенные выражения для расчета исследованных характеристик при противотоке воды и воздуха.

Сделаны выводы о рациональной комбинации насадок при увлажнении воздуха водой, а также охлаждения воды воздухом как в градирнях. Показано удовлетворительное согласование результатов расчетов по математической модели (глава 3) эффективности теплообмена с полученными экспериментальными данными.

5. Разработана численная и упрощенная математические модели и алгоритм расчета эффективности процессов абсорбции и десорбции газов в пленочных (слабое и сильное взаимодействие), насадочных и тарельчатых колоннах при различных режимах работы. Показано согласование с экспериментальными данными и даны сравнительные характеристики отечественных и зарубежных контактных устройств, сделаны рекомендации по применению.

6. Разработана численная и упрощенная математические модели с алгоритмами расчета тепло- и массообмена в тонком ($<0,25 \text{ м}$) пенном слое на тарелках и с высоким (1-3 м) барботажным слоем при турбулентном режиме. Показано влияние неравномерности распределения газовой и жидкой фаз на тарелке при ректификации на эффективность разделения смесей. На основе применения концепции активного (входного) участка разработана математическая модель и алгоритм расчета эффективности турбулентного осаждения и газов тонкодисперсной фазы в барботажном слое на тарелках в скрубберах. Дано сравнение с экспериментальными данными.

7. Численно и экспериментально исследована эффективность процесса охлаждения воды воздухом в пленочных градирнях с различными контактными устройствами, в том числе и с учетом неравномерности профиля скорости воздуха. Установлено, что неравномерности распределении фаз в контактных

устройствах при противотоке снижают тепловую эффективность на 30 % и более. Аналогичные исследования выполнены и для скрубберов охлаждения газов водой. Даны сравнительные гидравлические и теплообменные характеристики различных контактных устройств. Даны рекомендации по применению отечественных насадок с повышением эффективности процессов.

8. Разработаны и запатентованы несколько конструкций насадочных десорберов для повышения эффективности очистки воды от коррозионно-активных газов в системах водоподготовки в химических цехах ТЭС и промышленных предприятий. Предложено использовать на линии входа воды в аппараты турбулентно-прямоточный десорбер с хаотичной насадкой при подачи дополнительного воздуха или водяного пара. В результате значительно повышается эффективность массопередачи при повышенных концентрациях растворенных газов. Разработана и запатентована конструкция комбинированной мини градирни с регулярной и хаотичной насадками. Показано значительное (в 2-4 раза) повышение гидравлической нагрузки и теплообменных характеристик мини градирни, а также снижение удельных энергозатрат на охлаждение воды.

9. На основе применения математических моделей, алгоритмов расчета эффективности процессов и полученных экспериментальных данных разработаны и внедрены научно-технические решения по модернизации с применением насадок ряда ректификационных установок на промышленных предприятиях, а именно:

– ректификационной колонны выделения гексена –1 полимеризационной чистоты из гексеновой фракции на ПАО «Нижнекамскнефтехим»;

– ректификационной установки с четырьмя колоннами разделения этаноламинов с повышением производительности и качества продукции, а также значительным снижением энергозатрат (на 18240 Гкал в год по греющему пару) на ПАО «Казаньоргсинтез»;

– колонны получения товарного бензина, т.е. выделения бензола из стабильного конденсата (бензиновая фракция) на предприятиях «Елховнефть».

Снижено содержание бензола менее 1% от, согласно технологическим требованиям.

В результате промышленной эксплуатации ректификационных колонн с новыми насадками установлено повышение эффективности процессов, что обеспечивает регламентные значения по требованиям качества разделения смесей и производительности установок.

Кроме промышленных предприятий результаты научно-технических разработок применяются в проектных, инжиниринговых фирмах, научных центрах и в технических университетах: «Институт теплофизики им. С.С. Кутателадзе» СО РАН г. Новосибирск; НПФ «МИКСИНГ» г. Санкт-Петербург; «МГУ им. Ломоносова» г. Москва (филиал в г. Душамбе); ФГБОУ ВО «КГЭУ» г. Казань, в фирмах: ООО «Инженерный центр «Нефть и Газ» г. Самара; ООО «Волга НИПИТЭК» г. Самара; проектный институт «СХПП» г. Казань, ООО ИВЦ «Инжехим» г. Казань и др.

Развитие разработанных математических моделей тепломассообмена и сепарации аэрозолей возможно для других типов устройств газожидкостного контакта при интенсивном турбулентном режиме взаимодействия фаз. Разработанная регулярная рулонная насадка может применяться в ректификационных и абсорбционных колоннах, скрубберах и мини градирнях.

Автор выражает благодарность коллективам научно-проектных организаций и промышленных предприятий за внедрение научно-технических разработок на действующих производствах. Особая благодарность коллективу инженерно-внедренческому центру «Инжехим» (инженерная химия) (г. Казань) и директору, д.т.н. Фарахову Мансуру Инсафовичу – научному консультанту диссертационной работы.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Нигматулин, Р. И. Динамика многофазных сред : в 2 частях / Р. И. Нигматулин. – Москва : Наука, 1987. – Ч. 1. – 464с.
2. Холпанов, Л. П. Гидродинамика и теплообмен с поверхностью раздела / Л. П. Холпанов, В. Я. Шкадов. – Москва : Наука, 1990. – 271 с.
3. Дьяконов, С. Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ / С. Г. Дьяконов, В. И. Елизаров, А. Г. Лаптев. – Казань: Издательство Казанского университета, 1993. – 437 с.
4. Комиссаров, Ю. А. Процессы и аппараты химической технологии : учебное пособие для вузов / Ю. А. Комиссаров, Л. С. Гордеев, Д. П. Вент ; под редакцией Ю. А. Комиссарова. – Москва : Химия, 2011. – 1230 с.
5. Гортышов, Ю. Ф. Теплогидравлический расчет и проектирование оборудования с интенсифицированным теплообменом : монография / Ю. Ф. Гортышов, В. В. Олимпиев, Б. Е. Байгалиев. – Казань: Издательство Казанского государственного технического университета, 2004. – 432 с.
6. Интенсификация тепло- и массообмена на макро-, микро- и наномасштабах / Б. В. Дзюбенко, Ю. А. Кузма-Кичта, А. И. Леонтьев [и др.] ; под ред. Ю. А. Кузма-Кичты. – Москва : ФГУП «ЦНИИАтоминформ», 2008. – 532 с.
7. Павлов, В. П. Масштабный переход от лабораторных и опытных исследований к производству / В. П. Павлов, Е. И. Мартюшин // Химическая промышленность. – 1986. – № 8. – С. 497–501.
8. Palmer, M. Scale modeling of flow problems / Murray Palmer // Chemical Engineering Journal – 1986. – Vol. 421. – Pp. 28–30.
9. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / А. М. Розен, Е. И. Мартюшин, В. М. Олевский [и др.] ; под редакцией А. М. Розена. – Москва : Химия, 1980. – 320 с.
10. Костанян, А. Е. О масштабном переходе в химической технологии / А. Е. Костанян, В. В. Белова // Химическая технология. – 2016. – №3. – С. 118–122.

11. Лаптев, А. Г. Проблемы и решения масштабного перехода в химической технологии / А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов, Е. А. Лаптева // Труды Академэнерго. – 2019. – № 4. – С. 33–38.
12. Мальковский, П. А. Совершенствование технологий и аппаратов переработки газовых конденсатов : специальности 02.00.13 «Нефтехимия», 05.17.07 «Химия и технология топлив и специальных продуктов» : диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук / Мальковский Петр Александрович; Казанский государственный технологический университет. – Казань, 2003. – 383с.
13. Ясавеев, Х. Н. Повышение эффективности комплекса установок переработки газовых конденсатов: специальность 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий» : диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук / Ясавеев Хамит Нурмухаметович; Казанский государственный технологический университет. – Казань, 2004. – 345 с.
14. Елизаров, В.В. Методология проектирования и реконструкции промышленных аппаратов разделения и превращения углеводородов: специальность 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий» : диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук / Елизаров Виталий Викторович; Казанский государственный технологический университет. – Казань, 2010. – 355 с.
15. Башаров, М. М. Энергоресурсоэффективная модернизация теплообменных аппаратов и установок в нефтегазохимическом комплексе : специальность 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий» : диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук / Башаров, Марат Миннахматович; ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технологический университет». – Казань, 2019. – 378 с.
16. Фарахов, М. И. Энергоресурсосберегающие модернизации установок разделения и очистки газов и жидкостей на предприятиях нефтегазохимического комплекса: специальность 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий» : диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук / Фарахов, М. И. – Казань, 2019. – 378 с.

наук / Фарахов Мансур Инсафович; Казанский государственный технологический университет. – Казань, 2009. – 492 с.

17. Дмитриев, А.В. Очистка крупнотоннажных газовых выбросов промышленных предприятий в вихревых аппаратах путем физической и химической сорбции : специальность 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий» : диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук / Дмитриев Андрей Владимирович; Казанский государственный технологический университет. – Казань, 2012. – 296 с.

18. Охлобыстин А.О. Комплексный энергоресурсосберегающий подход к получению органических соединений серы на основе извлеченных из углеводородного сырья сероводорода и тиолов : специальность 2.6.13 «Процессы и аппараты химических технологий» : диссертация на соискание ученой степени доктора химических наук / Охлобыстин Андрей Олегович; Астраханский государственный технический университет. – Москва, 2022. – 308с.

19. Чуракова, С. Н. Разработки энергосберегающих технологий в нефтегазопереработке на основе перекрестноточных насадочных контактных устройств углеводородов: специальность 05.17.07 «Химическая технология топлива и высокоэнергетических веществ» : диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук / Чуракова Светлана Константиновна; Уфимский государственный нефтяной технический университет. – Уфа, 2014. – 560 с.

20. Чесноков, Ю. Г. Гидромеханические модели в химико-технологических процессах: специальность 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий» : диссертация на соискание ученой степени доктора физико-математических наук / Чесноков Юрий Георгиевич; ФГБОУ ВО «Ивановский государственный химико-технологический университет». –Иваново, 2021. – 389с.

21. Печеркин, Н. И. Тепло – и массообмен при течении двухфазных потоков на поверхностях и в каналах сложной формы : специальность 01.04.14 «Теплофизика и теоретическая теплотехника» : диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук / Печеркин Николай Иванович; Институт теплофизики им. С.С. Кутателадзе СО РАН. – Новосибирск, 2019. – 311 с.

22. Фарахов, Т. М. Гидромеханические и тепломассообменные характеристики модернизированных аппаратов с поверхностными и объемными интенсификаторами : специальность 2.6.13«Процессы и аппараты химических технологий» : диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук / Фарахов Тимур Мансурович.; ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технологический университет». – Казань, 2022. – 305 с.
23. Кулов, Н. Н. О некоторых проблемах разделения смесей / Н. Н. Кулов // Теоретические основы химической технологии.– 2007. – Т. 41, № 1. – С. 3–15.
24. Кулов, Н. Н. Математическое моделирование в химической технологии биотехнологии / Н. Н. Кулов, Л. С. Гордеев // Теоретические основы химической технологии. – 2014. – Т. 48, № 3. – С. 243–248.
25. Дьяконов, С. Г. Теоретические основы проектирования промышленных аппаратов химической технологии на базе сопряженного физического и математического моделирования / С. Г. Дьяконов, В. В. Елизаров, В. И. Елизаров. – Казань : Издательство КГТУ, 2009. – 456 с.
26. Левич, В. Г. Физико-химическая гидродинамика / В. Г. Левич. –3-е изд. испр. – Москва –Ижевск: Издательство «ИКИ», 2016. – 686 с.
27. Mixed convection boundary layer flow over a horizontal flat plate with suction and variable heat flux / Leli Deswita, Roslinda Nazar, Anuar Ishak [et al.] // JP Journal of Heat and Mass Transfer. – 2018. – Vol. 15, Iss. 2. – Pp. 195–211.
28. Лаптева, Е. А. Математическая модель процесса абсорбции в насадочных колоннах / Е. А. Лаптева, О. Г. Дударовская//Инженерный вестник Дона. – 2022. – № 4 (88). – С. 105–115.
29. Лаптев, А. Г. Тепло- и массоотдача в газовой фазе пленочных аппаратов при слабом и сильном взаимодействии фаз в осевых и закрученных потоках / А. Г. Лаптев, М. М. Башаров, Е. А. Лаптева// Вестник Казанского государственного энергетического университета. – 2017. – № 4 (36). – С. 38–44.
30. Лаптева, Е. А. Ячеечная модель тепломассопереноса в пленочных блоках оросителей градирни / Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев// Вестник Технологического университета. – 2015. – Т. 18, № 11. – С. 181–185.

31. Лаптев, А. Г. Определение коэффициентов турбулентного перемешивания в одно- и двухфазных средах по модели Тейлора / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева // *Фундаментальные исследования*. – 2015. – №2-13. – С. 2810–2814.
32. Модели и расчет коэффициентов турбулентной вязкости и перемешивания в жидкой фазе барботажного слоя / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева // *Вода: химия и экология*. – 2014. – № 11 (77). – С. 42–47.
33. Обобщение гидродинамической аналогии для различных условий обтекания поверхностей / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева // *Вестник Казанского технологического университета*. – 2013. – № 23. – С. 64–69.
34. Лаптева, Е. А. Модель турбулентной вязкости в барботажных аппаратах / Е. А. Лаптева, Т. М. Фарахов // *Вестник Казанского государственного энергетического университета*. – 2012. – № 4 (15). – С. 26–33.
35. Laptev, A. G. Numerical model of heat and mass transfer and separation of the dispersed phase in high-speed dispersed-annular flows of gas and liquid / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // *Technical Physics*. – 2022. – Vol. 92, Iss. 9. – Pp. 1129– 1136.
36. Lapteva, E. A. Mathematical model of contact cooling and purification of the dispersed phase of gases in packed scrubbers / E. A. Lapteva, A. G. Laptev, S. W. Alasgarli // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2022. – Vol. 56, Iss. 2. – Pp. 244–251.
37. Laptev, A. G. Determining the efficiency of packed gas separators of droplets taking into account the nonuniformity of the gas velocity profile / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2021. – Vol. 55, Iss. 2. – Pp. 301–306.
38. Lapteva, E. A. Numerical estimation of the heat and mass transfer efficiency considering nonuniformity in water and air distribution / E. A. Lapteva, E. Yu. Stolyarova, A.G.Laptev // *Thermal Engineering*. – 2020. – Vol. 67, Iss. 4. – Pp. 234.
39. Laptev, A. G. Modeling and modernization of tray towers for reactive distillation processes / A. G. Laptev, S. V. Karpeev, E. A. Lapteva // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2018. – Vol. 52, Iss. 1. – Pp. 3–12.

40. Lapteva, E. A. Models and calculations of the effectiveness of gas and liquid cooling in foam and film apparatuses / E. A. Lapteva, A. G. Laptev // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2016. – Vol. 50, Iss. 4. – Pp. 430–438.
41. Laptev, A. G. Numerical modeling of heat and mass transfer efficiency of the processes in turbulent foam layers in distillation / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Journal of Engineering Thermophysics. – 2016. – Vol. 25, Iss. 4. – Pp. 527–535.
42. Laptev, A. G. Determination of heat and mass transfer efficiency on a bubbling plate with account for scale transition / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Journal of Engineering Physics and Thermophysics. – 2015. – Vol. 88, Iss. 4. – Pp. 806–814.
43. Лаптева, Е. А. Сопряженные процессы тепломассообмена и сепарации дисперсной фазы в газожидкостных аппаратах : монография / Е. А. Лаптева. – Казань : Отечество, 2022. – 227 с.
44. Лаптев, А. Г. Математические модели и методы расчетов тепломассообменных и сепарационных процессов в двухфазных средах : монография / А. Г. Лаптев, М. М. Башаров, Е. А. Лаптева. – Казань ; Старый Оскол: ТНТ, 2021. – 288 с.
45. Модели и эффективность процессов межфазного переноса : монография. В 2 частях. Часть 2. Тепломассообменные процессы / А. Г. Лаптев, М. М. Башаров, Е. А. Лаптева [и др.]; под редакцией А. Г. Лаптева. – Казань: Центр инновационных технологий, 2020. – 565 с.
46. Медников, Е. П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей / Е. П. Медников.– Москва : Наука,1980. – 176 с.
47. Пономаренко, В. С. Градирни промышленных и энергетических предприятий / В. С. Пономаренко, Ю. И. Арефьев. – Москва : Энергоатомиздат, 1998.– 376 с.
48. Гладков, В. А. Вентиляторные градирни / В. А. Гладков, Ю. И. Арефьев, В. С. Пономаренко.– Москва : Стройиздат, 1976. – 216 с.
49. Рамм, В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – Москва : Химия, 1976. – 656 с.
50. Кутателадзе, С. С. Тепломассообмен и трение в пограничном слое / С. С. Кутателадзе, А. И. Леонтьев. – Москва : Энергия, 1985. – 319 с.

51. Леонтьев, А. И. Влияние интенсификаторов теплообмена на гидравлическое сопротивление каналов / А. И. Леонтьев, В. В. Олимпиев // Теплофизика высоких температур.– 2007. – Т. 45, № 6. – С.925–953.
52. Дейч, М. Е. Гидродинамика двухфазных сред / М. Е. Дейч, Г. А. Филлипов. – Москва : Энергоиздат, 1981. – 471 с.
53. Хинце, И. О. Турбулентность: ее механизм и теория / И. О. Хинце ; перевод с английского О. В. Яковлевского; под редакцией Г. Н. Абрамовича. – Москва : Физматгиз, 1963. – 680 с.
54. Аэродинамика воздухоочистных устройств с зернистым слоем : монография / А. Пушнов, П. Балтренас, А. Каган, А. Загорскис. – Вильнюс: Техника, 2010.– 348 с.
55. Контактные насадки промышленных тепломассообменных аппаратов / А. М. Каган, А. Г. Лаптев, А. С. Пушнов, М. И. Фарахов ; под редакцией А. Г. Лаптева. – Казань : Отечество, 2013. – 454 с.
56. Гельперин, Н. И. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности / Н. И. Гельперин, В. Л. Пибалк, А. Е. Кастанян. – Москва : Химия, 1977. – 264 с.
57. Голованчиков, А. Б. Моделирование структуры потока в насадочных и тарельчатых ректификационных колоннах / А. Б. Голованчиков, Н. А. Прохоренко, Н. А. Меренцов. – Волгоград :ВолгГТУ, 2020.– 168 с.
58. Кафаров, В. В. Математическое моделирование основных процессов химических производств : учебное пособие для вузов / В. В. Кафаров, М. Б. Глебов. – Москва : Высшая школа, 1991. – 400 с.
59. Кафаров, В. В. Моделирование и системный анализ биохимических производств / В. В. Кафаров, А. Ю. Винаров, Л. С. Гордеев. – Москва : Лесная промышленность, 1985. – 280 с.
60. Лаптева, Е. А. Моделирование тепломассообмена при контактном охлаждении газов водой в пленочных скрубберах с интенсификаторами / Е. А. Лаптева // Вестник Технологического университета. – 2022. – Т. 25, № 1. – С. 36–40.

61. Дьяконов, С. Г. Моделирование массотеплопереноса в промышленных аппаратах на основе исследования лабораторного макета / С. Г. Дьяконов, В. И. Елизаров, А. Г. Лаптев // Теоретические основы химической технологии.– 1993. – Т. 27, № 1. – С. 4–18.
62. Дьяконов, С. Г. Определение эффективности массообменных устройств на основе сопряженного физического и математического моделирования / С. Г. Дьяконов, В. И. Елизаров, А. Г. Лаптев// Теоретические основы химической технологии.– 1992. – Т. 26, № 1. – С. 33–42.
63. Модели и эффективность процессов межфазного переноса : монография. В 2 частях. Часть 1. Гидромеханические процессы / А. Г. Лаптев, М. М. Башаров, Е. Л. Лаптева, Т. М. Фарахов ; под общей редакцией А.Г. Лаптева. – Казань : Центр инновационных технологий, 2017. – 392 с.
64. Таунсенд, А.А. Структура турбулентного потока с поперечным сдвигом / А. А. Таунсенд. – Москва : Наука, 1959. – 400с.
65. Лойцянский, Л.Г. Механика жидкости и газа / Л. Г. Лойцянский. – Москва : Дрофа, 2003. – 840с.
66. Кутателадзе, С.С. Консервативные свойства пристенной турбулентности / С. С. Кутателадзе // Теоретические основы химической технологии. – 1971. – Т. 5, № 1. – С. 3–12.
67. Кутателадзе, С. С. Анализ подобия в теплофизике / С. С. Кутателадзе. – Новосибирск : Наука, 1982. – 280 с.
68. Волошко, А. А. Длина вылета газовой струи в жидкости / А. А. Волошко, А. В. Вургафт, В. Н. Фролов // Тепло- и массообмен в химической технологии. Казань: КХТИ. 1981. С. 27.
69. Методы математического моделирования десорбции трудно растворимых газов в насадочных аппаратах / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева, О. В. Соловьева, В. А. Ключкова //Теоретические основы химической технологии. – 2024. – Т. 58, № 1. – С. 88–96.
70. Laptev, A. G. Mathematical model for mixing liquids with a disperse phase in laminar and turbulent regimes in packed-bed flow mixers / A. G. Laptev, O. G.

- Dударовская, Т. М. Farakhov // Theoretical foundations of chemical engineering. – 2015. – Vol. 49, Iss. 1. – Pp. 21–29.
71. Соколов, В. Н. Газожидкостные реакторы / В. Н. Соколов, И. В. Доманский. – Ленинград : Машиностроение, 1976. – 216 с.
72. Лаптев, А.Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов / А. Г. Лаптев. – Казань: Издательство Казанского университета, 2007. – 500 с.
73. Лаптев, А.Г. Модель турбулентности в жидкой фазе барботажного слоя / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева // Международный журнал прикладных и фундаментальных исследований. – 2013. – № 12. – С. 18–22.
74. Шлихтинг, Г. Теория пограничного слоя / Г. Шлихтинг. – Москва : Наука. 1974. – 528 с.
75. Лаптев, А. Г. Определение скорости на межфазной поверхности в турбулентных газо(паро) жидкостных потоках / А. Г. Лаптев, С. Г. Дьяконов, В. И. Елизаров // Теоретические основы химической технологии. – 1994. – Т.28, №3. – С.200–206.
76. Лаптева, Е. А. Прикладные аспекты явлений переноса в аппаратах химической технологии (гидромеханика и тепломассообмен) / Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев. – Казань: Издательство «Печать-Сервис XXI век», 2015. – 236с.
77. Лаптев, А.Г. Модели турбулентной вязкости и перемешивания в каналах и насадочных проточных смесителях / А. Г. Лаптев, Т. М. Фарахов, О. Г. Дударовская // Журнал прикладной химии. – 2013. – Т.86, вып. 7. – С.1112–1121.
78. Лаптев, А.Г. Модель турбулентности в жидкой фазе барботажного слоя / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева // Международный журнал прикладных и фундаментальных исследований. – 2013. – № 12. – С. 18–22.
79. Ратасеп, М. А. Современные тенденции развития газожидкостных массообменных аппаратов / М. А. Ратасеп, А. Н. Веригин, В. С. Данильчук // Известия Санкт-Петербургского государственного технологического института. – 2018. – №47 (73). – С. 85–96.

80. Алексеенко, С.В. Экспериментальное исследование распределения жидкости в колонне со структурными насадками / С. В. Алексеенко, Д. М. Маркович, А. Р. Евсеев // Теоретические основы химической технологии. – 2007. – Т.41, №4. – С. 442–448.
81. Систер, В. Г. Процессы и аппараты химической технологии: основной курс и перспективные процессы, расчет прочности оборудования и остаточного ресурса, реакторы и химические процессы: учебник. В 2 частях. Часть 1. Теоретические основы массопередачи, гидродинамических, теплообменных и тепломассообменных процессов. Получение нанодисперсных материалов / В. Г. Систер, М. Г. Лагуткин. – Москва : Московский Политех, 2018. – 369 с.
82. Фарахов, М.И. Модернизация массообменных аппаратов новыми насадками в химической технологии / М. И. Фарахов, А. Г. Лаптев, М. М. Башаров // Теоретические основы химической технологии. – 2015. – Т.49, №3. – С.247–252.
83. Экспериментальное исследование влияния неравномерности орошения на входе структурированной насадки на эффективность разделения смеси фреонов / А.Н.Павленко, Н. И. Печеркин, В. Ю. Чехович [и др.]// Теоретические основы химической технологии.– 2009. – Т. 43, №1. – С. 3–13.
84. Study on heat and mass transfer distance of water-film evaporation in limited space using dual-wavelength digital holographic interference / Jing-nan Liu, Meng-meng Zhang, Li-xin Zhang [et al.] // Experimental Thermal and Fluid Science. – 2023. – Vol. 144, Iss. 1. – 25 p.
85. Rudenko, M. G. Assessment of some factors affecting the results of calculations of two-phase flow / M. G. Rudenko // JP Journal of Heat and Mass Transfer. – 2018. – Vol. 15, Iss. 3. – P. 621–626.
86. Mustafa M. Gabir. Motion detection for bubble rise of air-water two-phase flow to measuring velocity by using image process technique / Mustafa M. Gabir // JP Journal of Heat and Mass Transfer. – 2019. – Vol. 16, Iss. 2. P. 263–282.
87. Suman Chakraborty, S. K. Som Heat transfer in an evaporating thin liquid film moving slowly along the walls of an inclined microchannel / S. K. Suman Chakraborty

// International Journal of Heat and Mass Transfer. – 2005. – Vol. 48, Iss. 13. – P. 2801–2805.

88. Лаптев, А.Г. Диссипация кинетической энергии и трение в турбулентном пристенном слое в каналах с интенсификаторами / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева, Т. М. Фарахов// Вестник Технологического университета. – 2022. – Т. 25, № 4. – С. 64–70.

89. Лаптев, А.Г. Определение режима работы барботажных усреднителей потоков в технологии водоочистки / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева//Экология и промышленность России. – 2015. – Т. 19, № 2. – С. 60–62.

90. Лаптева, Е. А. Модели расчета турбулентного пограничного слоя у проницаемой поверхности / Е. А. Лаптева, М. В. Сайтбаталов, Т. М. Фарахов // Политематический сетевой электронный научный журнал Кубанского государственного аграрного университета. – 2013. – № 89. – С. 800–835.

91. Лаптев, А. Г. Моделирование интенсифицированных теплообменников с различной вязкостью сред / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева, А. А. Ахмитшин// Химия и технология топлив и масел. – 2021. – № 6 (628). – С. 44–50.

92. Laptev, A. G. Mathematical models of friction on the surface of phase separation and heat and mass transfer in film units of cooling-tower sprinklers with intensifiers / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2021. – Vol. 55, Iss. 5. P. 906–913.

93. Popov, I. A. Industrial applications of heat transfer enhancement: the modern state of the problem (a review) / I. A. Popov, Yu. F. Gortyshov, V. V. Olimpiev // Thermal Engineering. – 2012. – Vol. 59, Iss. 1. – P. 1–12.

94. Франк-Каменецкий, Д. А. Основы макрокинетики. Диффузия и теплопередача в химической кинетике / Д. А. Франк-Каменецкий. – 4-е изд. – Долгопрудный : Интеллект, 2008. – 408 с.

95. Benedek, P. Grundlagen des chemieingenieurwesens / A. Lăszlő. – Leipzig : VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, 1967. – 411 s.

96. Гиргидов, А.Д. Механика жидкости и газа (гидравлика): учебник для вузов / А. Д. Гиргидов. – 2-е изд. – Санкт-Петербург : Издательство СПбГПУ, 2003. – 545 с.
97. Брагинский, Л. Н. Перемешивание в жидких средах: физические основы и инженерные методы расчета / Л. Н. Брагинский, В. И. Бегачев, В. М. Барабаш. – Москва : Химия, 1975. – 336 с.
98. Kawase, Y. Mathematical models for design of bioreactors: applications of Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence / Y. Kawase, M. Moo-Young // Chemical Engineering Journal. – 1990. – Vol. 4, Iss. 5. – P. 319–341.
99. Барабаш, В. М. Процессы переноса в турбулентных потоках с интенсивным внешним источником турбулизации / В. М. Барабаш // Теоретические основы химической технологии. – 1994. – Т. 28, № 2. – С. 110–117.
100. Ландау, Л. Д. Механика сплошных сред / Л. Д. Ландау, Е. М. Лифшиц. – Москва : Гостехтеориздат, 1954. – 788 с.
101. Гиргидов, А.Д. Диссипация механической энергии в круглоцилиндрической трубе // Инженерно-строительный журнал. – 2012. – № 6 (32). – С. 5–11.
102. Лаптев, А. Г. Математическая модель и расчет коэффициентов теплоотдачи в шероховатых каналах при турбулентном режиме / А. Г. Лаптев, М. М. Башаров // Инженерно-физический журнал. – 2015. – Т. 88, № 3. – С. 656–662.
103. Аэров, М. Э. Аппараты со стационарным зернистым слоем / М. Э. Аэров, О. М. Тодес, Д. А. Наринский. – Ленинград : Химия. Ленинградское отделение, 1979. – 176 с.
104. Гольдштик, М. А. Процессы переноса в зернистом слое / М. А. Гольдштик. – Новосибирск : Интеплофизики СО АН СССР, 1984. – 358 с.
105. Reinhard, Billey. Packed towers in processing and environmental technology / Billey Reinhard. – New York: VCH, 1995. – 560 p.
106. Витковская, Р. Ф. Аэродинамика и теплообмен насадочных аппаратов : монография / Р. Ф. Витковская, А. С. Пушков, С. Шинкунас. – Санкт-Петербург : Лань, 2022. – 288 с.

107. Zulzer, Chemtech // Metal Random Packing, 2010. P. 16.
https://web.ist.utl.pt/ist11061/de/Equipamento//Structured_Packings.pdf
108. Сокол, Б.А. Насадки массообменных колонн / Б. А. Сокол, А. К. Чернышев, Д. А. Баранов.– Москва : «Галилея-принт», 2009. – 358 с.
109. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / А. Г. Касаткин. – 11-е изд. – Москва : ООО ТИД «Альянс», 2005. – 753с.
110. Laptev, A. G. Dissipative mathematical model of heat transfer in channels with process intensifiers / A. G. Laptev, T. M. Farakhov, E. A. Lapteva. – DOI: 10.1088/1757-899X/919/5/052045 // IOP Conference Series: Materials Science and Engineering. Vol. 919. Reliability and data protection in automated technological systems. – Krasnoyarsk, Russia, 2020.
111. Алексеенко, С. В. Волновое течение пленок жидкости / С. В. Алексеенко, В. Е. Накоряков, Б. Г. Покусаев.– Новосибирск: Наука, 1992. – 255 с.
112. Войнов, Н. А. Пленочные трубчатые газо-жидкостные реакторы (гидродинамика, тепло и массообмен): монография / Н. А. Войнов, Н. А. Николаев. – Казань: Издательство «Отечество», 2008. – 272 с.
113. Yasu, Zhou. Theoretical Investigation on Thermal Performance of New Structure Closed Wet Cooling Tower / Yasu Zhou, Xun Zhu, Xiao Ding // Heat Transfer Engineering. – 2018. – Vol. 39. P. 460–472.
114. Фарахов, М. М. Экспериментальные исследования бинарной и многокомпонентной ректификации смесей в колонне с новыми насадками / М. М. Фарахов, Е. А. Лаптева // Труды Академэнерго. – 2020. – № 2 (59). – С. 43–54.
115. Лаптев, А. Г. Массоотдача в газовой фазе в регулярных рулонных насадках при слабом и сильном взаимодействии газа и жидкости / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева // Вестник Технологического университета. – 2017. – Т. 20, № 20. – С. 40–42.
116. Лаптев, А. Г. Моделирование массоотдачи в многокомпонентных и бинарных смесях в режиме сильного взаимодействия фаз при пленочном течении в каналах / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева // Труды Академэнерго. – 2017. – № 4. – С. 24–32.

117. Долгова, А. Н. Определение эффективности массообменных тарелок колонных аппаратов с учетом неравномерности распределения фаз / А. Н. Долгова, Е. А. Лаптева // Нефтегазовое дело. – 2013. – № 6. – С. 283–309.
118. Гидравлические характеристики рулонной гофрированной теплообменной насадки / А. Г. Лаптев, Т. М. Фарахов, Е. А. Лаптева, Р. М. Минигулов // Энергосбережение и водоподготовка. – 2010. – №1. – С.35–37.
119. Тепло- и массообменные характеристики рулонной гофрированной насадки / А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов, Р. М. Минигулов, Е. А. Лаптева // Энергосбережение и водоподготовка. – 2010. – № 5 (67). – С. 64–66.
120. Laptev, A. G. Determination of friction coefficients as well as heat and mass transfer coefficients in film-type countercurrent apparatuses with intensifiers / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Lecture Notes in Mechanical Engineering. – 2022. – P. 17–26.
121. Laptev, A. G. A model of heat and mass transfer in gas phase in axial and turbulent dispersed annular flows / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Journal of Engineering Thermophysics. – 2018. – Vol. 27, Iss. 1. – P. 45–50.
122. Laptev, A. G. Model of multicomponent mass transfer in a turbulent bubbling bed based on the concept of an active site / A. G. Laptev, E. A. Lapteva, V. A. Danilov // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. – 2016. – Vol. 50, Iss. 3. – P. 242–249.
123. Laptev, A. G. The model of heat and mass transfer in rough and irrigated ducts / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Thermophysics and Aeromechanics. – 2015. – Vol. 22, Iss. 4. – P. 435–440.
124. Структура турбулентного потока и механизм теплообмена в каналах / М. Х. Ибрагимов, В. И. Субботин, В. П. Бобков [и др.]. – Москва :Атомиздат, 1978. – 296 с.
125. Кадер, Б. А. Статистический анализ экспериментальных работ по тепло-массоотдаче при больших числах Прандтля / Б. А. Кадер, А. Р. Аронов // Теоретические основы химической технологии. – 1970. – Т. 4, № 5. – С. 637–652.
126. Кишиневский, М. Х. Экспериментальное исследование закона затухания турбулентных пульсаций у твердой стенки / М. Х. Кишиневский, Т. С. Корниенко,

- В. А. Парменов// Теоретические основы химической технологии. – 1970. – Т. 4, № 4. – С. 489–495.
127. Репик, Е. У. Турбулентный пограничный слой. Методика и результаты экспериментальных исследований / Е. У. Репик, Ю. П. Соседко. – Москва :Физматлит, 2007. – 312 с.
128. Thermohydraulic efficiency of tubes with internal spiral finning / A. N. Skrypnik, A. V. Shchelchkov, I. A. Popov, D. V. Ryzhkov // Journal of Engineering Physics and Thermophysics. – 2018. – Vol. 91, Iss. 1. – P. 52–63.
129. Скрыпник, А.Н. Гидравлическое сопротивление и теплоотдача труб с внутренним спиральным оребрением при однофазном течении теплоносителя : специальность 01.04.14 «Теплофизика и теоретическая теплотехника» : диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук / Скрыпник Артем Николаевич; ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технический университет им. А.Н. Туполева – КАИ». – Казань, 2020. – 196 с.
130. Эффективные поверхности теплообмена/ Э. К. Калинин, Г. А. Дрейцер, И. З. Копп, А. С. Мякочин.– Москва : Энергоатомиздат, 1988. – 407 с.
131. Stabilization of heavy vacuum gas oil when producing lubricating oils / K. A. Alekseev, K. A. Kirichenko, A. V. Rakov [et al.] // Chemistry and Technology of Fuels and Oils. – 2022. – Vol. 58, Iss. 2. – P. 263–270.
132. Мигай, В.К. Моделирование теплообменного энергетического оборудования / В. К. Мигай.– Ленинград : Энергоатомиздат, 1987. – 264 с.
133. Дементьев, Б.А. Ядерные энергетические реакторы: учебник для вузов / Б. А. Дементьев. – Москва : Энергоатомиздат, 1984. – 280 с.
134. Основы теплопередачи в авиационной и ракетно-космической технике /В. С.Авдуевский,Б.М. Галицейский,Г.А. Глебов [и др.] ;под редакцией В. К. Кошкина. – Москва : Машиностроение, 1975. – 624 с.
135. Основы прикладной аэрогазодинамики : учебное пособие для втузов. В 2 книгах. Книга 2. Обтекание тел вязкой жидкостью /под редакцией Н.Ф. Краснова. – Москва : Высшая школа, 1991. – 358 с.

136. Лаптев, А.Г. Устройство и расчет промышленных градирен / А. Г. Лаптев, И. А. Ведыгаева. – Казань: Издательство Казанского государственного энергетического университета, 2004. – 180 с.
137. Олевский, В.М. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура / под редакцией В. М. Олевского. – Москва : Химия, 1988. – 239 с.
138. Войнов, Н. А. Теплообмен при пленочном течении жидкости / Н. А. Войнов, Н. А. Николаев. – Казань : Издательство «Отечество», 2011. – 224 с.
139. Laptev, A. G. Determination of friction coefficients as well as heat and mass transfer coefficients in film-type countercurrent apparatuses with intensifiers / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Устойчивая энергетика и энергомашиностроение – 2021 : материалы Международной конференции с размещением в Международной базе Scopus. – Казань, 2021. – С. 894–902.
140. Andreussi, P. Liquid phase mass transfer in annular two-phase flow / P. Andreussi, S. Zanelli // Quaderni dell'Ingegnere Chimico Italiano – 1976. – Vol. 12, Iss. 4. – P. 132–136.
141. Spedding, P. L. Heat and mass transfer in wetted – well columns / P. L. Spedding, M. T. Jones // Chemical Engineering Journal. – 1988. – Vol. 37, Iss. 3. – P. 165–176.
142. Reitz, N. Zur Hydrodynamik von aufsteigenden Zweiphasen-Ring-Tropfen-Stroemungen. Teil II. / N. Reitz, E. Grundke // Chemische Technik – 1980. – Vol. 32, Iss. 11. – P. 567–569.
143. Бабак, В.Н. Двухфазный массообмен в орошаемых трубчатых насадках в режиме прямотока при ламинарном движении фаз / В. Н. Бабак // Теоретические основы химической технологии. – 2015. – Т. 49, № 5. – С. 542.
144. Патент 54818 Российская федерация, МПК В01J 19/32 (2006.01). Регулярная насадка для тепломассообменных аппаратов : № 2005111912/22; заявлено 20.04.2005 ; опубликовано 27.07.2006 / Фарахов М. И., Шигапов И. М., Маряхин Н. Н., Фарахов Т. М., Лаптева Е. А. ; патентообладатель ООО «Инженерно-внедренческий центр «ИНЖЕХИМ». – 10с.

145. Laptev, A. G. Models of transport phenomena in random packed and granular beds / A. G. Laptev, E. A. Lapteva, T. M. Farakhov // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2015. – Т. 49, № 4. – С. 388–395.
146. Сугак, Е. В. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами / Е. В. Сугак, Н. А. Войнов, Н. А. Николаев. – Казань : РИЦ «Школа», 1999. – 224 с.
147. Николаев Н.А. Динамика пленочного течения жидкости и массоперенос в условиях сильного взаимодействия с газом (паром) при однонаправленном восходящем или нисходящем движении. Казань: Отечество, 2011. 104 с.
148. Николаев, Н. А. Эффективность процессов ректификации и абсорбции в многоступенчатых аппаратах с прямоточно-вихревыми контактными устройствами / Н. А. Николаев. – Казань: Отечество, 2011. – 116 с.
149. Toylor, R. Coupled heat and mass transfer in multicomponent system: Solution of the Maxwell – Stefan equation / R. Tolyor // *Letter in Heat and Mass Transfer*. – 1981. – Vol. 8, Iss. 5. – P. 405–416.
150. Krishna, R. A. Turbulent film model for multicomponent mass transfer / R. A. Krishna // *Chemical Engineering Journal*. – 1982. – Vol. 24, Iss. 2. – P. 163–172.
151. Taylor, R. On Multicomponent mass transfer in turbulent flow / R. Tolyor // *Letter Heat and Mass transfer*. – 1981. – Vol. 8. – P. 397–404.
152. Stewart, W. E. Matrix calculation of multicomponent mass transfer in isothermal system / W. E. Stewart, R. Prober // *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*. – 1964. – Vol. 3, Iss. 3. – P. 224–235.
153. Toor, H. L. Solution of linearized equation of multicomponent mass transfer II. Matrix methods / H. L. Toor // *Aiche Journal (John Wiley & Sons, Ltd)*. – 1964. – Vol. 10, Iss. 4. Pp. 460–465.
154. Александров, И. А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей / И. А. Александров. – Москва : Химия, 1975. – 319 с.
155. Николаев, Н. А. Массоотдача в жидкой фазе при прямоточном движении газа и жидкости в трубке / Н. А. Николаев, В. А. Булкин, Н. М. Жаворонков // *Теоретические основы химической технологии*. – 1970. – Т. 4, № 3. – С. 418–421.

156. Фарахов, М. М. Гидравлические и массообменные характеристики насадок «Инжехим» для контакта газа и жидкости в колонных аппаратах : специальность 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий» : диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук / Фарахов Марат Мансурович; Казанский национальный исследовательский технологический университет. – Казань, 2018. – 165 с.
157. Лаптев, А. Г. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке / А. Г. Лаптев, Н. Г. Минеев, П. А. Мальковский. – Казань : Печатный двор, 2002. – 250 с.
158. Лаптева, Е. А. Исследование массообменной эффективности в газовой фазе в насадочной колонне с интенсификаторами / Е. А. Лаптева // Вестник Технологического университета. – 2022. – Т. 25, № 5. – С. 55–59.
159. Фарахов, Т. М. Обобщенные гидравлические и массообменные характеристики новых контактных насадок колонных аппаратов / Т. М. Фарахов, М. М. Фарахов, Е. А. Лаптева // Химическая промышленность сегодня. – 2016. – № 2. – С. 50–56.
160. Лаптев, А. Г. Метод определения эффективности тепломассообмена в пленочной градирне с интенсифицированными блоками оросителей / А. Г. Лаптев, Е. А. Лаптева // Теплофизика и аэромеханика. – 2024. – Т. 31, № 3. – С. 503–513.
161. Лаптева, Е. А. Гидравлические и массообменные характеристики комбинированной насадки в колонном аппарате / Е. А. Лаптева, М. М. Фарахов, А. Г. Лаптев // Вестник технологического университета. – 2023. – Т. 26, № 1. – С. 48–52.
162. Столярова, Е. Ю. Экспериментальные гидравлические и тепломассообменные характеристики пленочной градирни с комбинированными насадками / Е. Ю. Столярова, Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев // Вестник Казанского государственного энергетического университета. – 2023. – Т. 15, № 1 (57). – С. 37–47.

163. Лаптева, Е. А. Сравнительная характеристика контактных насадок в декарбонизаторах и термических деаэраторах ТЭС / Е. А. Лаптева, Г. К. Шагиева, А. Г. Лаптев // Вестник Казанского государственного энергетического университета. – 2017. – № 2 (34). – С. 33–42.
164. Лаптева, Е. А. Эффективность насадочных декарбонизаторов в водоподготовке ТЭС / Е. А. Лаптева, Г. К. Шагиева, А. Г. Лаптев // Известия вузов. Проблемы энергетики. – 2015. – № 11-12. – С. 20–25.
165. Lapteva, E. A. Determining the efficiency of desorption of corrosive-active gases in columns with chaotic and regular nozzles / E. A. Lapteva, M. I. Farakhov // Thermal Engineering. – 2021. – Vol. 68, Iss. 2. – Pp. 165–169.
166. Laptev, A. G. A Mathematical model and design calculation of a thermal deaerator with a bubbling storage tank / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Thermal Engineering. – 2019. – Vol. 66, Iss. 9. – Pp. 681–686.
167. Laptev, A. G. Improving the efficiency of water purification from dissolved gases at TPP / A. G. Laptev, E. A. Lapteva, G. K. Shagieva // Thermal Engineering. – 2017. – Vol. 64, Iss. 1. – Pp. 68–72.
168. Laptev, A. G. Numerical simulation of mass transfer in the liquid phase of the bubble layer of a thermal deaerator / A. G. Laptev, R. S. Misbakhov, E. A. Lapteva // Thermal Engineering. – 2015. – Vol. 62, Iss. 12. – Pp. 911–915.
169. Лаптева, Е. А. Эффективность явлений переноса в газожидкостных средах при десорбции и охлаждении жидкостей / Е. А. Лаптева. – Казань : Отечество, 2019. – 224 с.
170. Ямлеева, Э. У. Исследование процесса аэрации деаэрированной воды в баках-аккумуляторах ТЭЦ г. Ульяновска / Э. У. Ямлеева, В.И.Шарапов // Вестник Ульяновского государственного технического университета. – 2018. – № 1 (81). – С. 42–47.
171. Шарапов, В.И. Массообмен и гидродинамика деаэраторов ТЭС при использовании в качестве десорбирующей среды природного газа / В. И. Шарапов, Е. В. Кудрявцева, О. В. Пазушкина // Известия высших учебных заведений. Проблемы энергетики. – 2017. – Т. 19, № 1-2. – С. 86–94.

172. Шарапов, В.И. Технико-экономическая оценка применения технологий низкотемпературной деаэрации воды / В. И. Шарапов, Е. В. Кудрявцева // Промышленная энергетика. – 2017. – № 6. – С. 23–26.
173. Water deaeration in water-cooling systems of the stator winding in a turbogenerator with hydrogen-water cooling / G. V. Ledukhovskiy, Y. E. Varochkin, V. P. Zhukov [et al.] // Thermal Engineering. – 2018. – Vol. 65, Iss. 10. – Pp. 751–755.
174. Ледуховский, Г.В. Моделирование процессов удаления из воды угольной кислоты в деаэраторах атмосферного давления / Г. В. Ледуховский // Теплоэнергетика. – 2017. – № 2. – С. 55–62.
175. Шагиева, Г. К. Энергомассообменные характеристики и модернизация аппаратов очистки воды от растворенных газов на ТЭС : специальность 05.14.14 «Тепловые электрические станции, их энергетические системы и агрегаты» : диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук / Шагиева Гузель Камилевна; Казанский государственный энергетический университет. – Казань, 2018. – 164с.
176. Коротков, А. А. Повышение эффективности декарбонизации воды термическими деаэраторами атмосферного давления : специальность 05.14.14 «Тепловые электрические станции, их энергетические системы и агрегаты» : диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук / Коротков, Александр Александрович; Ивановский государственный энергетический университет. – Иваново, 2013. – 161 с.
177. Шарапов, В. И. Термические деаэраторы / В. И. Шарапов, Д. В. Цюра.– Ульяновск: УлГТУ, 2003. – 560 с.
178. Шарапов, В.И. Декарбонизаторы / В. И. Шарапов, М. А. Сивухина. – Ульяновск : УлГТУ, 2000. – 204 с.
179. Reinhard, Billey. Packed towers in processing and enviropmental technology / Billey Reinhard. – New York: VCH, 1995. – 560 p.
180. Лаптев, А.Г. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике: Пособие красчету аппаратов / А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов. – Казань: Издательство Казанского государственного университета, 2008. – 729 с.

181. Porous plastic packing for heat and mass transfer processes / A. B. Golovanchikov, A. A. Shagarova, P. S. Vasil'ev, K. V. Cherikova // *Chemical and Petroleum Engineering*. – 2018. – Vol. 53, Iss. 11, 12. – Pp. 759–764.
182. Cioncolini, A. Pressure drop prediction in annular two-phase flow in macroscale tubes and channels / A. Cioncolini, J. R. Thome // *International Journal of Multiphase Flow*. – 2017. – Vol. 89. – Pp. 321–330.
183. Experimental investigation of fill pack impact on thermal-hydraulic performance of evaporative cooling tower / A. V. Dmitriev, I. N. Madyshev, V. V. Kharkov [et al.] // *Thermal science and engineering (Elsevier)*. – 2021. – Vol. 22. – Pp. 100835.
184. Ramkrishnan, R. Experimental study of cooling tower performance using ceramic tile packing / R. Ramkrishnan, R. Arumugam // *Processing and Application of Ceramics*. – 2013. – Vol. 7. – Pp. 21–27.
185. Оценка охлаждающей способности оросительных градирен / В. Л. Федяев, Е. М. Власов, Р. Ф. Гайнуллина, Р. Ф. Гайнуллин // *Известия высших учебных заведений. Проблемы энергетики*. – 2011. – № 3-4. – С. 27–32.
186. Ramkumar, R. Optimization of cooling tower performance with different types of packings using Taguchi approach / R. Ramkumar, A. Ragupathy // *Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering*. – 2015. – Vol. 37. – Pp. 929–936.
187. Rahmati, M. Experimental investigation on 486 performance enhancement of forced draft wet cooling towers with special emphasis on the role of stage numbers / M. Rahmati, S. R. Alavi, M. R. Tavakoli // *Energy Conversion and Management*. – 2016. – Vol. 126. – Pp. 971–981.
188. Raj, G. Comparative analysis of two different types of fills used in wet cooling tower for higher-scale water with conventional film type fill / G. Raj, P. Chandra, P. K. Pathak // *Heat Transfer-Asian Research*. – 2019. – Vol. 48, Iss. 8. – Pp. 4000–4015.
189. Naik, B. K. A novel approach for performance assessment of mechanical draft wet cooling towers / B. K. Naik, P. Muthukumar // *Applied Thermal Engineering*. – 2017. – Vol. 121. – Pp. 14–26.

190. Mohammad N. Fares. Salman Performance evaluation of a wet cooling water tower using graphenenanofluids / N. Mohammad, A. Al-Mayyahi Mohammad, D. Ali // *Journal of heat and mass transfer volume*. – 2018. – Vol. 15, Iss. 4. – Pp. 935-951.
191. Wang, L. Research on heat transfer model and affecting factors for cross flow cooling towers / L. Wang, X. Wang, J. Lu / *Journal of Thermal Science and Technology* – 2015. Vol. 14. – P. 278-82.
192. Interfacial friction in upward annular gas–liquid two-phase flow in pipes / A.M. Aliyu, Y.D. Baba, L. Lao [et al.] // *Experimental Thermal and Fluid Science*. – 2017. – Vol. 84. – Pp. 90–109.
193. Prediction of interfacial shear stress of vertical upward adiabatic annular flow in pipes / P. Ju, Y. Liu, C. S. Brooks, M. Ishii // *International Journal of Heat and Mass Transfer*. – 2019. – Vol. 133. – Pp. 500–509.
194. О модернизации градирен СК-1200 / В.Л.Федяев, Б. А. Снигерев, И. В. Моренко // *Известия высших учебных заведений. Проблемы энергетики*. – 2009. – № 5-6. – С. 43–51.
195. Дмитриев, А. В. Оценка эффективности процессов тепло- и массообмена в трехпоточной испарительной градирне с наклонно-гофрированными контактными элементами / А. В. Дмитриев, И. Н. Мадышев, Л. В. Круглов // *Вестник Казанского государственного энергетического университета*. – 2020. – Т. 12, № 4 (48). – С. 126–135.
196. Лаптева, Е. А. Снижение энергозатрат на охлаждение воды с применением мини градирен / Е. А. Лаптева, Е. Ю. Столярова // *Труды Академэнерго*. – 2020. – № 2 (59). – С. 23–30.
197. Лаптева, Е. А. Показатели энергоэффективности градирен / Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов // *Надежность и безопасность энергетики*. – 2018. – Т. 11, № 3. – С. 217–221.
198. Лаптева, Е. А. Теплогидравлическая эффективность охлаждения воды в мини-градирне с регулярной насадкой / Е. А. Лаптева, Е. Ю. Столярова, А. Г. Лаптев // *Химическое и нефтегазовое машиностроение*. – 2018. – № 3. – С. 16.

199. Лаптева, Е.А. Модифицированный метод единиц переноса расчета пленочных градирен / Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев //Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2018. – № 8. – С. 14–17.
200. Лаптева, Е.А. Модель структуры потока и эффективность пленочной градирни с учетом неравномерности распределения фаз / Е. А. Лаптева, Е. Ю. Столярова, А. Г. Лаптев//Фундаментальные исследования. – 2018. – № 11-2. – С. 150–154.
201. Лаптева, Е.А. Тепловая эффективность и расчет охлаждения воды в пленочных градирнях / Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев//Вода: химия и экология. – 2018. – № 4-6 (115). – С. 101–105.
202. Лаптев, А. Г. Сравнительные гидравлические и тепломассообменные характеристики пленочных регулярных насадок в градирнях / А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов, Е. А. Лаптева//Вестник Технологического университета. – 2017. –Т. 20, № 18. – С. 71–74.
203. Laptev, A. G. Determination of the thermal efficiency and height of the blocks of countercurrent cooling tower sprinklers / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Journal of Engineering Physics and Thermophysics. – 2020. – Vol. 93, Iss. 3. – Pp. 693–699.
204. Lapteva, E. A. Thermohydraulic efficiency of the process of cooling of water in miniature cooling towers with regular packing / E. A. Lapteva, E. Y. Stolyarova, A. G. Laptev // Chemical and Petroleum Engineering. – 2018. – Vol. 54, Iss. 3-4. – Pp. 161–164.
205. Laptev, A. G. Mathematical models and calculation of the coefficients of heat and mass transfer in the packings of mechanical-draft towers / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Journal of Engineering Physics and Thermophysics. – 2017. – Vol. 90, Iss. 3. – Pp. 644–650
206. Патент 175714 Российская Федерация, МПК F28C 1/00 (2006.01). Мини градирня с насадками: № 2017112126; заявлено 15.12.2017; опубликовано 10.04.2017 / Лаптева Е.А., Столярова Е.Ю., Лаптев А.Г.; патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет». – 5с.

207. Свидетельство 2021616879 о государственной регистрации программы для ЭВМ. Расчет высоты блоков оросителей градирни : № 2021615841; заявлено 22.04.2021; опубликовано 28.04.2021/ Лаптев А.Г., Лаптева Е.А., Столярова Е.Ю.; правообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет».– Бюл. № 5.
208. Слеттери, Дж. Теория переноса импульса, энергии и массы в сплошных средах / Дж. Слеттери. – Москва : Мир, 1978. – 488с.
209. Шейдеггер, А. Э. Физика течения жидкостей через пористые среды / А. Э.Шейдеггер. – Москва : Гостехиздат, 1960. – 249с.
210. Ergun, S. Fluid flow through packed columns / S. Ergun // Journal of Chemical Engineering Progress. – 1952. – Vol. 48, Iss. 2. – Pp. 89–94.
211. Vortmeyer, D. Evaluation of steady flow profiles in rectangular and circular packed beds by a variation method / D. Vortmeyer, J. Shuster // Chemical Engineering Science. – 1983. – Vol. 38, Iss. 10. – Pp. 1691–1699.
212. Гольтштик, М. А. Процессы переноса в зернистом слое / М. А. Гольтштик. – Новосибирск: Институт теплофизики СО АН СССР, 1984. – 358с.
213. Штерн, П. Г. Изотермическое осесимметричное течение несжимаемой жидкости в контактных аппаратах радиального типа / П. Г. Штерн, Е. А. Руденчик, С. В. Турунтаев // Инженерно-физический журнал. – 1986. – № 4. – С. 555–560.
214. Иоффе, И. И. Инженерная химия гетерогенного катализа / И. И. Иоффе. – Москва : Химия, 1956. – 462с.
215. Штерн, П. Г. Процессы переноса в зернистом слое / П. Г. Штерн, Е. А. Руденчик, И. С. Лукьяненко // Теоретические основы химической технологии. – 1997. – № 4. – С. 428–433.
216. Пушнов, А. С. Компоновка оросителя градирни с учетом неравномерности поля скоростей воздушного потока / А. С. Пушнов, А.С.Рябушенко // Теплоэнергетика. – 2016. – №7. – С. 74–79.
217. Беренгартен, М.Г. Контактные устройства для градирен: учебное пособие/ М.Г. Беренгартен, М.Г. Лагуткин. – Москва: Московский политех, 2023. –132с.

218. Laptev, A. G. Modelling of mass transfer in separation of hydrocarbon mixtures and modernization of industrial columns / A. G. Laptev, E. A. Lapteva, A. D. Gilyazov. – DOI: <http://dx.doi.org/10.1088/1757-899X/976/1/012016> // IOP Conference Series: Materials Science and Engineering. – 2020. – Vol. 976.
219. Дмитриева, О. С. Разработка новых градирен для увеличения энергоэффективности промышленных установок / О. С. Дмитриева, А. В. Дмитриев // Вестник Казанского технологического университета. – 2014. – Т. 17, № 6. – С. 134–136.
220. Golovanchikov, A. Modelling of absorption process in a column with diffused flow structure in liquid phase / A. Golovanchikov, N. Merentsov // International Scientific Conference Energy Management of Municipal Facilities and Sustainable Energy Technologies EMMFT 2018 / V. Murgul, M. Pasetti (eds). – Springer, 2019. – Vol. 2. – Pp. 635–644. – (Part of the book series: Advances in Intelligent Systems and Computin, vol. 983).
221. Пушнов, А. С. О влиянии высоты ярусов регулярной насадки на эффективность процессов тепло- и массоотдачи / А. С. Пушнов, Н. П. Цурикова, М. Г. Лагуткин // Энергосбережение и водоподготовка. – 2012. – № 1 (75). – С. 42–46.
222. Development of new ceramic packing for absorption devices with a larger / A. Pushnov, M. Lagutkin, I. Sidelnikov [et al.] // Journal of Environmental Engineering and Landscape Management. – 2010. – Vol. 18, Iss. 1. – Pp. 38–44.
223. Пушнов, А. С. Канальная модель аэродинамики градири / А. С. Пушнов // Энергетика. – 2011. – Т. 57, №1. С. 60–70.
224. Дейч, М. Е. Гидродинамика двухфазных сред / М. Е. Дейч, Г. А. Филлипов. – Москва : Энергоиздат, 1981. – 472 с.
225. Исследование коэффициентов сопротивления и теплоотдачи слоя насадки / В. Н. Блиничев, В. Г. Комлев, В. М. Захаров [и др.] // Известия вузов. Химия и химическая технология. – 1987. – Т. 30, №8. – С. 1790–1800.
226. Коган, В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии / В. Б. Коган. – Ленинград : Химия, 1977. – 592 с.

227. Голованчиков, А. Б. Моделирование гидродинамических и тепловых процессов в двухтрубном теплообменнике / А. Б. Голованчиков, С.Б.Воротнева. – Волгоград: ВолгГТУ, 2015. – 160 с.
228. Голованчиков, А.Б. Моделирование работы двухтрубного теплообменника с учетом теплодиффузии газового теплоносителя / А. Б. Голованчиков, С.Б.Воротнева // Известия вузов. Химия и химическая технология. – 2015. – Т. 58, № 9. – С. 58–62.
229. Голованчиков, А. Б. Влияние структуры потоков и термического сопротивления на технологические параметры двухтрубного теплообменника / А. Б. Голованчиков, С. Б. Воротнева, Б. А. Дулькин // Известия Волгоградского государственного технического университета. – 2014. – № 25 (152). – С. 121–126.
230. Островский, Г. М. Оптимизация технических систем / Г. М. Островский, Н. Н. Зиятдинов, Т. В. Лаптева. – Москва : КНОРУС, 2012. – 432 с.
231. Лаптева, Е. А. Определение режимных и конструктивных характеристик барботажных тарелок охлаждения газов / Е. А. Лаптева // Вестник Технологического университета. – 2022. – Т. 25, № 4. – С. 77–82.
232. Эффективность очистки газов от аэрозольных частиц в режиме сильного взаимодействия газа с пленкой жидкости / А.А.Агеев, Д.А. Яхонтов, Т. Ф. Кадыров [и др.] // Вестник Технологического университета. – 2021. – Т. 24, № 11. – С. 34–38.
233. Лаптев, А. Г. Показатели энергосепарационной эффективности газосепараторов капельных аэрозолей / А. Г. Лаптев, М. М. Башаров, Е. А. Лаптева // Известия высших учебных заведений. Проблемы энергетики. – 2019. – Т. 21, № 1-2. – С. 3–9.
234. Laptev, A. G. Mathematical model and thermohydraulic characteristics of packed scrubbers of condensation cooling of a gas / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // Journal of Engineering Physics and Thermophysics. – 2022. – Vol. 95, Iss. 1. – Pp. 257–265.
235. Mathematical model of dispersed phase gas separation in a combined equipment / A. A. Ageev, D. A. Yakhontov, T. F. Kadyrov [et al.] // Chemical and Petroleum Engineering. – 2019. – Vol. 55, Iss. 7-8. – Pp. 611–618.

236. Laptev, A. G. Separation and energy efficiency of packed apparatuses for purifying gases from aerosols / A. G. Laptev, E. A. Lapteva, M. M. Basharov // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2017. – Vol. 51, Iss. 5. – Pp. 639–646.
237. Laptev, A. G. Model of gas purification from the fine-dispersed phase in the bubbling layer based on the concept of active input section / A. G. Laptev, E. A. Lapteva // *Theoretical foundations of chemical engineering*. – 2015. – Vol. 49, Iss. 2. – Pp. 157–162.
238. Лаптева, Е. А. Математическая модель конденсационного охлаждения газов и нагрева воды в пленочных скрубберах с учетом неравномерности распределения фаз / Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев // *Математические методы в технологиях и технике*. – 2021. – № 1. – С. 65–69.
239. Лаптева, Е. А. Тепломассообмен и энергоэффективность противоточных пленочных аппаратов / Е. А. Лаптева, М.В. Сайтбаталов.– Москва : Теплотехник, 2014. – 204 с.
240. Аронов, И. З. Контактный нагрев воды продуктами сгорания природного газа / И. З. Аронов. – 2-е изд. Ленинград : Недра, 1990. – 280 с.
241. Андреев, Е. И. Расчет тепломассообмена в контактных аппаратах / Е. И. Андреев. – Ленинград : Энегоатомиздат, Ленинградское отделение, 1985. – 192 с.
242. Valdborg, A. Y. Condensation cooling of gases in gas purification systems / A. Y. Valdborg, N. M. Savitskaya // *Chemical and Petroleum Engineering*. – 2012. – Vol. 48, Iss. 1-2. – Pp. 22–28.
243. Юшков, Н. В. Тепломассообмен при различных режимах очистки и охлаждения доменного газа в пре-скруббере системы мокрой газоочистки доменной печи / Н. В. Юшков, В. Я. Губарев // *Вестник Московского энергетического института. Вестник МЭИ*. – 2018. – № 5. – С. 16–23.
244. Горбунов, В. А. Исследование работы скруббера для очистки доменного газа на основе математического моделирования / В. А. Горбунов, Д. С. Ялховских // *Промышленная энергетика*. – 2009. – № 10. – С. 59–62.
245. Analysis of the dispersed composition of the phosphorite dust and the properties of emission fluoride gases in the production of superphosphate mineral fertilizers / R.

Tojiev, A. Isomiddinov, A. Akhrorov, Sh. To'uchieva // *Universum: chemistry and biology*. – 2021. – № 6-2 (84). – Pp. 68–73.

246. Патент № 2635118 Российская Федерация, МПК В01D 47/10 (2006.01), В05В 1/34 (2006.01), В05В 1/26 (2006.01). Скруббер для очистки газов : № 2017102945; заявлено 30.01.2017; опубликовано 09.11.2017/ Кочетов О.С.; патентообладатель Кочетов Олег Савельевич. – 7с.

247. Камалутдинов, Р. М. Применение скруббера для охлаждения и увлажнения доменного газа / Р. М. Камалутдинов // Научно Исследовательский Центр “ScienceDiscovery”. – 2022. – № 10. – С. 576–580.

248. Вальдберг, А. Ю. Современные тенденции в развитии теории и практики пылеулавливания / А. Ю. Вальдберг // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2007. – № 7. – С. 48–50.

249. Вальдберг, А. Ю. Основы расчета эффективности газоочистных аппаратов инерционного типа / А. Ю. Вальдберг, С. Г. Сафонов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2006. – № 9. – С. 43.

250. Вальдберг, А. Ю. Очистка и охлаждение газов в насадочных скрубберах : учебное пособие / А. Ю. Вальдберг, Е. В. Полиенова, А. С. Пушнов. – Москва : МГУИЭ, 2011. – 142 с.

251. Шибитова, Н. В. Повышение эффективности работы насадочных массообменных аппаратов / Н. В. Шибитова, Р. М. Тимошенко // Современные наукоемкие технологии. – 2014. – №12-1. – С.114а.

252. Выйтехович, П. Е. Сравнительный анализ эффективности регулярных насадок для массообменных аппаратов / П. Е. Выйтехович, Д. Ю. Мытько // Труды БГТУ. Серия 2: Химические технологии, биотехнология, геоэкология. – 2020. – №2 (235). – С. 44–49.

253. Чуракова, С.К. Варианты интенсификации работы действующего массообменного оборудования в процессах нефтегазопереработки и нефтехимии / С. К. Чуракова // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. – 2013. – № 5. – С. 48–53.

254. Лесной, Д. В. Методика расчета теплообменной эффективности для новых технических решений по совершенствованию конструкции аппаратов воздушного охлаждения / Д. В. Лесной, С. К. Чуракова // Башкирский химический журнал. – 2020. – Т. 27, № 3. – С. 97–102.
255. Башаров, М. М. Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе : монография / Е. А. Лаптева, М. М. Башаров ; под редакцией А. Г. – Казань : Отечество, 2013. – 296 с.
256. Sehmel, G. A. Aerosol deposition from turbulent airstreams in vertical conduits / G. A. Sehmel. Report BNWL-578, Richland, Washington: Pacific Northwest Laboratory, 1968.
257. Справочник по распыливающим, оросительным и каплеулавливающим устройствам / А. Н. Чохонелидзе, В. С. Галустов, Л. П. Холпанов, В. П. Приходько. – Москва : Энергоатомиздат, 2002. – 608 с.
258. Овчинников, А.А. Динамика двухфазных закрученных турбулентных течений и вихревых сепараторов / А. А. Овчинников. – Казань : ЗАО «Новое знание», 2005. – 288 с.
259. Щукин, В. К. Теплообмен, массообмен и гидродинамика закрученных потоков в осесимметричных каналах / В. К. Щукин, А. А. Халатов. – Москва: Машиностроение, 1982. – 200 с.
260. Идельчик, И. Е. Аэродинамика технологических аппаратов / И. Е. Идельчик. – Москва : Машиностроение, 1983. – 351 с.
261. Дьяконов, С. Г. Модель массоотдачи в барботажном слое контактного устройства на основе концепции активного (входного) участка / С. Г. Дьяконов, В. И. Елизаров, А. Г. Лаптев // Теоретические основы химической технологии, – 1991. – Т. 25, № 6. – С. 783–795.
262. Павлов, В. П. К вопросу о возможности масштабных переходов при проектировании барботажных аппаратов // Труды МИХМ. – 1969. – Т. 1, вып. 1. – С. 181–185.

263. Колтунова, Л. Н. Массоотдача на начальном участке газовой струи, вытекающей в жидкость / Л. Н. Колтунова, М. Э. Аэров// Теоретические основы химической технологии. – 1982. – Т. 16, №2. – С. 161–166.
264. Измерение локальных концентраций при истечении газа в жидкость / А. С. Васильев, Е. В. Федотов, В. П. Павлов [и др.] // Теоретические основы химической технологии. – 1967. – Т. 1, № 3. – С. 349–352.
265. Пенный режим и пенные аппараты / Э. Я. Тарат, И.П. Мухленов, А. Ф. Туболкин, Е. С. Тумаркина. – Ленинград : Химия, 1977. – 303 с.
266. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А.И.Скобло, Ю. К. Молоканов, А. И. Владимиров, В. А. Щелкунов. – Москва : РГУ нефти и газа имени И.М. Губкина, 2012. – 725 с.
267. Комиссаров, Ю. А. Химическая технология: научные основы процессов ректификации : в 2 частях/ Ю. А. Комиссаров, Д. П. Вент, Л. С. Гордеев. – Москва : Издательство Юрайт, 2018. – Ч. 1. – 270 с.
268. Петров, В.И. Аэрогидродинамика вихревых аппаратов очистки отходящих газов : монография / В. И. Петров ; Казанский национальный исследовательский технологический университет. – Казань : КНИТУ, 2023. – 156 с.
269. Коротченко, Д. М. Стратегическое развитие предприятий химической промышленности в современных условиях / Д. М. Коротченко, Н. Н. Дорошенко // Экономика и предпринимательство. – 2021. – № 11 (136). – С. 1334–1338.
270. Шестаков, Р. Б. К вопросу о концептуальных основах стратегии модернизации и импортозамещения в российской экономике / Р. Б. Шестаков, Ю. В. Бухвостов // Вестник Орловского государственного аграрного университета. – 2016. – № 3 (60). – С. 40–46.
271. Яроцкая, Е. В. Политика импортозамещения как основное направление развития экономики Российской Федерации / Е. В. Яроцкая // Социально-экономическое развитие региона: опыт, проблемы, инновации : материалы IX Международной научно-практической конференции. – Смоленск, 2022. – С. 190–196.

272. Беренгартен, М.Г. Совершенствование насадочных контактных устройств массообменных аппаратов/ М.Г. Беренгартен, А.С. Пушнов // Промышленные процессы и технологии. – 2023. – Т.3 № 2(9). – С. 51-67.
273. Лебедев, Ю. Н., Импортзамещающее оборудование для нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности / Ю. Н. Лебедев, В. Г. Чекменев, М. Б. Вихорев // Химическая техника. – 2015. – № 1. – С. 26.
274. Лаптева, Е. А. Математическая модель массообмена в многокомпонентной смеси и применение насадок в колоннах получения товарного бензина / Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев, А. Д. Гилязов // Вестник Технологического университета. – 2020. – Т. 23, № 10. – С. 43–45.
275. Лаптева, Е. А. Модернизация термических деаэраторов и декарбонизаторов ТЭС / Е. А. Лаптева, А. Г. Лаптев // Вода: химия и экология. – 2019. – № 3-6. – С. 120–124.
276. Laptev, A. G. Updating packed fractionating columns using mathematical model of multicomponent mixture separation / A. G. Laptev, E. A. Lapteva, A. D. Gilyazov // Chemistry and Technology of Fuels and Oils. – 2021. – Vol. 57, № 1. – Pp. 1–8.
277. Лаптева, Е.А. Модернизация ректификационной колонны выделения гексена-1 из гексеновой фракции / Е. А. Лаптева, М. И. Фарахов, А. Г. Лаптев // Математические методы в технологиях и технике. – 2022. – № 8. – С. 22–25.
278. Лаптева, Е. А. Снижение энергозатрат на охлаждение воды с применением градирен / Е. А. Лаптева, Е. Ю. Столярова // Математические методы в технике и технологиях. – 2020. – Т. 1. – С. 22–26.
279. Increasing the efficiency of rectification columns in the production of ethanolamines / A. G. Laptev, M. I. Farahov, N. G. Mineev [et al.] // Химическая промышленность сегодня. – 2007. – Т. 7. – С. 354.
280. Enhancing performance of rectification columns for ethanolamine manufacturing / A. G. Laptev, M. I. Farahov, N. G. Mineev [et al.] // Russian Journal of Applied Chemistry. – 2007. – Vol. 80, Iss. 12. – Pp. 2184–2189.
281. Свидетельство № 2021615596о государственной регистрации программы для ЭВМ. Расчет насадочных декарбонизаторов : № 2021614170 ;заявлено

29.03.2021; опубликовано 09.04.2021 / Бальзамов Д. С., Харитонов О. С., Лаптева Е. А., Мирзагалямова Е. В.; правообладатели Бальзамов Д. С., Харитонов О. С., Лаптева Е. А., Мирзагалямова Е. В. – Бюл. № 4.

282. Патент № 173406 Российская Федерация, МПК F22D/50 (2006.01). Установка для деаэрации воды : № 2016149063; заявлено 13.12.2016; опубликовано 31.08.2017 / Лаптева Е. А., Шагиева Г. К., Лаптев А. Г. ; патентообладатели Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет».– бс.

283. Патент № 168133 Российская Федерация, МПК C02F 1/20 (2006.01), F22D 1/50 (2006.01). Установка для декарбонизации воды : № 2016110536 ; заявлено 22.03.2016 ; опубликовано 18.01.2017 / Лаптева Е. А., Шагиева Г. К., Лаптев А. Г.; патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Казанский государственный энергетический университет». – 6 с.

284. Патент № 162574 Российская Федерация, МПК F22D 1/50 (2006.01). Установка для деаэрации воды : № 2015149579/06; заявлено 18.11.2015; опубликовано 20.06.2016 / Лаптева Е. А., Шагиева Г. К., Лаптев А. Г.; патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет».– бс.

285. Башаров, М. М. Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе : монография / М. М. Башаров, Е. А. Лаптева. Казань : Отечество, 2013. – 296 с.

286. Лаптева, Е.А. Эффективность явлений переноса в газожидкостных средах при десорбции и охлаждении жидкостей / Е. А. Лаптева.– Казань: Отечество, 2019. – 224 с.

ПРИЛОЖЕНИЯ

ПРИЛОЖЕНИЕ 1

Акты и справки о применениях научных результатах на предприятиях

O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI
FANLAR AKADEMIYASI
UMUMIY VA NOORGANIK
KIMYO INSTITUTI
100170, Toshkent,
MirzoUlug'bekko'chasi, 77-A
Tel: +99871 262-56-60
Faks: +99871 262-79-90
E-mail: ionx@academy.uz



ACADEMY OF SCIENCES
REPUBLIC OF UZBEKISTAN
INSTITUTE OF GENERAL
AND INORGANIC CHEMISTRY
77-A, MirzoUlugbek street,
100170, Tashkent
Tel: +99871 262-56-60
Faks: +99871 262-79-90
E-mail: ionx@academy.uz

20112023 № 110/8-1266

ФГБОУ ВО КГЭУ
«Казанский государственный
энергетический университет»

СПРАВКА

о применении научно-технических и технологических разработок, полученных в ФГБОУ ВО «Казанский государственный энергетический университет» на кафедрах «Инженерная экология и безопасность труда» и «Энергообеспечение предприятий, строительство зданий и сооружений»

В многочисленных научных статьях в журналах Теоретические основы химической технологии, Инженерно-физический журнал, Теплоэнергетика, Химия и технология топлив и масел и др., а также в монографиях профессора Лаптев А.Г., доцента Лаптевой Е.А. и др., которые имеются в открытом доступе на сайта Казанского государственного энергетического университета и Инженерно-Внедренческого Центра «Инжехим», разработан ряд оригинальных математических моделей, приведены экспериментальные данные по тепломассообмену в двухфазных средах и даны варианты модернизации промышленных аппаратов и технологических установок на различных предприятиях в РФ и за рубежом, внедренные с большим экономическим эффектом.

Наибольший интерес представляют математические модели и алгоритмы расчета тепломассообменных процессов (ректификация, абсорбция и экстракция), а также процессы сепарации гетерогенных смесей (разделение аэрозолей и эмульсий) в промышленных аппаратах, которые позволяют выполнять определение эффективности процессов с минимальными экспериментальными данными. Также заслуживает большого внимания разработка и многочисленные внедрения модернизированных аппаратов на предприятиях нефтехимии и нефтегазопереработки.

Научные и практические результаты указанных авторов находят применение в научных исследованиях и разработках института общей и неорганической химии Академии Наук Узбекистана.

Директор, Д.Х.И. проф.



Ибрагимов А.Б.



**МОСКОВСКИЙ
ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
УНИВЕРСИТЕТ**
имени М.В. ЛОМОНОСОВА

ФИЛИАЛ в г. ДУШАНБЕ

ул. Бохтар, 35/1, Душанбе

Тел: +99237 2219942, 2271125

Н. Н. 16 № 183

На № _____

URL: www.msu.tj

e-mail: info@msu.tj

СОГЛАСОВАНО

Исполнительный директор
Филиала МГУ им. М.В. Ломоносова в г. Душанбе,
к.ф.-м. наук, доцент
Мирзоев С.Х.



Справка

об использовании результатов научных исследований, выполненных в ФГБОУ ВО Казанского Государственного Энергетического Университета в рамках ведущей научной школы РФ в области знания технических и инженерных наук «НШ-9771.2016.8», «**Математические модели и импортозамещающие модернизации аппаратов разделения смесей и очистки газов и жидкостей в нефтехимическом комплексе и энергетике**», *руководитель д.т.н., профессор Лаптев Анатолий Григорьевич.*

В научных трудах профессора Лаптева А. Г. с аспирантами и докторантами выполнены исследования большого класса процессов и аппаратов химической технологии и энергетических систем. Получены оригинальные математические модели и алгоритмы расчётов эффективности процессов в аппаратах различных конструкций и масштабов. Показаны научно – технические решения по модернизации аппаратов и технологических схем с большим энергосберегающим эффектом, внедренные на промышленных предприятиях.

Материалы научных исследований, опубликованные в монографиях и учебно - справочных пособиях:

1. Лаптев А.Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов. - Казань: Изд - во Казанск. ун-та, 2007. - 500 с.
2. Лаптев А.Г., Башаров М.М. Эффективность тепломассообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса: монография. - Казань: Центр инновационных технологий, 2016. - 344 с.
3. Лаптева Е.А., Лаптев А.Г. Прикладные аспекты явлений переноса в аппаратах химической технологии и теплоэнергетики (гидромеханика и тепломассообмен) - Казань: Издательство «Печать-Сервис XXI век», 2015. - 236 с.
4. Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике. - Казань: Изд - во Казанск. гос. ун-та, 2008. - 729 с.
5. Лаптева Е.А., Фарахов Т.М. Математические модели и расчет тепломассообменных характеристик аппаратов. Под ред. А.Г. Лаптева - Казань: Отечество, 2013. - 182 с.
6. Каган А.М., Лаптев А.Г., Путнов А.С., Фарахов М.И. Контактные насадки промышленных тепломассообменных аппаратов. Под ред. Лаптева А.Г. - Казань: Отечество, 2013. - 454 с.
7. Лаптев А.Г., Фарахов Т.М., Дударовская О.Г. Эффективность явлений переноса в каналах с хаотичными насадочными слоями. - СПб.: Страта, 2016. - 212 с.

используются научными сотрудниками, преподавателями и аспирантами в своих научных исследованиях и учебном процессе.

**Зав. лабораторией физики, Заслуженный
деятель науки и техники Таджикистана,
д.т.н., профессор**



М.М.Сафаров

Подпись профессора М.М. Сафарова заверяю
Начальник ОК филиала МГУ им. М.В. Ломоносова в г. Душанбе




Назарова Х.Т.



№ _____ от «09» сентября 2019г. Ректору КГЭУ
Абдуллазянову Э.Ю.

Об использовании результатов научно-исследовательских работ

Уважаемый Эдуард Юнусович!

Направляю Вам справку об использовании результатов научно-исследовательских и опытно-конструкторских работ доцента, канд. техн. наук **Лаптевой Елены Анатольевны** ФГБОУ ВО Казанский государственный энергетический университет

В многочисленных публикациях Лаптевой Е.А. в журналах (ТОХТ, ИФЖ, Теплоэнергетика и др.), а так же в монографиях и учебных пособиях представлены оригинальные математические модели процессов межфазного теплообмена на контактных устройствах различных конструкций (барботажные, пленочные, вихревые и др.) и алгоритмы расчетов эффективности промышленных аппаратов химической технологии и энергетики.

Математические модели обобщены в виде расчетных выражений, что представляет определенное преимущество при выполнении предпроектных разработок новых теплообменных аппаратов. Кроме этого показано, как влияет масштаб аппаратов на эффективность проводимых процессов.

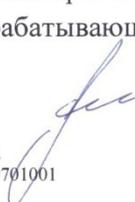
Особый интерес представляют работы по очистки газов (паров) от пыли и капельных аэрозолей. Представлены расчетные формулы для определения энергосепарационной эффективности барботажных тарелок (мокрое пылеулавливание) и насадочных сепараторов очистки газов от мелких капель (3-10мкм).

Лаптевой Е.А. разработан и запатентован ряд аппаратов и контактная насадка, которые имеют значительную практическую значимость при решении задач импортозамещения на предприятиях ТЭК РФ.

Все научно-технические разработки выполнены на высоком научном уровне и применяются в проектных организациях Балтийского Химического Комплекса АО «ГусГазДобыча» при принятии проектных решений по новому оборудованию на газохимических и газоперерабатывающих заводах.

Технический директор

117420, город Москва, улица Наметкина, дом 12А
ОГРН 1184704008785, ИНН/КПП 4707040929/470701001

  **Б.Ю. Анисимов**



Акционерное общество
«Управляющая компания «Биохимического холдинга
«Оргхим» («Управляющая
компания БХХ «Оргхим», АО)

Белинского ул., 55А
Нижний Новгород, 603950, бокс 403
Тел./факс: +7 (831) 259-77-47
www.orgkhim.com

ОКПО 57184037, ОГРН 1025202263327
ИНН/КПП 5256038700/526201001

13.04.2021 № 0421-425

На № _____ от _____

Утверждаю:

И.о. генерального директора
«Управляющая компания БХХ
«Оргхим», АО
Сенников И.Е.

И.Е. Сенников



СПРАВКА

о применении результатов, полученных в рамках выполнения научного проекта
**«Теоретические методы моделирования и разработки эффективных
импортзамещающих аппаратов очистки и глубокой переработки углеводородного
сырья на предприятиях топливно-энергетического комплекса» РНФ 18-79-101-36 в
КГЭУ (2018 – 2021 г.г.)**

В результате выполнения научного проекта разработаны математические модели и алгоритмы расчетов тепло- и массообменных процессов в промышленных аппаратах, а также процессов разделения аэрозолей и эмульсий и процессы смешения сред в малообъемных смесителях.

Получены патенты и зарегистрировано несколько программ ЭВМ. Результаты выполнения проекта, опубликованные в различных журналах и материалах конференций, а также в монографиях переданы авторами в «Управляющая компания БХХ «Оргхим», АО и применяются при выполнении проектов для промышленных предприятий нефтехимии.

Монографии:

1. Лаптев А.Г., Башаров М. М., Лаптева Е. А., Фарахов Т.М. Модели и эффективность процессов межфазного переноса. Часть 2. Тепломассообменные процессы : / Под ред. А. Г. Лаптева – Казань : Центр инновационных технологий, 2020 – 565 стр.

2. Лаптева Е.А. Эффективность явлений переноса в газожидкостных средах при десорбции и охлаждении жидкостей / Под ред. М. И. Фарахова: – Казань: Отечество, 2019. – 224 с.

3. Лаптев А.Г., Башаров М.М., Лаптева Е.А. Математические модели и методы расчетов тепломассообменных и сепарационных процессов в двухфазных средах – Казань : КГЭУ; Старый Оскол : ТНТ, 2021. — 288 с.

Свидетельство о регистрации программ:

1. «Расчет теплообменника с объемными интенсификаторами для охлаждения вязких углеводородных сред» (№ 202161380 от 15. 03. 2021 г.)
2. «Расчет теплообменника с объемными интенсификаторами для нагрева углеводородных сред водяным паром» (№ 2021613577 от 11. 03. 2021 г.)
(авторы: А.Г. Лаптев, Т. М. Фарахов, К.А. Алексеев).

Технический директор



М.В. Синцов



АЖ «ТАНЕКО»

423570, Татарстан Республикасы,
Тубән Кама шәһәре, а/я 97 РУПС
тел: (8555) 49-02-02, 49-02-10
факс: (8555) 49-02-00
e-mail: referent@taneco.ru
web: www.taneco.ru



АО «ТАНЕКО»

423570, Республика Татарстан,
г. Нижнекамск, а/я 97 РУПС
тел: (8555) 49-02-02, 49-02-10
факс: (8555) 49-02-00
e-mail: referent@taneco.ru
web: www.taneco.ru

дд. 11.10.12. № 30113-Спр

Справка

О внедрении научно – технических разработок, выполненных в Казанском государственном энергетическом университете совместно с инженерно-внедренческим центром «Инжехим», под руководством д.т.н., профессора Лаптева А.Г.

Научно – производственная группа Лаптева А.Г. (Фарахов Т.М., Башаров М.М., Лаптева Е.А. и др.) занимается проектированием и модернизацией теплообменного, сепарационного и смешительного оборудования на АО «ТАНЕКО» с 2010 года по настоящее время. За данный период разработан ряд научно-технических решений по модернизации массообменных колонн сероочистки углеводородных газов и выполнено проектирование насадочных проточных смесителей.

Выполнена замена контактных устройств в колонне КА-107 на новую высокоэффективную насадку «Инжехим». При расходе газовой смеси на входе колонны от 1166 кг/ч до 2235 кг/ч и концентрации сероводорода до 0,14% масс обеспечиваются требования технического задания, т.е. содержание сероводорода на выходе на выше 10 ppm масс.

Все научно – технические разработки выполнены на высоком уровне и обеспечивают ряд импортозамещений по оборудованию в нефтегазопереработке.

Генеральный директор

Л.С. Алехин

Компания «АВР»

Общество с ограниченной ответственностью

«Волжский научно-исследовательский и проектный институт топливно-энергетического комплекса»

ООО «Волга НИПИТЭК»

проектирование и промышленный инжиниринг
в нефтедобывающей, нефтеперерабатывающей и химической промышленности

РФ, 443001, г. Самара,
ул. Ульяновская/ул. Яремочная,
д. 52/д. 55, 11 этаж, офис 27
Тел: (846) 331-21-39
Факс: (846) 331-21-40
Email: secr@avr-c.ru

СПРАВКА

**о применении результатов научных исследований научной школы (НШ РФ 9771.2016.8)
д.т.н., профессора, заведующего кафедрой ФГБОУ ВПО «Казанский государственный
энергетический университет» Лаптева А. Г.**

В научных работах Лаптева А.Г., а также его аспирантов (Фарахова М.М., Шагиевой Г. К., Афанасьева Е.П. и др.) и докторантов (Башарова М.М., Фарахова Т.М., Лаптевой Е.А.), выполнены многочисленные исследования и получены оригинальные математические модели и алгоритмы расчетов широкого класса тепло- и массообменных и сепарационных промышленных аппаратов.

Материалы научных публикаций в журналах ТОХТ, ИФЖ, ЖПХ, Теплоэнергетика, Вестник КНИТУ, Вестник КГЭУ и др., а также монографий и учебных пособий:

- Лаптев А.Г., Лаптева Е.А. Прикладные аспекты явлений переноса в аппаратах химической технологии и теплоэнергетики. – Казань: Издательство «Печать-Сервис XXI век», 2015, – 236с;
- Башаров М.М., Лаптева Е.А. Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе / под ред. А.Г. Лаптева. – Казань: Отечество, 2013, – 297с;
- Башаров М.М., Лаптева Е.А. Разделение смесей ректификацией в нефте- и газопереработке / под ред. А.Г. Лаптева. – Казань: Казан. гос. энер. ун-т, 2014. – 280с;
- Лаптев А.Г., Николаев М.М., Башаров М.М. Методы интенсификации и моделирования тепломассообменных процессов. М.: «Теплотехник», 2011. – 288с;
- Лаптев А.Г., Башаров М.М. Эффективность тепломассообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса: – Казань: Центр инновационных технологий, 2016. – 344с;
- Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Башаров М.М., Фарахов М.М. и др. Энерго- и ресурсосберегающие технологии и аппараты очистки жидкостей в нефтехимии и энергетике / под ред. А.Г. Лаптева. – Казань.: Отечество, 2012. – 410с.

используются сотрудниками ООО «Волга НИПИТЭК» при проектировании тепломассообменного оборудования для нефтеперерабатывающей, нефтехимической и газовой отраслей промышленности.

При модернизации колонных аппаратов наиболее частое применение находят высокоэффективные насадки разработанные в рамках научной школы Лаптева А.Г., которые позволяют получить большой энергосберегающий эффект. При проектировании таких аппаратов принимаются во внимание разработанные подходы к научно-обоснованному выбору типа контактных устройств, алгоритмы расчета их эффективности.

Отдельно отметим, что приведенные в работах Лаптева А.Г. примеры внедрения научно-технических решений автора с использованием насадок в промышленных колоннах, убедительно доказывают достоверность и значительную практическую значимость разработок для топливно-энергетического комплекса РФ.

Генеральный директор, д.т.н.



С.П. Лесухин

ОГРН: 1036300903308
ИНН/КПП: 6319072138/631501001
P/c: 40702810654390101905 Поволжский банк СБ РФ г. Самара

Закрытое Акционерное Общество

«ИВЭНЕРГОСЕРВИС»

Юр. адрес: 153002, г. Иваново, ул. Шестернина, д. 3
Тел/факс (4932) 37-22-02
Р/с 40702810117000100837 в Ивановском ОСБ № 8639 в г. Иваново
БИК 042406608, к/с 30101810000000000608,
ИНН 3731028511 КПП 370201001
ОГРН 1033700079951
ОКПО 44753410, ОКОНХ 71100
e-mail office@ivenser.com

«28» апреля 2018 г.
№ 1-28-04/18

Справка об использовании результатов НИОКР

В научной группе под руководством д-ра техн. наук, профессора Лаптева А.Г. (ФГБОУ ВО «Казанский государственный энергетический университет») выполнены НИОКР по повышению эффективности очистки воды от растворенных газов на ТЭС. Основные результаты исследования опубликованы в статьях:

1. Лаптев А.Г., Лаптева Е.А., Шагиева Г.К. «Повышение эффективности очистки воды от растворенных газов на ТЭС» //Теплоэнергетика. - 2017.№1.с.79-83;
2. Лаптева Е.А. Шагиева Г.К. Лаптев А.Г. «Эффективность очистки воды от растворенных газов при слабом и сильном взаимодействии фаз в пленочных аппаратах»// Теплоэнергетика. - 2018, №4,с.65-71;
3. Лаптева Е.А., Фарахов М.М., Шагиева Г.К. «Определение эффективности тепло-, массообмена в барботажных аппаратах по диффузионной модели» //Научные исследования.- 2016. №7(8) с. 6-10;
4. Лаптева Е.А., Шагиева Г.К., Лаптев А.Г. «Очистка воды от растворенных газов в пленочном аппарате с дискретно-шероховатыми стенками» // Надежность и безопасность энергетики.- 2018. т.11. №1 с.48-53.

Результаты научных исследований имеют теоретическую и практическую значимость и приняты к использованию в ЗАО «Ивэнергосервис» при проектировании систем очистки воды от растворенных газов на предприятиях топливно-энергетического комплекса. В частности, указанные научные разработки применялись при обосновании технических решений по реконструкции деаэрационных установок ПАО «Северсталь», а также АО «Апатит» группы «ФОСАГРО» (г. Череповец).

Генеральный директор
ЗАО «Ивэнергосервис»,
д-р техн. наук, профессор



Е.В. Барочкин

Исп.:
Заместитель главного инженера
ЗАО «Ивэнергосервис»,
канд. техн. наук
8-910-698-99-90

Г.В. Ледуховский

ФАНО РОССИИ
 ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ
 БЮДЖЕТНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ НАУКИ
ИНСТИТУТ ТЕПЛОФИЗИКИ
им. С.С. КУТАТЕЛАДЗЕ
 СИБИРСКОГО ОТДЕЛЕНИЯ
 РОССИЙСКОЙ АКАДЕМИИ НАУК
 (ИТ СО РАН)

проспект Академика Лаврентьева, 1
 г. Новосибирск, 630090
 Тел.: 330-70-50; 330-84-80; факс 330-84-80
 Эл. почта: alexs@itp.nsc.ru

УТВЕРЖДАЮ

Директор ИТ СО РАН
 член-корреспондент РАН,
 д. ф.-м. н. С. В. Алексеенко



СПРАВКА

об использовании научных результатов сотрудников ФГБОУ ВПО «Казанский государственный энергетический университет».

В монографиях и статьях научной школы д.т.н., профессор, зав. каф. ФГБОУ ВПО «Казанский государственный энергетический университет» Лаптева А.Г. рассматриваются и решаются важные и актуальные проблемы для нефтехимии и энергетики, связанные с математическим моделированием и повышением эффективности процессов.

В библиотеке и лабораториях Института теплофизики им. С.С. Кутателадзе СО РАН имеются монографии и учебные пособия:

- Лаптев А.Г., Николаев Н.А., Башаров М.М. Методы интенсификации и моделирования тепломассообменных процессов. – М.: «Теплотехник», 2011. – 288с;
- Башаров М.М., Лаптева Е.А. Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе. – Казань: Отечество, 2013. – 297с;
- Башаров М.М., Лаптева Е.А. Разделение смесей ректификацией в нефти- и газопереработке. – Казань: Казан. гос. энер. ун-т, 2014. – 280с;
- Лаптев А.Г., Башаров М.М. Эффективность тепломассообмена и разделение гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса. – Казань: Центр инновационных технологий, 2016. – 344 с;
- Лаптева Е.А., Лаптев А.Г. Прикладные аспекты явлений переноса в

аппаратах химической технологии и теплоэнергетики. – Казань: Издательство «Печать-Сервис XXI век», 2015. – 236 с.

Так, например, представленный в данных научных трудах целый ряд научных положений и математических моделей по тепло- и массопереносу в двухфазных средах в аппаратах с насадками используется сотрудниками Института теплофизики им. С.С. Кутателадзе СО РАН при выполнении научных исследований в рамках госбюджетных проектов, грантов РНФ, РФФИ и хоздоговорных работ по контрактам с отечественными и зарубежными заказчиками, а именно:

- математические модели тепломассообмена в контактной насадке и на беспровальных тарелках при проведении расчетов низкотемпературной ректификации при проведении экспериментов и обобщений на крупномасштабной установке «Большая Фреоновая Колонна» в лаборатории низкотемпературной теплофизики;

- научно-технические решения по повышению эффективности процесса ректификации в колонных аппаратах со структурированной насадкой;

- подходы к моделированию явлений переноса в двухфазных средах с применением теории пограничного слоя, где параметры полученных уравнений подходят путем баланса импульса.

Отмеченные выше работы выполнены на высоком научном уровне и имеют значительную теоретическую и практическую значимость.

Зав. лабораторией низкотемпературной
теплофизики, член-корреспондент РАН,
д. ф.-м. н.



Павленко А.Н.

Зав. отделом теплофизики
многофазных систем, профессор, д. ф.-м. н.



Кузнецов В.В.

Ответственный за переписку:
зав. лаб. ИТ СО РАН, чл.- корр. РАН
А.Н. Павленко. тел.: 8-913-920-12-48.

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ
Общество с Ограниченной Ответственностью
«Инженерный центр «Нефть и Газ»

ИНН 6319060870 КПП 631901001 ОГРН 1036300880032
443022 г. Самара, ул. Заводское шоссе, д.18, корп. 2, оф.21

Тлф.: (846) 337-02-11, 337-06-85; факс: (846) 337-06-85 E-mail: inht@samgtu.ru

СПРАВКА

об использовании результатов научных исследований научной школы д.т.н., профессора,
заведующего кафедрой ФГБОУ ВПО «Казанский государственный энергетический
университет» Лаптева А. Г.

В многочисленных работах Лаптева А.Г. с аспирантами и докторантами получены оригинальные математические модели и алгоритмы расчетов широкого класса тепло- и массообменных и сепарационных промышленных аппаратов.

Материалы научных публикаций в журналах ТОХТ, ИФЖ, ЖПХ, Теплоэнергетика и др., а также монографий и учебных пособий:

- Башаров М.М., Лаптева Е.А. Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе. – Казань: Отечество, 2013, – 297с;
 - Башаров М.М., Лаптева Е.А. Разделение смесей ректификацией в нефте- и газопереработке. – Казань: Казан.гос.энер. ун-т, 2014. – 280с;
 - Лаптев А.Г., Николаев М.М., Башаров М.М. Методы интенсификации и моделирования тепломассообменных процессов. М.: «Теплотехник», 2011. – 288с;
 - Лаптев А.Г., Башаров М.М. Эффективность тепломассообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса: – Казань: Центр инновационных технологий, 2016.– 344с;
- используются сотрудниками ООО «Инженерный центр «Нефть и газ» в предпроектных разработках ректификационных и абсорбционных аппаратов для нефтегазовой отрасли промышленности.

Особый интерес представляет применение высокоэффективных насадок при модернизации аппаратов с большим энергосберегающим эффектом, а также разработанные подходы к научно-обоснованному выбору типа контактных устройств, алгоритмы расчета их эффективности.

Показанные в работах примеры, по многочисленному внедрению научно-технических решений с использованием насадок в промышленных колоннах, убедительно доказывают достоверность и значительную практическую значимость разработок для нефтегазохимического комплекса РФ.

Директор
ООО «Инженерный центр «Нефть и газ»
д.т.н., профессор




Л. Г. Григорян



СПРАВКА

о применении результатов научных исследований, выполненных в рамках ведущей научной школы НШ-9771.2016.8 в области знания
Технические и инженерные науки под руководством
Лаптева Анатолия Григорьевича

В многочисленных публикациях по химической технологии и теплоэнергетике Лаптева А.Г. с соавторами (Башаровым М.М., Фараховым Т.М., Лаптевой Е.А. и другими) представлены результаты математического моделирования широкого класса тепломассообменных и сепарационных процессов в промышленных аппаратах и различных технических устройствах (насадочных, барботажных вихревых, пленочных и других). Приведены научно-технические решения по повышению эффективности данных аппаратов, которые внедрены на различных промышленных предприятиях.

Материалы научных публикаций, а также монографий, учебных пособий:

1. Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Изд-во Каз. гос. ун-та, 2008. – 729 с;
2. Лаптев А.Г. Модели переноса и эффективность жидкостной экстракции / А.Г. Лаптев. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005. – 229 с;
3. Лаптев А.Г., Башаров М.М. Эффективность тепломассообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса / А.Г. Лаптев, М.М. Башаров. – Казань: Центр инновационных технологий, 2016. – 344 с;
4. Лаптева Е.А., Лаптев А.Г. Прикладные аспекты явлений переноса в аппаратах химической технологии и теплоэнергетики / Е.А. Лаптева, А.Г. Лаптев. – Казань: Изд-во «Печать-Сервис XXI век», 2015. – 236 с;
5. Лаптев А.Г., Фарахов Т.М., Дударовская О.Г. Эффективность явлений переноса в каналах с хаотичными насадочными слоями / А.Г. Лаптев, Т.М. Фарахов, О.Г. Дударовская. – Спб. Страта, 2016. – 212 с;
6. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г. Основы расчета и модернизации тепломассообменных установок в нефтехимии / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. Минеев. – Спб.: Страта, 2015. – 576 с.

активно используются сотрудниками ИММ КазНЦ РАН в своих исследованиях, а также в учебном процессе.

Зав. лабораторией
«Моделирование технологических процессов»
ИММ КазНЦ РАН, д.т.н.

В.Л. Федяев



КГУ

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
 Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
 высшего образования
 «КАЗАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»
 (ФГБОУ ВО «КГУ»)

СОГЛАСОВАНО

Первый проректор – проректор по УР


 _____ А.В. Леонтьев

« 3 » июля 2018 г.

**СПРАВКА**

о применении материалов учебно-методических работ и монографий в учебном процессе ФГБОУ ВО «Казанский государственный энергетический университет»

Учебные пособия:

1. М.М. Башаров, Е.А. Лаптева Разделение смесей ректификацией в нефте- и газопереработке. Под ред. А.Г. Лаптева – Казань: Казан. гос. энер. ун-т, 2014. – 280 с.
2. М.М. Башаров, О.А. Сергеева Устройство и расчет гидроциклонов: учебное пособие. Под ред. А.Г. Лаптева. – Казань: Вестфалика, 2012. – 92 с.

Монографии:

1. А.Г. Лаптев, Н.А. Николаев, М.М. Башаров Методы интенсификации и моделирования тепломассообменных процессов. – М.: «Теплотехник», 2011. – 288 с.
2. А.Г. Лаптев, М.М. Башаров Эффективность тепломассообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса. – Казань: Центр инновационных технологий, 2016. – 344 с.
3. А.Г. Лаптев, М.М. Башаров, Е.А. Лаптева, Т.М. Фарахов Модели и эффективность процессов межфазного переноса. Часть 1. Гидромеханические

процессы: монография. – Казань: Центр инновационных технологий, 2017. – 392 с.

Материалы данных учебных пособий и монографий применяются в учебном процессе кафедр: «Энергообеспечение предприятий и энергоресурсосберегающих технологий», «Энергетическое машиностроение», «Технология воды и топлива» и «Теоретические основы теплотехники» магистрантами и аспирантами, обучающимися по направлениям «Теплоэнергетика и теплотехника», «Энергетическое машиностроение» и «Техническая физика».

д.т.н., доцент, заведующий кафедрой «Энергообеспечение предприятий и энергоресурсосберегающих технологий» ФГБОУ ВО КГЭУ



В.К. Ильин

д.т.н., заведующий кафедрой «Энергетическое машиностроение» ФГБОУ ВО КГЭУ



Г.Р. Мингалеева

профессор, д.т.н., доцент кафедры «Технология воды и топлива», зам. зав. кафедры ТВТ ФГБОУ ВО КГЭУ



Л.А. Николаева

д.т.н., доцент, заведующий кафедрой «Теоретические основы теплотехники» ФГБОУ ВО КГЭУ



А.В. Дмитриев

ООО «Инженерно-внедренческий центр «Инжехим»

Юридический адрес: 107113, г. Москва,
ул. Маленковская, д. 32, строение 2А, офис №73
ИНН/КПП 1655010900/771801001
ОГРН 1021602853975
ОКПО 27823698 ОКВЭД 28.29.1



Почтовый адрес: 420049, г. Казань,
ул. Шалапина, д. 14/83
Тел.: (843) 570-23-18, факс: 570-23-28
E-mail: info@ingehim.ru, ingehim@kstu.ru
Web: http://www.ingehim.ru



СОГЛАСОВАНО

Главный инженер ИВЦ «Инжехим»

П.А. Шайков

« 11 » 05 2021 г.

Справка

о применении научно-технических разработок в проектной деятельности
ИВЦ «Инжехим»

Сотрудникам НИЛ КГЭУ в рамках выполнения научного проекта **РНФ 18-79-101-36 «Теоретические методы моделирования и разработки эффективных импортозамещающих аппаратов очистки и глубокой переработки углеводородного сырья на предприятиях топливно-энергетического комплекса»** разработан ряд математических моделей и алгоритмов расчетов процессов теплообмена, сепарации гетерогенных потоков и смешения сред повышенной вязкости в аппаратах с интенсификаторами явлений переноса. Получены патенты на конструкции модернизированных теплообменников и жидкофазных экстракторов, а также свидетельства о регистрации программ для ЭВМ расчета теплообмена нагрева или охлаждения углеводородных или иных жидких смесей, а также расчета газосепаратора и физического коагулятора эмульсии:

1. 2021613800 Расчет теплообменника с объемными интенсификаторами для охлаждения вязких углеводородных сред оборотной водой/ Лаптев А.Г.,

Фарахов Т.М., Алексеев К.А. (заявка № 2021612804, дата поступления 05.03.2021. Дата государственной регистрации в Реестре программ для ЭВМ 15.03.2021);

2. 2021612418 Расчет длины физического насадочного коагулятора эмульсий/Е.А. Лаптева, А.Г.Лаптев, Р.Я. Исхакова (заявка № 2021611573 дата поступления 10.02.2021. дата государственной регистрации в Реестре программ для ЭВМ 17.02.2021);

3. 2021613577 Расчет теплообменника с объемными интенсификаторами для нагревания углеводородных сред водяным паром/ Лаптев А.Г., Фарахов Т.М., Алексеев К.А. (заявка № 2021612712. Дата поступления 05.03.2021. дата государственной регистрации в Реестре программ для ЭВМ 11.03.2021);

4. 2021615596 Расчет насадочных декарбонизаторов/ Бальзамов Д.С., Лаптева Е.А., Харитонов О.С., Мирзагалямова Е.В. (заявка № 2021614170. Дата поступления 29.03.2021. Дата государственной регистрации в Реестре программ для ЭВМ 09.04.2021.);

5. 2021615157 Расчет тепло-гидравлической эффективности каналов с насадочными элементами/ Бальзамов Д.С., Хайбуллина А.И., Харитонов О.С., Давыдова Е.В. (заявка № 2021614227. Дата поступления 29.03.2021. Дата государственной регистрации в Реестр программ для ЭВМ 05.04.2021);

6. 2020615196. Расчет эффективности насадочного газосепаратора аэрозолей / А.Г.Лаптев, Е.А. Лаптева, Р.Я. Исхакова (заявка № 2020615196. Дата поступления 15.05.2020. дата государственной регистрации в Реестре программ для ЭВМ 18.05.2020).

Данные программы ЭВМ переданы в ИВЦ «Инжехим» и применяются при разработки промышленных аппаратов и другого оборудования для предприятий нефтегазохимического комплекса (АО «Казаньоргсинтез»,

АО «Нижнекамскнефтехим», АО «Тобольскнефтехим», «Газпромдобыча»,
АО «Татнефть» и др.).

Справка дана для предоставления в ФГБОУ ВО «Казанский
государственный энергетический университет».

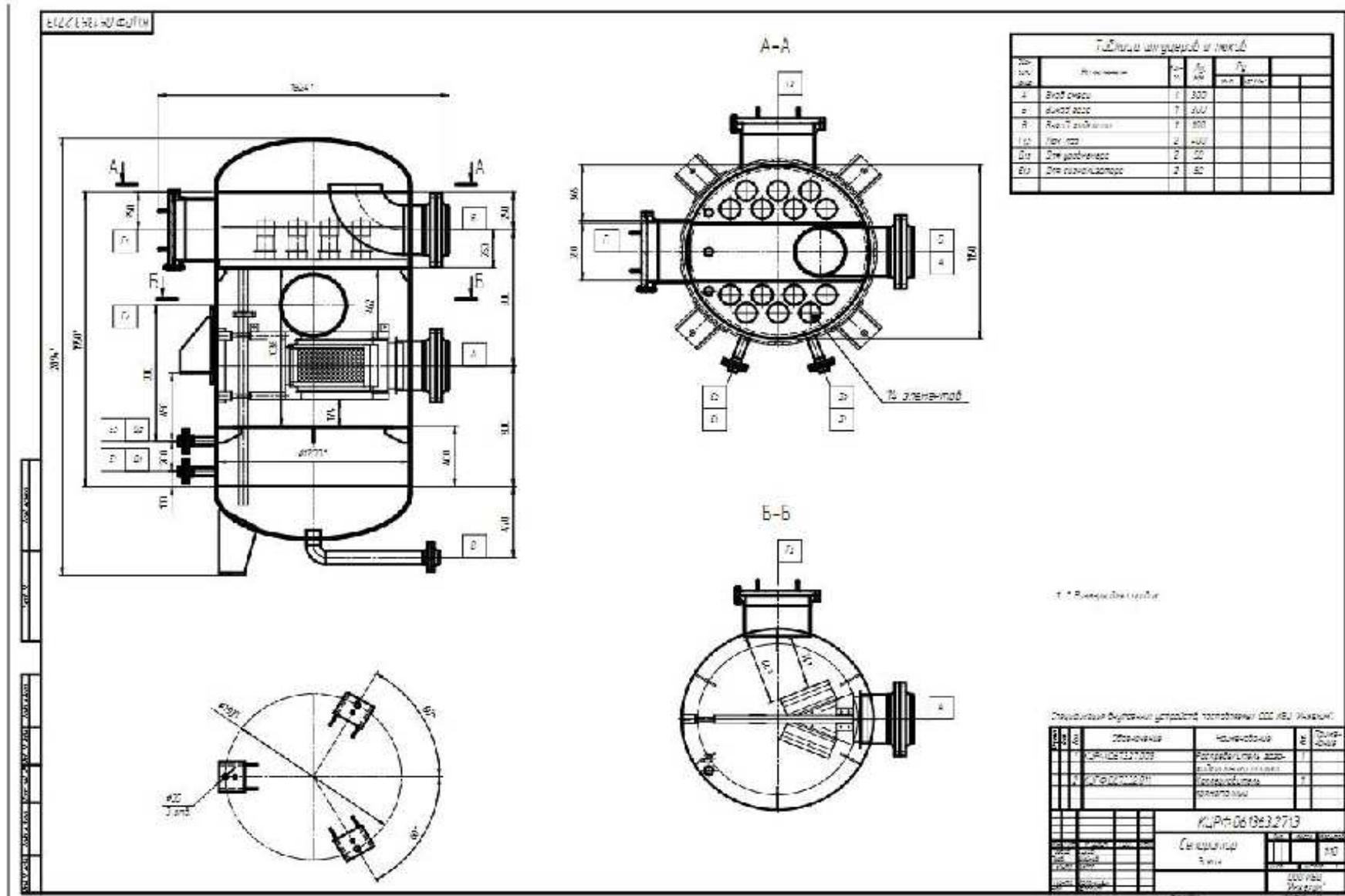
Зам. директора ИВЦ «Инжехим»
по технике и технологиям



Н.Г. Минеев

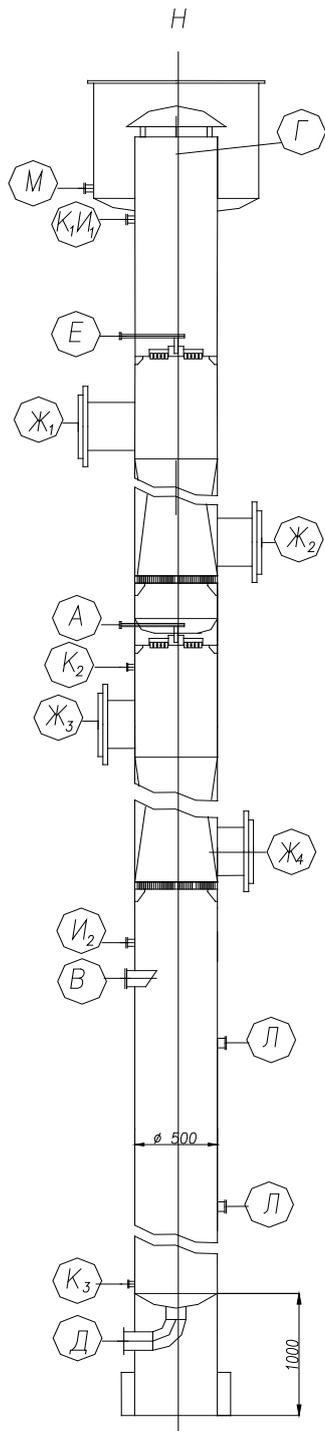
ПРИЛОЖЕНИЕ 2

Схемы газосепараторов

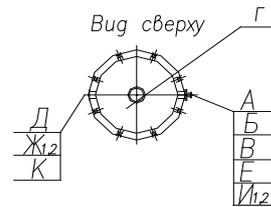


ПРИЛОЖЕНИЕ 3

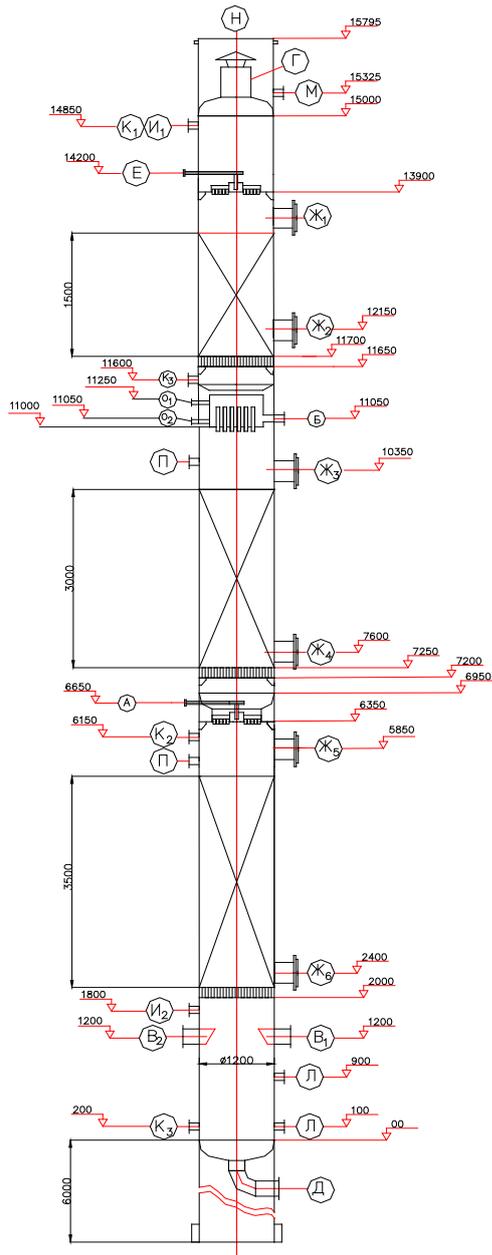
Схемы разработанных ректификационных колонн разделения этаноламинов



Обозн.	Наименование	Кол.	D_y
А	Вход продукта	1	100
Б			
В	Вход парожидкостной смеси	1	200
Г	Выход пара	1	400
Д	На циркуляцию	1	150
Е	Вход флегмы	1	32
Ж	Люк	4	250
И _{1,2}	Для замера гавления	2	
К	Для замера температуры	3	
Л	Для уровнемера	2	
Н	Для подключения холодильника	1	800
М	Выход конденсата	1	50



Колонна КН-29 диаметр 500 мм.



Вид сверху

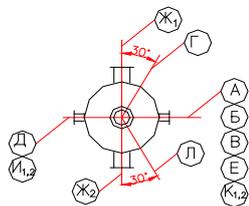
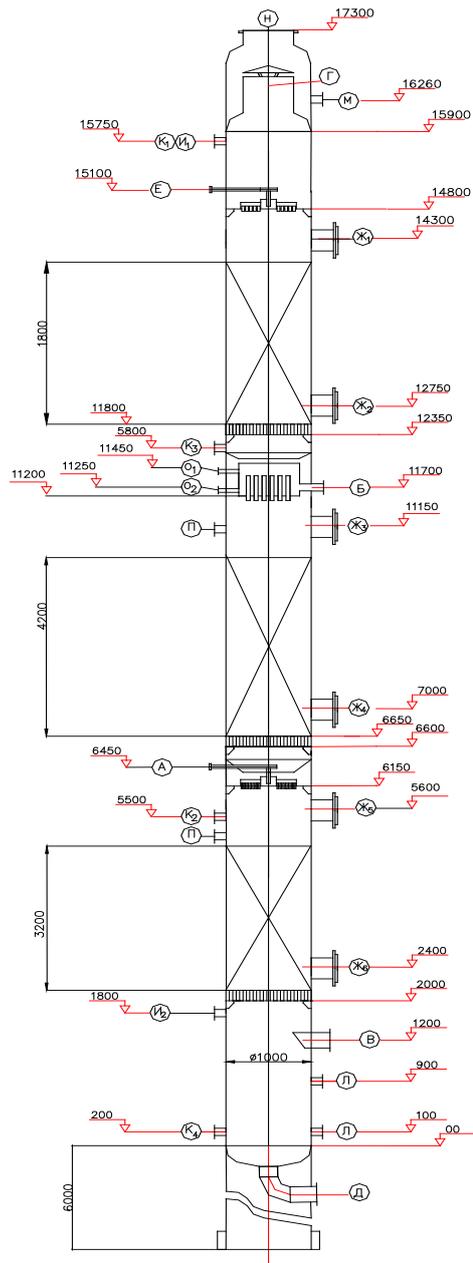


Таблица штуцеров

Обозн.	Назначение	Кол-во	Диаметр условного прохода Ду, мм	Условное давление Ру, кс/см ²
А	Вход продукта	1	100/70	
Б	Выход бокового отбора	1	50	
В	Вход парожидкостной смеси	2	400	
Г	Выход пара	1	600	
Д	На циркуляцию	1	100	
Е	Вход флегмы	1	70/50	
Ж	Люк	6	500	
И	Для замера давления	2	-	
К	Для замера температуры	4	-	
Л	Для урбнемера	2	-	
Н	Для подключения дефлегматора	1	1000	
М	Выход конденсата	1	70	
П	К уравнительной вакуумлинии	2	32	
О	Для урбнемера	2	-	

КН-40 с боковым отбором моноэталонамина. Колонна диаметром 1200мм.



Вид сверху

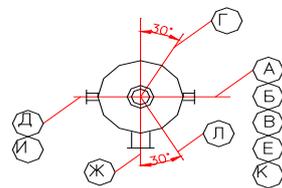
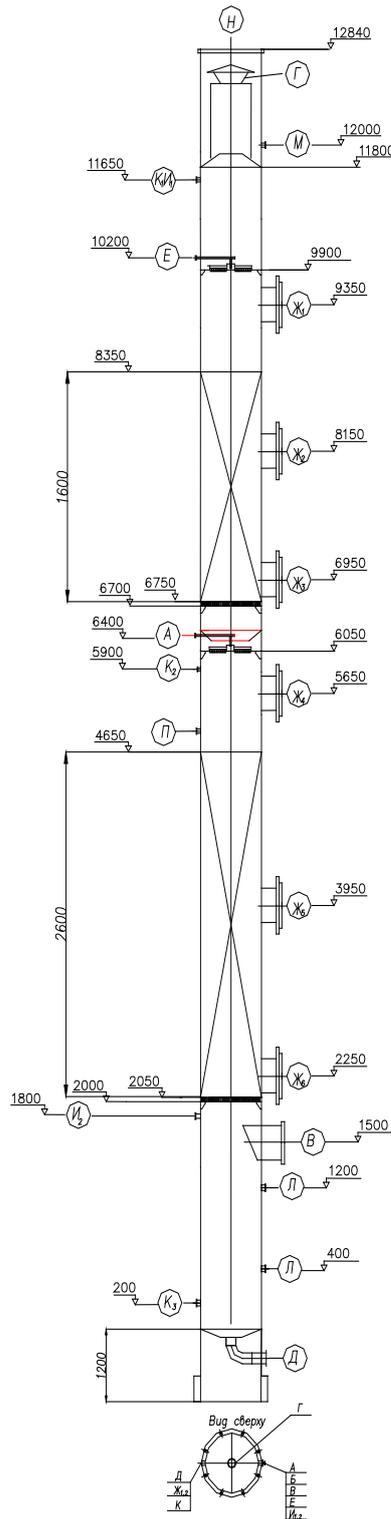


Таблица штуцеров

Обозн.	Назначение	Кол-во	Диаметр условного прохода Ду, мм	Условное давление Ру, кгс/см ²
А	Вход продукта	1	50	
Б	Выход бокового продукта	1	25	
В	Вход парожидкостной смеси	1	500	
Г	Выход пара	1	600	
Д	На циркуляцию	1	100	
Е	Вход флегмы	1	50	
Ж	Люк	6	500	
И	Для замера габления	2	—	
К	Для замера температуры	4	—	
Л	Для уробнемера	2	—	
Н	Для подключения гефлегматора	1	600	
М	Выход конденсата	1	70	
О	Для уробнемера	2	—	
П	К уравнительной вакуумлинии	2	32	

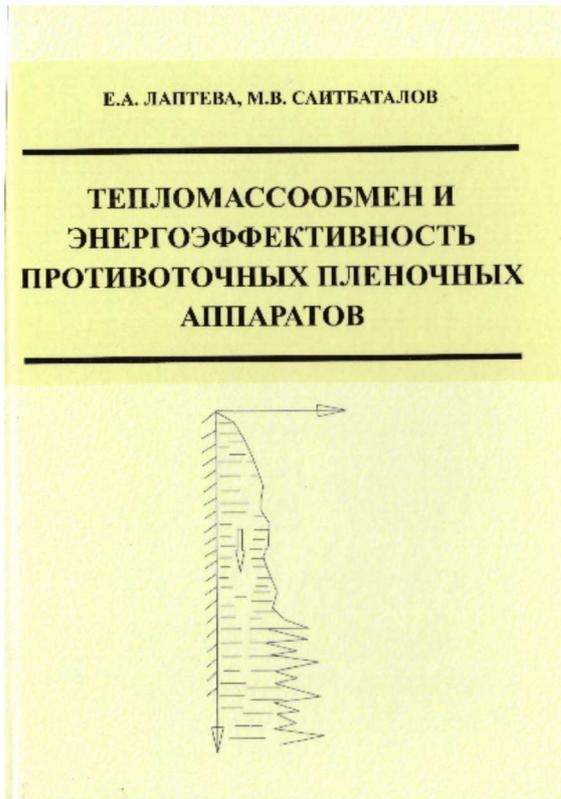
Колонна КН-56



Обозн.	Наименование	Кол.	D _y
А	Вход продукта	1	50
Б			
В	Вход парожидкостной смеси	1	500
Г	Выход пара	1	400
Д	На циркуляцию	1	100
Е	Вход флегмы	1	50
Ж	Люк	6	300
И _{1,2}	Для замера давления	2	
К	Для замера температуры	3	
Л	Для уровнемера	2	
Н	Для подключения холодильника	1	600
М	Выход конденсата	1	70
П	К уравнительной вакуумлинии	1	32

Колонна КН-92

ПРИЛОЖЕНИЕ 4
Аннотации монографий



УДК 533.6+66.015.23

ББК 35.514

Л 24

Л24. Е.А. ЛАПТЕВА, М.В. САЙТБАТАЛОВ. Тепломассообмен и энергоэффективность противоточных пленочных аппаратов. Монография. под ред. А.Г. Лаптева. – Москва: Теплотехник, 2014. – 204с.

В книге рассмотрены процессы переноса в контактных тепло- и массообменных аппаратах: абсорберах, градирнях, контактных экономайзерах, пленочных испарителях, деаэраторах и др. используемых в нефтехимической промышленности и в энергетике. Основное внимание сосредоточено на процессах, происходящих в регулярных и нерегулярных насадках. Дан обзор конструкций насадок и сделана их классификация. Приведены математические модели для расчета эффективности тепломассообмена, построенные с использованием теории пограничного слоя для двухфазных сред. Рассмотрены способы повышения эффективности тепломассообмена. Дано сравнение с экспериментальными данными различных исследователей.

Книга предназначена для аспирантов, магистров, студентов старших курсов технических вузов. Может быть полезной для преподавателей вузов и инженерно-технических работников промышленных предприятий.

ISBN 5-98457-058-0

Рецензенты

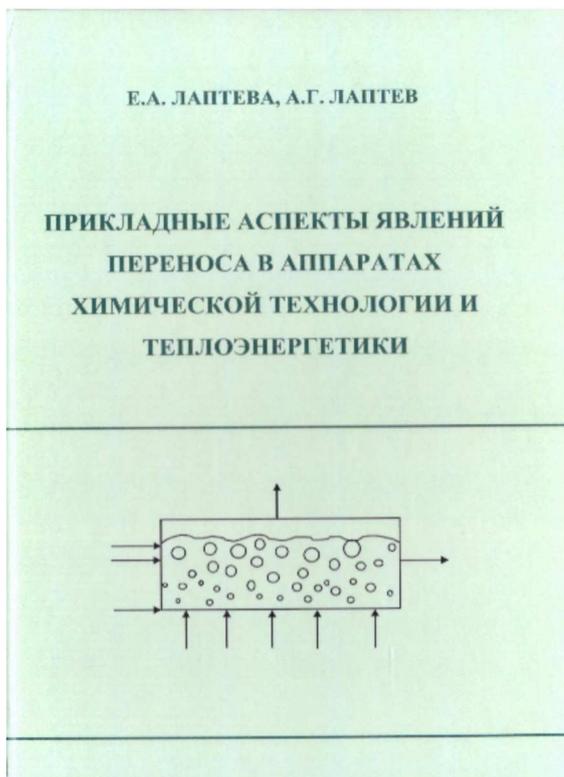
Д-р. техн. наук, проф. КНИТУ (КАИ)

А.В. Щукин

Д-р. техн. наук, проф. НХТИ

А.В. Дмитриев

© Е.А. Лаптева, М.В. Сайтбатов



УДК 66.01:532.529

ББК 33.514

Л 24

Л 24. Е.А. Лаптева, А.Г. Лаптев Прикладные аспекты явлений переноса в аппаратах химической технологии и теплоэнергетики (гидромеханика и тепломассообмен) - Казань: Издательство «Печать-Сервис XXI век», 2015. – 236с.

В монографии представлены результаты решения некоторых актуальных задач по математическому моделированию явлений переноса различных субстанций в одно- и двухфазных средах. Рассмотрены процессы переноса импульса, энергии и массы компонентов, а также тонкодисперсной фазы в газах и жидкостях. Получены выражения для расчета эффективности процессов переноса в барботажном слое, в пленочных аппаратах, в том числе – градирнях, в термических деаэраторах, пневматических флотаторах и теплообменниках с элементами интенсификации. Даны примеры расчетов и сравнение с известными экспериментальными данными.

Книга предназначена для научных работников, проектировщиков тепломассообменных и сепарационных аппаратов предприятий нефтегазохимической промышленности и ТЭС. Может быть полезной преподавателям и аспирантам технических вузов.

ISBN - 978-5-91838-073-4

Рецензенты:

д.т.н., профессор, зав. каф. ТЭС

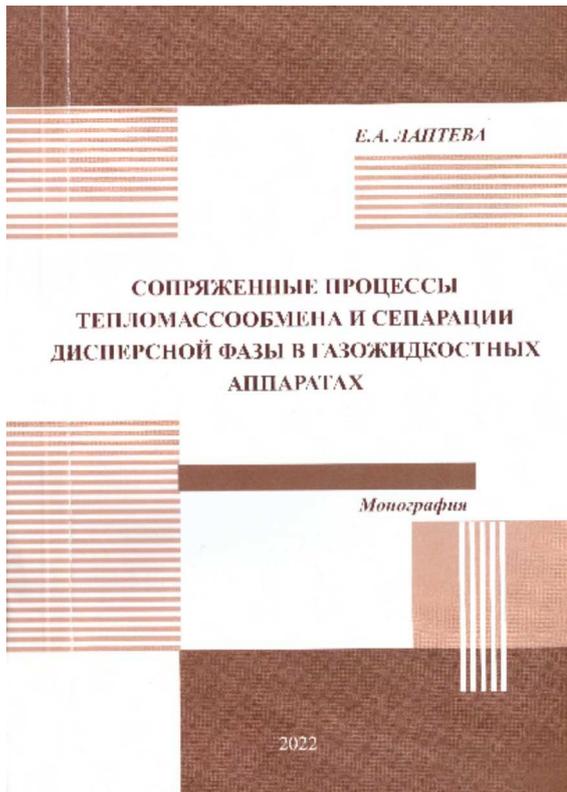
Барочкин Е.В., ИГЭУ

д.т.н., профессор, зав. каф. ТОТ

Гумеров Ф.М., КНИТУ (КХТИ)

© ФГБОУ ВПО «КГЭУ»

© Е.А. Лаптева, А.Г. Лаптев



УДК 621.1

ББК 31.3

Л 24

Рецензенты: Шукки А.В. – ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технический университет им. А.Н. Туполева–КАИ», профессор кафедры «Газотурбинных и паротурбинных установок и двигателей», профессор, доктор технических наук.

Гумеров Ф.М. – ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технологический университет» заведующий кафедрой «Теоретических основ теплотехники», профессор, доктор технических наук.

Лаптева, Е.А.

Л 24 Сопряженные процессы теплообмена и сепарации дисперсной фазы в газожидкостных аппаратах. Монография / Е.А. Лаптева. – Казань: Отечество, 2022. – 227 с.

ISBN 978-5-9222-1623-4

Представлены теоретические основы математического моделирования процессов сопряженного теплообмена совместно с сепарацией из газов тонкодисперсной фазы в пленочных, вихревых и барботажных аппаратах химической технологии. Записаны системы дифференциальных уравнений теплообмена, массообмена и турбулентного переноса и осаждения на межфазную поверхность газ-жидкость аэрозольных частиц. Получены выражения для расчета кинетических характеристик переноса импульса, массы и теплоты при различных условиях взаимодействия газа и жидкости. Рассмотрены примеры сопряженных процессов при конденсационном охлаждении газов жидкой фазой и сепарации аэрозолей. Даны выражения для расчета эффективности данных процессов.

Монография предназначена для научных, инженерно-технических работников и проектировщиков аппаратов в различных отраслях промышленности. Может быть полезна аспирантам и студентам старших курсов технических вузов. Работа выполнена в рамках научного проекта РНФ 18-79-101-36.

ISBN 978-5-9222-1623-4

© КГЭУ, 2022

© Лаптева Е.А., 2022



УДК 66.048.37+66.015.23

ББК 35.113

Б-33

Научный редактор – доктор техн. наук, профессор А.Г. Лаптев

Рецензент: доктор техн. наук, профессор С.И. Поинкаров

Рецензент: доктор техн. наук Г.Р. Мингалеева

М.М. Башаров, Е.А. Лаптева

Б-33 Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе. Монография. Под редакцией Лаптева А.Г. – Казань: Отечество, 2013. – 297 с.

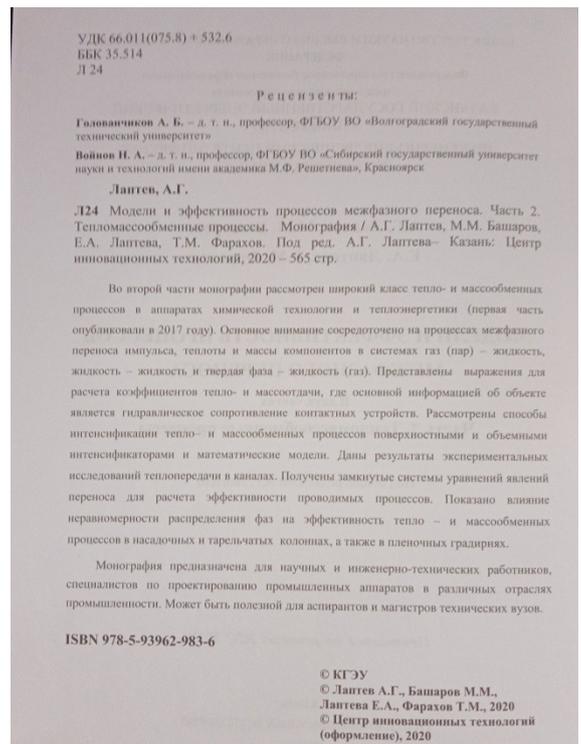
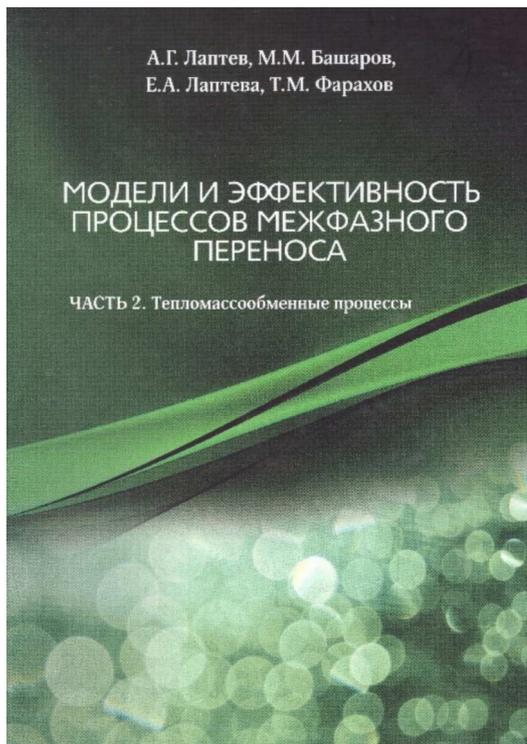
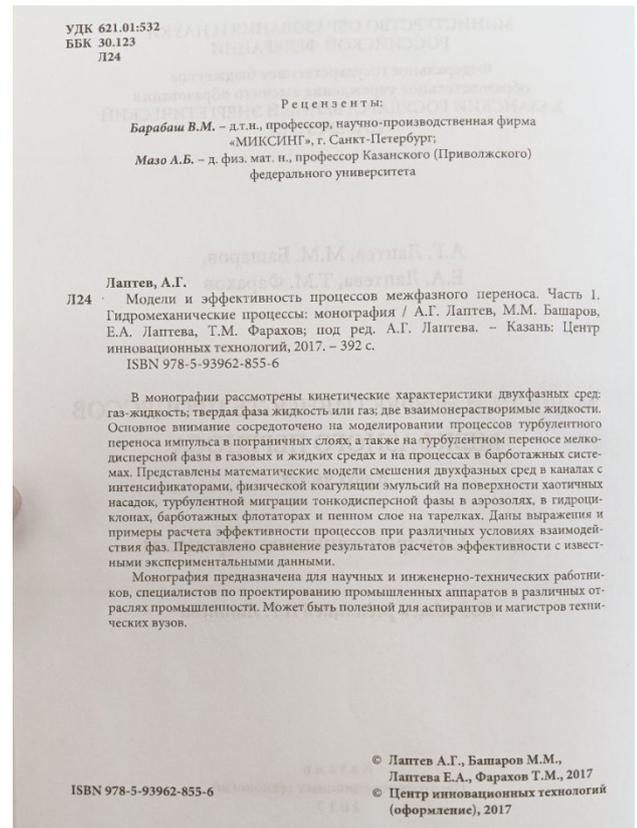
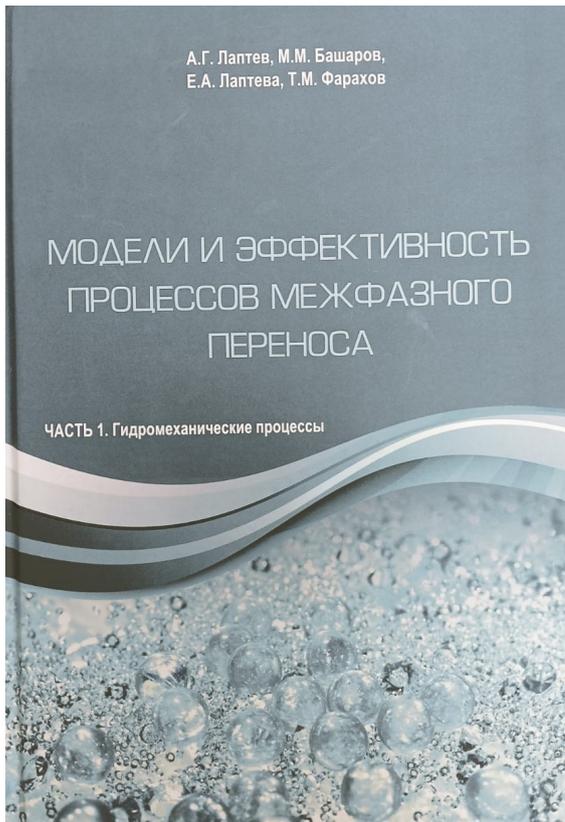
В монографии рассмотрены основные принципы и примеры повышения эффективности и энергосбережения при проведении процессов ректификации и сорбции на теплотехнологической установке разделения этаноламинов; теплотехнологической схеме выделения из исходной смеси товарного фенола; теплотехнологической схеме с абсорбером, адсорберами и вспомогательным оборудованием очистки абгазов от изопропилбензола, технологическом узле охлаждения пирогаза и очистки воды в производстве этилена. Показан высокоэффективный энергосберегающий аппарат очистки газов от дисперсной фазы. Даны эксергетические анализы теплотехнологических схем. Рассмотрены высокоэффективные насадки «Инежхим», для модернизации аппаратов разделения.

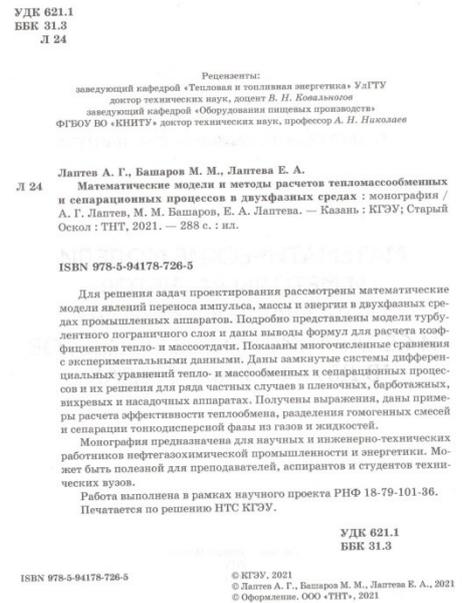
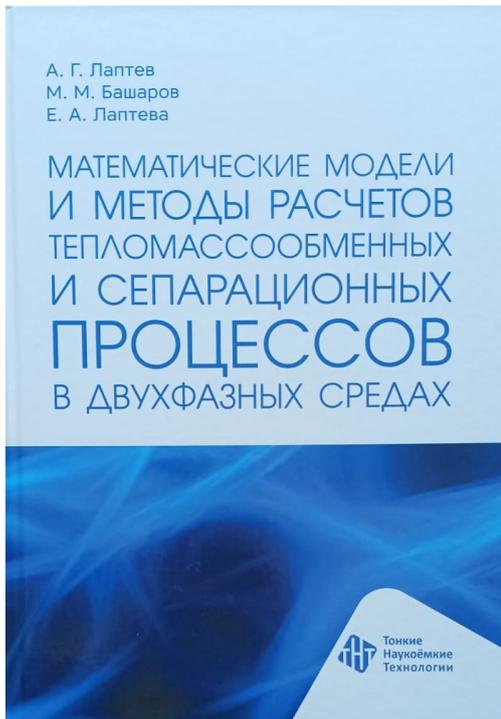
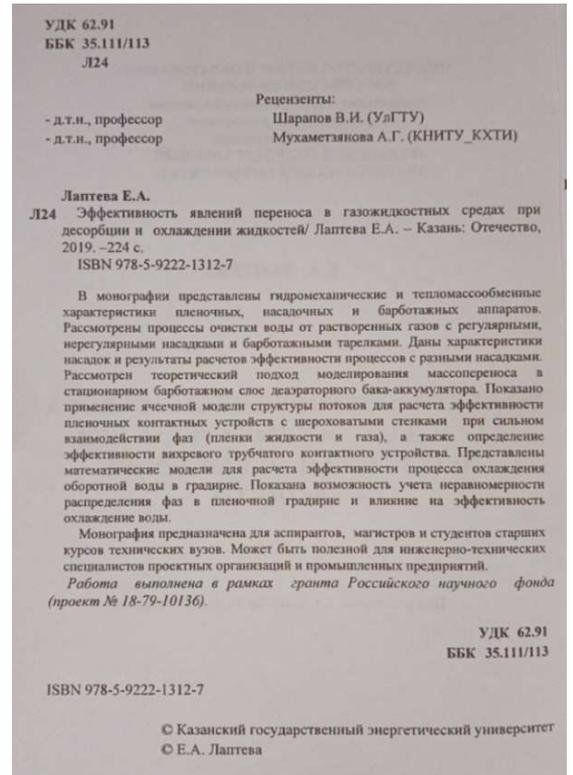
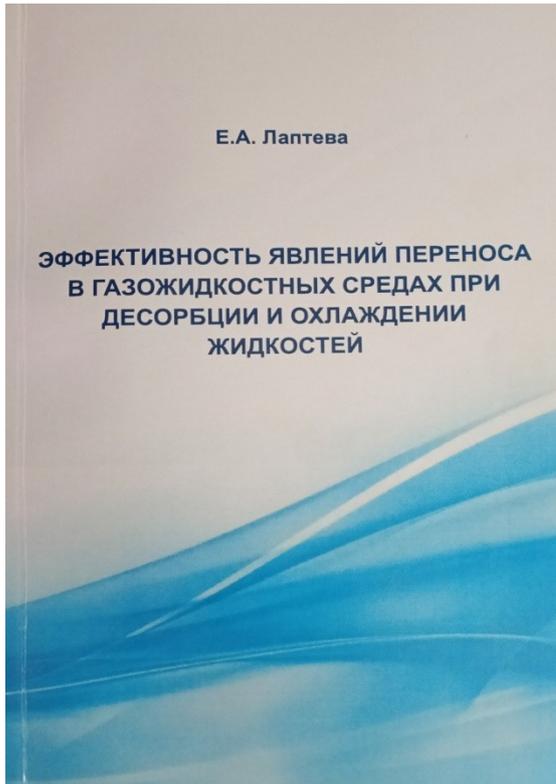
Монография может быть полезна для преподавателей, аспирантов и студентов старших курсов технических вузов.

ISBN 978-5-9222-0688-4

©КГЭУ

©М.М. Башаров, Е.А. Лаптева 2013





ПРИЛОЖЕНИЕ 5

Патенты полезных моделей и свидетельство программ для ЭВМ

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ

**ПАТЕНТ**

НА ПОЛЕЗНУЮ МОДЕЛЬ

№ 173406

УСТАНОВКА ДЛЯ ДЕАЭРАЦИИ ВОДЫ

Патентообладатель: *Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования "Казанский государственный энергетический университет" (ФГБОУ ВО "КГЭУ") (RU)*

Авторы: *Лаптева Елена Анатольевна (RU), Шагиева Гузель Камилевна (RU), Лаптев Анатолий Григорьевич (RU)*

Заявка № 2016149063

Приоритет полезной модели 13 декабря 2016 г.

Дата государственной регистрации в

Государственном реестре полезных

моделей Российской Федерации 31 августа 2017 г.

Срок действия исключительного права

на полезную модель истекает 13 декабря 2026 г.



Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности

Г.П. Немцев Г.П. Немцев

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



СВИДЕТЕЛЬСТВО

о государственной регистрации программы для ЭВМ

№ 2020615196

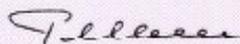
Расчет эффективности насадочного газосепаратора
аэрозолейПравообладатель: *Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение высшего образования «Казанский
государственный энергетический университет» (RU)*Авторы: *Лаптев Анатолий Григорьевич (RU), Лаптева Елена
Анатольевна (RU), Исхакова Регина Яновна (RU)*

Заявка № 2020614257

Дата поступления 15 мая 2020 г.

Дата государственной регистрации

в Реестре программ для ЭВМ 18 мая 2020 г.

*Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности* Г.П. Ивлев

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



СВИДЕТЕЛЬСТВО

о государственной регистрации программы для ЭВМ

№ 2020615196

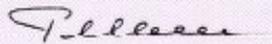
Расчет эффективности насадочного газосепаратора
аэрозолейПравообладатель: *Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение высшего образования «Казанский
государственный энергетический университет» (RU)*Авторы: *Лаптев Анатолий Григорьевич (RU), Лаптева Елена
Анатольевна (RU), Исхакова Регина Яновна (RU)*

Заявка № 2020614257

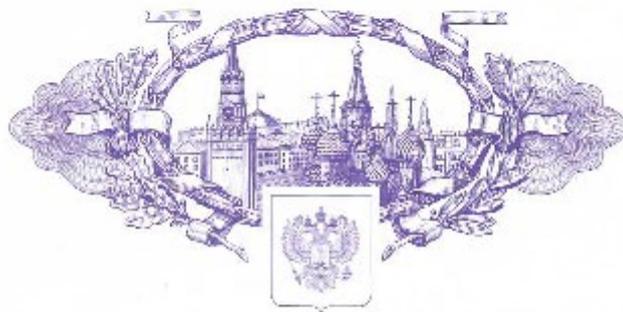
Дата поступления 15 мая 2020 г.

Дата государственной регистрации

в Реестре программ для ЭВМ 18 мая 2020 г.

*Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности* Г.П. Ивлев

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



СВИДЕТЕЛЬСТВО

о государственной регистрации программы для ЭВМ

№ 2021616879

Расчет высоты блоков оросителей градирни

Правообладатель: *Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет» (RU)*

Авторы: *Лаптев Анатолий Григорьевич (RU), Лаптева Елена Анатольевна (RU), Столярова Екатерина Юрьевна (RU)*



Заявка № 2021615841

Дата поступления 22 апреля 2021 г.

Дата государственной регистрации

в Реестре программ для ЭВМ 28 апреля 2021 г.

Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности

Г.П. Ивлиев

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



ПАТЕНТ

НА ПОЛЕЗНУЮ МОДЕЛЬ

№ 175714

МИНИ ГРАДИРНЯ С НАСАДКАМИ

Патентообладатель: *Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования "Казанский государственный энергетический университет"* (RU)

Авторы: *Лантеева Елена Анатольевна (RU), Столярова Екатерина Юрьевна (RU), Лантеев Анатолий Григорьевич (RU)*

Заявка № 2017112126

Приоритет полезной модели 10 апреля 2017 г.

Дата государственной регистрации в

Государственном реестре полезных

моделей Российской Федерации 15 декабря 2017 г.

Срок действия исключительного права

на полезную модель истекает 10 апреля 2027 г.



Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности

Г.И. Ивлиев Г.И. Ивлиев

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ

**ПАТЕНТ**

НА ПОЛЕЗНУЮ МОДЕЛЬ

№ 54818

**РЕГУЛЯРНАЯ НАСАДКА ДЛЯ
ТЕПЛОМАССОБМЕННЫХ АППАРАТОВ**Патентообладатель(ли): **ООО "Инженерно-внедренческий центр
"ИНЖЕХИМ" (RU)**Автор(ы): **см. на обороте**

Заявка № 2005111912

Приоритет полезной модели **20 апреля 2005 г.**Зарегистрировано в Государственном реестре полезных
моделей Российской Федерации **27 июля 2006 г.**Срок действия патента истекает **20 апреля 2010 г.***Руководитель Федеральной службы по интеллектуальной
собственности, патентам и товарным знакам*

Б.П. Симонов