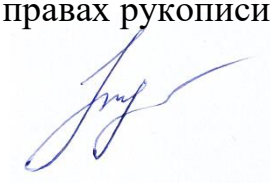
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

На правах рукописи



Маясова Анна Олеговна

ГИДРОДИНАМИКА И МАССООБМЕН ПРИ ВИХРЕВОМ ВЗАИМОДЕЙСТВИИ ГАЗО(ПАРО)-ЖИДКОСТНЫХ ФАЗ В КОЛОННЫХ АППАРАТАХ

2.6.13. Процессы и аппараты химических технологий

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:
доктор технических наук, доцент
Дмитриева Оксана Сергеевна

Казань – 2026

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ 4

ГЛАВА 1. ПЕРСПЕКТИВЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ВИХРЕВЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ В КОЛОННЫХ АППАРАТАХ 12

1.1. Обзор существующих аппаратов и контактных устройств для массообменных процессов 12

1.2. Обзор известных конструкций вихревых контактных устройств 21

1.3. Постановка задачи исследования. Описание конструкции вихревого контактного устройства 27

1.4. Выводы по главе 1 31

ГЛАВА 2. ГИДРОГАЗОДИНАМИКА МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ С ВИХРЕВЫМИ КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ 32

2.1. Определение угловой скорости вращения газового потока в вихревом контактном устройстве 32

2.2. Описание работы прямоточно-вихревого контактного устройства 50

2.3. Определение высоты газожидкостного слоя при вихревом взаимодействии фаз 52

2.4. Определение условий беспровального режима работы прямоточно-вихревого контактного устройства 60

2.5. Гидравлическое сопротивление аппаратов с вихревыми контактными устройствами 73

2.6. Выводы по главе 2 79

ГЛАВА 3. ЭФФЕКТИВНОСТЬ ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА В АППАРАТАХ С ВИХРЕВЫМИ КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ 82

3.1. Определение объемных коэффициентов тепло- и массоотдачи в вихревом контактном устройстве 82

3.2. Оценка эффективности процессов тепломассопереноса 91

3.3. Инженерная методика расчета вихревых контактных устройств 97

3.4. Выводы по главе 3 106

ГЛАВА 4. ПРОМЫШЛЕННОЕ ПРИМЕНЕНИЕ ВИХРЕВЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ 109
4.1. Оценка эффективности вихревого контактного устройства при ректификации смеси этиловый спирт – вода 109
4.2. Определение эффективности вихревой контактной ступени при термической ректификации..... 117
4.3. Технико-экономический анализ применения аппаратов с вихревыми контактными устройствами..... 126
4.4. Выводы по главе 4..... 133
ЗАКЛЮЧЕНИЕ 135
ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ..... 137
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ..... 140
ПРИЛОЖЕНИЯ……...158

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность работы. Анализ конструкций колонных аппаратов, эксплуатируемых на предприятиях химической, нефтехимической и смежных отраслей промышленности, свидетельствует о широком спектре протекающих в них газожидкостных процессов. В условиях импортозамещения, ужесточения экологических нормативов и необходимости снижения энергозатрат критически важна модернизация оборудования с внедрением высокоэффективного и компактного массообменного оборудования. Особую значимость эта задача приобретает для процессов дистилляции и ректификации, на долю которых приходится более 40% энергопотребления химической промышленности при среднем термическом КПД установок, зачастую не превышающем 6%. Традиционные тарельчатые и насадочные контактные устройства в значительной степени исчерпали резервы своей интенсификации. Их конструктивные особенности ограничивают возможности массопереноса, дальнейшее увеличение нагрузок по газу и жидкости неизбежно ведет к резкому росту гидравлического сопротивления, уносу жидкой фазы и снижению эффективности разделения. Поскольку насадочные колонны (как со структурированными, так и с неупорядоченными насадками) обладают большей производительностью и меньшим перепадом давления, чем тарельчатые, они все чаще используются в химической промышленности. При этом хоть насадочные колонны демонстрируют высокую производительность и низкое гидравлическое сопротивление, увеличение их диаметров в несколько метров сопряжено с высокими капитальными затратами и проблемами равномерного распределения потоков.

Перспективным направлением преодоления указанных гидродинамических ограничений является организация контакта фаз в закрученных (вихревых) потоках. Многочисленные практические приложения закрученных потоков для интенсификации гидромеханических и тепломассообменных процессов объясняют устойчивый интерес к ним научного

сообщества. Применение вихревых контактных устройств позволяет принципиально иным способом формировать межфазную поверхность, существенно увеличивать коэффициенты тепло- и массоотдачи и, как следствие, снижать массогабаритные показатели аппаратов. Вместе с тем, широкое промышленное внедрение таких аппаратов сдерживается недостаточной изученностью гидродинамики вихревого контакта. Кроме того, традиционные методы организации закрученного течения, основанные на применении громоздких лопаточных завихрителей или тангенциальных подводов, характеризуются высокими локальными гидравлическими потерями, склонностью к загрязнению и узким диапазоном устойчивой гидродинамической работы. При отклонении технологических параметров от расчетных в таких устройствах происходит срыв вихревого режима, сопровождающийся резким падением эффективности массообмена или захлебыванием аппарата. Указанные противоречия обуславливают актуальность разработки принципиально новых конструкций вихревых контактных устройств, способных формировать стабильный, структурированный закрученный газожидкостный слой с улучшенными эксплуатационными характеристиками без применения сложных и уязвимых к загрязнению узлов закрутки.

Работа выполнена в рамках гранта Российского научного фонда № 23-79-01034 по теме «Развитие гибридной системы охлаждения оборотной воды при интенсификации процессов тепломассопереноса» (2023-2025 гг.).

Степень научной разработанности проблемы. Теоретические и методологические основы процессов и аппаратов химической технологии, физико-математического моделирования тепломассообменных и сепарационных процессов заложены в фундаментальных трудах Н.М. Жаворонкова, В.В. Кафарова, А.Г. Касаткина, А.Н. Плановского, В.А. Малюсова, А.М. Кутепова, А.М. Розена, П.Г. Романкова, В.Г. Левича, а также зарубежных ученых Дж. Хьюитта, Ч.Д. Холланда, П.В. Данквертса и др. Вопросы механики сплошных сред, теории подобия и макрокинетики процессов глубоко разработаны в работах С.С. Кутателадзе, Р.И. Нигматулина, А.И. Леонтьева, Л.Д. Ландау, В.П.

Мешалкина, Н.Н. Кулова, Л.П. Холпанова, А.Н. Павленко, А.Б. Голованчикова, С.Г. Дьяконова.

Значительный вклад в развитие теории закрученных течений и гидродинамики вихревых устройств внесен трудами Г.И. Тейлора, А.К. Гупты, Н.Е. Жуковского, Ж.Дж. Ранка, М.А. Гольдштика, А.П. Меркулова, В.И. Терехова, В.К. Щукина, А.А. Халатова, И.И. Смульского и др. Интенсификация тепло- и массообмена в аппаратах различной конструкции исследовалась в рамках известных научных школ под руководством С.В. Алексеенко, Г.А. Дрейцера, Ю.Г. Назмеева, Ю.Ф. Гортышова, Н.А. Войнова, Н.А. Николаева, А.Г. Лаптева, А.В. Дмитриева и других выдающихся ученых. Достигнутые в этих работах результаты позволили создать высокоэффективные конструкции аппаратов и сформулировать базовые принципы интенсификации процессов. Несмотря на колоссальный фундаментальный задел, содержащий практические решения обозначенной проблемы, рассмотрение процессов переноса импульса, массы, тепла в таких сложных системах сопряжено со многими трудностями и требуют дальнейшего анализа.

Объектом исследования являются процессы гидродинамики и массообмена в аппаратах разделения газовых и жидких смесей с вихревыми контактными устройствами различных конструкций.

Предметом исследования является закономерности взаимодействия газовой и жидкой фаз, структурные параметры закрученного газожидкостного слоя, процессы массообмена, реализованные в аппаратах вихревого типа на разработанных контактных устройствах при различных конструктивных и режимных параметрах.

Цель работы и основные задачи исследования. Целью является разработка конструкций вихревого контактного устройства и исследование гидродинамических характеристик и параметров массообмена, создание научно-обоснованных методов расчета на основе экспериментальных исследований и численного моделирования.

В непосредственные задачи исследования входило:

1. разработать новые конструкции вихревых контактных устройств, работающих в условиях противоточного и прямоточного контакта фаз в аппаратах колонного типа;

2. изучить закономерности взаимодействия газовой и жидкой фаз в контактной зоне разработанного устройства и получить расчетные зависимости гидродинамической структуры двухфазного газожидкостного потока;

3. получить и обобщить экспериментальные результаты по гидравлическому сопротивлению и эффективности разработанного контактного устройства при различных режимных параметрах его работы;

4. экспериментально исследовать тепломассообменные характеристики (коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, объемный коэффициент теплоотдачи) разработанного контактного устройства при различных режимных параметрах работы и получить расчетные зависимости;

5. разработать научно-обоснованную инженерную методику расчета вихревых контактных устройств;

6. провести технико-экономический анализ и подготовить рекомендации по внедрению научно-технических решений на промышленных предприятиях.

Методология и методы исследований. Методология базируется на фундаментальных уравнениях сохранения массы и импульса, закономерностях вихревого движения потоков и теории процессов массопереноса. В работе применен комплексный подход, включающий математическое моделирование явлений переноса в одно- и двухфазных средах с применением программных пакетов, а также экспериментальные исследования на лабораторных макетах контактных устройств.

Научная новизна работы:

1. впервые проведено экспериментальное и численное исследование гидродинамики разработанных вихревых контактных устройств. Получены данные по перепаду давления, полям скоростей и величине высоты закрученного газожидкостного слоя на вихревой контактной ступени,

2. в результате экспериментальных и теоретических исследований получены новые зависимости для определения угловой скорости вращения вихрей, высоты закрученного газожидкостного слоя, эффективности работы устройства и величины объемного коэффициента тепло- и массоотдачи от различных режимных параметров работы устройства,

3. разработана научно-обоснованная инженерная методика расчета гидродинамических и массообменных характеристик работы вихревого контактного устройства в зависимости от технологических режимов.

Достоверность и обоснованность научных результатов и выводов основана на использовании фундаментальных уравнений сохранения переноса массы и импульса, закономерностей вихревого движения потоков в области механики газа и жидкости, явлений тепло- и массообмена, полностью подтверждается удовлетворительным согласованием собственных результатов исследований, полученных численным и экспериментальным путем, а также сопоставлением с известными литературными данными по аналогичным устройствам. Достоверность опытных данных подтверждается их воспроизводимостью в однотипных сериях экспериментов, а также использованием для их получения современного, сертифицированного и поверенного оборудования.

Теоретическая и практическая значимость работы:

1. Разработаны конструкции вихревых контактных устройств для интенсификации процессов массообмена.

2. Разработана инженерная методика расчета вихревых контактных устройств.

3. Получены новые расчетные зависимости для структурных параметров газожидкостного слоя, зависимости гидравлического сопротивления вихревого контактного устройства.

4. Получены зависимости объемного коэффициента массоотдачи и тепловой эффективности работы вихревого контактного устройства от

среднерасходной скорости воздуха при различных массовых плотностях орошения.

5. Показана технико-экономическая целесообразность использования разработанного вихревого контактного устройства в массообменных колонных аппаратах.

Положения, выносимые на защиту:

1. Результаты экспериментального и численного исследования гидродинамики вихревого контактного устройства, включающие поля скоростей, перепады давления и закономерности формирования высоты закрученного газожидкостного слоя.

2. Расчетные зависимости для определения угловой скорости вращения вихрей, максимально допустимой высоты столба жидкости на тарелке от режимных и конструктивных параметров разработанного вихревого контактного устройства.

3. Уравнения для расчетов объемного коэффициента тепло- и массоотдачи в вихревом контактном устройстве.

4. Доказана возможность использования уравнения Войнова Н.А. для оценки массообменной эффективности вихревого контактного устройства, работающего в дисперсно-кольцевом закрученном режиме.

5. Научно-обоснованная инженерная методика расчета вихревого контактного устройства.

6. Конструктивные решения вихревых контактных устройств и результаты технико-экономического анализа, подтверждающие эффективность их промышленного применения.

Апробация работы. Основные положения и отдельные результаты диссертационной работы докладывались и обсуждались на III Всероссийской научно-практической конференции «Стратегия современного научно-технологического развития: проблемы и перспективы реализации» (г. Петрозаводск, 2021), Международной молодежной научной конференции «XXV Туполевские чтения (школа молодых ученых)» (г. Казань, 2021),

Республиканской молодежной научно-практической конференции им. Н.В. Лемаева «Инновационное развитие нефтехимических и нефтеперерабатывающих предприятий» (г. Нижнекамск, 2023), XIX Международном форуме-конкурсе студентов и молодых ученых «Актуальные проблемы недропользования» (г. Санкт-Петербург, 2023), X Международной научно-технической конференции «Пром-Инжиниринг» (г. Сочи, 2024), XXVII Международной молодежной научной конференции «Севергеоэкотех-2026» (г. Ухта, 2026), XXVII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых «Химия и химическая технология в XXI веке» (г. Томск, 2026).

Публикации работы. По материалам диссертации опубликовано 16 печатных работ, в том числе 3 статьи в рецензируемых журналах, входящих в перечень ВАК Минобрнауки России, 6 статей в изданиях, индексируемых в международных базах данных цитирования Scopus, 1 патент на изобретение.

Личный вклад автора состоит в непосредственном участии в выполнении всех этапов диссертационной работы, включая постановку цели и задач исследований, разработку конструкций устройства; постановке и решении проблемы по повышению эффективности процессов разделения, охлаждения жидкости; экспериментальном и численном исследовании явлений переноса импульса, массы и теплоты в одно- и двухфазных средах в разработанных вихревых контактных устройствах; разработке экспериментальных установок и проведении исследований гидродинамических характеристик разработанных вихревых контактных устройств; анализе, обработке и обобщении полученных результатов; разработке инженерных методик расчета; выполнении расчетов эффективности процессов и выборе рациональных конструктивных параметров и режимов работы; разработке и внедрению научно-технических решений по модернизации технологических аппаратов на промышленных предприятиях; расчете технико-экономических показателей работы аппаратов с разработанными вихревыми контактными устройствами; формулировании выводов; написании статей.

Соответствие диссертации научной специальности. Диссертация соответствует паспорту специальности 2.6.13. Процессы и аппараты химических технологий и охватывает следующие направления исследований: п. 3. Способы, приемы, методология исследования гидродинамики движения жидкости, газов, перемещение сыпучих материалов в технологических аппаратах и схемах; 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; п. 10. Методы изучения, совершенствования и создания ресурсо- и энергосберегающих процессов и аппаратов в химической и смежных отраслях промышленности, обеспечивающие минимизацию отходов, газовых выбросов и сточных вод, в том числе разработка химико-технологических процессов переработки отходов.

Структура и объем диссертации. Диссертационная работа состоит из введения, 4 глав, заключения, приложения и содержит 160 страниц машинописного текста, которая включает 57 иллюстраций, 6 таблиц. Список литературы состоит из 150 источников.

ГЛАВА 1. ПЕРСПЕКТИВЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ВИХРЕВЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ В КОЛОННЫХ АППАРАТАХ

1.1. Обзор существующих аппаратов и контактных устройств для массообменных процессов

Ректификационные колонны остаются преобладающим методом термического разделения веществ, несмотря на продолжающиеся исследования альтернативных, более энергоэффективных методов, таких как мембранные технологии разделения таких компонентов, как метанол, от воды и газов. В соответствии с глобальным стремлением к устойчивому развитию существует острая необходимость в повышении энергоэффективности дистилляционных установок, которые зачастую являются самыми энергозатратными компонентами перерабатывающих предприятий [1]. Современные исследования направлены на изучение различных контактных устройств с целью потенциального улучшения эффективности процесса, его энерго- и ресурсосбережения [2–4].

Значительный прорыв в интенсификации процессов произошел с появлением колец Рашига, однако их применение выявило существенные недостатки: высокое гидравлическое сопротивление и склонность к эффекту, при котором жидкость стекает преимущественно по стенкам колонны, минуя центральную часть насадки [5]. Эти ограничения стимулировали разработку насадок второго поколения, наиболее ярким представителем которых стало кольцо Палля. Перфорация стенок и наличие внутренних лепестков позволили улучшить перераспределение жидкой фазы внутри слоя насадки и снизить перепад давления [6]. В период с 1970-х по 1990-е годы получили распространение элементы третьего поколения (например, IMTP, Intalox), в которых цилиндрическая геометрия была заменена на конструкции из металлических полос. Это позволило оптимизировать соотношение поверхности

контакта к свободному объему и повысить нагрузочную способность аппаратов.

Дальнейшее совершенствование привело к созданию насадок четвертого поколения, таких как Raschig Super-Ring (1995 г.) и ее модификации (например, Raschig Super-Ring Plus, 2015 г.). Их отличительной чертой стала сложная сетчатая или ребристая геометрия, обеспечивающая лучшее взаимное сцепление элементов, что минимизирует локальные уплотнения слоя и способствует более равномерному распределению фаз по сечению аппарата [7]. Другая известная насадка ИВЦ «Инжехим» имеет перекрестные ребра, за счет которых позволяет достичь повышенного свободного объема насадки в аппарате, равномерного распределения по сечению аппарата [8].

Несмотря на постоянное совершенствование насадочных элементов [9], для крупнотоннажных производств и процессов, требующих высокого числа теоретических ступеней разделения, предпочтительными остаются тарельчатые колонны [10]. Экспериментально установлено, что в процессах ректификации при повышенных рабочих давлениях тарельчатые контактные устройства превосходят по эффективности как хаотичные, так и регулярные насадки, включая Koch-Glitsch HC [11], Montz M и MN, Sulzer MellapakPlus и аналогичные конструкции [12, 13]. Исследования [14] на примере насадки Montz-pak B1-250 свидетельствуют о значительном влиянии диаметра колонны в диапазоне от 0,2 до 1,4 м на перепад давления и пропускную способность. Результаты показывают, что как увеличение перепада давления, так и снижение пропускной способности становятся значительными, когда диаметр колонны приближается к значению, равному высоте насадочного элемента. Тарелки обеспечивают каскадное (ступенчатое) противоточное движение фаз, что гарантирует более предсказуемую эффективность массопередачи и упрощает задачу масштабирования аппаратов большого диаметра по сравнению с насыпными насадками. Исторически первыми массово применяемыми устройствами стали колпачковые тарелки. Их неоспоримым преимуществом является широкий диапазон устойчивой работы и отсутствие эффекта проваливания жидкости при низких нагрузках по пару [15]. Однако сложная конструкция, высокая

металлоемкость и значительное гидравлическое сопротивление ограничили их применение в современных высокопроизводительных установках [16].

Стремление снизить гидравлическое сопротивление и упростить конструкцию привело к широкому внедрению ситчатых тарелок [17]. Обладая высокой эффективностью и низкой стоимостью изготовления, они имеют существенный недостаток – узкий диапазон устойчивой гидродинамической работы [18]. При снижении скорости газового потока наблюдается интенсивное проваливание жидкости через отверстия, а при его увеличении – чрезмерный капельный унос, что резко снижает эффективность массопередачи.

Наиболее оптимальным компромиссом на сегодняшний день в промышленной практике являются тарельчатые колонны с клапанами, благодаря меньшему перепаду давления по сравнению с колпачковыми тарелками, относительно низким инвестиционным затратам и широкому спектру применения в различных системах разделения [19]. Они сочетают в себе преимущества ситчатых тарелок (низкое сопротивление в сухом состоянии, высокая эффективность) и колпачковых (стабильность работы при переменных нагрузках) [20]. Подъем клапана пропорционален скорости газового потока, что позволяет поддерживать оптимальную скорость истечения газа и минимизировать проваливание жидкости. Согласно литературным данным, оптимальный режим работы клапанной тарелки, обеспечивающий максимальный КПД, реализуется при скорости пара, близкой к 0,8 м/с [21]. Дополнительным фактором интенсификации процесса выступает увеличение расхода жидкости, что улучшает условия фазового контакта и повышает КПД тарелки. Стоит учитывать, что в аппаратах большого диаметра на поверхности тарелки формируются выраженные застойные зоны (особенно в углах и у переливных устройств), где массообмен практически не происходит, что снижает общий КПД ступени [22]. Капитальные затраты на колонну с клапанными тарелками в основном зависят от диаметра колонны или ее секций, количества тарелок и внутреннего устройства колонны, а именно от типа тарелок, их размеров и расположения клапанов, расстояния между тарелками,

конфигурации прохода, размеров тарелок и т. д. [23].

Таким образом, несмотря на широкое распространение, классические клапанные тарелки обладают рядом гидродинамических ограничений, выход за пределы диапазона устойчивой работы ведет к режимам захлебывания или сухой тарелки. Подвижные элементы (клапаны) склонны к «залипанию» или закоксовыванию при работе со смолистыми, вязкими средами или потоками, что ведет к локальному нарушению гидродинамики и резкому падению эффективности тарелки [24].

На практике ограничений по эксплуатации может быть и еще больше, в связи с этим основные критерии выбора парожидкостных контактных устройств были представлены в работе [25] по 5-бальной шкале. Согласно [26], традиционные тарелки клапанного и колпачкового типа увлекают большое количество жидкости за счет сил вязкого трения, что приводит к возникновению циркуляционных контуров в газожидкостном слое. Определение оптимального сочетания вариантов модернизации колонн также предложено автором методологии [27], основанной на сочетании термодинамики и практических аспектов модификации колонны. Она может быть использована на последующих этапах проектирования, связанных с интеграцией дистилляционных колонн в общие технологические процессы и последовательностью колонн. Помимо тепловой нагрузки и целевых температур, методология позволяет оценить влияние конструктивных изменений на капитальные затраты на колонну, в том числе до начала проектирования. Методология применима к неидеальным многокомпонентным системам и сложным конфигурациям дистилляционных установок.

Оценка эффективности работы ректификационной колонны часто базируется на величине КПД или единицы высоты переноса. Как справедливо указывают авторы [28], при переменных нагрузках и для сложных многокомпонентных смесей традиционные критерии не всегда объективно отражают реальную разделительную способность аппарата. Большая движущая сила массообмена и теплообмена в верхней и нижней частях обычной

дистилляционной колонны приводит к большим потерям полезной энергии, поэтому термодинамический КПД обычной дистилляционной колонны очень низкий [29]. Следует отметить, что для достижения рациональных режимов работы установки недостаточно лишь внедрения новых типов контактных устройств; необходима комплексная реконструкция колонны, включающая оптимизацию ее геометрических параметров и внутренней компоновки [30]. В этой связи, в прошлом несколькими авторами Fonyo [31, 32], Rivero [33], Koeijer [34], Alcántara-Avila [35] и др. [36] было проанализировано повышение энергоэффективности дистилляции за счет увеличения ее обратимости или, другими словами, за счет уменьшения производства энтропии. Один из способов – это применение термических эффектов (отвод или подвод тепла) за счет встроенных теплообменников на каждой ступени колонны, по которым циркулирует охлаждающая или нагревающая среда [37]. Требования к таким теплообменникам: простота конструкции; небольшие габаритные размеры (для легкости монтажа); минимальное число технологических патрубков; обеспечение требуемого теплосъема при переменной по высоте колонны температурной нагрузке; поддержание температуры конденсата (флегмы), близкой к температуре кипения разделяемой смеси. В качестве теплообменных устройств в диабатических колоннах применяются теплообменные рубашки на корпусе, встроенные и выносные кожухотрубчатые и змеевиковые теплообменники, вертикальные теплообменные трубы [38]. Среди инноваций также отмечены в исследованиях колонны с разделенными стенками, обеспечивающие по сравнению с традиционным методом общее потребление энергии на 20,52%, а выбросы CO_2 – на 33,74%. [39], колонны Ф.Б. Петлюка [40], многоступенчатые колонны [41], колонны с тепловым насосом [42], теплоинтегрированные ректификационные колонны [43] и другие комбинации вышеназванных технологий. Внедрение термической ректификации на верхней контактной тарелке позволяет повысить коэффициент полезного действия клапанной тарелки. Так, при наличии встроенного теплообменного устройства эффективность возрастает с 73,5% (в режиме без дополнительного съема

теплоты) до 79,5 %. Результаты расчетных исследований на модельной смеси этанол – вода демонстрируют, что за счет дополнительного отвода теплоты из укрепляющей части колонны удается снизить массовый расход паровой фазы практически до минимума, определяемого количеством дистиллята [44]. При этом для увеличения тепловой мощности встроенных в колонну дефлегматоров целесообразно применять различные методы интенсификации теплообмена с наружной стороны труб, что позволит увеличить эффективность тарелок ректификационных колонн при реализации процессов диабатической ректификации. Согласно дополнительно проведенным исследованиям [45], предложенная конструкция дефлегматора с оребренными трубами позволяет повысить КПД по Мерфри клапанной тарелки на 6,8%.

Проведенные исследования [46] показывают, что применение диабатической ректификации в массообменных аппаратах является целесообразным для снижения энергетически невыгодных и излишне высоких массовых расходов паровой фазы на тарелках за счет частичной конденсации поднимающихся вверх паров. При этом внутри колонны образуется флегма того же состава, которая за счет теплоты, выделяющейся при конденсации паров, повторно частично (преимущественно легколетучий компонент) испаряется. Кроме того, за счет диабатизации ректификационных колонн возможно повышение пропускной способности массообменных аппаратов в «узких» местах, где возникает значительный унос жидкой фазы при высоких скоростях пара. Таким образом, промежуточный теплообмен может быть использован для улучшения разделения и снижения энергопотребления, однако целесообразность реализации диабатизации тарелок необходимо решать в каждом конкретном случае [47], термическая ректификация все еще относительно мало используется в промышленности.

В статье [48] представлены первые шаги по разработке и описанию инновационной модульной насадочной абсорбционной колонны в техническом масштабе с целью устранения проблем в промышленности, связанных с длительными сроками разработки технологических процессов и избыточными

размерами оборудования из-за высоких требований к безопасности процесса. Концепция этого аппарата заключается в использовании одного модуля с прямоугольным поперечным сечением и плоскими внешними стенками. Благодаря модульной конструкции производительность можно увеличить либо за счет использования стандартных конструкций, либо за счет увеличения количества оборудования. Таким образом, становится возможным разумное масштабирование модульной системы. Одной из основных проблем при таком интеллектуальном масштабировании модульных устройств является равномерное распределение потока сырья по всем модулям.

Снижение разделительной способности массообменных аппаратов нередко детерминировано выраженной неравномерностью распределения потоков паровой и жидкой фаз (макро- и микронеровностями). Подобная гидродинамическая нестабильность, возникающая вследствие некорректной работы распределительных устройств или нарушения технологии монтажа насадки (что ведет к каналообразованию и локальным нарушениям структуры слоя), приводит к падению движущей силы процесса [49]. Проблема неравномерного орошения приобретает критический характер в колоннах большого диаметра, где увеличивается длина пути стекания жидкости и усугубляются радиальные градиенты концентраций [50, 51], приводящая к возникновению неработоспособного состояния колонны из-за неравномерности структуры потока. В связи с этим термин «границы устойчивой работы контактной тарелки» часто используется для обозначения точки, выше которой скорости пара и жидкости (в зависимости от физических свойств) становятся настолько высокими, что всегда будет происходить чрезмерное увлечение жидкости. По мере увеличения давления разница плотностей между фазами уменьшается, и скорости, необходимые для достижения так называемого «предела системы», становятся все ниже и ниже. Верхняя граница устойчивой работы контактной тарелки достигается, когда поверхностная скорость пара в колонне превышает скорость осаждения крупных капель жидкости. При более высоких скоростях пара восходящий пар поднимает и уносит большую часть

жидкости с тарелок, вызывая захлебывание колонны. Это захлебывание невозможно устранить путем улучшения внутренних устройств аппаратов колонного типа или увеличения расстояния между тарелками. Это абсолютный верхний предел. Скорость газа настолько высока, что аэродинамическое сопротивление не позволяет жидкости стекать вниз через переливные устройства (или отверстия). Жидкость накапливается на тарелке, высота слоя жидкости растет, гидравлическое сопротивление растет до максимума, и колонна заполняется жидкостью. Процесс разделения полностью прекращается. С целью стабилизации гидравлического режима и исключения риска затопления тарелок конструктивно предусматривается ступенчатое уменьшение диаметра корпуса колонны в ее верхней и нижней секциях. Это позволяет поддерживать оптимальную скорость парового потока на всех контактных ступенях [52].

Механический унос жидкости происходит чуть раньше захлебывания. Скорость газа настолько велика, что он вырывает капли жидкости с поверхности пены или брызг и уносит их на вышележащую тарелку. Это приводит к «загрязнению» более легкого компонента тяжелым, что резко снижает число действительных тарелок и общий КПД колонны. Допускается лишь незначительный унос без серьезного снижения эффективности массопереноса [53].

Нижняя граница устойчивой работы (минимальная нагрузка по газу) определяется минимально необходимой скоростью газа, которая требуется для удержания жидкости на полотне тарелки. Возможны варианты проваливания жидкости, если скорость газа в отверстиях падает ниже определенного уровня, кинетической энергии потока не хватает, чтобы преодолеть гидростатическое давление слоя жидкости. Жидкость начинает не перетекать через пороги, а просто «просачиваться» или проливаться сквозь отверстия напрямую на нижележащую тарелку, минуя полноценный контакт с газом.

Легкое проваливание (капельное) иногда допустимо и даже используется в некоторых конструкциях (например, в провальных тарелках) для расширения рабочего диапазона.

Сплошное проваливание – это срыв режима, при котором контакт фаз практически отсутствует.

Границы устойчивой работы контактной тарелки представляют собой предел производительности подавляющего большинства существующих тарелок и всех существующих насадок. В некоторых областях применения, где используются очень открытые насадки или тарелки, например, в вакуумных колоннах нефтеперерабатывающих заводов, они являются фактическим пределом производительности. До недавнего времени не существовало опубликованных методов для прогнозирования таких границ. Факторы, влияющие на них, плохо изучены [54]. В конце 1950-х и начале 1960-х годов компания Fractionation Research Inc. систематически изучала границы устойчивой работы контактной тарелки в колонне диаметром 1,22 м и разработала несколько различных корреляций. Было показано, что корреляция Ступина, основанная на модели дисперсной жидкой фазы, падающей через восходящую паровую фазу, обеспечивает превосходное предсказание экспериментальных данных по предельной производительности в диапазоне расхода жидкости 40–140 $м^3/(м^2 \cdot ч)$. Однако корреляция, как правило, предсказывает высокие значения при более низких скоростях потока жидкости. Поэтому задача исследователей состоит в разработке устройств, которые превышают этот предел производительности. Так, например, улучшенной работоспособностью при изменяющихся нагрузках обладают аппараты с вращающейся насадкой. В отличие от обычных структурированных насадок, течение в них регулируется комбинацией центробежных сил, газожидкостным скольжением и сложными взаимодействиями фаз относительно геометрии насадки. Однако эти особенности усложняют масштабирование и проектирование, требуя надежных прогностических моделей для ключевых параметров производительности. Среди этих параметров перепад давления занимает главную роль. Большинство существующих моделей рассчитаны на конкретный тип вращающейся насадки или применимы только в узком диапазоне рабочих параметров [55].

Таким образом, анализ современного состояния аппаратурного оформления массообменных процессов показывает, что дальнейшая интенсификация работы традиционных тарельчатых и насадочных колонн путем простого подбора их геометрии исчерпала свой потенциал. Для преодоления указанных ограничений требуется принципиальное изменение гидродинамической структуры потока в зоне контакта фаз, в частности закрученных потоков. Перспективным направлением решения этой задачи является использование вихревых контактных устройств. В отличие от гравитационного барботажа на классических тарелках, вихревые аппараты реализуют тангенциальный или закрученный ввод дисперсной и сплошной фаз.

1.2. Обзор известных конструкций вихревых контактных устройств

Исторически развитие вихревых контактных устройств в отечественной науке связано с работами Ф.А. Мусташкина, Н.А. Николаева и Б.М. Азизова, которыми в 1970 году была предложена первая массообменная вихревая тарелка [56, 57]. В дальнейшем конструкция развивалась в работах В.М. Косырева и Л.Я. Живайкина [58]. Базовый принцип работы классического ВКУ заключается в том, что газовый поток, закручиваясь с помощью тангенциальных или аксиальных завихрителей, поднимается вверх, диспергируя стекающую жидкость. Центробежные силы отбрасывают капли к стенкам контактного патрубка, где формируется интенсивно турбулизируемая пленка. Разработка новых конфигураций контактных устройств позволяет улучшить гидродинамическую обстановку, как следствие, повысить эффективность разделения, что дает возможность понизить флегмовое число и уменьшить затраты на греющий пар в кипятильнике колонн [59–61]. Интерес промышленности к контактным устройствам сверхвысокой производительности значительно возрос за последние десятки лет. В рамках исследования на базе платформы inventorus.ru осуществлено сравнение патентной динамики в выборке, полученной по результатам семантического поиска (рисунок 1.1).

Данные показывают динамику патентной активности в Российской Федерации, связанной с технологиями, найденными через семантический поиск, в период с 1983 по 2025 год. Наибольшее количество патентов было зарегистрировано в 2018 году, достигнув 107953 единиц, после чего наблюдается постепенное снижение до 61859 единиц в 2025 году. Пик активности в 2018 году сменился устойчивым снижением, особенно заметным после 2020 года. В 2021 году произошло значительное падение до 78969 единиц, что продолжилось в последующие годы. В 2023 году количество патентов составило 91048 единиц, а в 2024 году – 90001 единица. В 2025 году наблюдается дальнейшее снижение до 61859 единиц (рисунок 1.1). Эти данные подчеркивают важность и актуальность исследований и разработок в области вихревых контактных устройств для химической и нефтехимической промышленности.

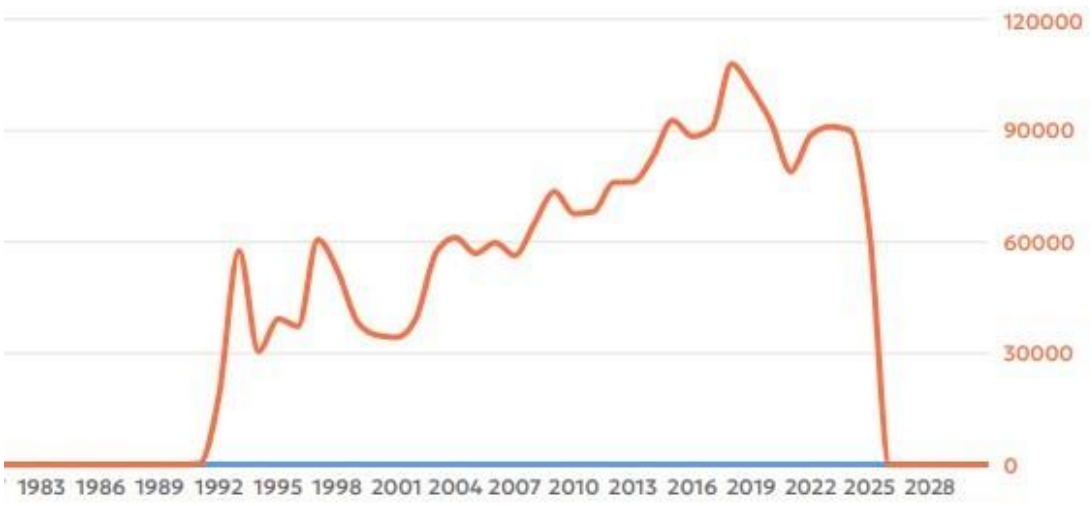


Рисунок 1.1 – Распределение патентной активности по годам соответствующих исследуемой тематике

Исторически одним из первых промышленных решений данного типа стала решетчатая тарелка типа TurboGrid. Несмотря на высокую пропускную способность, ее широкое применение ограничивалось значительным гидравлическим сопротивлением и сложностью обеспечения равномерного распределения фаз по сечению аппарата большого диаметра [62]. Это направление получило значительное развитие, были запатентованы и внедрены

массообменные вихревые тарелки, в которых закрутка потока обеспечивалась специальными направляющими элементами [63, 64]. Такая организация потока позволяла стабилизировать пенный слой и предотвратить проваливание жидкости при низких нагрузках по пару, однако конструкция отличалась высокой металлоемкостью.

Современные тенденции в проектировании масообменной аппаратуры ориентированы на геометрическое совершенствование контактных устройств с целью минимизации гидравлического сопротивления при обеспечении высокой эффективности массопередачи [65]. В частности, перспективным решением выступают модификации вихревых тарелок, оснащенные односторонними и двухсторонними направляющими каналами, которые обеспечивают направленное движение газожидкостного потока и улучшают условия сепарации капельной фазы [26, 66, 67]. Экспериментальные и расчетные исследования подтверждают, что такие устройства (рисунок 1.2) позволяют существенно расширить рабочую область по газу и жидкости по сравнению с традиционными клапанными тарелками [68].

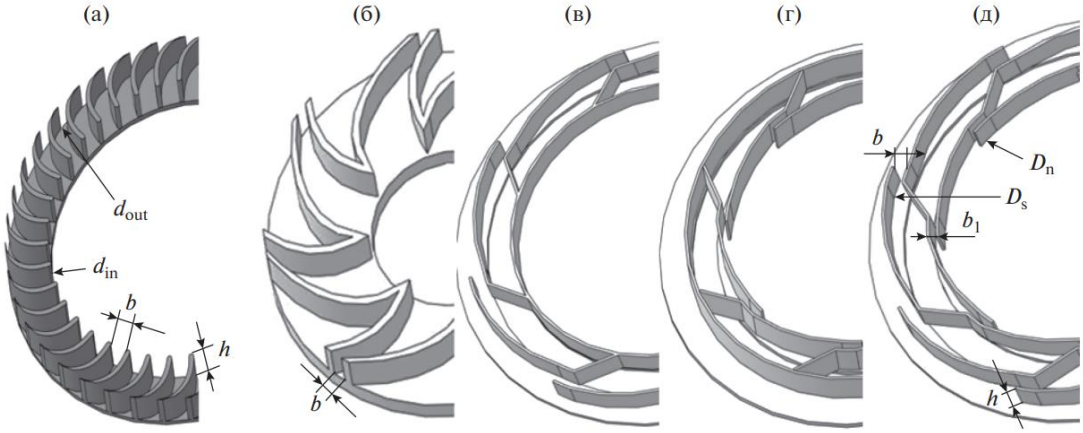
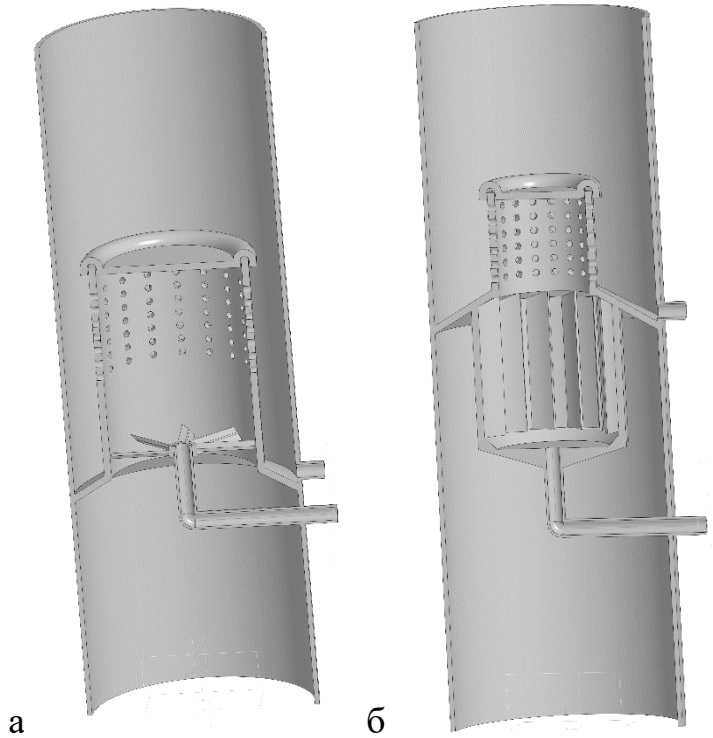


Рисунок 1.2 – Исследуемые варианты (а–д) вихревых контактных устройств, параметры которых представлены в работе авторов [68]

Отдельный класс представляют прямоточно-вихревые контактные устройства, применяемые для высокопроизводительной ректификации и абсорбции [69, 70]. В таких аппаратах (рисунок 1.3) фазы движутся

сонаправленно под действием центробежных сил, что минимизирует продольное перемешивание и обеспечивает высокую интенсивность тепломассообмена даже при высоких скоростях газа [71, 72]. Также известны тарелки, использующие технологию инерционного разделения – UOP SimulFlow, Koch-Glitsch Ultra-Frac, Jaeger CoFlo и Shell ConSep [73], несмотря на внешнее сходство они имеют различные механизмы затопления, а также тенденции уноса и эффективности работы из-за разных принципов их действия. Для традиционных тарелок с длинными путями потока часто сообщается об эффективности, значительно превышающей 100%. Значения выше 100% в основном являются результатом некоторой степени ступенчатости. Исследования брызгоуноса промышленных многоступенчатых колонных аппаратов представлены в работе [74], в которой представлены зависимости изменения относительного брызгоуноса от высоты и формы контактного патрубка, от изменения расхода газа и жидкости.



а б

Рисунок 1.3 – Вид прямоточно-вихревых контактных устройств: а – с аксиально-лопаточным завихрителем, нижним подводом жидкой фазы и перфорированным сепаратором, б – с тангенциально-лопаточным завихрителем, периферийным подводом жидкой фазы и тороидальным сепарационным узлом

Для тарелок сверхвысокой производительности, рассматриваемых в статье [75], эффекты ступенчатости, вероятно, в той или иной степени отсутствуют. Следовательно, ожидается, что максимальная достижимая эффективность для этих устройств всегда будет ниже 100%. С точки зрения эффективности тарелок, установлено, что тарелки SimulFlow, UltraFrac и CoFlo являются типичными устройствами с точечной эффективностью благодаря полностью перемешанному жидкому слою на поверхности тарелки, в то время как тарелки ConSep могут использовать градиент концентрации жидкости на поверхности тарелки, что делает эту тарелку привлекательной среди всех тарелок сверхвысокой производительности [73].

Одним из инновационных подходов является использование усеченных конусообразных контактных элементов с перфорированными арочными отверстиями, которые создают направленный вращательный поток газожидкостной смеси. Это позволяет улучшить взаимодействие между фазами и увеличить эффективность массопередачи, примерно на 60–90% в жидкой фазе [76]. Дизайн таких устройств позволяет жидкости равномерно стекать по конусообразным поверхностям, в то время как пар поступает через арочные отверстия, вызывая вращательное движение, которое увеличивает турбулентность и площадь контакта [77, 78].

Классические подходы к проектированию вихревых контактных устройств (рисунок 1.4) включают использование цилиндрических патрубков и коаксиальных цилиндров для создания вихревого потока [79]. Это позволяет увеличить площадь контакта между газовой и жидкой фазами, что улучшает эффективность массопередачи.

В контактных устройствах небольшого диаметра устанавливают спирали [80], винтовые вставки или тангенциально-щелевой завихритель [81]. Однако такие конструкции могут страдать от ограничений, связанных с гидравлическим сопротивлением и сложностью масштабирования для промышленных приложений. В работе [82] представлены экспериментальные данные

параметров крутки по сечению вихревых контактных устройств с цилиндрическим патрубком. В связи с этим, современные исследования сосредоточены на разработке новых конструкций, которые могут преодолеть эти ограничения [83, 84]. Были разработаны вихревые тарелки с низким гидравлическим сопротивлением и улучшенной сепарацией [85].



Рисунок 1.4 – Решетчатая тарелка с вращающимся вихревым потоком

Предложено вихревое контактное устройство [86], которое повышает эффективность массо- и теплопередачи за счет увеличения площади контакта фаз через закрученные газожидкостные потоки. Диаметр рубашки, окружающей внешний цилиндр, составляет от 1,05 до 1,1 диаметра внешнего цилиндра, что улучшает коэффициенты теплопередачи. Общая площадь вертикальных щелевых прорезей для прохода газа равна площади внутреннего диаметра контактного патрубка, что обеспечивает эффективный газовый поток. Устройство включает равномерно распределенные квадратные отверстия для непрерывного слива жидкости, количество которых совпадает с числом щелевых прорезей, что предотвращает попадание паров в кольцевое пространство. Конструкция позволяет стабильную работу даже при увеличенных расходах жидкой фазы, расширяя диапазон эффективной работы устройства.

Другой перспективный подход заключается в использовании вихревых тарелок, выполненных из тонкой металлической фольги с определенными размерами и конфигурациями просечек. Это способствует минимизации гидравлического сопротивления и улучшению эксплуатационной

эффективности. Такие конструкции позволяют добиться лучшей производительности в промышленных приложениях, снижая использование материалов и повышая эффективность тепломассообмена [87, 88].

Для дальнейшего развития и модернизации вихревых контактных устройств перспективными направлениями являются исследования в области новых материалов и технологий производства, которые могут снизить металлоемкость и улучшить долговечность устройств. Также важным является моделирование процессов для более точного прогнозирования их эффективности и улучшения рабочих параметров. Все еще наблюдается недостаточная изученность гидродинамики разрушения вихревых структур при переменных нагрузках, что приводит к неравномерному распределению фаз в аппаратах большого диаметра. Исследования в области динамики газожидкостных потоков и взаимодействия фаз могут привести к созданию более эффективных конструкций, которые будут способны работать в более широком диапазоне условий и с меньшими затратами энергии [89, 90]. В целом анализ литературных данных показывает, что, несмотря на очевидные преимущества вихревых контактных устройств, их широкое промышленное внедрение в процессы ректификации сдерживается рядом нерешенных проблем.

Таким образом, разработка конструкции вихревой контактной ступени, лишенной механически подвижных элементов и обладающей повышенной гидродинамической стабильностью, является актуальной научно-технической задачей, влияющей на повышение эффективности и надежности протекания тепломассообменных процессов.

1.3. Постановка задачи исследования. Описание конструкции вихревого контактного устройства

Выявленные в ходе анализа существующих контактных устройств недостатки гидродинамического и массообменного характера обусловили необходимость постановки следующих задач исследования:

1. разработать новые конструкции вихревых контактных устройств, работающих в условиях противоточного и прямоточного контакта фаз в аппаратах колонного типа;

2. изучить закономерности взаимодействия газовой и жидкой фаз в контактной зоне разработанного устройства и получить расчетные зависимости гидродинамической структуры двухфазного газожидкостного потока;

3. получить и обобщить экспериментальные результаты по гидравлическому сопротивлению и эффективности разработанного контактного устройства при различных режимных параметрах его работы;

4. экспериментально исследовать тепломассообменные характеристики (коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, объемный коэффициент теплоотдачи) разработанного контактного устройства при различных режимных параметрах работы и получить расчетные зависимости;

5. разработать научно-обоснованную инженерную методику расчета вихревых контактных устройств;

6. провести технико-экономический анализ и подготовить рекомендации по внедрению научно-технических решений на промышленных предприятиях.

Реализация первой задачи исследования обеспечивается применением разработанной конструкции вихревого контактного устройства (рисунок 1.5, а). Аппарат выполнен в виде системы двух соосных цилиндров, в кольцевом канале между которыми инициируется формирование дисперсно-кольцевого вихревого парожидкостного потока.

Закрутка парового потока осуществляется за счет его истечения через прорези 4 внутренней трубы в кольцевой зазор. Данная конструктивная особенность позволяет генерировать устойчивое вихревое движение, формирующее по два кольцевых вихревых потока (рисунок 1.5, б) уже при умеренных скоростях пара, без необходимости создания избыточных окружных скоростей на входе в аппарат. Ключевой особенностью конструкции вихревого контактного устройства является возможность интенсификации массообмена без увеличения рабочих скоростей паровой фазы.

Жидкая фаза, поступающая с вышележащей ступени через отверстия 5, преодолевает гидрозатвор 6, установленный на основании 3, и перетекает на крышку цилиндра 2.

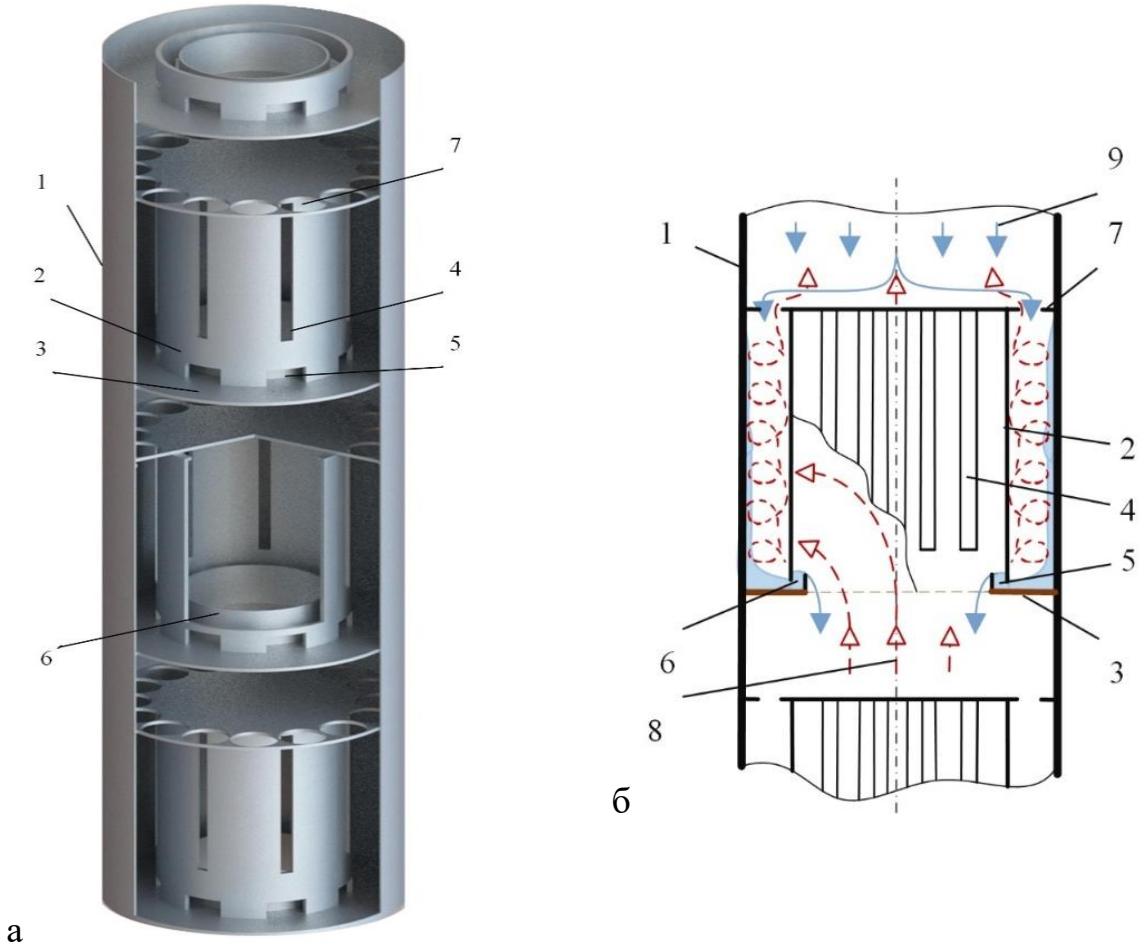


Рисунок 1.5 – Конструктивная схема противоточного вихревого контактного устройства: 1 – корпус; 2 – внутренний цилиндр; 3 – основание; 4 – прорези; 5 – отверстия для слива жидкости; 6 – гидрозатвор; 7 – распределительные отверстия; 8 – направление движения потока газа (пара); 9 – направление движения потока жидкости: а) продольный разрез, б) схема гидродинамики фаз

Равномерное радиальное распределение жидкости по рабочему сечению обеспечивается системой отверстий 7, выполненных в крышке цилиндра. В режиме малых и средних нагрузок по жидкости в кольцевом зазоре реализуется следующая картина вихревого взаимодействия фаз. Закрученный паровой поток, обладающий высокой кинетической энергией, осуществляет диспергирование стекающей по стенке корпуса 1 жидкостной пленки, увлекая капли и их

агломераты в совместное вращательное движение под действием центробежных сил. В результате формируется развитая, непрерывно обновляемая межфазная поверхность, что обуславливает высокие значения коэффициентов тепло- и массоотдачи. Примечательно, что угловая скорость вращения газожидкостного слоя возрастает за счет уменьшения радиуса вихреобразования, что интенсифицирует процесс без увеличения гидравлического сопротивления на входе.

После завершения стадии массопереноса парожидкостная смесь поступает в зону сепарации. Освобожденный от капель пар направляется в трубное пространство вышележащей контактной ступени многоступенчатого аппарата, а жидкость дренируется через сливные отверстия 5.

При эксплуатации в условиях повышенных нагрузок по жидкой фазе крышка цилиндра 2 может быть дополнительно перфорирована. Это обеспечивает каскадное перераспределение жидкости: часть ее стекает в виде пристеночной пленки, а часть движется внутри цилиндра 2 в виде струй. Такой гидродинамический режим предотвращает захлебывание устройства и сохраняет высокую эффективность разделения даже при больших нагрузках по жидкости.

Таким образом, предлагаемое вихревое контактное устройство характеризуется простотой конструктивного исполнения и универсальностью, позволяя эффективно проводить процессы ректификации, дистилляции, абсорбции, десорбции и экстракции. Ключевыми факторами интенсификации являются создание высоких относительных скоростей фаз, интенсивное поперечное перемешивание и непрерывная регенерация поверхности контакта. Наличие гидрозатвора надежно предотвращает проскок паровой фазы, что существенно расширяет рабочий диапазон устойчивой эксплуатации аппарата, в особенности в режимах с высоким расходом жидкости и дефицитом пара.

В следующей главе представлены исследования гидродинамики разработанного вихревого контактного устройства.

1.4. Выводы по главе 1

В главе 1 проведен критический анализ существующих контактных устройств. Установлено, что традиционные тарельчатые и насадочные аппараты имеют ограничения по пропускной способности и гидравлическому сопротивлению, что стимулирует поиск высокоинтенсивных контактных устройств. Рассмотрены преимущества использования вихревых контактных устройств для увеличения эффективности разделения и производительности массообменных аппаратов, они обладают высоким потенциалом для интенсификации процессов ректификации за счет использования центробежных сил и реализации режима тонкого пленочно-дисперсного слоя. Анализ проблем (высокое гидравлическое сопротивление, сложность прогнозирования гидродинамики при переменных нагрузках, отсутствие единой инженерной методики расчета для процессов ректификации), возникающих в процессе эксплуатации традиционных контактных устройств в известном тепломассообменном оборудовании с одиночным вихрем или хаотичными турбулентными потоками, позволили разработать новые конструкции аппаратов с вихревыми контактными устройствами. Сформулирована цель и задачи исследования, направленные на устранение выявленных проблем путем исследования гидрогазодинамики, тепломассопереноса и разработки инженерной методики расчета для предлагаемой конструкции вихревых контактных устройств, реализующих формирование множества вихрей небольшого диаметра в поперечном сечении устройства.

ГЛАВА 2. ГИДРОГАЗОДИНАМИКА МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ С ВИХРЕВЫМИ КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ

2.1. Определение угловой скорости вращения газового потока в вихревом контактном устройстве

В предыдущей главе был проведен анализ существующих конструкций вихревых контактных устройств и выявлены основные научные пробелы, сдерживающие их широкое применение в массообменных процессах. Ключевыми из них являются недостаточная изученность закономерностей вращения газового потока в зависимости от геометрии завихрителя, отсутствие надежных методов расчета высоты газожидкостного слоя и условий устойчивой работы. При проектировании устройств вихревого типа важным является выбор конструктивных размеров контактного устройства для обеспечения высокой интенсивности и эффективности процессов разделения и сепарации. Структура закрученного газового потока, изученная некоторыми авторами при использовании различных типов завихрителей, во всех случаях качественно совпадает [91].

Эффективность массообмена в вихревых аппаратах определяется уровнем центробежных сил, возникающих при вращении газового потока. Количественной мерой интенсивности крутки является угловая скорость вращения ω, связанная с тангенциальной составляющей скорости газа W_φ соотношением [92, 93]:

$$W_\varphi = \omega r_i, \tag{2.1}$$

где ω – угловая скорость вращения потока на входе, $с^{-1}$, r_i – текущий радиус от оси аппарата, м.

Анализ литературных данных показывает, что структура закрученного потока в цилиндрических каналах вихревого контактного устройства может быть описана в рамках модели комбинированного вихря Рэнкина-Бюргерса [94, 95, 96]. В центральной зоне (ядре вихря) течение близко к вращению твердого тела, где тангенциальная скорость растет пропорционально радиусу. В периферийной

зоне реализуется режим потенциального вихря, где W_φ убывает с увеличением r [97]. Л.А. Вулисом и Б.П. Устименко [98] предложены уравнения для расчета профилей тангенциальной составляющей скорости:

$$\overline{W}_\varphi = \overline{W}_{\varphi\max}\frac{2\bar{r}\bar{r}_в}{\bar{r}^2+\bar{r}_в^2}, \tag{2.2}$$

где $\bar{r} = r / R_{an}$ – относительный радиус; $\bar{r}_в$ – относительный радиус вихря, м; $\overline{W}_{\varphi\max}$ – относительная окружная составляющая скорости, соответствующая радиусу вихря, м/с; R_{an} – радиус аппарата, м.

Для определения средней угловой скорости вращения потока в рабочем объеме вихревого контактного устройства рассмотрим уравнение сохранения момента импульса для установившегося течения газа через завихритель [99]:

$$M_{вх} = M_{вых} + M_{тр}, \tag{2.3}$$

где $M_{вх}$ – момент импульса, вносимый газом через завихритель, кг·м^2/с; $M_{вых}$ – момент импульса на выходе из контактного патрубка, кг·м^2/с; $M_{тр}$ – момент сил трения о стенки патрубка, кг·м^2/с.

Момент импульса на входе определяется геометрией завихрителя и может быть записан как:

$$M_{вх} = \rho_G Q_G W_{щел} r_{eff}\cos\alpha_1, \tag{2.4}$$

где ρ_G – плотность газа, кг/м^3; Q_G – объемный расход газа, м^3/с; $W_{щел}$ – скорость газа в щелях завихрителя, м/с; r_{eff} – эффективный радиус ввода потока, м; α_1 – угол установки лопаток завихрителя, °.

С учетом потерь момента на трение о стенки патрубка, описываемых коэффициентом сопротивления $\xi_{тр}$, получаем расчетное соотношение для средней угловой скорости [100]:

$$\omega = \frac{W_{щел} r_{eff}\cos\alpha\left(1-k_{тр}\right)}{r_{ср}^2}, \tag{2.5}$$

где $r_{ср}$ – средний радиус контактного патрубка, м; $k_{тр}$ – безразмерный коэффициент, учитывающий потери на трение.

С целью определения пространственной структуры течения потока газа,

визуализировать физику процесса в поперечном сечении разработанного соискателем вихревого контактного устройства проведены численные исследования при различных конструктивных размерах и рабочих скоростях однофазного потока, а также оценка коэффициента крутки потока в зависимости от диаметра внутреннего цилиндра. Для исследований была создана трехмерная модель вихревой контактной ступени со следующими размерами. Общая высота контактной ступени составляет 130 мм, из которых 40 мм приходится на сепарационную зону. Внутренний диаметр корпуса устройства равен 80 мм, а наружный диаметр цилиндра – 53 мм. Для формирования закрученного потока в конструкции ступени выполнено шесть прорезей. В рамках численного моделирования варьировались геометрические параметры данных прорезей, ширина 2–4 мм, а высота – 45–85 мм.

Исследования проводились в CFD комплексе, в котором моделировался однофазный поток газа при температуре 20°C. Решение системы уравнений Навье-Стокса, осредненных по Рейнольдсу (RANS), осуществлялось в стационарной постановке. Для замыкания системы уравнений турбулентности выбрана модель k–ω SST, обладающая высокой точностью при моделировании пристенных течений и сложных закрученных потоков с отрывными зонами. В качестве несущей среды был принят воздух. В ходе численных исследований изменялась средняя скорость воздуха от 1 до 10 м/с на входе во внутренний цилиндр. На всех поверхностях кольцевого пространства, а также в сепарационной части вихревой ступени принималось условие прилипания. Предварительно было проведено исследование сеточной сходимости. Расчетная сетка – смешанная с 1,3 млн. ячеек ($y+ \approx 1,2$), с призматическими слоями около стенок труб. Также использованы тетраэдрические элементы, что позволяет адаптироваться к сложной геометрии устройства.

В ходе проведенных численных исследований установлено, что при увеличении ширины прорезей наблюдается более упорядоченная структура вихрей в кольцевом пространстве устройства (рисунок 2.1).

На рисунок 2.2 представлена структура потока газа в поперечном сечении вихревого контактного устройства при различных расстояниях от основания контактного устройства до рассматриваемого сечения.

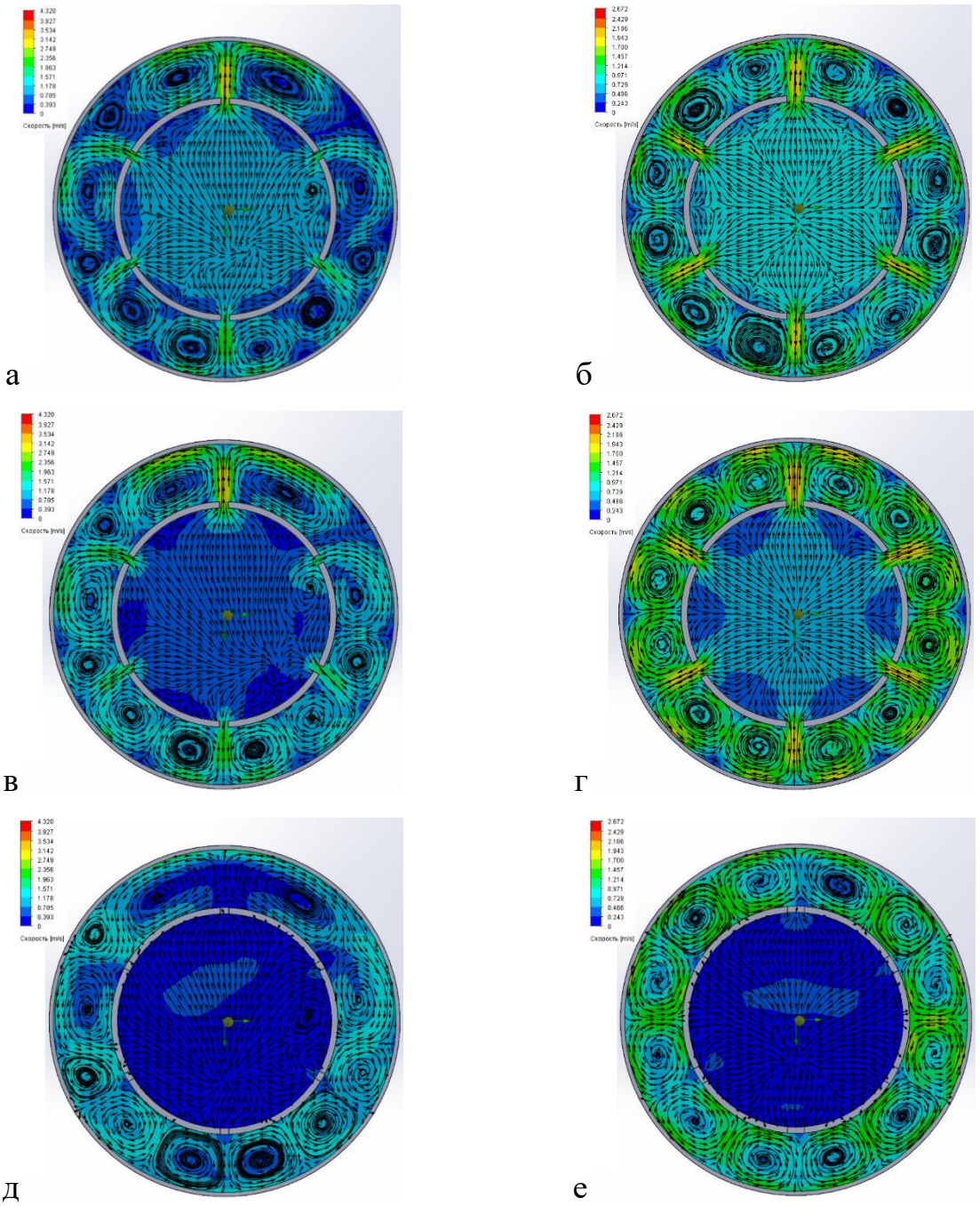
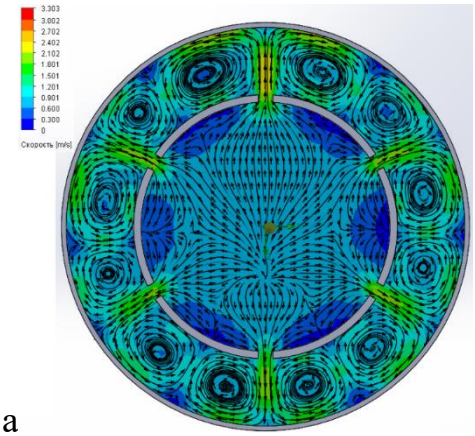
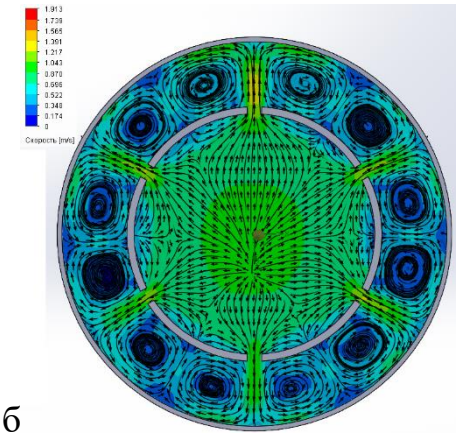


Рисунок 2.1 – Профили скоростей газа в поперечном сечении вихревого контактного устройства при различной ширине прорезей *b*, мм: а, в, д – 2; б, г, е – 4. Расстояние от нижней кромки контактного устройства до поперечного сечения *l*, мм: а, б – 10; в, г – 30; д, е – 50

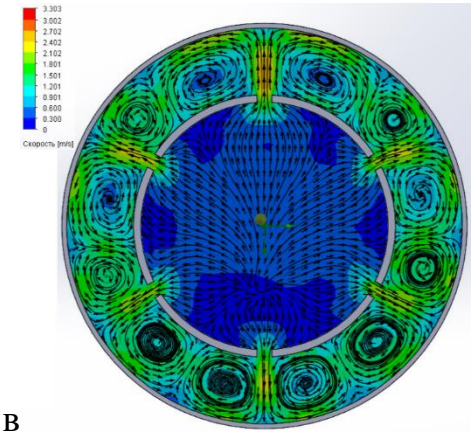
Видно устойчивое образование вихрей в межцилиндрическом пространстве, которые наблюдаются по всей высоте контактного устройства вплоть до крышки цилиндра с распределительными отверстиями, который расположен на высоте 90 мм от основания.



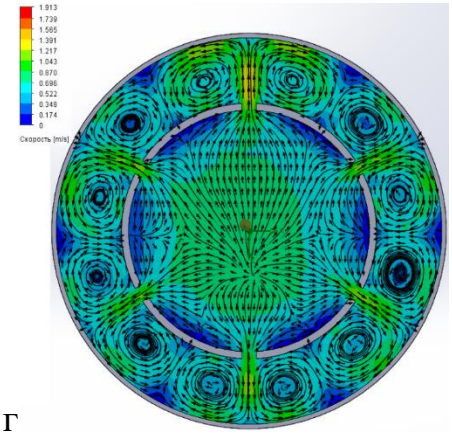
а



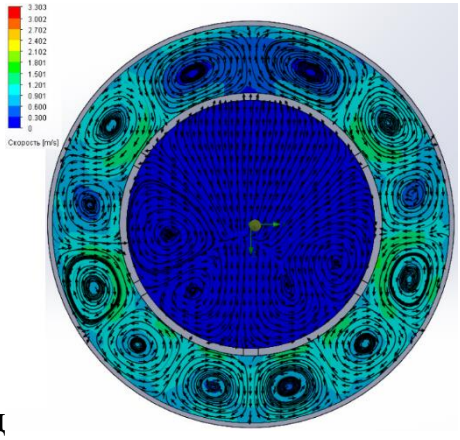
б



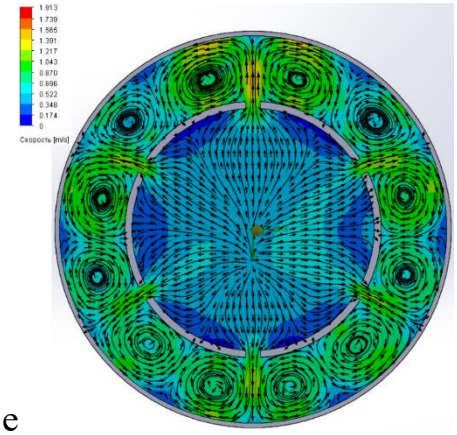
в



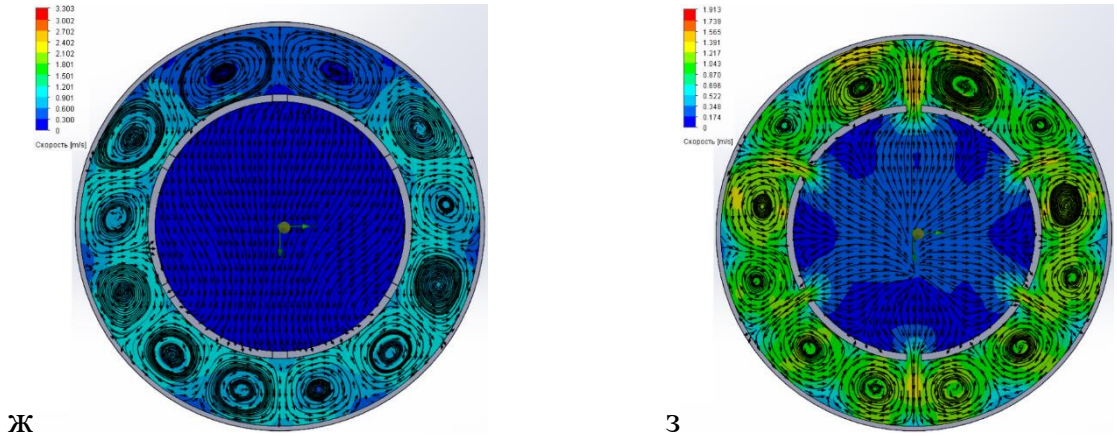
г



д



е



ж з

Рисунок 2.2 – Профили скоростей газа в поперечном сечении вихревого контактного устройства при различной высоте прорезей *h*, мм: а, в, д, ж – 45; б, г, е, з – 85. Расстояние от нижней кромки контактного устройства до поперечного сечения *l*, мм: а, б – 20; в, г – 40; д, е – 60; ж, з – 80

Стоит отметить, что при внутреннем диаметре корпуса вихревого контактного устройства равным 80 мм вихри образуются эллиптической формы, сплющенные в наименьшем сечении межцилиндрического пространства. Это связано с тем, что зазор в межцилиндрическом пространстве недостаточный для размещения в нем окружности диаметром, равным диаметру вихря при их количестве равным 12 и исследуемых конструктивных размерах. Таким образом, получено выражение для расчета внутреннего диаметра корпуса вихревого контактного устройства с учетом образования вихрей круглой формы:

$$D_{вн} = d_{нар} \frac{1+\sin\left(\frac{\pi}{n}\right)}{1-\sin\left(\frac{\pi}{n}\right)}, \qquad (2.6)$$

где $D_{вн}$ – внутренний диаметр корпуса вихревого контактного устройства, м; $d_{нар}$ – наружный диаметр внутреннего цилиндра, м; n – количество вихрей в поперечном сечении устройства [101].

Стоит отметить, что каждая прорезь, выполненная во внутреннем цилиндре, образует собой два разнонаправленных вихря. Видно, что при увеличении внутреннего диаметра корпуса вихревого контактного устройства до

90 мм образующиеся вихри имеют диаметр, как правило, равный зазору в межцилиндрическом пространстве, что подтверждает формирование вихрей преимущественно круглой формы (рисунок 2.3). Проведенные численные исследования на вихревом контактном устройстве с внутренним диаметром корпуса равным 90 мм, полученного на основе выражения (2.6) показывают, что вихри правильной цилиндрической формы (рисунок 2.3) обладают, как правило, более высокой сепарационной эффективностью.

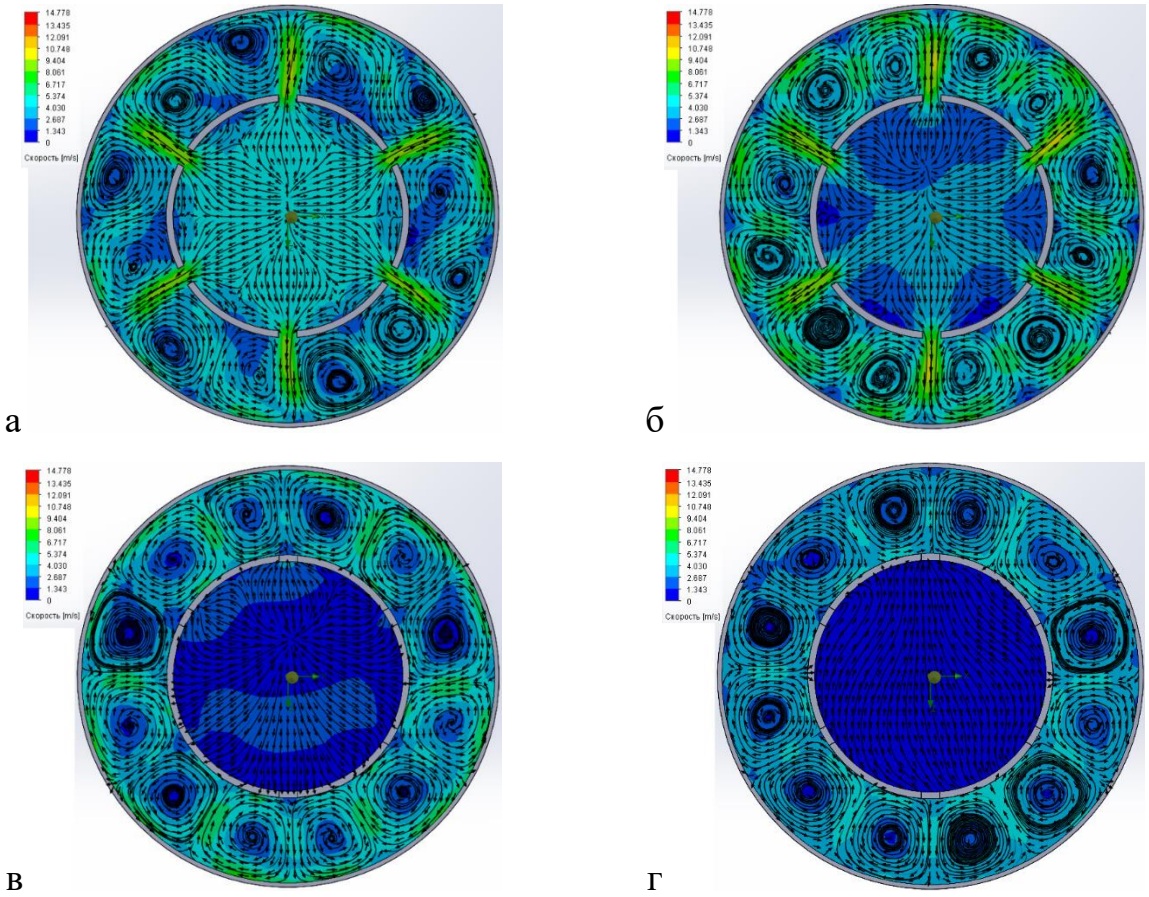


Рисунок 2.3 – Профили скоростей газа в поперечном сечении вихревого контактного устройства с внутренним диаметром корпуса равным 90 мм при различном расстоянии от нижней кромки контактного устройства до поперечного сечения *l*, мм: а – 10; б – 30; в – 50; г – 70. Ширина и высота прорезей составляют 4 и 45 мм соответственно. Средняя скорость газа на входе в цилиндр 5 м/с

Обычно при расчете вихревых аппаратов вводится понятие коэффициента крутки, который определяется как соотношение скоростей газового потока в

контактном устройстве или соотношение площадей поперечного сечения для прохода газа [102]. В данном случае коэффициент крутки газового потока можно определить по формуле:

$$A = \frac{W_{щел}}{W_{вх}} = \frac{\pi d_{вн}^2}{4kbh}, \quad (2.7)$$

где $W_{щел}$ – скорость газа в щелевидных прорезях цилиндра, м/с; $d_{вн}$ – внутренний диаметр цилиндра, м; $W_{вх}$ – скорость газа во внутреннем цилиндре, м/с; k – количество прорезей в цилиндре; b – ширина прорезей, м; h – высота прорезей, м.

Получены графики зависимости коэффициента крутки потока газа от диаметра внутреннего цилиндра при различной ширине, высоте и количестве прорезей (рисунок 2.4). Видно, что при уменьшении суммарного проходного сечения прорезей коэффициент крутки потока газа возрастает. Для сохранения стабильной вихревой структуры потока газа и снижения гидравлического сопротивления следует придерживаться правила равнопроточности при проектировании аппаратов, т.е. входное сечение для потока газа примерно равно выходному сечению. В этом случае коэффициент крутки потока $A = 1$. При уменьшении размеров прорезей и увеличении коэффициента крутки $A > 1$ происходит повышение скорости газа в прорезях контактного устройства, что может приводить к дополнительным потерям давления. Также дополнительно в ходе моделирования оценивалась осевая протяженность зоны устойчивого существования вихревых структур ($L_{вих}$) до момента начала их распада.

Расчетная область представляла собой кольцевое пространство контактного устройства, где проведено исследование влияние дополнительной среды на устойчивость и эволюцию вихревой структуры. В качестве рабочих сред рассматривались изотермические потоки воды и воздуха при температуре 293 K.

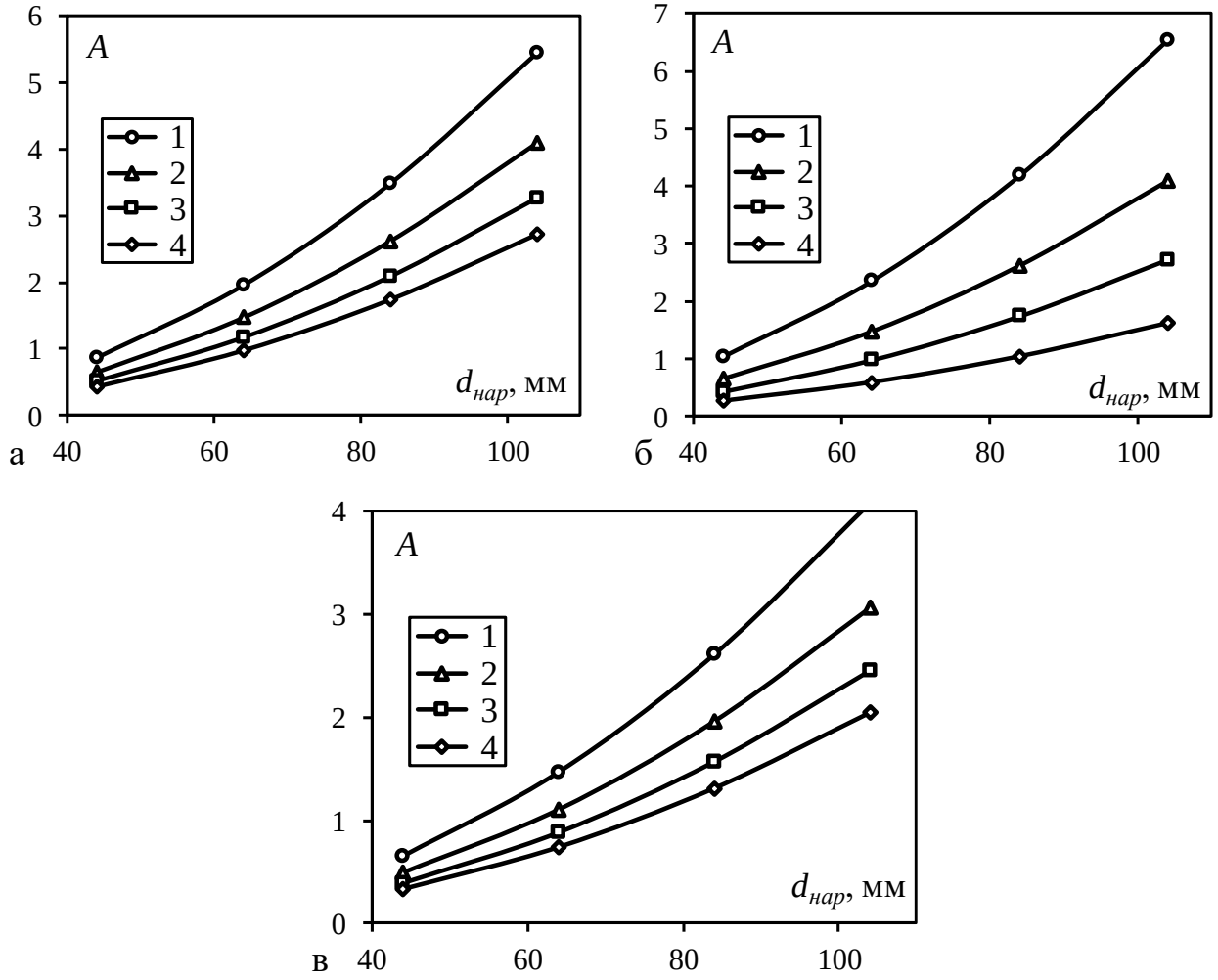


Рисунок 2.4 – Изменение коэффициента крутки потока газа в зависимости от наружного диаметра цилиндра при различных: а) – ширине прорезей *b*, мм: 1 – 3; 2 – 4; 3 – 5; 4 – 6; б) – высоте прорезей *h*, мм: 1 – 50; 2 – 80; 3 – 120; 4 – 200; в) – количестве прорезей *k*: 1 – 6; 2 – 8; 3 – 10; 4 – 12

Граничные условия на входе задавались в виде профиля средней скорости: для жидкой фазы варьировалась в диапазоне от 0,2 до 2 м/с, для газовой фазы – от 1 до 25 м/с. На выходе из расчетной области задавалось статическое давление, равное атмосферному (101325 Па). На твердых стенках принималось условие прилипания. Модель многофазности VOF позволила в явном виде уловить и визуализировать такую трубчатую структуру со стабильными жгутовыми вихрями (рисунок 2.5). Диапазон изменения критерия Рейнольдса от $3{,}1 \cdot 10^3$ до $6{,}4 \cdot 10^4$. Установлено, что безразмерная осевая протяженность вихрей ($L_{вих}/d_{вих}$) варьируется в пределах от 7,74 до 27,09. Выявлено, что для конструкции с $d_{вих}$ =

31 мм при высоких скоростях жидкости наблюдается максимальная относительная протяженность вихревой зоны. Наиболее интенсивная деструкция вихрей наблюдается при $d_{вих}$ = 15,5 мм. Снижение устойчивости вихревой структуры при увеличении скорости потока обусловлено ростом турбулентной диссипации, увеличением влияния гидродинамического пограничного слоя и развитием неупорядоченных пульсаций. При этом в области умеренных скоростей фиксируются максимальные значения параметра $L_{вих}/d_{вих}$.

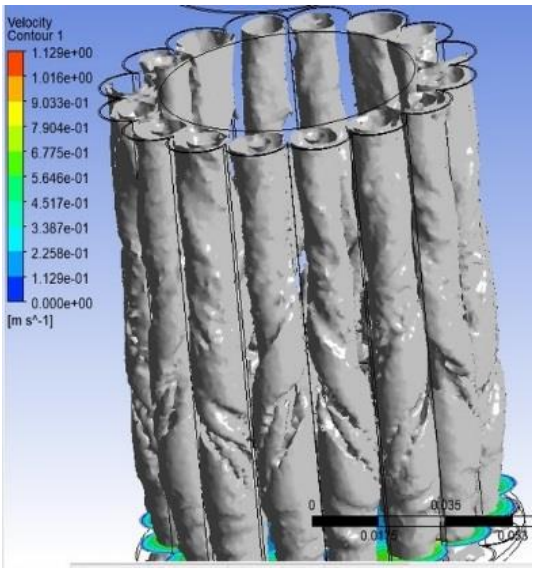


Рисунок 2.5 – Пространственная структура вихревого течения в кольцевом канале устройства (визуализация изоповерхностей завихренности с распределением абсолютной скорости)

Аналогичные закономерности установлены и для газовой фазы. При изменении скорости воздуха от 1 до 25 м/с относительная протяженность вихрей составляет (11,35–26,84)$d_{вих}$. При скоростях среды менее 2 м/с значение параметра $L_{вих}/d_{вих}$ превышает 20, а при более 10 м/с стабилизируется на уровне выше 12$d_{вих}$. Более высокая стабильность вихревых структур при течении воздуха по сравнению с водой при сопоставимых числах Рейнольдса объясняется меньшей плотностью газа и, как следствие, снижением инерционных сил, способствующих турбулентному распаду ядра вихря. Исследовано влияние геометрических характеристик межцилиндрического канала на устойчивость

течения. Анализ показал, что уменьшение высоты прорезей тангенциального ввода во внутреннем цилиндре (с 16 до 8 мм при $d_{вих}$ = 7,75 мм) приводит к увеличению средней относительной протяженности вихрей. Физическая суть данного явления заключается в том, что при снижении площади проходного сечения прорезей возрастает тангенциальная составляющая скорости и, соответственно, момента импульса, что повышает устойчивость вихря к разрушению.

Для определения угловой скорости вращения газожидкостной смеси при вихревом взаимодействии фаз проведем оценочные расчеты угловой скорости вращения однофазного вихревого потока. При образовании вихрей круглой формы в поперечном сечении контактного устройства, определенную по формуле (2.6) и предполагая, что скорость вращения газового потока у внутренней стенки корпуса устройства равна скорости газа в прорезях цилиндра, запишем выражение:

$$W_{щел} = \omega \cdot r_{вих}, \tag{2.8}$$

где ω – угловая скорость вращения газового потока в одном вихре, $с^{-1}$; $r_{вих}$ – радиус вихря, м.

Радиус вихревых структур в межцилиндрическом пространстве, формирующихся без влияния пограничного ламинарного слоя, рассчитывается по зависимости:

$$r_{вих} = \frac{D_{вн} - d_{нар}}{4} \tag{2.9}$$

Подставляя выражение (2.9) в уравнение (2.8) имеем:

$$W_{щел} = \frac{\omega}{4}\left(D_{вн} - d_{нар}\right). \tag{2.10}$$

Из уравнения неразрывности потока скорость газа в щелевидных прорезях внутреннего цилиндра определяется по формуле:

$$W_{щел} = W_{вх}\frac{\pi d_{вн}^2}{4kbh}. \tag{2.11}$$

Приравнивая выражения (2.10) и (2.11) можно получить уравнение для

расчета угловой скорости вращения однофазного вихревого потока:

$$\omega = \frac{W_{вх}\pi d_{вн}^2}{kbh\left(D_{вн} - d_{нар}\right)}. \qquad (2.12)$$

С учетом того, что кольцевое пространство в основном заполнено газом, а жидкость движется в виде тонкой пленки по поверхности стенки, центробежное давление создается вращающейся пленкой жидкости толщиной δ, зависящей от линейной плотности орошения q_l:

$$\delta = \left(\frac{3\nu_L q_l}{\omega_L^2 R_{вн}}\right)^{1/3}, \qquad (2.13)$$

$$q_l = \frac{L_V}{2\pi R_{вн}}, \qquad (2.14)$$

где $L_V = U_L\pi(R_{вн}^2 - r_{нар}^2)$ – объемный расход жидкости в кольцевом пространстве, м^3/с; ν_L – коэффициент кинематической вязкости жидкости, м^2/с; U_L – скорость жидкости, м/с; $R_{вн}$ – внутренний радиус корпуса контактного устройства, м; $r_{нар}$ – наружный радиус внутреннего цилиндра, м.

Динамический напор газовой струи, выходящей из прорезей, уравновешивается центробежным давлением вращающейся жидкости. Запишем баланс сил:

$$\frac{1}{2}\rho_G W_{щел}^2 = \rho_L \omega_L^2 R_{вн}\delta, \qquad (2.15)$$

где ρ_L – плотность жидкости, кг/м^3.

Условие (2.15) определяет установившуюся скорость вращения газожидкостного слоя, подставляя δ из формулы (2.13) для пленки, получаем выражение:

$$\omega_L = \left(\frac{\rho_G W_{щел}^2}{2\rho_L\left(3\nu_L q_l\right)^{1/3} R_{вн}^{2/3}}\right)^{3/4}. \qquad (2.16)$$

После подстановки выражений (2.11) и (2.14) упрощенная форма выражения (2.16) примет вид:

$$\omega_L = 0{,}537\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{3/4} \frac{\pi^{3/2} r_{вн}^3}{k^{3/2} b^{3/2} h^{3/2}} \left(\frac{W_{вх}^{3/2}}{\nu_L^{1/4} R_{вн}^{1/4} \left(U_L \left(R_{вн}^2 - r_{нар}^2\right)\right)^{1/4}}\right), \qquad (2.17)$$

где $r_{вн}$ – внутренний радиус цилиндра, м.

Сравнение результатов расчета проводилось путем численного моделирования в программном комплексе Solidworks Flow Simulation, которые представлены графически на рисунках 2.1–2.3.

В численных исследованиях определялась тангенциальная составляющая скорости газового потока в трех произвольно выбранных вихрях, а затем определялось их среднее значение. Стоит отметить, что отклонение значений полной и тангенциальной составляющей скорости в ходе исследований не превышала 2,94%.

Установлено, что с увеличением скорости газа во внутреннем цилиндре контактного устройства наблюдается линейный рост угловой скорости вращения вихревого потока. Наиболее высокие значения угловой скорости вращения газа наблюдаются при снижении ширины и высоты прямоугольных прорезей, т.е. при их наименьшем проходном сечении (рисунок 2.6). При этом угловая скорость вращения вихревого потока при скорости газа 10 м/с может достигать значения 4528 $с^{-1}$.

Результаты исследований показывают удовлетворительное согласование теоретически рассчитанных и опытных значений угловой скорости вращения вихревого потока. Так, в случае образования вихрей преимущественно эллиптической формы (при внутреннем диаметре корпуса $D_{вн}$ = 80 мм) среднее отклонение рассчитанных и опытных величин угловой скорости вращения газа составляет 9,5%, а максимальное отклонение достигает 21,8% (рисунок 2.6, а и рисунок 2.7, а). Это связано с тем, что при диаметре корпуса $D_{вн}$ = 80 мм вихри эллиптической формы имеют переменный радиус (в исследуемом случае от 6,75 мм до 9,2 мм) (рисунок 2.6, а).

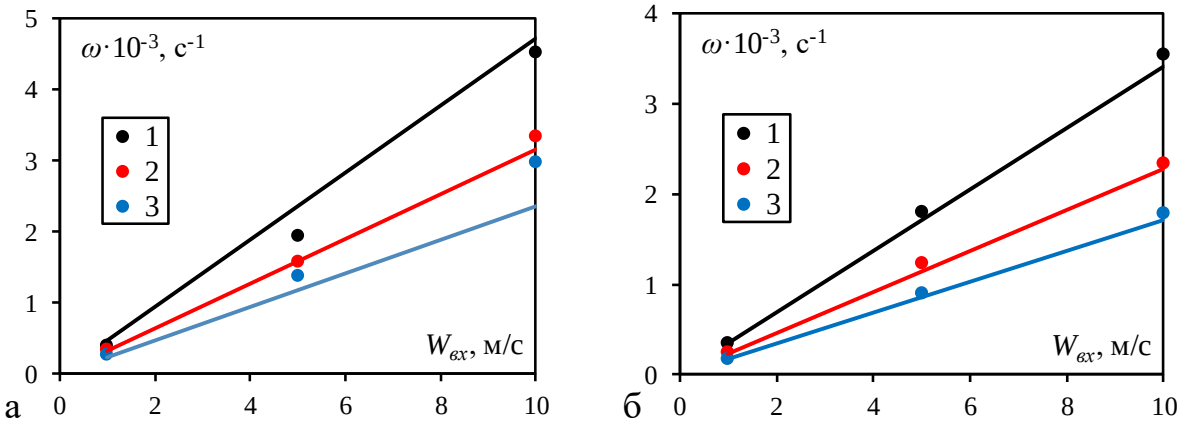


Рисунок 2.6 – Изменение угловой скорости вращения вихревого потока в зависимости от скорости газа во внутреннем цилиндре при различной ширине прорезей *b*, мм: 1 – 2; 2 – 3; 3 – 4. Внутренний диаметр корпуса вихревого контактного устройства $D_{вн}$, мм: а) – 80; б) – 90

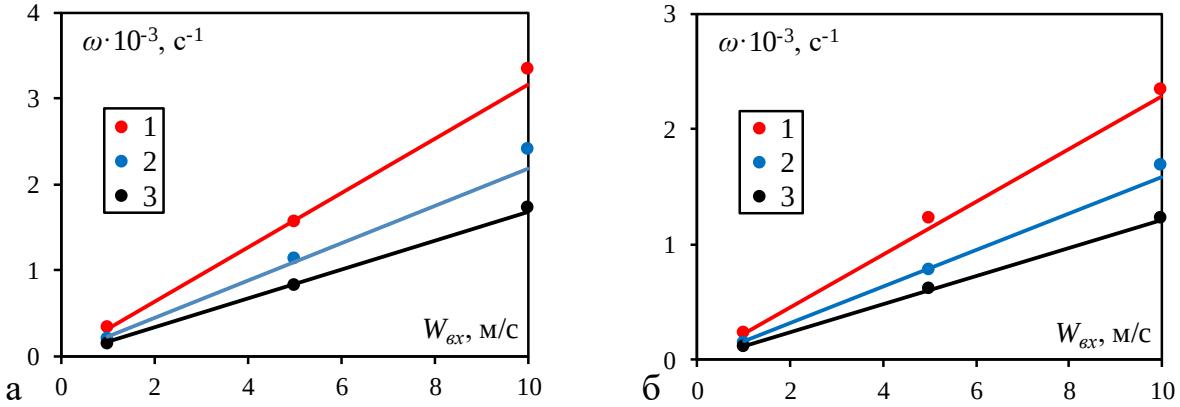
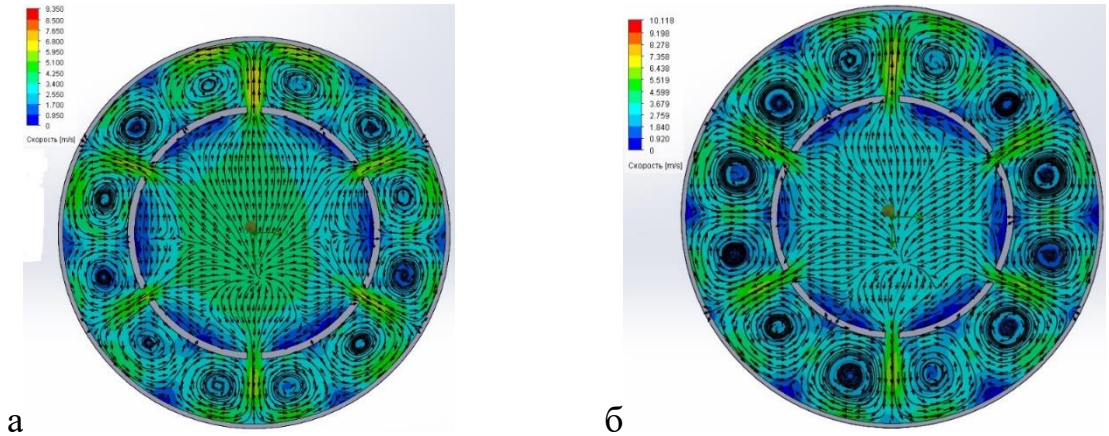


Рисунок 2.7 – Изменение угловой скорости вращения вихревого потока в зависимости от скорости газа во внутреннем цилиндре при различной высоте прорезей *h*, мм: 1 – 45; 2 – 65; 3 – 85. Внутренний диаметр корпуса вихревого контактного устройства $D_{вн}$, мм: а) – 80; б) – 90

При увеличении внутреннего диаметра корпуса контактного устройства до 90 мм образуются вихри преимущественно круглой формы (рисунок 2.8, б). При этом изменение радиуса вихрей в основном не превышает 6,3%. В таком случае видно хорошее согласование рассчитанных и экспериментальных данных угловой скорости вращения вихревого потока, причем среднее отклонение составляет всего лишь 3,74%, а максимальное – не превышает 7,62% (рисунок 2.6, б и рисунок 2.7, б).



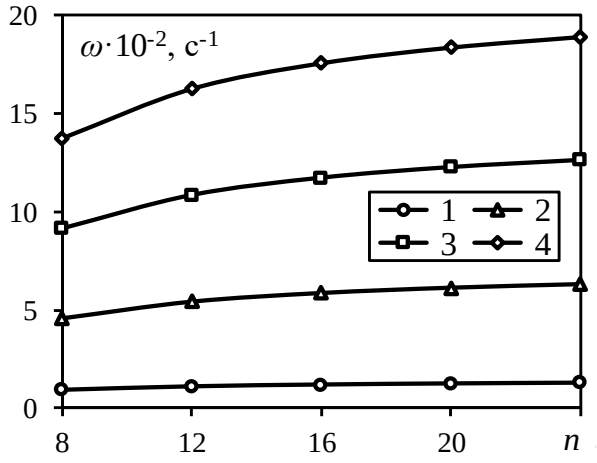
а б

Рисунок 2.8 – Профили скоростей газа на выходе из цилиндрического патрубка с прорезями размерами 3×85 мм при внутреннем диаметре корпуса вихревой контактной ступени $D_{вн}$, мм: а) – 80; б) – 90

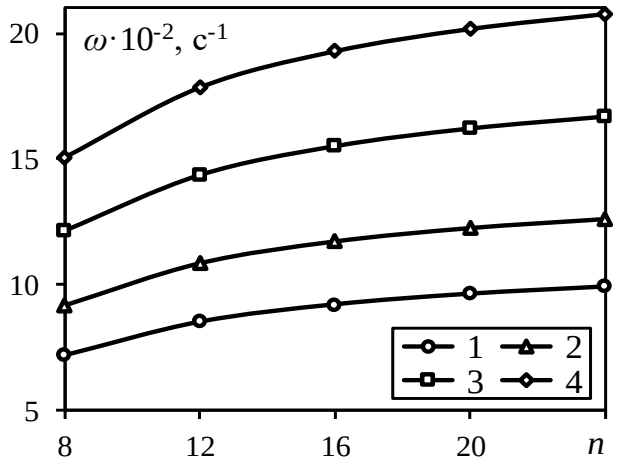
Подтвердив адекватность предложенного уравнения (2.12) для расчета угловой скорости вращения однофазного вихревого потока для вихрей круглой формы, произведем расчеты при различном количестве прорезей, формирующих вихри в межцилиндрическом пространстве контактного устройства.

Результаты исследований показывают, что с увеличением количества вихрей угловая скорость вращения газового потока возрастает во всех исследуемых случаях. Это связано с тем, что при увеличении количества вихрей уменьшается внутренний диаметр корпуса контактного устройства, и соответственно, уменьшается диаметр вихрей, образующихся в зазоре между внутренним цилиндром и корпусом устройства при неизменном диаметре внутреннего цилиндра.

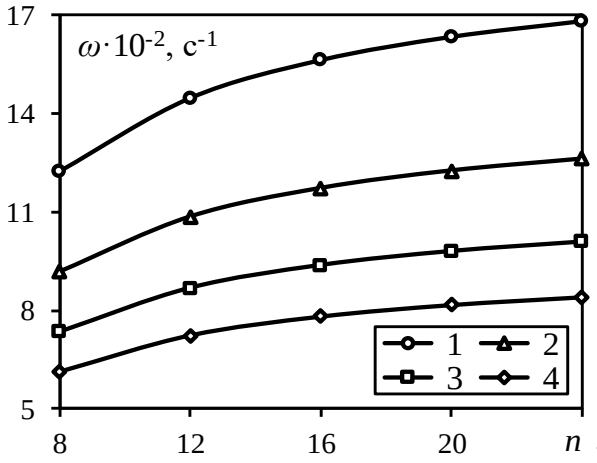
Установлено, что с увеличением скорости газа во внутреннем цилиндре контактного устройства угловая скорость вращения газового потока в одном вихре увеличивается прямо пропорционально (рисунок 2.9, а). Кроме того, угловая скорость вращения вихревого потока также возрастает с уменьшением ширины и высоты прямоугольных прорезей, выполненных во внутреннем цилиндре (рисунок 2.9, в, г).



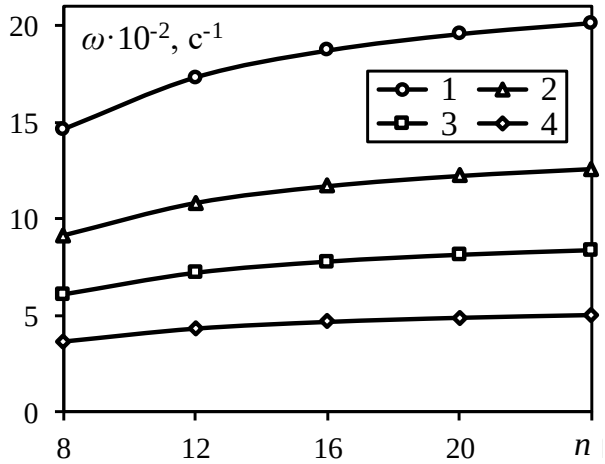
а) $d_{вн}$ = 50 мм, b = 4 мм, h = 80 мм



б) $W_{вх}$ = 10 м/с, b = 4 мм, h = 80 мм



в) $W_{вх}$ = 10 м/с, $d_{вн}$ = 50 мм, h = 80 мм



г) $W_{вх}$ = 10 м/с, $d_{вн}$ = 50 мм, b = 4 мм

Рисунок 2.9 – Изменение угловой скорости вращения вихревого потока в зависимости от числа образующихся вихрей при различных: а) – скоростях газа во внутреннем цилиндре $W_{вх}$, м/с: 1 – 1; 2 – 5; 3 – 10; 4 – 15; б) – диаметрах внутреннего цилиндра $d_{вн}$, мм: 1 – 40; 2 – 50; 3 – 65; 4 – 80; в) – ширине прорезей b, мм: 1 – 3; 2 – 4; 3 – 5; 4 – 6; г) – высоте прорезей h, мм: 1 – 50; 2 – 80; 3 – 120; 4 – 200

При увеличении внутреннего диаметра цилиндра вихревого контактного устройства наблюдается повышение угловой скорости вращения газового потока (рисунок 2.9, б). Так, например, при увеличении внутреннего диаметра цилиндра в 2 раза (с 40 мм до 80 мм) угловая скорость вращения вихревого потока газа возрастает в 2,095 раза вне зависимости от количества образующихся вихрей (рисунок 2.10).

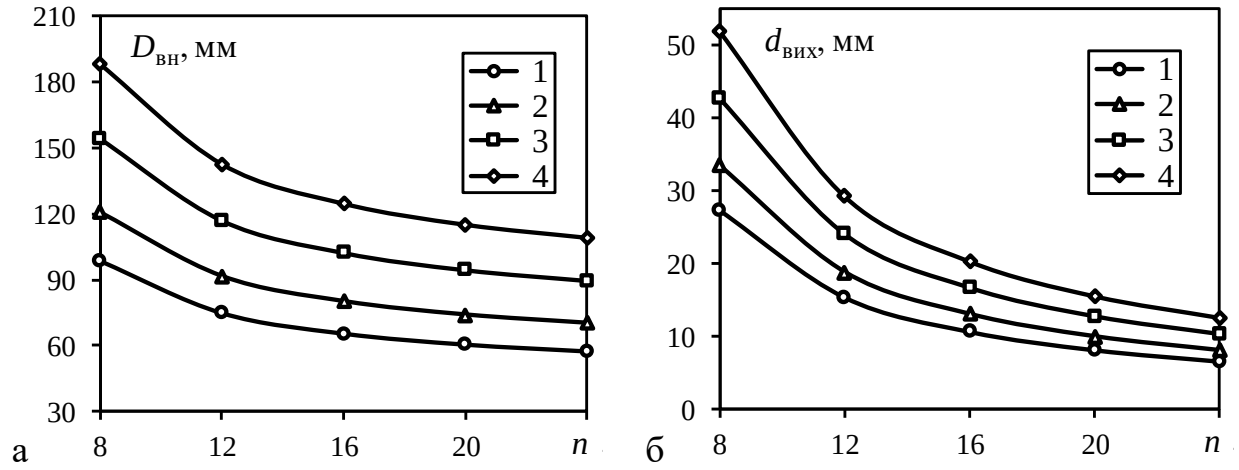


Рисунок 2.10 – Изменение внутреннего диаметра корпуса вихревого устройства а) и диаметра образующихся вихрей б) в зависимости от числа вихрей при различных диаметрах внутреннего цилиндра $d_{вн}$, мм: 1 – 40; 2 – 50; 3 – 65; 4 – 80

После подтверждения адекватности уравнения (2.12) для газовой фазы в модель была введена жидкая пленка, что привело к получению модифицированной зависимости (2.17). Результаты исследований угловой скорости вращения двухфазной газожидкостной системы по представленной зависимости (2.17) изображены для разных скоростей движения жидкости (рисунок 2.11).

Чем выше скорость газового потока, поступающего во внутренний цилиндр, тем больше кинетическая энергия и импульс, передаваемой жидкой фазе, что заставляет смесь вращаться быстрее. При одинаковой скорости жидкости уменьшение прорезей приводит к увеличению угловой скорости вращения ω_L. При уменьшении площади проходного сечения прорезей скорость истечения газа из прорезей в кольцевое пространство возрастает, что создает более мощный тангенциальный импульс, закручивающий поток.

Увеличение скорости жидкости приводит к снижению угловой скорости вращения смеси. В виду того, что с повышением скорости жидкости, ее масса в контактном устройстве растет, газовому потоку требуется больше энергии для закручивания увеличенного объема жидкости. Из-за возросшей инерции жидкой

фазы и большего сопротивления вращению, угловая скорость ω_L падает при том же энергоподводе от газа (рисунок 2.11).

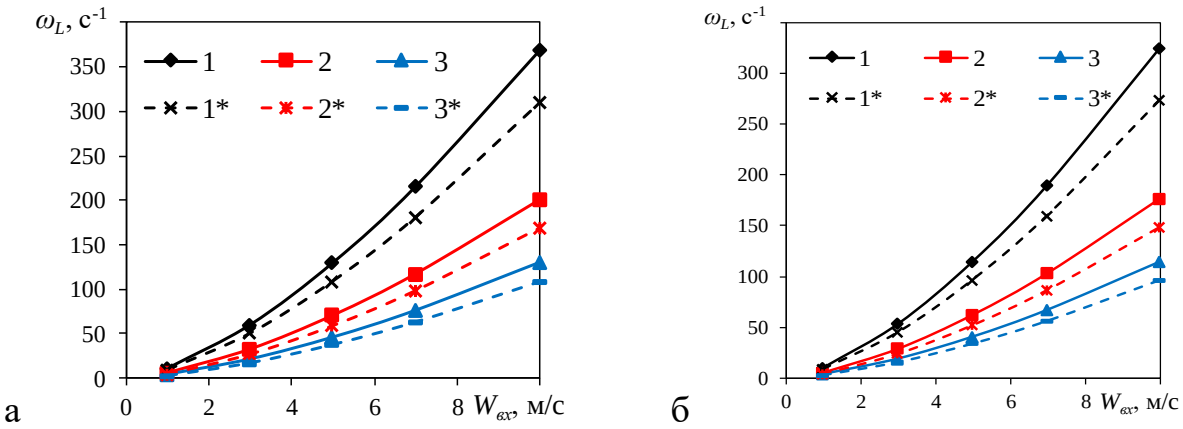


Рисунок 2.11 – Изменение угловой скорости вращения газожидкостного слоя при скорости потока газа во внутреннем цилиндре с прорезями шириной b, мм: 1, 1* – 2; 2, 2* – 3; 3, 3* – 4; $D_{вн}$ = 80 мм (а); 90 мм (б); скорость жидкости U_L, м/с: сплошная линия 1 м/с; штриховая линия 2 м/с

Анализ влияния геометрических размеров прорезей показал, что угловая скорость ω_L снижается почти в три раза при увеличении высоты прорезей с 45 до 85 мм. При уменьшении высоты прорезей суммарная площадь проходного сечения сокращается, что ведет к росту истечения газа, и соответственно, к росту касательных напряжений на границе раздела фаз, интенсифицирующего вращение (рисунок 2.12). Однако варьирование ширины прорези в диапазоне 2–4 мм дает более резкий прирост ω_L до 370 $с^{-1}$, чем варьирование высоты в диапазоне 45–85 мм (до 201 $с^{-1}$), что связано с более значительным изменением площади сечения в первом случае.

Проведенные исследования вихревого контактного устройства позволяют определить зависимости для определения угловой скорости вращения потока, необходимые для проведения расчета вихревого контактного устройства в процессе конструирования массообменного аппарата. Вращение газожидкостного слоя и наличие капель создают огромную поверхность контакта фаз, что повышает производительность и эффективность массообменного оборудования с использованием вихревого контактного

устройства по сравнению с обычными тарельчатыми или насадочными колоннами.

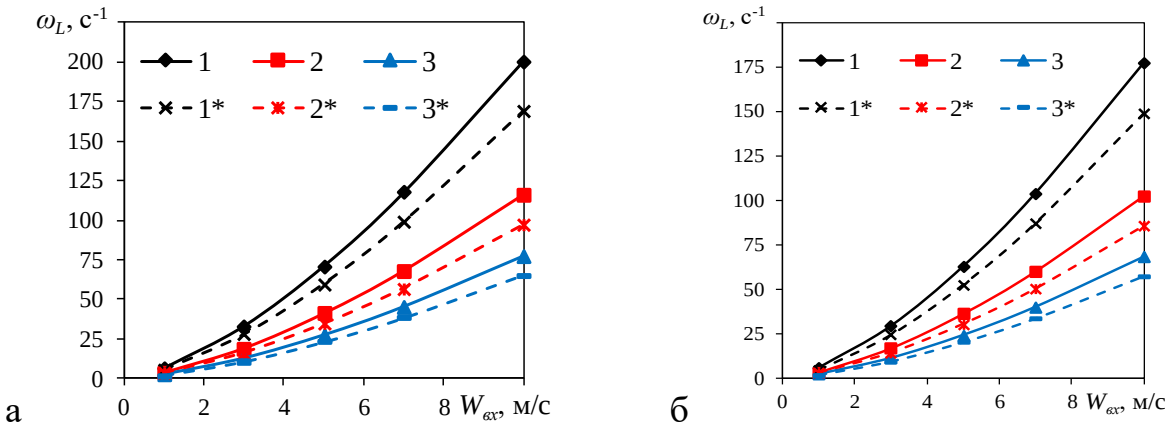


Рисунок 2.12 – Изменение угловой скорости вращения газожидкостного слоя при скорости потока газа во внутреннем цилиндре с прорезями высотой h, мм: 1, 1* – 45; 2, 2* – 65; 3, 3* – 85; $D_{вн}$ = 80 мм (а); 90 мм (б); скорость жидкости U_L, м/с: сплошная линия 1 м/с; штриховая линия 2 м/с

2.2. Описание работы прямоточно-вихревого контактного устройства

В виду того, что с ростом плотности орошения масса жидкости в контактном устройстве увеличивается, газовому потоку требуется больше энергии, чтобы раскрутить этот увеличенный объем жидкости. Организовать при этом устойчивый режим сложно, при высоких скоростях газа аэродинамическая сила сопротивления начинает превышать силу тяжести, способствующая течению жидкости вниз. Это приводит к захлебыванию, когда жидкость начинает задерживаться в аппарате, резко повышая гидравлическое сопротивление и нарушая работу устройства, и к механическому уносу, когда капли жидкости и брызги выносятся газовым потоком из рабочей зоны, что снижает эффективность контакта и требует громоздких каплеуловителей на выходе. В режиме противотока осевая составляющая скорости газа конфликтует с нисходящим движением пристенной пленки. Это вызывает сильную нестабильность слоя, пленка начинает «рваться», пульсировать, образуются обратные токи, что разрушает саму структуру вихря и резко снижает

эффективность контакта фаз, в виду сильного «проскальзывания» фаз друг относительно друга. При этом капли могут срываться на различных расстояниях от основания вихревого контактного устройства вплоть по всей высоте вертикального канала, а также в сепарационной зоне устройства. В связи с этим соискателем разработана новая конструкция прямоточно-вихревого контактного устройства (рисунок 2.13), позволяющая решить проблему уноса жидкости при высоких скоростях газа [103]. Аэродинамическая сила газа теперь не мешает, а помогает движению жидкости. Это позволяет работать при очень высоких скоростях газа, многократно превышающих допустимые для противотока, без риска захлебывания, характерного для противоточного вихревого контактного устройства. Реализуемый пленочно-дисперсный кольцевой режим характеризуется высокой удельной поверхностью контакта, что на порядок превышает аналогичные показатели для классических барботажных тарелок.

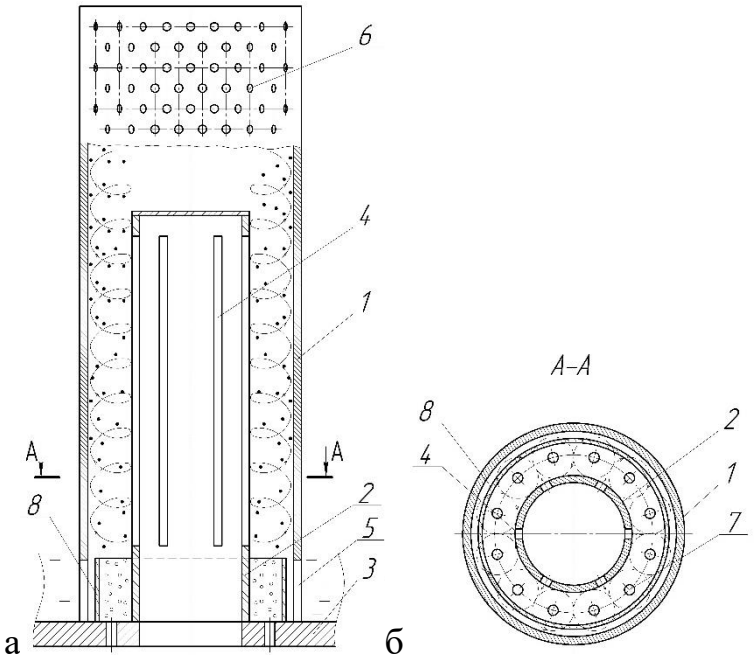


Рисунок 2.13 – Прямоточно-вихревое контактное устройство: 1 – корпус; 2 – внутренний цилиндр; 3 – полотно тарелки; 4 – прорези; 5 – отверстия для прохода жидкости; 6, 7 – отверстия; 8 – гидрозатвор, а – продольный разрез, б – поперечный разрез

На полотне тарелки 3 соосно размещены корпус 1 и внутренний цилиндр 2. Щелевидные прорези 4 формируют разнонаправленные вихри. Жидкость диспергируется при прохождении газа через слой жидкости, находящейся на полотне 3 с отверстиями 7, равномерно расположенными по окружности в межцилиндрическом пространстве. Центральное отверстие, выполненное в полотне тарелки 3, служит для подачи в него основного потока газа. Гидрозатвор 8 исключает проход газа через отверстия 5. Восходящий вихревой дисперсно-кольцевой газожидкостный поток достигая верхней части контактного устройства сепарируется при прохождении пленки жидкости через отверстия 6, выполненные в сепарационной части контактного устройства. Стоит отметить, что диспергирование жидкой фазы происходит за счет «положительного» уноса жидкости из барботажного газожидкостного слоя при высоких скоростях газа в отверстиях тарелки. Особенностью конструкций прямоточно-вихревых контактных устройств является то, что рабочие скорости газа при подаче в устройство могут достигать 30-50 м/с.

2.3. Определение высоты газожидкостного слоя при вихревом взаимодействии фаз

Высота газожидкостного слоя в вихревом контактном устройстве является определяющим параметром, от которого зависят время контакта фаз, эффективность массообмена и гидравлическое сопротивление аппарата. В отличие от классических барботажных тарелок, где высота слоя определяется балансом сил тяжести и сопротивления газа, в разработанном противоточном вихревом контактном устройстве доминирующую роль играют центробежные силы.

Рассмотрим баланс сил. На основе баланса сил, действующих на вращающийся газожидкостной слой в вихревом контактном устройстве, запишем уравнение:

$$F_д = F_{ин} + F_{дин}, \qquad (2.18)$$

где $F_д$ – сила, вызванная давлением столба вращающегося газожидкостного слоя, Н; $F_{ин}$ – сила инерции от вращения (центробежная сила), Н; $F_{дин}$ – сила, вызванная давлением струй газа, выходящих через щелевидные прорези из внутреннего цилиндра, Н.

Расписав силы, действующие на контактном устройстве, имеем:

$$\rho_L (1-\theta) gH\pi H \sum_{i=1}^{n} d_{вихi} = \frac{1}{2}\sum_{i=1}^{n} m_i \omega_{Li}^2 d_{вихi} + \frac{\rho_G W_{щел}^2}{2}\pi h \sum_{i=1}^{n} d_{вихi}, \qquad (2.19)$$

где θ – газосодержание (доля газа в жидкости) [104]; g – ускорение свободного падения, м/с^2; H – высота закрученного газожидкостного слоя, м; m_i – масса вращающейся жидкости в i-ом вихре, кг; ω_{Li} – угловая скорость вращения газожидкостной смеси в i-ом вихре, с$^{-1}$; $d_{вихi}$ – диаметр i-ого вихря, м.

При условии образования вихрей одинакового диаметра, вращающихся с одинаковой угловой скоростью и несущей массы вращающейся жидкости, выражение (2.19) запишется в виде:

$$\rho_L (1-\theta) gH\pi d_{вих} Hn = \frac{1}{2} m\omega_L^2 d_{вих} + \frac{\rho_G W_{щел}^2}{2}\pi d_{вих} hn, \qquad (2.20)$$

где m – общая масса вращающейся жидкости на контактной ступени, кг.

После преобразования выразим величину высоты закрученного газожидкостного слоя на вихревой контактной ступени:

$$H = \sqrt{\frac{\frac{m\omega_L^2 d_{вих}}{2} + \frac{\rho_G W_{щел}^2}{2}\pi d_{вих} hn}{\rho_L (1-\theta) g\pi d_{вих} n}}. \qquad (2.21)$$

Средний диаметр образующихся в межтрубном пространстве вихрей без учета пограничного ламинарного слоя можно определить по формуле:

$$d_{вих} = \frac{D_{вн} - d_{нар}}{2}. \qquad (2.22)$$

При определении опытных значений угловых скоростей вращения двухфазной газожидкостной смеси возникает необходимость использования коэффициента проскальзывания [105]. Это связано с тем, что при вращении

газожидкостной смеси возникают существенные касательные напряжения между вращающимися слоями жидкости и газа, приводящие к снижению угловой скорости вращения двухфазной системы. Так, согласно исследованиям Войнова Н.А. [105] в вихревых аппаратах, работающих в кольцевом режиме, при наличии одного закрученного газожидкостного потока (вихря) в корпусе контактного устройства, величина коэффициента проскальзывания составляет в пределах 2,5–3, что позволяет получить согласование теоретических расчетов с экспериментальными данными. В отличие от классических вихревых аппаратов, в предлагаемом контактном устройстве реализуется множество вихрей небольшого диаметра, что позволяет сделать предположение об увеличении общей поверхности массопередачи по сравнению с аппаратами, использующими одиночный вихревой поток. Для этого были проведены дополнительные расчеты, показывающие увеличение поверхности тепло- и массопередачи (без учета поверхностей капель) в контактном устройстве с одинаковым диаметром корпуса при наличии одного и множества вихрей. Расчет внутреннего диаметра корпуса для многовихревого контактного устройства производился по формуле (2.6), при этом толщина стенки корпуса контактного устройства и цилиндра принимались равным 2 мм.

Расчеты внутреннего диаметра корпуса вихревого контактного устройства производились при количестве образующихся вихрей n = 8, 12, 16, 20 и 24, внутреннего диаметра цилиндра $d_{вн}$ = 40, 50, 65 и 80 мм. Представлено сравнение удельной поверхности контакта фаз в предлагаемом контактном устройстве с n-ым числом образующихся вихрей к вихревому контактному устройству с одиночным вихрем (рисунок 2.14).

Графически (рисунок 2.15) представлено отношение величин удельной поверхности тепло- и массопередачи предлагаемого контактного устройства с n-ым числом вихрей к вихревому контактному устройству с одиночным вихрем. Видно, что увеличение удельной поверхности тепло- и массопередачи по сравнению с классическими вихревыми аппаратами составляет от 2,21 до 2,77 раза при исследуемых геометрических размерах устройства.

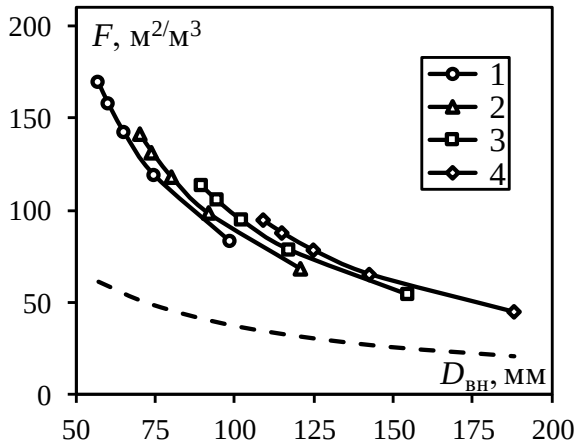


Рисунок 2.14 – Изменение удельной поверхности контакта фаз в зависимости от внутреннего диаметра корпуса одного контактного устройства при различном внутреннем диаметре цилиндра $d_{вн}$, мм: 1 – 40; 2 – 50; 3 – 65; 4 – 80. Сплошные линии – многовихревое контактное устройство; штриховая – контактное устройство с одиночным вихрем

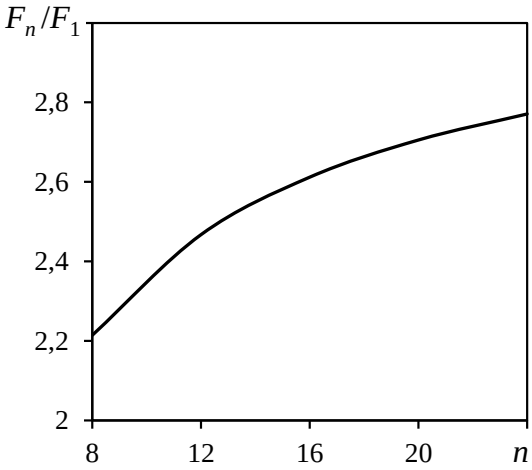


Рисунок 2.15 – Отношение удельной поверхности тепло- и массопередачи предлагаемого вихревого контактного устройства с n-ым числом вихрей к вихревому контактному устройству с одиночным вихрем

В связи с этим можно предположить увеличение трения на межфазной поверхности контакта жидкости и газа, а также о стенки корпуса контактного устройства пропорционально повышению поверхности контакта фаз при множестве образующихся вихрей в предлагаемом вихревом контактном устройстве.

Предполагая аналогию структуры однофазного и двухфазного потоков в вихревом контактном устройстве для определения высоты закрученного газожидкостного слоя используем выражение (2.12), полученное ранее для расчета угловой скорости вращения однофазного вихревого потока с учетом коэффициента проскальзывания.

При увеличении поверхности тепло- и массопередачи в 2,21–2,77 раза расчетная величина коэффициента проскальзывания будет в диапазоне 5,535 – 8,31 при исследуемом количестве вихрей от 8 до 24.

С учетом принятого значения коэффициента проскальзывания для каждого *n* и полученного ранее уравнения (2.12) имеем:

$$H = \sqrt{\frac{\dfrac{m}{D_{вн} - d_{нар}}\left(\dfrac{W_{вх}\pi d_{вн}^2}{2kbhK_{пр}}\right)^2 + \dfrac{\pi\rho_G}{4}\left(\dfrac{W_{вх}\pi d_{вн}^2}{4kbh}\right)^2\left(D_{вн} - d_{нар}\right)hn}{\dfrac{\rho_L(1-\theta)g\pi\left(D_{вн} - d_{нар}\right)n}{2}}}. \qquad (2.23)$$

Преобразуя выражение (2.23), получим:

$$H = \frac{W_{вх}\pi d_{вн}^2}{2kbh}\sqrt{\frac{\dfrac{2m}{K_{пр}^2\left(D_{вн} - d_{нар}\right)^2\pi n} + \dfrac{\rho_G h}{8}}{\rho_L(1-\theta)g}}, \qquad (2.24)$$

где $K_{пр}$ – коэффициент проскальзывания, учитывающий межфазное взаимодействие фаз в закрученном газожидкостном потоке.

Анализируя полученное выражение (2.24), можно сделать вывод, что высота закрученного газожидкостного слоя на вихревой контактной ступени зависит от массы жидкости на контактной ступени, газосодержания, физических свойств рабочих сред, а также от технологических и конструктивных параметров контактного устройства.

Из графиков (рисунок 2.16) видно, что высота закрученного газожидкостного слоя на вихревой контактной ступени при исследуемых значениях массы жидкости и газосодержании может изменяться в диапазоне от 0,043 м до 0,138 м. При этом стоит отметить, что действительные значения

высоты закрученного газожидкостного слоя находятся в поле, заключенной между сплошной и штриховой линиями при каждом рассматриваемом параметре (рисунок 2.16, 2.17). Это связано с тем, что действительная величина коэффициента проскальзывания $K_{пр}$ трудноопределима, поэтому получены две границы значений, которые определяют верхний и нижний диапазоны.

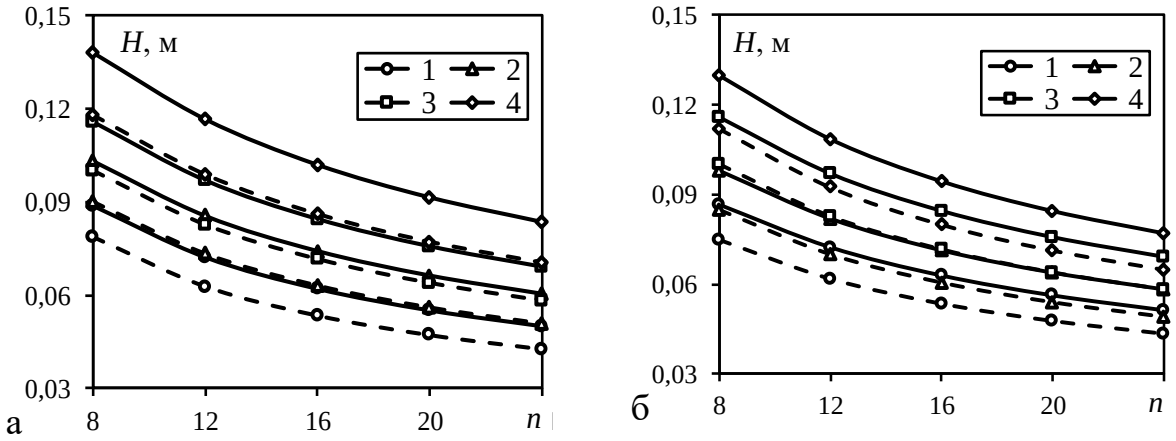


Рисунок 2.16 – Изменение высоты закрученного газожидкостного слоя на вихревой контактной ступени в зависимости от числа образующихся вихрей при различных: а) – массе жидкости m, кг: 1 – 0,05; 2 – 0,075; 3 – 0,1; 4 – 0,15; б) – газосодержании θ: 1 – 0,1; 2 – 0,3; 3 – 0,5; 4 – 0,6; сплошные линии – нижняя граница значений коэффициентов проскальзывания $K_{пр}$ = 5,535 – 6,93, штриховые линии – верхняя граница значений коэффициентов проскальзывания $K_{пр}$ = 6,64 – 8,31. $W_{вх}$ = 10 м/с, $d_{вн}$ = 50 мм, b = 4 мм, h = 80 мм

Установлено, что увеличение массы жидкости и газосодержания на вихревой контактной ступени приводят к повышению высоты закрученного газожидкостного слоя. Так, например, увеличение массы жидкости в 3 раза приводит к повышению высоты закрученного газожидкостного слоя в 1,71 – 1,725 раза в зависимости от числа образующихся вихрей (рисунок 2.16, а). Увеличение газосодержания с 0,3 до 0,5 приводит к повышению высоты закрученного газожидкостного слоя на вихревой контактной ступени на 18,32% (рисунок 2.16, б). Данные графики получены при скорости газа во внутреннем цилиндре $W_{вх}$ = 10 м/с, внутреннем диаметре цилиндра $d_{вн}$ = 50 мм, ширине

прорезей b = 4 мм и высоте прорезей h = 80 мм.

Результаты исследований показывают, что с увеличением количества вихрей высота закрученного газожидкостного слоя снижается во всех исследуемых случаях (рисунок 2.17). Это связано с тем, что несмотря на повышение угловой скорости вращения газожидкостной смеси диаметр образующихся вихрей снижается более существенно. Так, например, при увеличении количества вихрей с 8 до 20 при скорости газа во внутреннем цилиндре равным 15 м/с высота закрученного газожидкостного слоя снижается на 45,5–45,9 % в зависимости от коэффициента проскальзывания (рисунок 2.17, а). Установлено, что с увеличением скорости газа во внутреннем цилиндре контактного устройства высота закрученного газожидкостного слоя увеличивается прямо пропорционально. Так, повышение скорости газа с 5 м/с до 10 м/с приводит к увеличению высоты закрученного газожидкостного слоя в 2 раза (рисунок 2.17, а).

Наиболее высокие значения высоты закрученного вихревого газожидкостного слоя наблюдаются при наибольших диаметрах внутреннего цилиндра. Однако, стоит отметить, что вместе с увеличением внутреннего диаметра цилиндра повышается диаметр вихрей вследствие увеличения диаметра корпуса вихревого контактного устройства, что будет занимать большую площадь на тарелке и приведет к снижению количества контактных элементов на тарелке. Установлено, что при увеличении внутреннего диаметра цилиндра в 2 раза (с 40 мм до 80 мм) высота закрученного газожидкостного слоя возрастает в 2,1–2,15 раза в зависимости от количества образующихся вихрей и значения коэффициента проскальзывания (рисунок 2.17, б). Высота закрученного газожидкостного слоя существенно возрастает при уменьшении ширины и высоты прямоугольных прорезей, выполненных во внутреннем цилиндре (рисунок 2.17, в, г). Однако, стоит отметить, что при значительном снижении суммарного сечения для прохода газа существенно возрастает скорость газа в щелевидных прорезях цилиндра, что приводит к повышению гидравлического сопротивления.

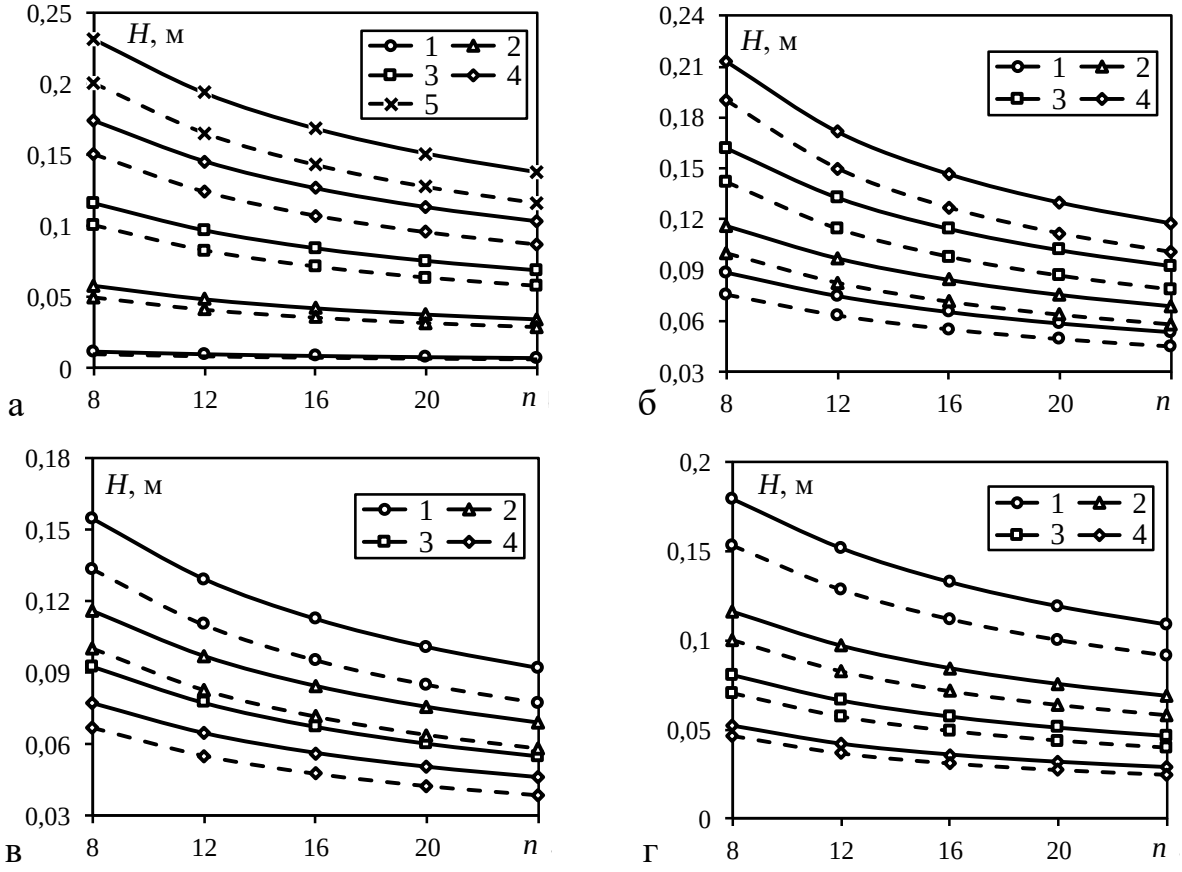


Рисунок 2.17 – Изменение высоты закрученного газожидкостного слоя на вихревой контактной ступени в зависимости от числа образующихся вихрей при различных: а) – скоростях газа во внутреннем цилиндре $W_{вх}$, м/с: 1 – 1; 2 – 5; 3 – 10; 4 – 15; 5 – 20; б) – внутренних диаметрах цилиндра $d_{вн}$, мм: 1 – 40; 2 – 50; 3 – 65; 4 – 80; в) – ширине прорезей b, мм: 1 – 3; 2 – 4; 3 – 5; 4 – 6; г) – высоте прорезей h, мм: 1 – 50; 2 – 80; 3 – 120; 4 – 200; сплошные линии – нижняя граница значений коэффициентов проскальзывания $K_{пр}$ = 5,535 – 6,93, штриховые линии – верхняя граница значений коэффициентов проскальзывания $K_{пр}$ = 6,64 – 8,31. m = 0,1 кг, θ = 0,5

Так, при ширине прорезей равной 3 мм скорость газового потока в щелях может достигать 20,45 м/с при входной скорости газа равной 10 м/с. А при высоте прорезей h = 50 мм и ширине прорезей b = 4 мм скорость газа в прорезях цилиндра достигает уже 24,54 м/с при той же скорости газа на входе $W_{вх}$ = 10 м/с (при $d_{вн}$ = 40 мм, n = 8).

Таким образом, полученное уравнение (2.24) позволяет определить высоту

закрученного газожидкостного слоя на вихревой контактной ступени при различных технологических параметрах работы контактного устройства и его геометрических размерах.

2.4. Определение условий беспровального режима работы прямоточно-вихревого контактного устройства

Стабильная работа прямоточно-вихревого контактного устройства возможна только в области так называемого беспровального режима, при котором жидкая фаза удерживается на тарелке контактного устройства и не проваливается вниз через отверстия. Нарушение этого режима приводит к резкому снижению эффективности массообмена и нестабильности работы аппарата [106].

Условие удержания жидкости в слое может быть сформулировано как требование, чтобы тангенциальная скорость газа W_{φ} на входе в патрубок превышала некоторую критическую величину $W_{\varphi,кр}$, при которой центробежная сила, действующая на капли жидкости, уравновешивает силу их увлечения газовым потоком. Аналогично, верхняя граница рабочей области определяется условием предотвращения уноса жидкости из устройства. При превышении некоторой критической скорости $W_{г,кр}$ центробежные силы уже не могут удержать капли в зоне сепарации, и начинается их интенсивный вынос с газовым потоком. Исследовалась работа прямоточно-вихревого контактного устройства (рисунок 2.13, 2.18). Для этого была собрана одна экспериментальная вихревая контактная ступень со следующими размерами: внутренний диаметр корпуса контактного устройства составлял 94 мм, наружный диаметр цилиндра – 50 мм. Во внутреннем цилиндре были выполнены 6 прямоугольных прорезей шириной 4 мм и высотой 200 мм. В полотне тарелки выполнены 12 сквозных отверстий диаметром 2 мм. Высота вихревой контактной ступени составляла 300 мм.



Рисунок 2.18 – 3Д модель прямоточно-вихревого контактного устройства

Для экспериментального исследования гидродинамических характеристик работы прямоточно-вихревого контактного устройства была создана лабораторная установка (рисунок 2.19). Эксперименты проводились на системе воздух–вода при температуре 273K и атмосферном давлении. В ходе опытов скорость воздушного потока в подводящем патрубке варьировалась в диапазоне 2,71–37,06 м/с, что соответствует изменению массового расхода воздуха от 0,00542 кг/с до 0,07415 кг/с [107]. Вода подавалась в межцилиндрическое пространство контактного устройства при помощи подводящей трубки во внутрь кольца гидрозатвора.

Основная часть потока газа проходит через внутренний цилиндр контактного устройства для образования множества вихрей в межцилиндрическом пространстве. Другая часть газа проходит через отверстия, выполненные в полотне тарелки. В случае если гидростатическое давление столба жидкости уравновешивалось давлением, создаваемый потоком воздуха, то наблюдалось накопление жидкости на полотне тарелки и подача жидкости прекращалась. Таким образом поддерживался определенный уровень жидкости

на тарелке. С увеличением скорости воздуха, слой жидкости, накопленный на тарелке барботировался газом, вовлекая за собой жидкость в вихревой закрученный газовый поток, выходящий из прямоугольных прорезей внутреннего цилиндра.

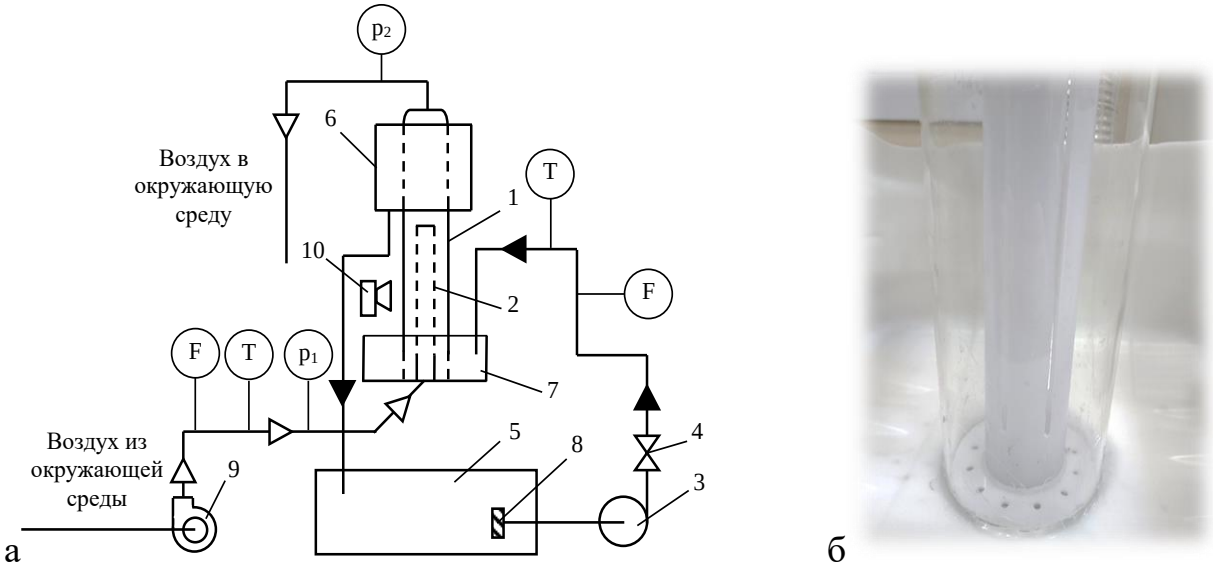


Рисунок 2.19 – Схема экспериментальной установки (а): 1 – аппарат; 2 – цилиндр; 3 – насос; 4 – вентиль; 5, 6, 7 – емкости; 8 – фильтр; 9 – вентилятор; 10 – фотокамера; датчики: F – расход; T – температура; p – давление; фотография контактного устройства (б)

При недостаточной скорости воздушного потока в отверстиях полотна наблюдалось стекание жидкости через отверстия, что нарушало работу прямоточно-вихревого контактного устройства. В связи с этим целью исследования является определение условий работы разработанного контактного устройства путем теоретического и экспериментального анализа при продавливании слоя жидкости газовым потоком, определение зависимости между устойчивым уровнем жидкости на полотне и допустимом расходе газа, обеспечивающей эффективный процесс без перехода в режим проваливания.

Потери давления газа при прохождении через отверстия, выполненные в полотне тарелки можно определить по уравнению Вейсбаха [108]:

$$\Delta P = \xi \frac{\rho_G W_0^2}{2}, \qquad (2.25)$$

где ξ – коэффициент гидравлического сопротивления; W_o – скорость газа в отверстиях тарелки, м/с.

Коэффициент гидравлического сопротивления при прохождении газа через отверстия в полотне тарелки по аналогии работы контактного устройства с ситчатыми тарелками можно определить по уравнению [109]:

$$\xi = B\left[0,4\left(1,25-\varphi\right)+\lambda\frac{\delta_т}{d_0}+\left(1-\varphi\right)^2\right], \qquad (2.26)$$

где B – поправочный коэффициент, определяемый по графику в зависимости от соотношения $\delta_п/d_0$ [110]; $\delta_п$ – толщина полотна тарелки, м; d_0 – диаметр отверстий в полотне тарелки, м; φ – доля живого сечения тарелки (в данном случае определяется как отношение суммарной площади сечения отверстий к площади поперечного сечения межцилиндрического пространства); λ – коэффициент трения в гладких трубах.

Гидростатическое давление столба жидкости на тарелке можно определить по формуле:

$$p = \rho_L g h_L, \qquad (2.27)$$

где h_L – высота слоя жидкости на тарелке, м.

Газ будет барботировать через слой жидкости на тарелке только в том случае, когда давление, создаваемое слоем жидкости, будет меньше давления восходящего потока газа. Для этого приравняем формулы (2.25) и (2.27) и получим выражение для расчета минимальной скорости газа в отверстиях, необходимой для продавливания слоя жидкости на тарелке высотой h_L:

$$W_0 = 1,414\sqrt{\frac{\rho_L g h_L}{\xi\rho_G}}. \qquad (2.28)$$

С другой стороны, скорость газа в отверстиях тарелки можно определить из уравнения неразрывности потока:

$$W_o = \frac{4G_m}{\pi d_0^2 \rho_G n_0}, \qquad (2.29)$$

где G_m – массовый расход газа, кг/с; n_o – количество отверстий.

Приравняв выражения (2.28) и (2.29) можно получить формулу для расчета максимально допустимой высоты столба жидкости на тарелке, обеспечивающий пробой газа через этот слой жидкости:

$$h_{L\max} = \left(\frac{4G_m}{\pi d_0^2 n_0} \right)^2 \frac{\xi}{2\rho_G \rho_L g}. \qquad (2.30)$$

Для проверки адекватности полученного выражения (2.30) были проведены экспериментальные исследования работы вихревого контактного устройства. Высота слоя жидкости на тарелке измерялась непосредственно через прозрачный корпус. Задаваясь величиной h_L в диапазоне от 1 до 60 мм получена кривая зависимости минимальной скорости газа в отверстиях тарелки от высоты слоя жидкости (рисунок 2.20).

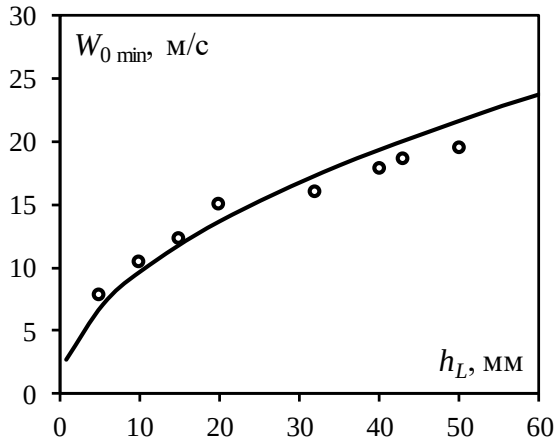


Рисунок 2.20 – Изменение минимальной скорости газа в отверстиях тарелки от высоты слоя жидкости на тарелке в условиях беспровального режима работы: линия – расчет по уравнению (2.28); точки – эксперимент

Коэффициент гидравлического сопротивления в незначительной степени зависит также от режима течения газа в отверстиях ($Re_0 = W_0 d_0 / \nu_G$), где ν_G – коэффициент кинематической вязкости газа, м^2/с. При скоростях газа в отверстиях тарелки до 13,8 м/с коэффициент гидравлического сопротивления ξ составил в среднем 1,74, а при скоростях газа от 14 до 37 м/с составил в среднем 1,72, что близко к значениям коэффициента гидравлического сопротивления ситчатых тарелок [17].

Результаты проведенных экспериментальных исследований [111] показывают удовлетворительную сходимость теоретически рассчитанных скоростей газа в отверстиях тарелки и опытных данных. Видно, что с увеличением высоты слоя жидкости на тарелке минимальная скорость газа, необходимая для продавливания слоя жидкости на тарелке возрастает. Максимальное относительное отклонение рассчитанных и опытных величин не превышает 14,2%, а среднее отклонение составляет не более 8,6%. Подтвердив адекватность полученных результатов, произведем расчеты максимально допустимой высоты столба жидкости на тарелке, обеспечивающий пробой газа через слой жидкости согласно выражению (2.30) при различных геометрических размерах вихревого контактного устройства. Так, в ходе исследований изменялись внутренние диаметры цилиндра от 40 до 80 мм с толщиной стенки равной 2 мм. Массовый расход газа при этом изменялся в диапазоне от 0,03 до 0,06 кг/с.

Результаты исследований показывают, что при одинаковом массовом расходе газа величина $h_{L\max}$ будет более высокая при наименьшем диаметре внутреннего цилиндра (рисунок 2.21). Это связано с тем, что с уменьшением внутреннего диаметра цилиндра возрастает скорость газа как в отверстиях тарелки, так и в самом цилиндре. Так, например, при массовом расходе газа равным 0,04 кг/с и внутреннем диаметре цилиндра 40 мм скорость газа в отверстиях тарелки составляет 26,45 м/с, а при увеличении его диаметра до 50 мм скорость газа в отверстиях тарелки снижается до 16,93 м/с (рисунок 2.22).

Так как часть газового потока проходит через отверстия, выполненные в полотне контактного устройства, массовый расход газа, поступающий через прорези внутреннего цилиндра будет снижаться в зависимости от доли живого сечения тарелки, а именно от количества n_o и диаметра отверстий d_0. В связи с этим произведем расчеты средней скорости газа во внутреннем цилиндре W_2 вихревого контактного устройства при постоянном массовом расходе газа равным 0,04 кг/с. В базовом исполнении принята конструкция тарелки с 12-ю отверстиями диаметром 3 мм.

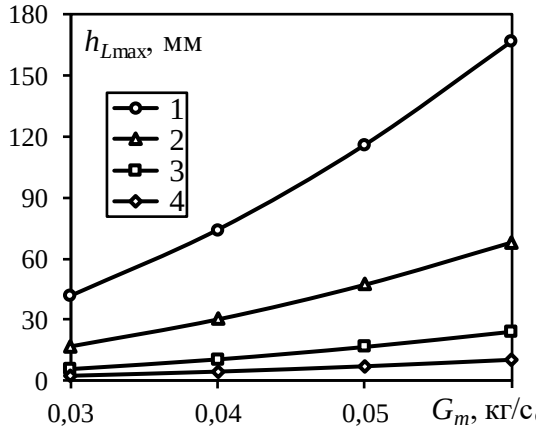


Рисунок 2.21 – Изменение максимально допустимой высоты столба жидкости на тарелке, обеспечивающий пробой газа через слой жидкости, при внутреннем диаметре цилиндра $d_{вн}$, мм: 1 – 40; 2 – 50; 3 – 65; 4 – 80

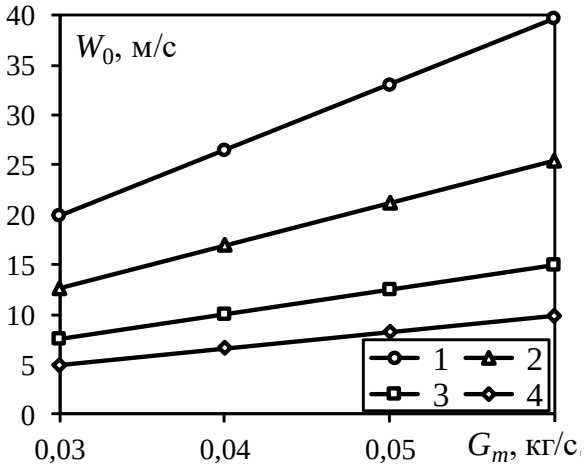


Рисунок 2.22 – Скорость газа в отверстиях тарелки в зависимости от массового расхода газа при различных внутренних диаметрах цилиндра $d_{вн}$, мм: 1 – 40; 2 – 50; 3 – 65; 4 – 80

Из графика (рисунок 2.23) видно, что диаметр отверстий, выполненных в полотне тарелки вихревого устройства, в большей степени влияет на скорость газа во внутреннем цилиндре при наименьшем ее диаметре (в исследуемом случае равным 40 мм). Так, снижение скорости газа при увеличении диаметра отверстий с 2 до 6 мм может достигать 32,9%. При внутреннем диаметре цилиндра равным 65 мм это снижение составляет 10,1%.

Влияние количества отверстий в полотне тарелки на скорость газа внутри

цилиндра менее существенно. Например, при увеличении количества отверстий с 12 до 28 штук снижение скорости газа составляет от 2,3% до 10,7% при максимальном и минимальном внутренних диаметрах цилиндра соответственно (рисунок 2.24).

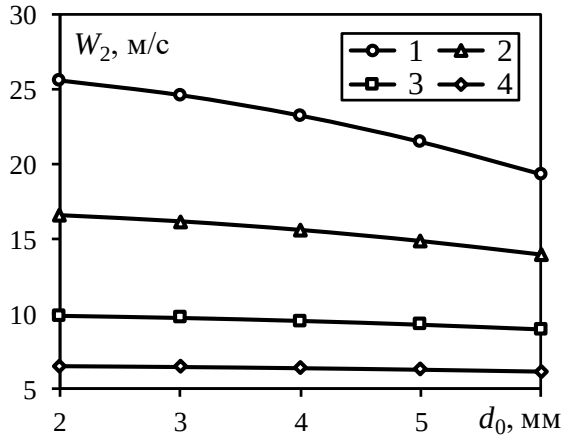


Рисунок 2.23 – Изменение скорости газа внутри цилиндра в зависимости от диаметра отверстий в полотне тарелки при различных внутренних диаметрах цилиндра $d_{вн}$, мм: 1 – 40; 2 – 50; 3 – 65; 4 – 80

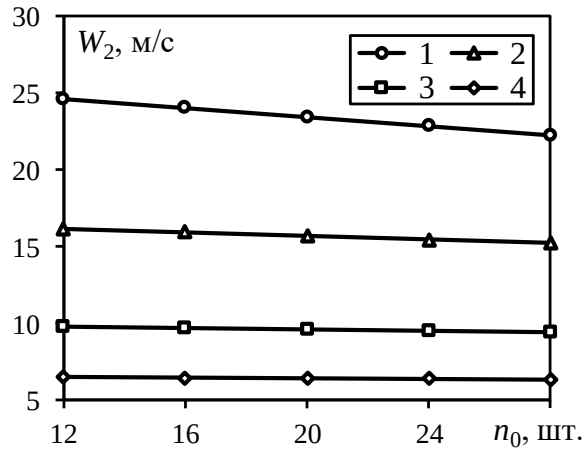


Рисунок 2.24 – Изменение скорости газа внутри цилиндра в зависимости от количества отверстий в полотне тарелки при различных внутренних диаметрах цилиндра $d_{вн}$, мм: 1 – 40; 2 – 50; 3 – 65; 4 – 80

Таким образом, проведенные исследования позволяют произвести подбор конструктивных параметров прямоточно-вихревого контактного устройства для

обеспечения эффективной и устойчивой работы в условиях изменения нагрузок по жидкой и газовой фазам в колонных массообменных аппаратах.

Далее рассмотрим работу сепарационной части прямоточно-вихревого контактного устройства. При восходящем вихревом дисперсно-кольцевом газожидкостном потоке на внутренней поверхности контактного устройства наблюдается следующая картина. При развитии турбулентности в жидкости профиль скорости в пленке претерпевает изменения: это проявляется в снижении коэффициента, характеризующего соотношение между скоростью на внешней границе пленки и ее средним значением по толщине. Значение давления, создаваемого движущимся с закруткой газовым потоком на внутренние стенки внешнего цилиндра, рассчитывается согласно [102]:

$$P = P_0 + \frac{\rho_G}{2}\left(W_\varphi^2 + W_z^2\right), \tag{2.31}$$

где P_0 – избыточное давление газовой среды, Па; W_φ, W_z – составляющие вектора скорости газа (тангенциальная и осевая соответственно), м/с.

Давление, генерируемое центробежными силами во время вращения самой жидкой пленки:

$$P_2 = \frac{\delta \rho_L U_\varphi}{R_{вн}}, \tag{2.32}$$

где $\delta = 3{,}117 q_l^{7/12} \nu_L^{1/12} / g^{1/3}$ – толщина пленки, м [112]; q_l – линейная объемная плотность орошения, м^2/с; U_φ – тангенциальная скорость жидкости, м/с.

Величину давления, возникающую вследствие торможения потока жидкости непосредственно в области входа (устья) отверстий сепарационной зоны контактного устройства, определим следующим образом:

$$P_3 = 0{,}5 \rho_L U_{ср}^2, \tag{2.33}$$

где $U_{ср}$ – средняя скорость течения пленочной жидкости, м/с.

Для оценки скорости вращения пленочной жидкости принимается допущение о совпадении углов закрутки газа и пленки, расчет которых базируется на формуле из [113]:

$$\cos\varphi = \frac{W_z}{W_{cp}}. \qquad (2.34)$$

Скорость поверхностного слоя жидкости может быть найдена через следующее соотношение [114]:

$$U_f = 1,44\,\mathrm{Re}_L^{0,45}\left(g\nu_L\right)^{\frac{1}{3}}, \qquad (2.35)$$

где $\mathrm{Re}_L = \dfrac{4q_l}{\nu_L \cos\varphi}$ – число Рейнольдса для пленочного слоя с учетом закрутки [115].

Вследствие взаимодействия газовой закрученной струи с поверхностью пленки на ней активно развиваются волны. Как следствие этого процесса, скорость жидкости в зоне межфазной границы превышает ее среднее значение по всему сечению слоя. Среднеинтегральную скорость пленки вычислим по методике [114]:

$$\frac{U_f}{U_{cp}} = 1,3554 - 9,18\cdot 10^{-4}\,\mathrm{Re}_L + 1,15\cdot 10^{-6}\,\mathrm{Re}_L^2. \qquad (2.36)$$

Значение скорости жидкости, протекающей сквозь отверстия сепарационной зоны контактного устройства, получено путем решения уравнения баланса энергии для жидкой фазы [116]:

$$W_{\text{отв}} = \frac{1}{\sqrt{1+\xi_0}}\sqrt{\frac{2P_0}{\rho_L} + \frac{\rho_G}{\rho_L}\left(W_\varphi^2 + W_z^2\right) + \frac{\delta\cdot U_\varphi}{R_{вн}} + U_{cp}}. \qquad (2.37)$$

Коэффициент сопротивления отверстий сепаратора ξ_0 определяется гидравлическими потерями при прохождении жидкости через отверстие в стенке по известным зависимостям [117], зависит от геометрии отверстия (форма, размеры, обработка кромок) и режима течения [118].

В ходе исследований обнаружено, что при увеличении коэффициента сопротивления ξ_0 скорость жидкости в отверстиях сепаратора монотонно убывает для всех значений отношения массовых расходов жидкой и газовой фаз L_m/G_m, что обусловлено ростом диссипации энергии при входе в отверстие (вихреобразование, трение) (рисунок 2.25). Приблизительно 85–95% энергии

теряется при прохождении через отверстия сепаратора. Причем темп падения скорости с ростом ξ_0 примерно одинаков для разных отношений массовых расходов фаз, но абсолютное значение разное. Увеличение L_m/G_m означает рост массового расхода жидкости при неизменном расходе газа. При постоянном значении ξ_0 это приводит к снижению влияния факторов, связанных с центробежным давлением и торможением пленки, происходит разрушение вихревой структуры потока газа.

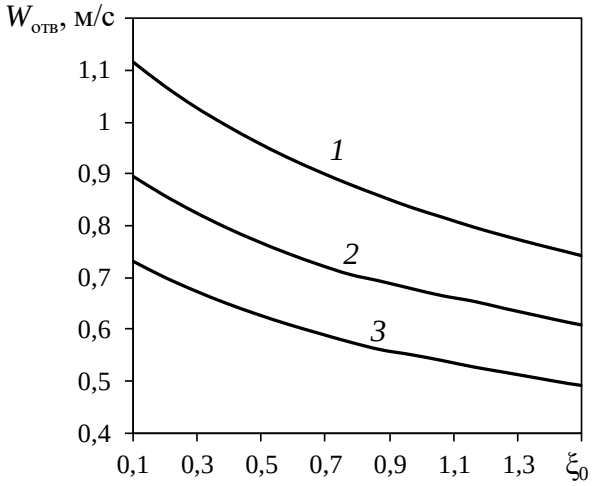


Рисунок 2.25 – Зависимость скорости жидкости в проходах сепарационной зоны контактного устройства от величины коэффициента сопротивления отверстий для различных значений массовых расходов L_m/G_m, кг/кг: *1* – 1; *2* – 2; *3* – 3

С увеличением коэффициента крутки возрастает тангенциальная составляющая скорости газа, что приводит к повышению динамического воздействия потока на поверхность пленки (рисунок 2.26). Это выражается в увеличении касательных напряжений, которые действуют противоположно направлению стекания пленки под действием силы тяжести. Для сохранения расхода жидкости (при постоянном значении L_m/G_m) пленка вынуждена увеличивать свою толщину, компенсируя возросшее сопротивление. При этом крутка газового потока создает центробежное поле, которое дополнительно прижимает жидкость к стенке цилиндра. Это способствует утолщению пленки, особенно в областях с высокой тангенциальной скоростью. При этом радиальное

распределение давления в газе также изменяется, что влияет на условия течения пленки.

Повышение крутки интенсифицирует турбулентные пульсации в пристенной области, что изменяет профиль скорости в пленке. Турбулентное течение характеризуется более равномерным распределением скорости по толщине, что при фиксированном расходе приводит к увеличению средней толщины по сравнению с ламинарным режимом.

Для $L_m/G_m = 3$ толщина пленки изменяется от 0,53 до 0,71 мм, тогда как для $L_m/G_m = 1$ – от 0,36 до 0,49 мм. Это связано с тем, что при высокой нагрузке по жидкости пленка более восприимчива к внешним воздействиям из-за большей массы и развитой поверхности раздела.

В случае больших расходов жидкости пленочный слой становится более уязвимым к аэродинамическим воздействиям газовой фазы, что ведет к росту доли уноса – с уровня 0,5% до 6% при значении $L_m/G_m = 3$.

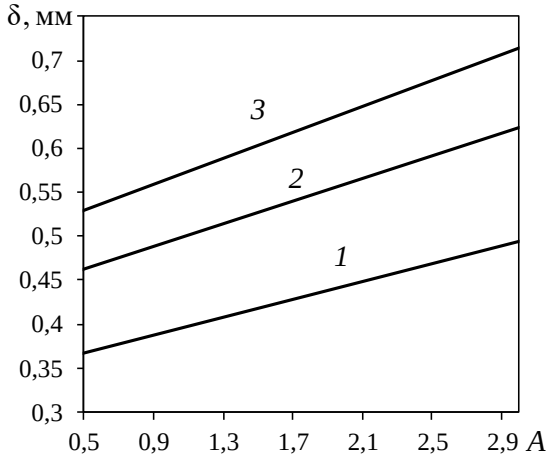


Рисунок 2.26 – Изменение толщины пленки жидкости от коэффициента крутки газового потока при фиксированных нагрузках L_m/G_m, кг/кг: *1* – 1; *2* – 2; *3* – 3

Экспериментальные испытания выявили, что в интервале скоростей газа от 10 до 25 м/с жидкость сохраняет стабильное пленочное состояние (рисунок 2.27). Для каждой заданной нагрузки по фазам наблюдается рост скорости движения жидкости в сепарационной зоне контактного устройства вместе с увеличением скорости газа. Это указывает на повышение массовой загрузки

жидкостью, причем характер этой зависимости является нелинейным. При увеличении скорости газа возрастает динамическое воздействие потока на поверхность пленки, усиливается турбулизация как газового ядра, так и поверхности пленки. Турбулентные пульсации способствуют более равномерному распределению скорости по толщине пленки.

Таким образом, представленные зависимости отражают баланс между силой тяжести, стремящейся уменьшить пленку, и касательными напряжениями со стороны газового потока, которые противодействуют стеканию, а также влиянием расхода жидкости. Как и отмечалось в исследованиях [119], срыву и уносу капель при вихревом движении препятствует центробежная сила, а при скоростях газа более 30 м/с оторвавшиеся капли снова прижимаются к пленке.

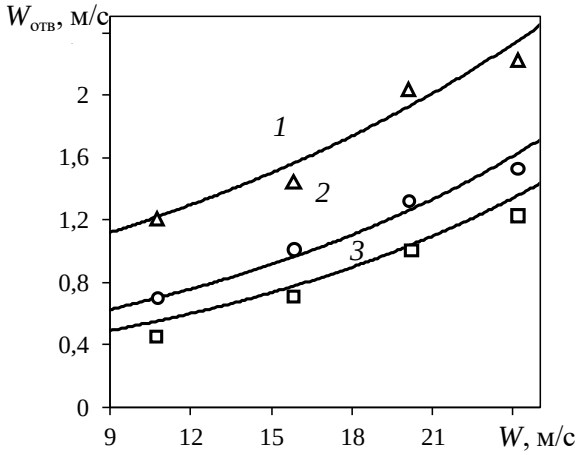


Рисунок 2.27 – Зависимость скорости жидкости в отверстиях сепаратора от скорости газового потока при значениях L_m/G_m, кг/кг: *1* – 1; *2* – 2; *3* – 3

Таким образом, обобщая результаты исследований прямоточно-вихревого контактного устройства, можно сделать следующие выводы:

1. установлена монотонная зависимость скорости жидкости в отверстиях от коэффициента сопротивления ξ_0 при сохранении расхода газа, потери энергии составляют 85–95%,

2. определено влияние коэффициента крутки газового потока на толщину жидкой пленки, увеличение крутки приводит к возрастанию толщины с 0,36 до 0,71 мм при L_m/G_m = 3,

3. выявлена зона устойчивости пленочного течения при скорости газа 10–25 м/с,
4. ограничен диапазон эффективной работы: увеличение L_m/G_m свыше 3 нецелесообразно из-за роста капельного уноса с 0,5% до 6%.

2.5. Гидравлическое сопротивление аппаратов с вихревыми контактными устройствами

Гидравлическое сопротивление является одним из важнейших эксплуатационных параметров работы массообменных аппаратов, определяющим энергозатраты на перекачку газа (пара) [120]. Экспериментальное исследование гидравлического сопротивления прямоточно-вихревого контактного устройства проводилось на лабораторной установке, представленной на рисунке 2.19. Исследование проводилось в условиях отсутствия орошения. Скорость потока воздуха регулировалась посредством изменения напряжения на воздуходувке при помощи частотного преобразователя.

Коэффициент сопротивления сухого прямоточно-вихревого контактного устройства можно определить из уравнения Вейсбаха:

$$\xi_{сух} = \frac{2\Delta P}{\rho_G W_{вх}^2}, \qquad (2.38)$$

где ΔP – потери давления, Па.

Результаты обработки опытных данных показывают, что при достижении скорости воздушного потока 10 м/с наблюдается стабилизация коэффициента сопротивления, а дальнейшее увеличение скорости газа приводит к его незначительному снижению. При этом среднее значение коэффициента сопротивления составило 1,45±0,22 (рисунок 2.28). Далее была исследована гидродинамика сухого и орошаемого противоточного вихревого контактного устройства (рисунок 1.5). Для проведения экспериментальных исследований была собрана установка (рисунок 2.29). Корпус аппарата 1, выполненный из

прозрачного материала, позволяет визуально оценивать структуру потоков газа и жидкости в вихревом контактном устройстве.

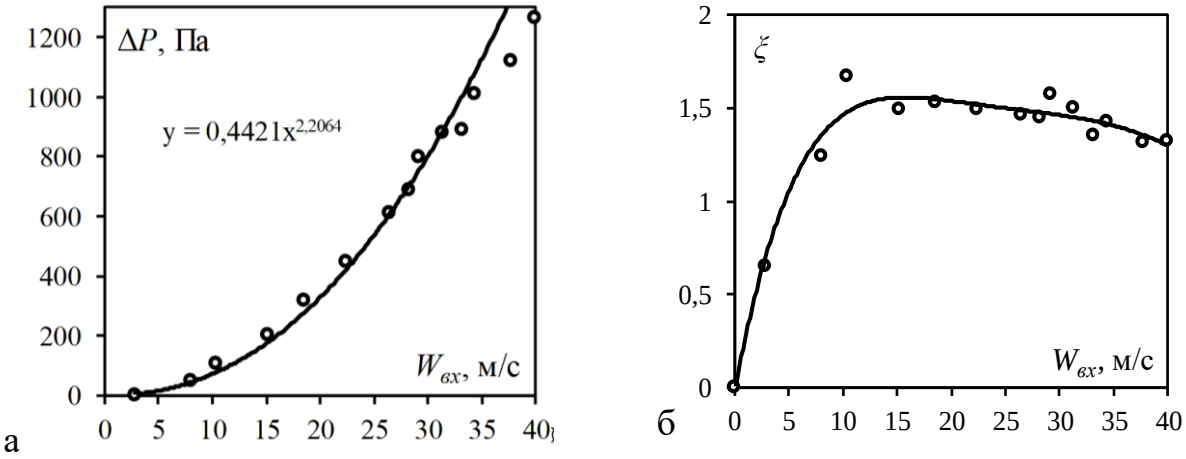


Рисунок 2.28 – Изменение гидравлического сопротивления (а) и коэффициента сопротивления (б) от скорости газа во внутреннем цилиндре прямоточно-вихревого контактного устройства

Корпус аппарата 1 оснащен крышкой 3. В ходе проведения экспериментальных исследований жидкость из емкости 5 подавалась в верхнюю часть аппарата 1 с помощью насоса 4. При этом для изменения расхода жидкости использовалась задвижка 8, установленная на линии подачи. После контакта газа с жидкостью, стекающая из аппарата жидкость собирается при помощи воронки 6. Исследуемый аппарат состоит из трех вихревых противоточных контактных ступеней, общей высотой 410 мм. Высота одной контактной ступени составляет 130 мм, при этом высота сепарационной зоны – 40 мм. Внутренний диаметр корпуса аппарата равен 76 мм, а наружный диаметр внутреннего цилиндра составляет 53,6 мм (с толщиной стенки равной 1,8 мм). Для создания вихревого взаимодействия газожидкостных фаз на контактной ступени во внутренних цилиндрах выполнены прямоугольные прорези шириной 4 мм, высотой 90 мм в количестве 6 штук. Перед подачей жидкости в исследуемый массообменный аппарат в емкости 5 установлен фильтр 7 предотвращающий попадание различных загрязнений в установку. Газ подается с помощью вентилятора 10. Важно отметить, что для контакта газа с жидкостью на вихревых ступенях

воздух всасывается из окружающей среды с практически неизменными параметрами. После контакта нагретый воздух также уходит в окружающую среду.

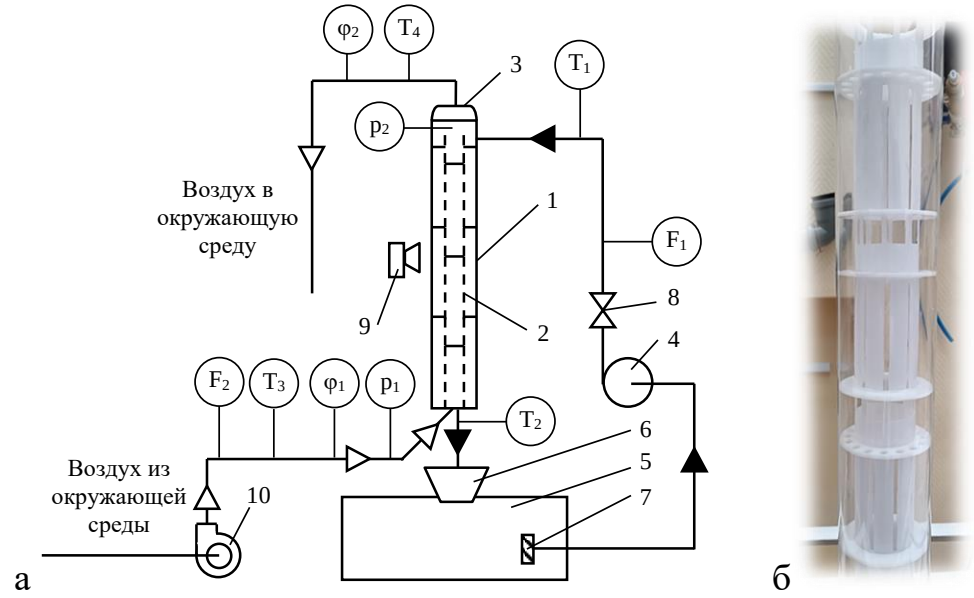


Рисунок 2.29 – Схема экспериментальной установки (а) с противоточными вихревыми контактными устройствами: 1 – корпус; 2 – вихревая контактная ступень; 3 – крышка; 4 – насос; 5 – емкость; 6 – воронка; 7 – жидкостной фильтр; 8 – запорная арматура на линии подачи жидкости; 9 – видеокамера; 10 – вентилятор; фотография экспериментальной установки (б)

Расход подающего воздуха на вентиляторе изменялся при помощи установленного частотного преобразователя Mitsubishi FR E-700. Это позволило изменять среднерасходную скорость воздуха в аппарате (на полное сечение аппарата) в пределах 3,74–8,02 м/с, а при орошении – от 0,14 м/с до 2,89 м/с.

Экспериментальные исследования гидродинамики и массообмена в вихревом контактном устройстве проводились на двухфазной системе воздух – вода. Вода подавалась в верхнюю часть аппарата и через распределительные отверстия стекала в межцилиндрическое пространство вихревой контактной ступени, где формировалось закрученное газожидкостное течение. Газ при этом подавался в нижнюю часть аппарата, где, проходя через прямоугольные прорези, выполненные в цилиндре, закручивался с образованием множества вихрей в

поперечном сечении межцилиндрического пространства. Контрольно-измерительные приборы и их характеристики, используемые при проведении процесса представлены в таблице 2.1. При этом, стоит отметить, что фактическое местоположение приборов указано на схеме экспериментальной установки (рисунок 2.29).

Таблица 2.1 – Описание контрольно-измерительных приборов

Параметр	Прибор	Диапазон	Погрешность
Средняя скорость воздуха на линии нагнетания вентилятора	Термоанемометр testo 405i	0,14–8,02 м/с	±(0,1 м/с + 5%) (0–2 м/с) ±(0,3 м/с + 5%) (2–15 м/с)
Температура воздуха	Термогигрометр testo 605i	23–25,7 °С	±0,5 °С
Относительная влажность воздуха		21,3–30,4%	±3,0% (10–35% ОВ)
Температура горячей воды, поступающей в устройство	Терморегулятор ОВЕН 2ТРМ1	41,6–45 °С	±0,5%
Плотность орошения	Ротаметр LZB-VA10-15F	16–75 $м^3/(м^2 \cdot ч)$	±1,5%
Дифференциальное давление	Дифференциальный манометр testo 510i	42–1072 Па	±5,0% (0–100 Па) ±3,5% (100–1500 Па)

При обработке экспериментальных данных методом наименьших квадратов получена аппроксимирующая функция зависимости гидравлического сопротивления сухих вихревых контактных устройств (рисунок 2.30) в виде уравнения [121]:

$$\Delta P = 30,542 W_{cp}^{1,7}. \quad (2.39)$$

Максимальная относительная погрешность разброса опытных данных составила 4,65%. Коэффициент детерминации (R^2) уравнения (2.39) составил 0,9986. При этом максимальная относительная погрешность экспериментальных данных от расчетного уравнения составила 4,65%.

Стоит отметить, что показатель степени в уравнении (2.39) составляет 1,7 в отличие от классической квадратичной зависимости. На основе представленных данных можно предположить, что в разработанном вихревом контактном устройстве наблюдается явление ламинаризации газовых потоков, что приводит к снижению гидравлического сопротивления массообменных аппаратов.

В результате исследований получено выражение, позволяющее определить гидравлическое сопротивление сухих вихревых контактных устройств в диапазоне среднерасходных скоростей газа от 3,5 до 8,2 м/с.

Из графика, представленного на рисунке 2.31, видно, что с увеличением плотности орошения наблюдается рост гидравлического сопротивления в устройстве. При этом стоит отметить, что разработанное устройство надежно работает при высоких гидравлических нагрузках по жидкой фазе. Так, плотность орошения в ходе экспериментальных исследований достигала 75 $м^3/(м^2 \cdot ч)$.

Из графиков, видно, что с увеличением плотности орошения предельная скорость газа, при которой наступает захлебывание, снижается. Так, при плотности орошения 16 $м^3/(м^2 \cdot ч)$ среднерасходная скорость газа, при котором наступает захлебывание составляет 2,63 м/с, а при плотности орошения 28,4 $м^3/(м^2 \cdot ч)$ – 1,5 м/с (рисунок 2.31). Это означает, что разработанное противоточное вихревое контактное устройство обладает широким диапазоном устойчивой работы, в котором соотношение удельных нагрузок газовой и жидкой фаз может достигать G_m/L_m = 0,7 [122].

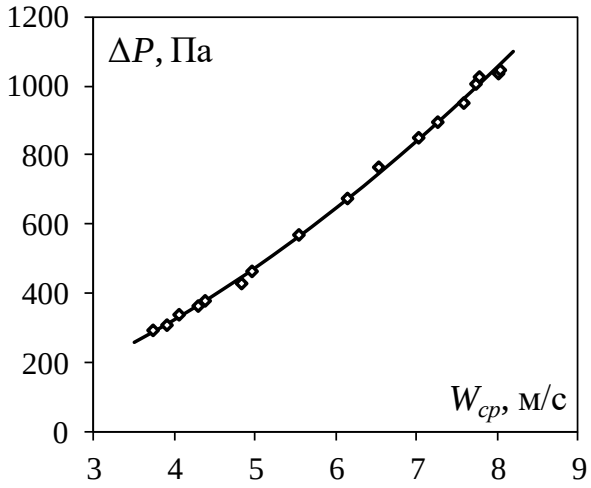


Рисунок 2.30 – Гидравлическое сопротивление трехступенчатого массообменного аппарата (без орошения) с вихревыми контактными устройствами в зависимости от среднерасходной скорости газа; точки – эксперимент, линия – аппроксимирующая функция уравнение (2.39)

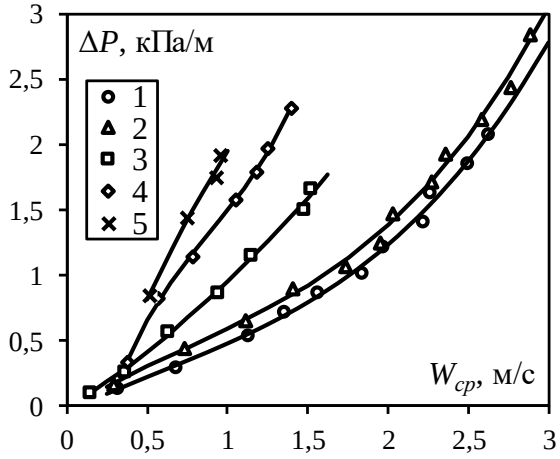


Рисунок 2.31 – Удельное гидравлическое сопротивление трехступенчатого массообменного аппарата с вихревыми контактными устройствами в зависимости от среднерасходной скорости газа и плотности орошения q, $м^3/(м^2 \cdot ч)$: 1 – 16; 2 – 20,6; 3 – 28,4; 4 – 60; 5 – 75

Кроме того, в результате проведенных экспериментальных исследований получены данные по рабочим скоростям газа, при которых начинается подвисание жидкой фазы и унос в зависимости от плотности орошения (таблица 2.2).

Таблица 2.2 – Рабочие скорости газа противоточного вихревого контактного устройства

Плотность орошения, $м^3/(м^2 \cdot ч)$	Среднерасходная скорость газа, м/с		Входная скорость газа в цилиндре, м/с	
	Начало подвисания	Начало уноса – переход к восходящему прямотоку	Начало подвисания	Начало уноса – переход к восходящему прямотоку
16	2,22	3,18	6,17	8,83
20,6	1,95	2,89	5,42	8,03
24,05	1,83	2,52	5,08	7,0
28,4	1,15	1,52	3,19	4,22
60	1,05	1,4	2,92	3,89
75	0,93	1,3	2,58	3,61

2.6. Выводы по главе 2

1. Методом численного моделирования установлено, что высота вихревых структур в кольцевом пространстве разработанного вихревого контактного устройства обратно пропорциональна степени турбулентной диссипации и существенно зависит от конструктивных параметров вихревой ступени.
2. Показано, что увеличение угловой скорости и циркуляции закрученного потока способствует росту зоны устойчивого существования вихря. При этом относительная длина вихревой структуры в максимальной степени определяется соотношением диаметров корпуса и внутреннего цилиндра, и в меньшей степени – высотой прямоугольных прорезей в цилиндре.
3. Угловая скорость вращения вихревого потока возрастает с уменьшением ширины и высоты прямоугольных прорезей, выполненных в цилиндре. При увеличении внутреннего диаметра цилиндра вихревого контактного устройства

наблюдается повышение угловой скорости вращения газового потока. Для достижения максимальной интенсивности перемешивания в вихревом контактном устройстве выгоднее использовать узкие прорези и умеренную нагрузку по жидкости, чтобы газ мог эффективно раскручивать жидкую фазу, не допустить роста гидравлического сопротивления и повышенного уноса жидкости. Эксплуатация устройства должна проводиться в области высоких скоростей газа во внутреннем цилиндре ($W_{вх}$ = 5–10 м/с).

4. Угловая скорость вращения двухфазного газожидкостного потока снижается почти в три раза при увеличении высоты прорезей с 45 до 85 мм. При уменьшении высоты прорезей суммарная площадь проходного сечения сокращается, что ведет к росту истечения газа, и соответственно, к росту касательных напряжений на границе раздела фаз, интенсифицирующего вращение. Однако изменение ширины прорези в диапазоне 2–4 мм дает более резкий прирост угловой скорости вращения газожидкостного слоя до 370 $с^{-1}$, чем изменение высоты в диапазоне 45–85 мм (до 201 $с^{-1}$), что связано с более значительным изменением площади сечения в первом случае.

5. Полученное уравнение (2.24) позволит подобрать наиболее рациональные размеры вихревого контактного устройства и их компоновку на тарелках колонных аппаратов различных технологических процессов с учетом их массообменной и сепарационной эффективности. Установлено, что гидродинамические характеристики закрученного слоя определяются совокупным влиянием конструктивных параметров (размеры прорезей, формирующих вихри, диаметр внутреннего цилиндра) и технологических параметров (масса жидкости, скорость газа, газосодержание).

6. Проведенные теоретические и экспериментальные исследования вихревого контактного устройства позволяют определить: минимальную скорость газового потока в отверстиях тарелки при беспровальном режиме работы в зависимости от действительной высоты слоя жидкости, максимально допустимую высоту столба жидкости на тарелке, обеспечивающий пробой газа через слой жидкости при различном массовом расходе газа и диаметре

внутреннего цилиндра. Следовательно, при заданном расходе газа следует подбирать диаметр внутреннего цилиндра таким образом, чтобы исключить провал жидкости через отверстия в полотне тарелки и увеличить максимально допустимую величину высоты столба жидкости. Установлено снижение скорости газового потока внутри цилиндра вихревого контактного устройства при увеличении диаметра отверстий в полотне тарелки и их количества.

7. Установлены зависимости изменения гидравлического сопротивления противоточного вихревого контактного устройства при различных плотностях орошения.

В главе 2 были получены зависимости для расчета основных гидродинамических параметров вихревого контактного устройства, однако для практического проектирования ректификационных колонн с разработанными устройствами необходима комплексная инженерная методика, позволяющая рассчитать массообменные характеристики аппарата и определить его конструктивные параметры.

ГЛАВА 3. ЭФФЕКТИВНОСТЬ ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА В АППАРАТАХ С ВИХРЕВЫМИ КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ

3.1. Определение объемных коэффициентов тепло- и массоотдачи в вихревом контактном устройстве

Интенсивность массообмена в вихревых контактных устройствах определяется объемными коэффициентами массоотдачи и теплоотдачи. В условиях вихревого течения массоотдача интенсифицируется за счет действия центробежных сил, которые увеличивают турбулентность в пограничных слоях и обновляют поверхность контакта.

Для описания массообмена в вихревых контактных устройствах применима модель пограничного слоя, развитую в работах А.Г. Лаптева [112]. Согласно этой модели, коэффициент массоотдачи в первом приближении определяется толщиной диффузионного пограничного слоя $\delta_д$. Вследствие сложности определения поверхности контакта воды с воздухом, значение объемных коэффициентов тепло- и массоотдачи находят по эмпирическим формулам, полученным на основе опыта эксплуатации промышленных аппаратов или экспериментальных исследований. Одновременный массообмен через поверхность пристенной пленки и поверхность капель в виде дисперсного потока рассмотрен в работе [123]. Объемные коэффициенты тепло- и массоотдачи зависят от типа и конструкции аппарата, а также от массовых расходов воды и воздуха [113]. Интенсивность массопереноса в пленке в условиях прямотока слабо зависит от скорости воздуха в диапазоне от 11,6 до 39 м/с [124]. При этом интенсивность массопереноса вызвана перемешиванием жидкости и развитием на ее поверхности волн различной амплитуды [125]

$$\beta_x = \sqrt{\frac{Du_0}{\lambda}} 2(1 + 5 / 4(h_0 \alpha \psi)^2), \qquad (3.1)$$

где u_0 – средняя скорость жидкости, м/с; h_0 – средняя толщина пленки, м; α – амплитуда волны, λ – длина волны, $\psi = 2\pi h_0/\lambda$ – волновое число, $Pe = u_0 h_0/D$ – массовое число Пекле; D – коэффициент молекулярной диффузии, м^2/с.

В закрученной турбулентной пленке объемный коэффициент массоотдачи запишется в виде:

$$\beta_{Vx} = \frac{4}{\pi d^2 Harctg\sqrt{R_{1L} Sc_L}} \left(\frac{\Delta P_{mp} FS}{\rho_L R_{1L} Sc_L \cos\gamma} \right)^{0,5}, \qquad (3.2)$$

где γ – угол подъема винтовой линии, °; S – площадь свободного сечения канала, м^2; R_{1L} – локальное число Рейнольдса вязкого подслоя; H – длина пути дисперсно-кольцевого потока, м.

Исследования направлены на определение величин объемных коэффициентов тепло- и массоотдачи применительно к конструкции разработанного противоточного вихревого контактного устройства. Ключевой задачей является получение критериального уравнения, предназначенного для инженерных расчетов по определению эффективности охлаждения оборотной воды в разработанном контактном устройстве.

Для расчета геометрических параметров рабочей зоны тепло- и массообменного оборудования используется метод числа единиц переноса. Опираясь на данный подход, было получено следующее соотношение:

$$\beta_{Vx} = \frac{L_m \cdot c_L}{V} \cdot \frac{t_{L0} - t_{Lk}}{\Delta I_{cp}}, \qquad (3.3)$$

где V – рабочий объем контактной зоны, м^3; ΔI_{cp} – средняя разность энтальпий, Дж/кг.

Для определения объемного коэффициента массоотдачи в общем случае применяется зависимость [126]:

$$\beta_{Vx} = A_1 \cdot q_m \cdot \left(\frac{G_m}{L_m} \right)^f, \qquad (3.4)$$

где A_1 – эмпирический коэффициент, учитывающий конструктивные особенности оросительного блока и эффективность фазового контакта; q_m – массовая плотность орошения, кг/(м^2·с); f – показатель степени, характеризующий зависимость объемного коэффициента массоотдачи от изменения удельного расхода воздуха.

Для многих используемых в промышленной теплоэнергетике контактных элементов константы A_1 и f определены. Результаты эксплуатации и экспериментальных исследований некоторых типов оросителей обобщены в работе [127].

Экспериментальные исследования процесса охлаждения оборотной воды в противоточном вихревом контактном устройстве (рисунок 2.29) позволили оценить динамику изменения влагосодержания насыщенного воздуха на границах аппарата (на входе и выходе) [128]. Расчет средней движущей разности энтальпий осуществляется методом численного интегрирования следующего выражения:

$$\Delta I_{cp} = \frac{t_{L0} - t_{Lk}}{\int_{t_{Lk}}^{t_{L0}} \frac{dt}{I'' - I_i}}, \qquad (3.5)$$

где I'' – энтальпия насыщенного воздуха на границе раздела фаз, Дж/кг; I_i – энтальпия воздушного потока, Дж/кг [112].

Значения энтальпии насыщенного воздуха находились на основании зависимости:

$$I'' = t_L + x''\left(2501 + 1{,}93 t_L\right), \qquad (3.6)$$

где x'' – влагосодержание насыщенного воздуха, кг/кг.

Для каждого расчетного поперечного сечения противоточного вихревого контактного устройства, характеризующегося температурой воды t_L, энтальпия воздуха определялась по формуле:

$$I_i = I_{0i} + \frac{t_L - t_{Lk}}{K} \cdot \frac{L_m}{G_m}, \qquad (3.7)$$

где I_{0i} – энтальпия воздушного потока на входе в рассматриваемое сечение контактного устройства, Дж/кг.

Коэффициент K рассчитывался исходя из соотношения:

$$K = 1 - \frac{c_L \cdot t_{Lk}}{r}, \qquad (3.8)$$

где r – удельная теплота парообразования, Дж/кг.

Подстановка вычисленных значений средней разности энтальпий в уравнение (3.3), дала возможность рассчитать объемные коэффициенты массоотдачи для различных режимов орошения. По результатам обработки экспериментальных данных была выведена эмпирическая зависимость для определения объемного коэффициента массоотдачи при охлаждении оборотной воды в исследуемом аппарате с противоточными вихревыми контактными устройствами [122]:

$$\beta_{Vx} = 2{,}15 \cdot q_m \cdot \left(\frac{G_m}{L_m} \right)^{0{,}93} . \qquad (3.9)$$

Полученное уравнение (3.9) обеспечивает точность определения объемного коэффициента массоотдачи, удовлетворяющую требованиям инженерной практики. В частности, средняя относительная погрешность расчета по предложенному уравнению не превышает 4,42% в диапазоне массовых плотностей орошения от 4,4 до 12 кг/(м^2·с).

Анализ данных (рисунок 3.1), демонстрирует, что рост среднерасходной скорости воздуха сопровождается закономерным увеличением объемных коэффициентов массоотдачи в противоточном вихревом контактном устройстве. Интенсивность данного роста, оцениваемая по тангенсу угла наклона аппроксимирующей прямой, составляет 2,625. При этом установлено, что в заданном диапазоне варьирования массовая плотность орошения не оказывает существенного влияния на величину коэффициента массоотдачи, поскольку наблюдаемые отклонения находятся в пределах инструментальной погрешности средств измерений.

Сравнительный анализ объемных коэффициентов массоотдачи для разработанного устройства и промышленных типов контактных устройств представлен графически (рисунок 3.2). Расчетные оценки выполнялись для градирни с площадью орошения 100 м^2 при массовом расходе воды 896 т/ч и варьировании массового расхода воздуха от 59,2 т/ч до 2219,2 т/ч.

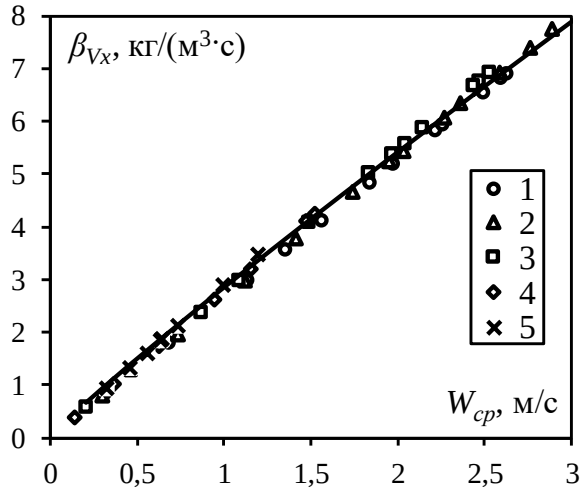


Рисунок 3.1 – Зависимость объемного коэффициента массоотдачи от среднерасходной скорости воздуха при различных массовых плотностях орошения q_m, кг/(м^2·с): 1 – 4,4; 2 – 5,67; 3 – 6,63; 4 – 7,84; 5 – 12; точки – эксперимент, сплошная линия – расчет по уравнению (3.9)

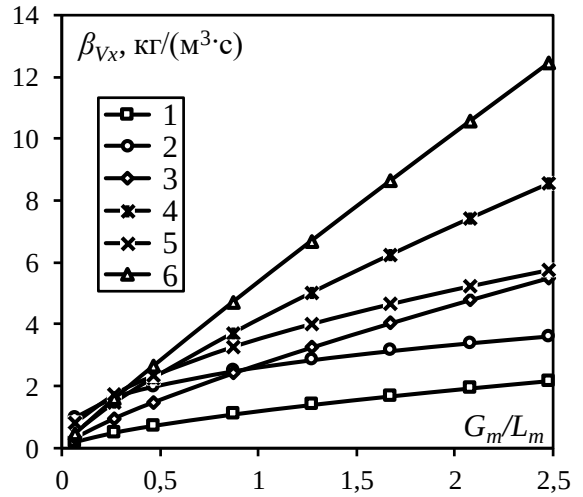


Рисунок 3.2 – Зависимость объемного коэффициента массоотдачи от соотношения массовых расходов воздуха и воды для различных контактных элементов градирен: 1 – пленочный асбестоцементный (A_1 = 0,479; f = 0,66); 2 – ороситель призма ПР50 (A_1 = 1,05; f = 0,36); 3 – сетчатая насадка [129] (по уравнению $\beta_{Vx} = 1{,}04 \cdot q_m^{1{,}04} \cdot \left(G_m / L_m\right)^{0{,}79}$); 4 – струйно-пленочный ороситель [130] (A_1 = 1,66; f = 0,8); 5 – ороситель из решетчатых элементов ПР50 [131] (A_1 = 1,41; f = 0,54); 6 – противоточное вихревое контактное устройство (A_1 = 2,15; f = 0,93)

Как показывают результаты, при низких значениях соотношения удельных нагрузок по газу и жидкости (G_m/L_m до 0,26) максимальная интенсивность массообмена наблюдается при использовании оросителя призма ПР50. Однако при переходе в область $G_m/L_m > 0{,}5$ преимущество по величине объемного коэффициента массоотдачи демонстрируют разработанные противоточные вихревые контактные устройства. Физически это объясняется высокой интенсивностью процессов тепломассопереноса, реализующихся в кольцевом рабочем зазоре аппарата.

Дальнейшая обработка экспериментальных данных включала расчет объемных коэффициентов теплоотдачи в противоточном вихревом контактном устройстве, который проводился на основе аналогии Льюиса [132]:

$$\frac{\alpha_V}{\beta_{Vx}} = c_{PG} \cdot \left(\frac{Sc_G}{\mathrm{Pr}_G} \right)^{0,5}, \qquad (3.10)$$

где α_V – объемный коэффициент теплоотдачи, Вт/(м^3·К); c_{PG} – удельная массовая теплоемкость воздуха, Дж/(кг·К); $\mathrm{Pr_G} = \nu_G/a_G$ – число Прандтля; $\mathrm{Sc_G} = \nu_G/D_G$ – число Шмидта; a_G – коэффициент температуропроводности воздуха, м^2/с; D_G – коэффициент диффузии водяного пара в воздухе, м^2/с. Учитывая, что для воздушной среды выполняется условие $\left(\frac{Sc_G}{\mathrm{Pr}_G} \right)^{0,5} \approx 1$, то уравнение (3.10) преобразуется к виду:

$$\alpha_V = c_{PG} \cdot \beta_{Vx}. \qquad (3.11)$$

Графическая интерпретация результатов (рисунок 3.3) подтверждает наличие прямой пропорциональной связи между объемными коэффициентами тепло- и массоотдачи. Установлено, что при среднерасходной скорости воздуха 2,89 м/с и плотности орошения 5,67 кг/(м^2·с) объемный коэффициент теплоотдачи в противоточном вихревом контактном устройстве достигает значений 8063 Вт/(м^3·К).

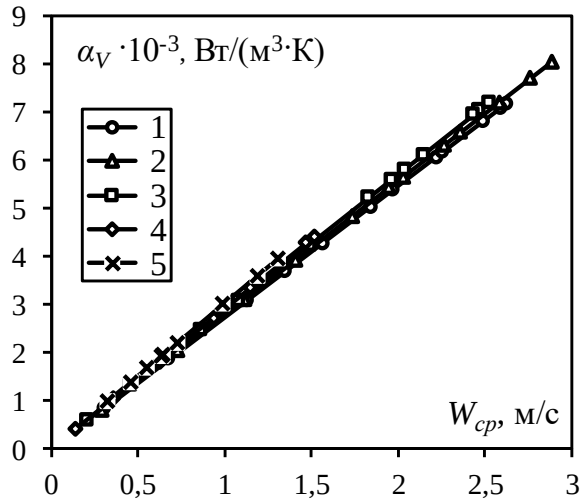


Рисунок 3.3 – Зависимость объемного коэффициента теплоотдачи от среднерасходной скорости воздуха при различных массовых плотностях орошения q_m, кг/(м²·с): 1 – 4,4; 2 – 5,67; 3 – 6,63; 4 – 7,84; 5 – 12

Для интегральной оценки охлаждающей способности контактных устройств и определения их термодинамического совершенства был рассчитан безразмерный критерий Меркеля [133]:

$$\text{Me} = \frac{\beta_{Vx} \cdot h_{op}}{q_m} = \frac{\Delta t \cdot c_L}{K \cdot \Delta I_{cp}} \approx A_1 \cdot h_{op} \cdot \left(\frac{G_m}{L_m} \right)^f , \qquad (3.12)$$

где h_{op} – высота оросителя градирни, м; Δt – перепад температур охлаждаемой воды, °С.

Анализ выражения (3.12) подтверждает, что число Меркеля находится в прямой пропорциональной зависимости от объемного коэффициента массоотдачи.

Результаты (рисунок 3.4) свидетельствуют о том, что пиковая охлаждающая способность противоточного вихревого контактного устройства реализуется при умеренных массовых плотностях орошения, что соответствует пониженным гидравлическим нагрузкам по жидкой фазе. Высокая эффективность устройства в данном режиме обусловлена действием центробежных сил в кольцевом зазоре противоточного вихревого контактного устройства, которые практически полностью исключают формирование

застойных зон и обеспечивают интенсивное перемешивание взаимодействующих фаз в поперечном сечении аппарата [134].

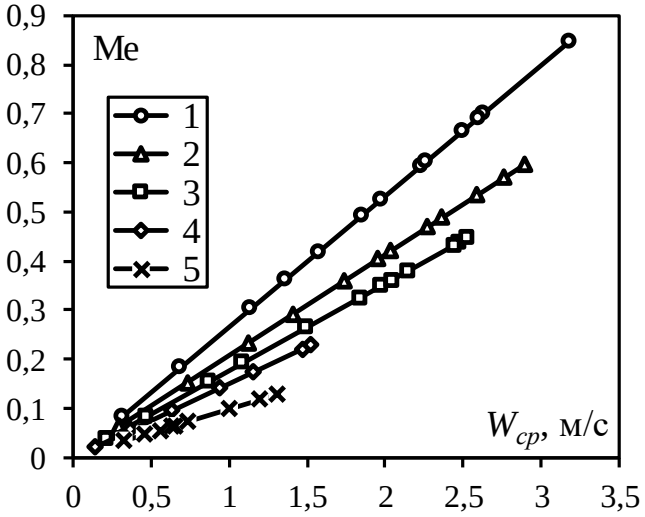


Рисунок 3.4 – Зависимость числа Меркеля от среднерасходной скорости газа в противоточном вихревом контактном устройстве при различных массовых плотностях орошения q_m, кг/(м^2·с): 1 – 4,4; 2 – 5,67; 3 – 6,63; 4 – 7,84; 5 – 12

При проектировании и выборе контактных устройств для охлаждения жидкости важной задачей является подбор рациональной конструкции аппарата, позволяющего проводить процессы тепло- и массообмена с высокой эффективностью, при этом затрачивать минимальные энергоресурсы. С этой точки зрения энергетические затраты на процесс охлаждения оборотной воды в градирнях определяются суммарными потерями энергии на перекачивание воды и воздуха. Так, давление жидкости перед форсунками определяет в основном гидравлические потери энергии в водоохладителях, а гидравлическое сопротивление проходу воздуха влияет на аэродинамическую мощность согласно уравнению:

$$N_a = \frac{G_m \Delta P}{\rho_G}. \qquad (3.13)$$

Разрабатываемые новые контактные устройства для взаимодействия газожидкостных фаз должны быть оценены с помощью критерия энергоэффективности, позволяющие определить тепловую мощность,

приходящуюся на единицу затрачиваемой энергии. Одним из таких показателей является критерий Кирпичева:

$$\chi = \frac{Q}{N_a}, \tag{3.14}$$

где Q – тепловая мощность, Вт.

Количество переданного тепла, можно определить из уравнения теплового баланса:

$$Q = L_m c_L \left(t_{Lн} - t_{Lк}\right) = G_m \left(I_к - I_н\right), \tag{3.15}$$

где L_m – массовый расход оборотной воды, кг/с; c_L – удельная массовая теплоемкость оборотной воды, Дж/(кг·К); $t_{Lн}$ – температура оборотной воды на входе в устройство, °С; $t_{Lк}$ – температура оборотной воды на выходе из устройства, °С; $I_к$ – энтальпия насыщенного воздуха на выходе из устройства, Дж/кг; $I_н$ – энтальпия воздуха на входе в устройство, Дж/кг.

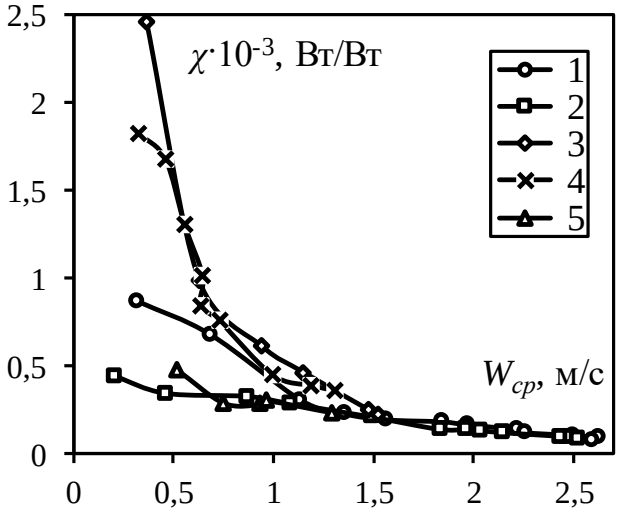


Рисунок 3.5 – Изменение критерия Кирпичева (3.14) в зависимости от среднерасходной скорости воздуха при различных плотностях орошения q, м^3/(м^2·ч): 1 – 16; 2 – 24,1; 3 – 28,4; 4 – 43,5; 5 – 75

Установлено, что рекомендуемый режим эксплуатации противоточного вихревого контактного устройства с точки зрения энергоэффективности реализуется при пониженных среднерасходных скоростях газа (рисунок 3.5). Экспериментально подтверждено, что при средней скорости газа 0,46 м/с и

объемной плотности орошения 43,5 $м^3/(м^2 \cdot ч)$ показатель энергоэффективности достигает значения 1683,5 Вт/Вт, что свидетельствует о существенном потенциале снижения удельных энергетических затрат при организации процесса охлаждения в указанном диапазоне гидравлических нагрузок.

3.2. Оценка эффективности процессов тепломассопереноса

В подглаве 3.1 были получены критериальные зависимости для расчета объемных коэффициентов массо- и теплоотдачи в вихревом контактном устройстве. Однако для практического проектирования ректификационных колонн необходимо перейти от локальных коэффициентов переноса к интегральным показателям эффективности контактной ступени – числу единиц переноса (NTU), высоте, эквивалентной теоретической тарелке (ВЭТТ), и эффективности по Мерфри. Эффективность отдельной контактной ступени вихревого устройства может быть оценена через число единиц переноса или через высоту, эквивалентную теоретической тарелке. Особенностью вихревых контактных устройств является реализация винтового движения жидкой пленки под действием центробежных сил, что принципиально отличает их от классических тарельчатых аппаратов с осевым движением потоков. Это требует применения специализированных моделей массообмена, учитывающих криволинейную траекторию движения фаз.

Для ректификации число единиц переноса предложено определять по выражению:

$$\mathrm{NTU}_x = \frac{a\left(H/D\right)+8}{15\mathrm{Sc}_G^{0,5} + \lambda \mathrm{Sc}_L^{0,5}}, \tag{3.16}$$

где $a = 0{,}3$ при осевом движении потоков, $a = 2{,}4$ при винтовом движении пленки [135]. При винтовом движении пленки толщина пограничного слоя уменьшается пропорционально $\mathrm{Re}^{-2,4}$, что существенно быстрее, чем при осевом течении. Это объясняет высокую эффективность вихревых контактных устройств даже при малых высотах контактной зоны.

Высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ), связана с NTU соотношением:

$$\text{ВЭТТ}_x = \frac{H}{\text{NTU}_x}, \tag{3.17}$$

Эффективность ступени по Мерфри связана с NTU соотношением:

$$E_y = 1 - \exp\left(\text{NTU}_y\right). \tag{3.18}$$

Согласно [136] текущие эффективности рассчитывают по формуле:

$$E_y = E_{0,5}\left(\frac{R}{R+1}\right)^{0,5}, \tag{3.19}$$

где $E_{0,5}$ – эффективность при флегмовом числе равном R = 0,5.

Связь NTU с соответствующими коэффициентами массоотдачи описана в работе [135] следующим выражением:

$$\text{NTU}_y = \frac{4\left(l/d + \Delta F/\pi d^2\right)}{W_n/\beta_y + zW_n/\beta_x}, \tag{3.20}$$

где d – диаметр контактной ступени, м; l – длина контактной ступени, м; z – тангенс угла наклона равновесной линии; F – поверхность контакта фаз, м^2; W_n – скорость пара, м/с.

Учитывая влияние поверхностного натяжения, имеем [137]:

$$\frac{\beta_x}{\beta_f} = 0,5\left[\exp\left(\frac{\sigma}{0,7\sigma_0}\right)\right], \tag{3.21}$$

где β_f и β_x – коэффициент массоотдачи в пленке воды и жидкости с ПАВ, м/с; σ и σ_0 – поверхностное натяжение жидкости с ПАВ и чистой воды, Н/м.

Произведена оценка эффективности процессов тепломассопереноса на основе изменения влагосодержания насыщенного воздуха на противоточном вихревом контактном устройстве при различных массовых нагрузках жидкой и газовой фаз. Процессы тепломассопереноса при испарительном охлаждении и ректификации описываются аналогичными критериальными уравнениями (критерии Нуссельта, Шервуда, Рейнольдса), что позволяет при необходимости экстраполировать результаты на систему этанол–вода. Целью

экспериментального исследования является определение теплового КПД и тепловой мощности разработанного вихревого контактного устройства при охлаждении оборотной воды. Экспериментальные исследования проводились на лабораторной установке (рисунок 2.29) на системе воздух – вода в режиме испарительного охлаждения. Применение данной системы обеспечивает высокую точность измерения температур и влагосодержания на границах аппарата, что позволяет независимо определять коэффициенты тепло- и массоотдачи. Диапазон варьирования основных режимных параметров в ходе опытов составлял: среднерасходная скорость охлаждающего воздуха (по полному сечению устройства) – 0,14–2,89 м/с; плотность орошения – 16–60 $м^3/(м^2 \cdot ч)$; начальная температура воздуха 23,0–25,2°С; температура горячей воды на входе в аппарат 41,6–45,0°С. Относительная влажность воздуха поддерживалась на уровне 21,3–30,4%.

Для оценки термодинамического совершенства процессов тепломассопереноса в аппаратах испарительного типа применяется показатель теплового коэффициента полезного действия:

$$\eta_L = \frac{t_{Lн} - t_{Lк}}{t_{Lн} - t_{Lp}}, \qquad (3.22)$$

где $t_{Lн}$ – температура оборотной воды на входе в контактное устройство, °С; $t_{Lк}$ – температура оборотной воды на выходе из контактного устройства, °С; t_{Lp} – равновесная температура оборотной воды, т.е. температура точки росы (теоретический предел охлаждения жидкости), °С.

Эффективность тепло- и массообмена в газовой фазе оценивается через отношение действительного изменения энтальпии воздуха к максимально возможному:

$$E_G = \frac{I_к - I_н}{I_к^* - I_н}, \qquad (3.23)$$

где $I_к$ – энтальпия воздуха на выходе из устройства, Дж/кг; $I_н$ – энтальпия воздуха на входе в аппарат, Дж/кг; $I_к^*$ – энтальпия насыщенного влажного воздуха при температуре воды на входе $t_{Lн}$ и при относительной влажности 100%, Дж/кг.

С учетом того, что потери массы за счет испарения и механического уноса жидкой фазы не превышают 3–5%, уравнение теплового баланса аппарата может быть представлено в виде:

$$Q = L_m c_L \left(t_{Lн} - t_{Lк}\right) = G_m \left(I_к - I_н\right). \quad (3.24)$$

Преобразуя выражение (3.24), получим формулу для расчета энтальпии воздуха на выходе из вихревого контактного устройства:

$$I_к = I_н + \frac{L_m c_L \left(t_{Lн} - t_{Lк}\right)}{G_m}. \quad (3.25)$$

Подставляя выражение (3.25) в уравнение (3.23), получим:

$$E_G = \frac{L_m c_L \left(t_{Lн} - t_{Lк}\right)}{G_m \left(I_к^* - I_н\right)}. \quad (3.26)$$

Результаты экспериментальных исследований, представленные на рис. 3.6–3.7, показывают, что плотность орошения значительно влияет на тепловые характеристики вихревого контактного устройства.

Анализ данных (рисунок 3.6) показывает, что в исследованном диапазоне изменения плотности орошения от 16 до 60 м^3/(м^2·ч) рост среднерасходной скорости газа и увеличение соотношения массовых расходов газовой и жидкой фаз сопровождаются повышением теплового коэффициента полезного действия аппарата. Обработка результатов экспериментов позволила выделить характерные режимы работы противоточного вихревого контактного устройства, различающиеся по интенсивности протекающих в них процессов тепло- и массообмена. В частности, при пониженных плотностях орошения (до 21 м^3/(м^2·ч)) и умеренных среднерасходных скоростях воздуха фиксируются минимальные значения теплового коэффициента полезного действия, что обусловлено ограниченной тепловой мощностью устройства в данных гидродинамических условиях (рисунок 3.7). Это объясняется тем, что при таком режиме работы вихревого контактного устройства расходов газовой и жидкой фаз недостаточно для создания закрученного газожидкостного течения в кольцевом пространстве, при этом основная часть жидкости стекает в виде

пленки по поверхности корпуса без отрыва отдельных капель даже при среднерасходных скоростях воздуха $W_{ср}$ до 1,84 м/с.

Увеличение массового расхода жидкой фазы приводит к повышению тепловой мощности, в среднем значения достигают 1144,1 Вт при среднерасходной скорости газа $W_{ср}$ = 1,15 м/с и плотности орошения 28,4 м^3/(м^2·ч). Данный режим работы соответствует высокой тепловой и массообменной эффективности. Значения теплового коэффициента полезного действия достигают 28,6 % при среднерасходных скоростях газа до 1,31 м/с, что обеспечивает высокую энергоэффективность процесса охлаждения оборотной воды.

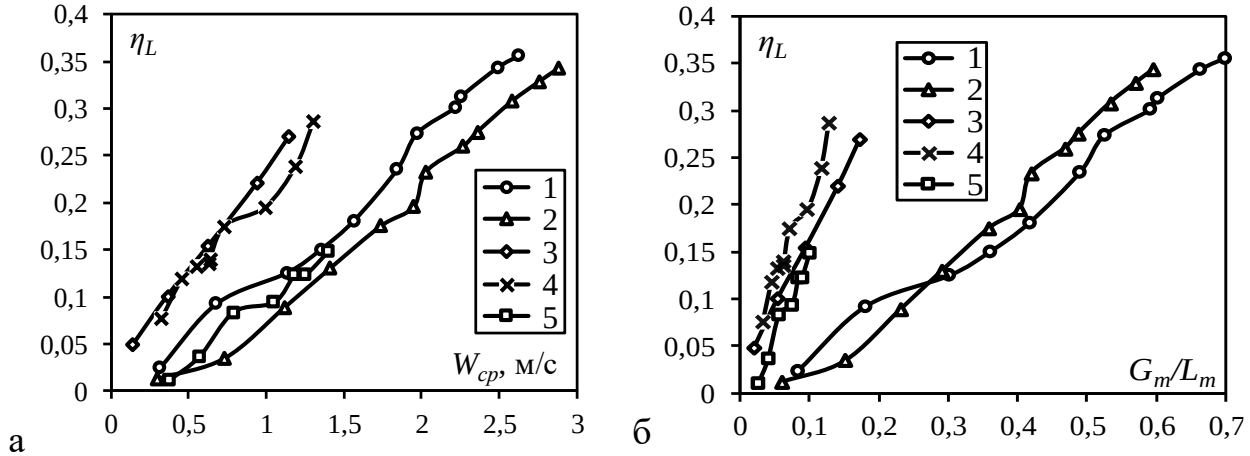


Рисунок 3.6 – Зависимость изменения теплового коэффициента полезного действия от среднерасходной скорости газа (а) и соотношения массовых расходов газовой и жидкой фаз (б) при различных плотностях орошения q, м^3/(м^2·ч): 1 – 16; 2 – 20,6; 3 – 28,4; 4 – 43,5; 5 – 60

Дальнейшее увеличение плотности орошения в вихревом контактном устройстве приводит к снижению тепловой мощности и коэффициента полезного действия процесса. Это связано с чрезмерной гидравлической нагрузкой, при котором происходит затопление части вихревой контактной ступени и увеличение задержки жидкости в ней. В ходе исследований установлено, что значение максимального теплового коэффициента полезного действия соответствует минимальной плотности орошения равной 16 м^3/(м^2·ч)

при $W_{ср}$ = 2,63 м/с. Стоит отметить, что в этом режиме работы наблюдается максимальная пропускная способность по газовой фазе. Однако, данный режим работы характеризуется высокой энергоемкостью процессов охлаждения оборотной воды, что является экономически нецелесообразным.

Зависимости тепловой мощности вихревого контактного устройства от среднерасходной скорости охлаждающего воздуха и соотношения массовых расходов фаз показаны на рисунок 3.7. Установлено, что тренды для тепловой мощности подобны изменению теплового коэффициента полезного действия, представленных на рисунок 3.6.

Найдено, что максимальные значения тепловой мощности 1800 Вт получены при плотности орошения равной 43,5 м^3/(м^2·ч).

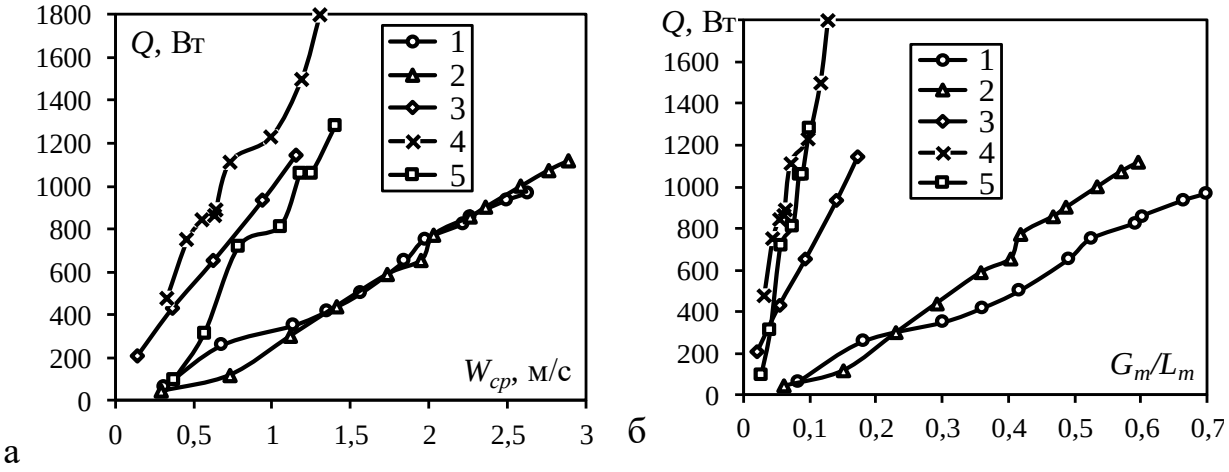


Рисунок 3.7 – Зависимость тепловой мощности от среднерасходной скорости газа (а) и соотношения массовых расходов газовой и жидкой (б) при различных плотностях орошения q, м^3/(м^2·ч): 1 – 16; 2 – 20,6; 3 – 28,4; 4 – 43,5; 5 – 60

Экспериментально установлено, что при минимальных гидравлических нагрузках (плотность орошения до 16,0 м^3/(м^2·ч)) тепловой коэффициент полезного действия противоточного вихревого устройства достигает 35,6%.

В ходе исследований был обоснован диапазон устойчивой и наиболее эффективной эксплуатации аппарата, определяемый рекомендуемыми значениями плотности орошения. Выявлено, что при варьировании данного параметра в пределах 25–50 м^3/(м^2·ч) фиксируются высокие показатели тепловой

мощности, что напрямую коррелирует с высокой эффективностью тепло- и массообмена [138].

Достигаемые высокие значения тепловой эффективности обусловлены гидродинамическими особенностями конструкции, придание газожидкостному потоку вращательного движения на контактных ступенях вихревого устройства обеспечивает равномерное распределение жидкой фазы по сечению аппарата и формирование высокоразвитой межфазной поверхности тепломассообмена.

3.3. Инженерная методика расчета вихревых контактных устройств

На основе результатов глав 2 и 3 разработана комплексная инженерная методика расчета ректификационной колонны, оснащенной разработанными вихревыми контактными устройствами. Разработанная инженерная методика позволяет определить основные геометрические и гидродинамические параметры вихревой контактной ступени для заданной производительности колонны по паровой и жидкой фазам. Методика базируется на следующих допущениях: физические свойства фаз постоянны в пределах ступени; распределение потоков между элементами тарелки равномерно; массообмен описывается моделью, учитывающей центробежную интенсификацию. При расчете аппарата для заданной производительности по пару и жидкости необходимо определить основные размеры вихревого контактного устройства и их количество на тарелке. Алгоритм расчета включает следующие последовательные этапы:

1. Геометрический расчет вихревой ступени.

Диаметр входного цилиндра контактного устройства выбирается исходя из рекомендуемых диапазонов расхода пара и выбранной скорости. В случае использования противоточной конструкции вихревого контактного устройства действительная скорость пара выбирается в диапазоне 3–6 м/с, тогда как для прямоточной – в пределах 10–30 м/с. Максимальную производительность по пару в *i*-ом элементе можно определить по формуле:

$$V_{i\max} = \frac{\pi d_{вн}^2}{4} W_{доп}, \qquad (3.27)$$

где $W_{доп}$ – допустимая скорость паров в контактном элементе, м/с.

Задаемся толщиной стенки $\delta_{ст}$, шириной прорези и перемычкой t исходя из конструктивно-прочностных соображений, тогда число прорезей будет находиться как:

$$k = \text{round}\left(\frac{\pi d_{нар}}{b+t}\right), \qquad (3.28)$$

где t – окружная ширина сплошного участка между соседними прорезями, м; $d_{нар} = d_{вн} + 2\delta_{ст}$.

Ширину и высоту прорези можно выбрать по эмпирическим зависимостям [139]:

$$b = 0{,}82\Delta P_{щел}^{-0{,}942}, \qquad (3.29)$$

$$h = 12{,}86\Delta P_{щел}^{-1{,}2}. \qquad (3.30)$$

Число прорезей k определяется компоновкой по окружности. После округления k до целого числа пересчитываем b:

$$b = \frac{\pi d_{нар}}{k} - t. \qquad (3.31)$$

Каждая прорезь генерирует пару противовращающихся вихрей, поэтому число вихрей $n = 2k$. Число n четное, $k \geq 2$.

Внутренний диаметр корпуса контактного устройства определяется исходя из заданного числа каналов закрутки (или расчетного диаметра вихря), обеспечивающего устойчивый режим течения без преждевременного разрушения, по формуле (2.9), предварительно задавшись числом образующихся в нем вихрей:

$$D_{вн} = d_{нар}\frac{1+\sin(\pi/n)}{1-\sin(\pi/n)}. \qquad (3.32)$$

Далее, используя формулу (2.22) определяем диаметр вихря. Проверить $D_{вн} > d_{нар}$, $d_{вих} > 0$, приемлемость габаритов.

2. Определение числа контактных элементов на тарелке.

Необходимое количество вихревых контактных устройств на тарелке определяется из общего объемного расхода пара:

$$N = \frac{V_{пара}}{V_{i\max}}, \tag{3.33}$$

где $V_{пара}$ – объемный расход паров в колонне, м^3/с.

Значение N округляется до ближайшего целого числа, кратного симметрии тарелки. После этого стоит пересчитать фактическую $W_{вх}$. Проверить скорость газа в щелях $W_{щел}$ по уравнению (2.11):

$$W_{щел} = \frac{V_{пара}}{Nkbh}. \tag{3.34}$$

3. Гидродинамический расчет закрученного слоя. Угловая скорость вращения двухфазной смеси определяется из баланса моментов количества движения на входе в элемент по полученному ранее уравнению:

$$\omega_L = 0{,}537\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{3/4} \frac{\pi^{3/2} r_{вн}^3}{k^{3/2} b^{3/2} h^{3/2}} \left(\frac{W_{вх}^{3/2}}{\nu_L^{1/4} R_{вн}^{1/4} \left(U_L\left(R_{вн}^2 - r_{нар}^2\right)\right)^{1/4}}\right), \tag{3.35}$$

где скорость жидкости определяется по ее объемному расходу в i-ом контактном элементе:

$$U_L = \frac{L_V}{\pi N\left(R_{вн}^2 - r_{нар}^2\right)}, \tag{3.36}$$

где L_V – объемный расход жидкости в колонне, м^3/с.

Высоту закрученного парожидкостного слоя можно определить по уравнению:

$$H = \frac{W_{вх}\pi d_{вн}^2}{2kbh}\sqrt{\frac{\dfrac{2m}{K_{пр}^2\left(D_{вн} - d_{нар}\right)^2 \pi n} + \dfrac{\rho_G h}{8}}{\rho_L\left(1-\theta\right)g}}, \tag{3.37}$$

где массу жидкости в i-ом контактном элементе можно найти с учетом толщины пленки по формуле:

$$m = \pi d_{вих} H_0 n \delta_{ср} \rho_L , \qquad (3.38)$$

где $\delta_{ср}$ = 3,117$q_l^{7/12}\nu_L^{1/12}/g^{1/3}$ – средняя толщина пленки, м; в данной методике ускорение свободного падения заменено на эффективное центробежное устроение $g = \omega_L \cdot r_{вих}$; q_l – линейная объемная плотность орошения, м^2/с; H_0 – предварительная высота зоны контакта фаз (в первом приближении можно принять 0,2-0,3 м), м.

4. Оценка массообменной эффективности. Значение показателя эффективности по Мерфри в паровой фазе вихревых контактных устройств, работающих в дисперсно-кольцевом закрученном режиме, можно определить по уравнению Войнова Н.А. [140]:

$$E_y = 0,035 z^{0,16} \left(\frac{G_m}{L_m} \right)^{-0,15} \left(\frac{H}{h} \right)^{0,4} \mathrm{Re}^{0,24} , \qquad (3.39)$$

где E_y – эффективность ступени по Мерфри в паровой фазе; z – тангенс угла наклона равновесной кривой; G_m/L_m – отношение расхода пара к расходу жидкости; H – высота закрученного парожидкостного слоя, м; h – высота прорезей для прохода пара, м; Re – центробежный критерий Рейнольдса.

Число Рейнольдса для закрученного парожидкостного слоя можно определить по формуле:

$$\mathrm{Re} = \frac{\omega_L r_{вих}^{\ 2}}{\nu_{см}} , \qquad (3.40)$$

где ω_L – угловая скорость вращения парожидкостной смеси, с$^{-1}$; $\nu_{см}$ – коэффициент кинематической вязкости парожидкостной смеси, м^2/с.

5. Расчет гидравлического сопротивления вихревой ступени. Гидравлическое сопротивление вихревого контактного устройства складывается из сопротивления сухого устройства и сопротивления закрученного парожидкостного слоя с учетом коэффициента запаса (обычно 1,1) на местные сопротивления:

$$\Delta P = \Delta P_{сух} + \Delta P_{ж} . \qquad (3.41)$$

Сопротивление сухого элемента определяется потерями давления на

контактной ступени вихревого устройства:

$$\Delta P_{сух} = \xi_{сух} \frac{\rho_G W_{вх}^2}{2}. \quad (3.42)$$

Для определения $\Delta P_{сух}$ можно воспользоваться ранее полученным в подглаве 2.5 уравнением (2.39). В случае использования прямоточно-вихревого контактного устройства $\xi_{сух}$ определен для широкого диапазона рабочих скоростей газа (рисунок 2.28, б).

Сопротивление закрученного жидкостного слоя рассчитывается через массу жидкости, удерживаемой в контактном элементе:

$$\Delta P_{ж} = \frac{m\omega_L^{\,2} r_{вих}}{F_к}, \quad (3.43)$$

где $F_к$ – площадь кольцевого сечения зоны контакта, м^2.

6. Расчет изменения составов фаз на вихревой контактной ступени. Из уравнения рабочей линии по известному x_{n-1} определяется состав пара y_n, уходящего с n-ой тарелки:

$$y_n = \frac{R_{раб}}{R_{раб}+1} x_{n-1} + \frac{x_D}{R_{раб}+1}, \quad (3.44)$$

где x_D – мольная доля легколетучего компонента в дистилляте; x_{n-1} – состав жидкости, поступающей с вышележащей (n–1)-ой тарелки. Тарелки нумеруются по направлению движения жидкости (здесь показано сверху вниз).

Через эффективность по Мерфри в паровой фазе выражаем требуемый равновесный состав пара, находящегося в равновесии с жидкостью состава x_n на n-ой тарелке, который должен быть достигнут при данной гидродинамической эффективности E_y [141]:

$$y_n^* = y_{n+1} + \frac{y_n - y_{n+1}}{E_y}, \quad (3.45)$$

где y_{n+1} – состав пара, поступающего на n-ую тарелку с нижележащей (n+1)-ой тарелки.

По найденному значению y_n^* из уравнения равновесия рассчитывается реальный состав жидкости x_n, покидающей n-ую тарелку:

$$x_n = \frac{y_n^*}{\alpha - (\alpha - 1) y_n^*}, \tag{3.46}$$

где α – относительная летучесть компонентов смеси.

Полученное значение x_n передается в качестве исходного x_{n-1} для расчета вышележащей (n–1)-ой тарелки. Расчет повторяется до достижения заданного состава дистиллята x_D.

7. Проверка. По результатам расчета проводится верификация выбранной конструкции. Проверка на отсутствие захлебывания. Скорость захлебывания определяется по известным корреляциям для вихревых аппаратов [142]. Проверка на проваливание жидкости при минимальной нагрузке. При недостаточной массообменной эффективности вихревого контактного устройства или нарушении гидравлических пределов, методика предусматривает итерационный пересчет с изменением входной скорости пара или геометрических размеров прорезей (шаг 1), до достижения компромисса между эффективностью разделения и гидравлическим сопротивлением. Так, например, при недостаточной эффективности массообмена следует увеличить входную скорость пара в цилиндре и произвести расчеты, начиная с формулы (3.27).

Таким образом, разработанная инженерная методика расчета вихревого контактного устройства включает в себя определение угловой скорости вращения парожидкостной смеси, высоты закрученного слоя и связывает эти параметры с эффективностью массообмена по Мерфри в паровой фазе. При этом варьируя конструктивные размеры вихревого контактного устройства и технологические параметры работы можно подобрать наиболее рациональную конструкцию для достижения высокой эффективности процесса разделения газовых и жидких смесей.

Проведены оценочные расчеты по разработанной инженерной методике расчета противоточного вихревого контактного устройства. Диаметр колонны принимался равным 0,6 м. Размеры вихревого контактного устройства следующие: внутренний диаметр цилиндра – 40 мм, количество прорезей – 6,

ширина и высота прорезей – 3 и 40 мм соответственно. При таких конструктивных размерах внутренний диаметр корпуса контактного устройства составит 75 мм. Высота зоны контакта в вихревом устройстве принималась равной 0,3 м. При таких геометрических размерах контактного устройства их количество на секциях тарелки составило 36 при коэффициенте заполнения активной площади тарелки ~80%, что обеспечивает равномерное распределение фаз и отсутствие застойных зон. Нумерация тарелок произведена сверху вниз, причем расходы жидкой фазы соответствуют номерам тарелок на входе в нее, а расходы паровой фазы – на выходе. Исходная смесь при температуре 80 °С поступает в колонну, состоящую из 11 тарелок. Массовый расход исходной смеси принимался равным 1000 кг/ч. Массовая доля этанола в исходной смеси составляла 0,4 масс. Температура верха колонны составляла 79 °С, давление верха – 101,325 кПа (атмосферное). Перепад давлений в колонне задавался равным 30 кПа. При этом, согласно результатам расчета, температура куба колонны не превышала 107,5 °С. Требования к качеству продуктов разделения: содержание этилового спирта в кубе не более 0,006% масс. В качестве контроля технологических параметров расчета температура жидкости на 8 тарелке колонны была принята равной 94°С. Согласно проведенным расчетам при количестве теоретических тарелок равной 11 шт. концентрация этилового спирта на выходе из конденсатора составила 0,868 масс. При этом подвод тепла в кипятильник колонны составил 277,78 кВт, а отвод в конденсаторе – 260,97 кВт при флегмовом числе 0,971. В качестве тарелки питания выбрана 6-я тарелка с расчетной концентрацией этилового спирта в жидкой фазе 0,42 масс. Потарелочный расчет колонны позволил определить составы жидкой и паровой фаз, которые нужны для определения физико-химических свойств разделяемой смеси на каждой из тарелок с вихревыми контактными устройствами [143]. Изменение эффективности вихревого контактного устройства по Мерфри в паровой фазе в зависимости от номера тарелки представлено графически (рисунок 3.8).

Оценочные расчеты по разработанной инженерной методике показывают,

что при ректификации смеси этиловый спирт – вода средняя эффективность массообмена по Мерфри в паровой фазе верхних тарелок (выше тарелки питания под номером 6) колонны составляет в среднем 0,578. Во-первых, это связано с избытком пара относительно жидкости, т.к. соотношение массовых расходов паровой и жидкой фаз на тарелках с 1 по 5 изменяется в пределах от 2,03 до 2,45. Во-вторых, тангенс угла наклона кривой равновесия смеси этиловый спирт – вода в области концентраций по жидкой фазе от 0,359 мол. до 0,72 мол. составляет в среднем 0,408 – малая движущая сила массообмена.

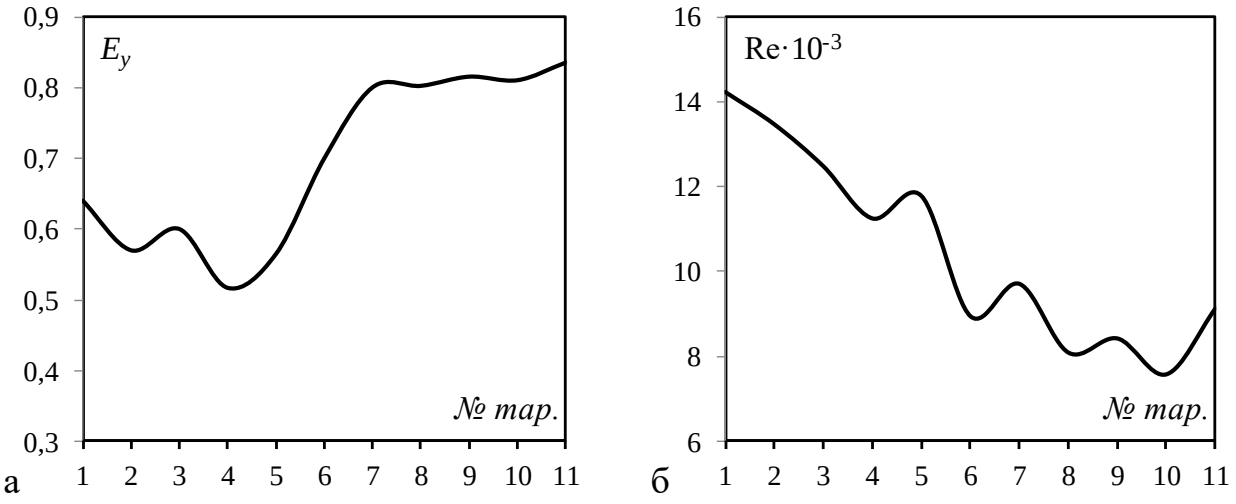


Рисунок 3.8 – Изменение эффективности вихревого контактного устройства по Мерфри в паровой фазе (а) и центробежного числа Рейнольдса (б) в зависимости от номера тарелки

В то же время нижние тарелки (начиная от тарелки питания) работают в области соотношения массовых расходов паровой и жидкой фаз от 0,45 до 0,585, что положительным образом сказывается на эффективности, несмотря на снижение центробежного числа Рейнольдса (рисунок 3.8). Кроме того, тангенс угла наклона кривой равновесия смеси этиловый спирт – вода в этой области концентраций может достигать значения 1,44, что обеспечивает большую движущую силу. Таким образом, эффективность нижних тарелок с вихревыми контактными устройствами может достигать 0,835.

В верхней части колонны ниже вязкость жидкости, ниже плотность пара, что сказывается на росте числа Рейнольдса. Локальные максимумы

центробежного числа Рейнольдса на тарелках 5 и 7 обусловлены изменением физико-химических свойств смеси в переходной зоне вблизи тарелки питания. В этих точках наблюдается изменение градиента концентрации, что приводит к локальному изменению вязкости и плотности фаз, влияющих на критерий Рейнольдса (рисунок 3.8, б). Дальнейшим этапом исследований является подбор конструктивных параметров вихревого контактного устройства с целью повышения их эффективности массообмена по Мерфри. Для этого изменялись внутренний диаметр цилиндра от 40 мм до 65 мм, ширина и высота прорезей. При увеличении диаметра цилиндра увеличивается диаметр корпуса вихревого контактного устройства (от 75 мм до 117,2 мм) в соответствии с выражением (3.32) для формирования вихрей круглой формы (см. главу 2). Соответственно число вихревых контактных устройств на массообменной тарелке уменьшалось с 36 до 14 при сохранении диаметра колонны равной 0,6 м.

Изменение эффективности вихревого контактного устройства по Мерфри в паровой фазе и центробежного числа Рейнольдса на одной из тарелок колонны при различной ширине прорезей представлено на графиках (рисунок 3.9). Видно, что с уменьшением ширины прорезей и увеличением внутреннего диаметра цилиндра эффективность вихревого контактного устройства по Мерфри в паровой фазе возрастает. Аналогичные результаты получены при уменьшении высоты прорезей, при этом эффективность по Мерфри вихревого контактного устройства может достигать 0,96 и выше. Однако, стоит отметить, что при уменьшении ширины и высоты прорезей неизбежно будет возрастать гидравлическое сопротивление вихревого контактного устройства [144].

Таким образом, выполненные расчеты показывают, что эффективность вихревого контактного устройства по Мерфри в паровой фазе в колонне, предназначенной для разделения смеси этиловый спирт – вода составляет в среднем 0,696. При этом изменяя конструктивные параметры проектируемого контактного устройства возникает возможность повышения эффективности массообмена на тарелке до 0,99 и выше.

При этом, известно, что эффективность массообмена по Мерфри может

составлять выше 1,0 [145], что обусловлено эффектами продольного перемешивания и неравновесности потоков на тарелке.

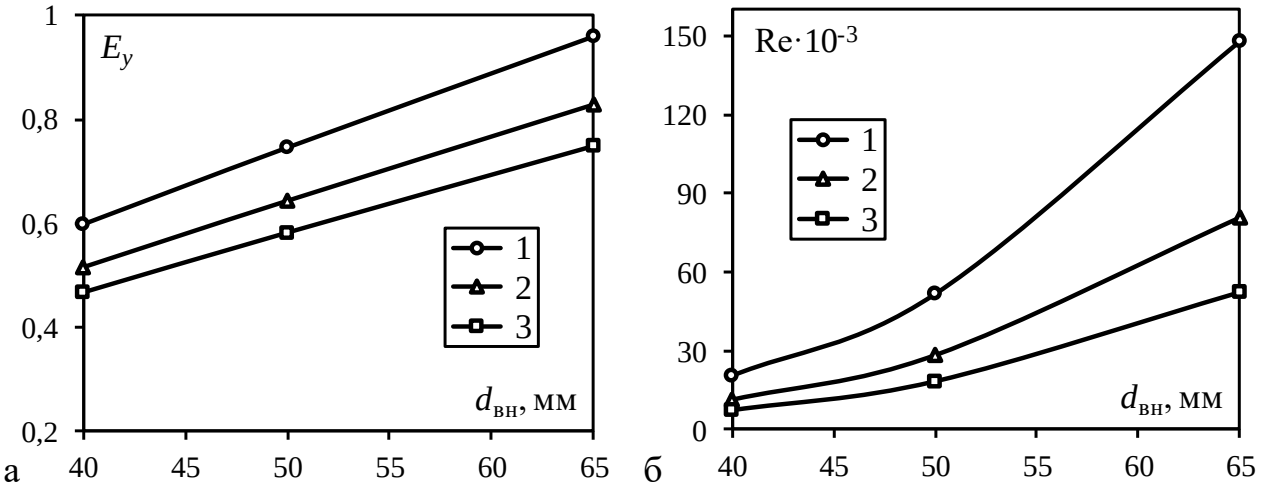


Рисунок 3.9 – Изменение эффективности вихревого контактного устройства по Мерфри в паровой фазе (а) и центробежного числа Рейнольдса (б) в зависимости от внутреннего диаметра цилиндра при различной ширине прорезей b, мм: 1 – 2; 2 – 3; 3 – 4

Данный эффект также достижим для исследуемого вихревого контактного устройства при соответствующем подборе конструктивных параметров. Кроме того, повышая эффективность разделения смеси на тарелках массообменного аппарата, снижается флегмовое число, что позволяет существенно снизить энергетические затраты на проведение процесса ректификации.

3.4. Выводы по главе 3

1. Полученное критериальное уравнение для определения объемных коэффициентов массоотдачи на противоточном вихревом контактном устройстве позволяет провести проектную оценку эффективности массообмена в предлагаемом устройстве.

2. Полученные значения гидравлического сопротивления при различных плотностях орошения в противоточном вихревом контактном устройстве позволяют оценить энергоэффективность устройства и выбрать наиболее

эффективные режимы работы согласно критерию Кирпичева.

3. Проведенные экспериментальные исследования подтверждают возможности достижения высоких значений объемных коэффициентов тепло- и массоотдачи в противоточном вихревом контактном устройстве благодаря интенсивному перемешиванию газовой и жидкой фаз в поперечном сечении аппарата.

4. Полученные значения числа Меркеля, характеризующие охлаждающую способность жидкости в противоточном вихревом контактном устройстве, находятся на уровне перспективных контактных устройств для реализации процессов тепло- и массообмена.

5. Максимальный тепловой КПД (до 35,6%) зафиксирован при минимальной плотности орошения равной 16 $м^3/(м^2 \cdot ч)$) и предельной скорости газа 2,63 м/с, соответствующей максимальной пропускной способности по газу. Однако данный режим является энергетически нецелесообразным из-за высоких затрат на аэродинамику. Анализ тепловой мощности показал, что ее максимум (1800 Вт) достигается при q = 43,5 $м^3/(м^2 \cdot ч)$. Дальнейшее форсирование гидравлической нагрузки свыше 50 $м^3/(м^2 \cdot ч)$ приводит к локальному затоплению контактных ступеней, росту задержки жидкости и закономерному снижению как мощности, так и теплового КПД.

На основе полученных данных определен диапазон рациональных эксплуатационных режимов противоточного вихревого контактного устройства (q = 25–50 $м^3/(м^2 \cdot ч)$), в котором обеспечивается баланс между высокой тепловой мощностью (1144–1800 Вт) и приемлемым тепловым КПД (до 28,6%). Достигнутые показатели обусловлены интенсивной турбулизацией и равномерным распределением жидкой фазы в закрученном потоке, что формирует развитую поверхность контакта и исключает застойные зоны.

6. На основании проведенных численных и аналитических исследований сформулированы рекомендации по промышленному применению разработанных устройств. Они наиболее эффективны в процессах, где традиционные тарелки показывают невысокую эффективность при

соотношениях нагрузок паровой и жидкой фаз $G_m/L_m > 0{,}75$. При этом низкое гидравлическое сопротивление вихревого контактного устройства (на 15–25% ниже по сравнению с клапанными тарелками при сопоставимой эффективности) позволяет минимизировать перепад температур по высоте колонны и предотвратить термическую деструкцию чувствительных продуктов.

Также подходят разработанные устройства для систем, склонных к пенообразованию. Интенсивное центробежное дробление пены в вихревом ядре подавляет межпенное пространство и предотвращает межтарельчатый унос. А отсутствие узких щелей и подвижных элементов (клапанов), а также высокие касательные напряжения на стенках обеспечивают эффект самоочищения от твердых взвесей и смолистых отложений в случае применения загрязненных потоков.

Для обеспечения максимальной сепарирующей способности и устойчивости вихревой структуры при проектировании рекомендуется соблюдать следующие соотношения. Отношение высоты прорези к ее ширине h/b следует выбирать в диапазоне 2–4. Отношение высоты зоны контакта к высоте прорези должно быть H/h = 4–6. Уменьшение этого соотношения ведет к росту гидравлического сопротивления, а увеличение – к дестабилизации вихря и проваливанию жидкости.

Расчетный диаметр вихревого ядра $d_{вих}$ должен составлять не менее 0,15–0,2 от внутреннего диаметра корпуса контактного элемента для предотвращения влияния пристенных эффектов на зону массопередачи. При переходе к промышленному аппарату большого диаметра рекомендуется сохранять постоянным не линейный масштаб, а угловую скорость вращения, что гарантирует сохранение гидродинамического подобия вихревых структур и заявленной эффективности по Мерфри при увеличении диаметра колонны.

ГЛАВА 4. ПРОМЫШЛЕННОЕ ПРИМЕНЕНИЕ ВИХРЕВЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ

4.1. Оценка эффективности вихревого контактного устройства при ректификации смеси этиловый спирт – вода

Теоретические и экспериментальные исследования, представленные в главах 2 и 3, а также разработанная инженерная методика расчета создают научную основу для промышленного применения разработанных вихревых контактных устройств. Настоящая глава посвящена оценке эффективности разработанных устройств в условиях действующего производства, определению эффективности отдельной контактной ступени и технико-экономическому обоснованию внедрения разработанного аппарата. Экспериментальные исследования процесса ректификации на вихревых контактных устройствах проводились на примере смеси этиловый спирт – вода. Высота колонны составляла 1000 мм, состояла из двух царг высотой 500 мм каждая, внутренний диаметр царги – 47,3 мм. Внутри царговой колонны были установлены 10 вихревых контактных ступеней, работающих в условиях противотока, высота каждой ступени составляла 100 мм. При этом высота зоны контакта парожидкостных фаз в кольцевом зазоре устройства составляла 90 мм. Наружный диаметр внутреннего цилиндра составляет 32 мм при толщине стенки равной 2 мм. Для создания закрученного парожидкостного потока на вихревой контактной ступени в цилиндре были выполнены прямоугольные прорези шириной 2 мм, высотой 20 мм в количестве 6 штук. Изменение высоты прорезей производилось путем перекрытия верхней части прорезей в цилиндре металлической клеящейся лентой. Для равномерного распределения жидкой фазы в кольцевом пространстве устройства выполнены 12 отверстий диаметром 6 мм. Наружная поверхность корпуса колонны теплоизолировалась.

Фотография разработанной соискателем вихревой контактной ступени представлена на рисунок 4.1 [146]. Целью первой серии экспериментальных

исследований является определение эффективности разделения бинарной смеси этиловый спирт – вода на противоточных вихревых контактных устройствах при адиабатической ректификации (без отвода тепла).

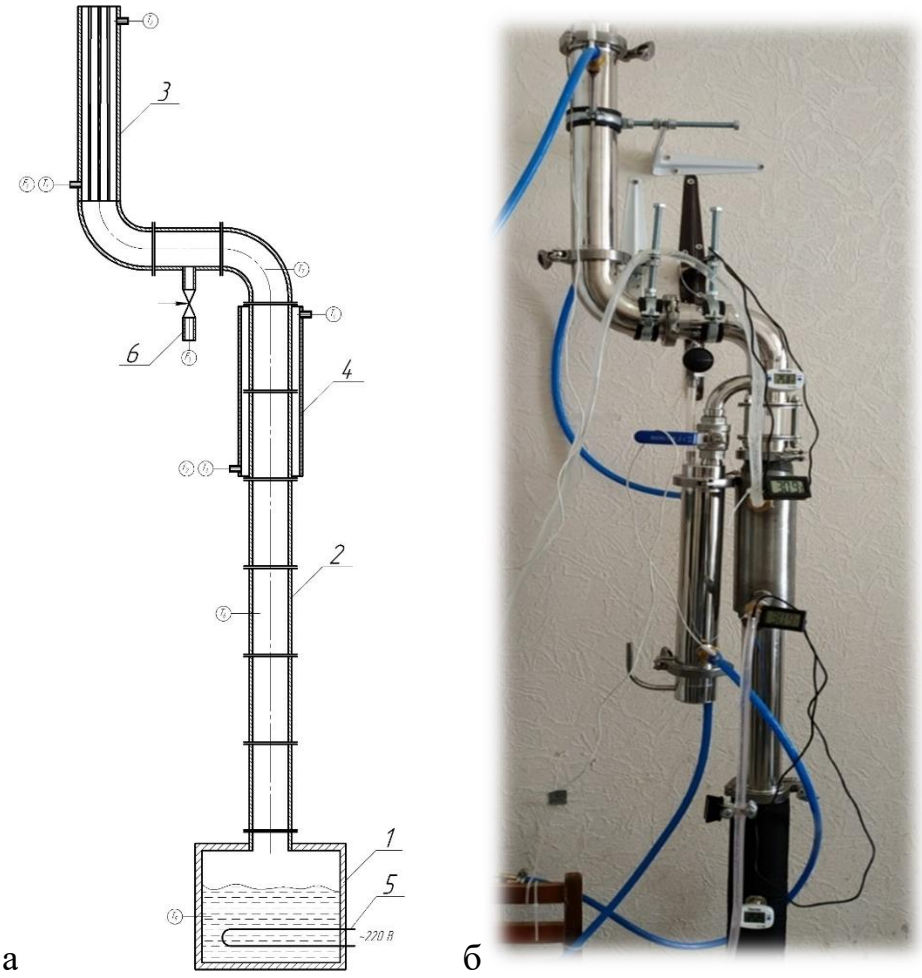


Рисунок 4.1 – Фотография вихревой контактной ступени для проведения процессов ректификации

Была собрана экспериментальная установка, схема которой представлена на рисунок 4.2. При исследованиях расход охлаждающей воды, поступающий в конденсатор, изменялся от 14 кг/ч до 76,1 кг/ч, а при термической ректификации вода подавалась также в рубашку дефлегматора в диапазоне 4,41–35,9 кг/ч. Температура воды на входе и на выходе из конденсатора измерялась измерителем-регулятором двухканальным ОВЕН 2ТРМ1. Действительное местоположение приборов для измерения температуры паров и жидкости показаны на схеме (рисунок 4.2, а).

Эксперименты проводились при начальном содержании этилового спирта в кубе колонны равной 15–30% об. При этом концентрация этилового спирта в кубе колонны в ходе проведения процесса ректификации оценивалась по изменению температуры жидкой смеси. Состав исследуемой смеси определялся с помощью спиртового рефрактометра Мегеон 72014, имеющий относительную погрешность в пределах ±1% при значениях 0–60% об., и ±2% – при 60–80% об., а также стеклянного спиртометра по ГОСТ 18481-81. Концентрация этилового спирта измерялась в жидкой фазе после полной конденсации паров [143]. В ходе экспериментальных исследований изменялся тепловой поток паровой смеси,

поступающий в колонну из куба в пределах 628,1–2179,2 Вт. Изменение тепловой мощности регулировалось с помощью ТЭНа, установленного в кубовой части. При малых гидродинамических нагрузках (скорость пара 0,2–1,0 м/с) в вихревом контактном устройстве реализуется специфический пленочно-вихревой режим.



а б

Рисунок 4.2 – Схема экспериментальной установки (а): 1 – куб; 2 – корпус; 3 – конденсатор; 4 – рубашка дефлегматора; 5 – ТЭН; 6 – пробоотборник дистиллята; (б) – фото установки

Пар, проходя через прямоугольные прорези внутреннего цилиндра, формирует систему устойчивых вихревых колец. Жидкая фаза, поступающая в кольцевое пространство, не диспергируется, а под действием центробежных сил вихрей растекается по внутренней поверхности корпуса, образуя тонкую вращающуюся пленку. Вихревые кольца, в свою очередь, вызывают вторичные течения в пленке, постоянно обновляя поверхность массообмена и срывая

пограничный диффузионный слой. Данный режим характеризуется высоким временем фазового контакта и развитой межфазной поверхностью, что обеспечивает высокую эффективность разделения даже при низких скоростях пара.

Тепловой баланс при подаче тепла в кубовую часть массообменного аппарата запишется в виде:

$$Q = Q_{конд} + Q_{пот}, \tag{4.1}$$

где $Q_{конд}$ – тепловая мощность конденсатора, Вт; $Q_{пот}$ – потери тепла (приняты в размере 3% от общей тепловой мощности), Вт.

Тепловая мощность конденсатора определяется по формуле:

$$Q_{конд} = L_m c_{pL} \left(t_{Lк} - t_{Lн} \right), \tag{4.2}$$

где L_m – массовый расход воды в конденсаторе, кг/с; c_{pL} – удельная массовая теплоемкость воды, Дж/(кг·К); $t_{Lн}$ – температура воды на входе в конденсатор, К; $t_{Lк}$ – температура воды на выходе из конденсатора, К.

Массовый расход образующихся и поднимающихся в ректификационной колонне паров определяется по формуле:

$$G_m = \frac{Q}{r_{см}}, \tag{4.3}$$

где $r_{см}$ – удельная теплота парообразования бинарной смеси этиловый спирт – вода, Дж/кг.

Рабочее флегмовое число представляет собой отношение расхода флегмы к расходу дистиллята:

$$R_{раб} = \frac{G_m - G_D}{G_D}, \tag{4.4}$$

где G_D – массовый расход дистиллята, кг/с.

Эффективность массообмена по Мерфри в паровой фазе на вихревой контактной ступени можно определить по выражению (3.39).

В результате проведенных экспериментов и теоретических расчетов получены зависимости эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе

на вихревой контактной ступени от входной скорости паров во внутреннем цилиндре, а также от соотношения массовых расходов паровой и жидкой фаз. Так, первая серия опытов проводились при различных флегмовых числах, которые изменялись в диапазоне от 3,19 до 12,87. При этом изменялись массовый расход паров в ректификационной колонне в пределах 2,59 – 7,61 кг/ч, что позволило получить входные скорости пара в колонне от 0,76 м/с до 2,21 м/с.

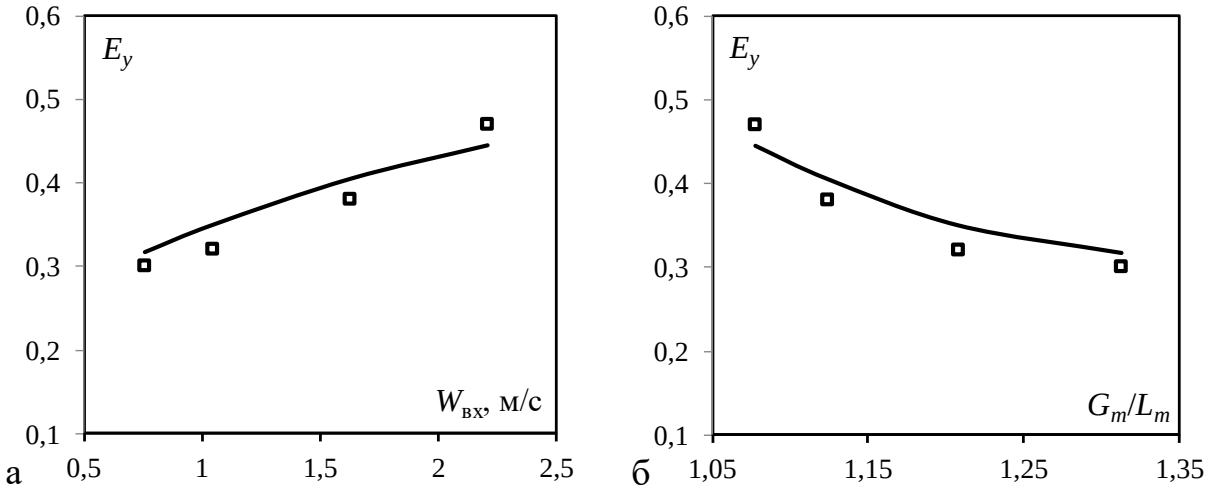


Рисунок 4.3 – Изменение эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе на вихревой контактной ступени в зависимости от входной скорости паров (а) и соотношения массовых расходов паровой и жидкой фаз (б) при адиабатической ректификации; сплошная линия – расчет по разработанной инженерной методике, точки – эксперимент

Сравнение расчетных и опытных данных эффективности массообмена на вихревой контактной ступени по Мерфри в паровой фазе показывает удовлетворительную сходимость. Так, при невысоких входных скоростях пара (до 2 м/с) опытные значения оказались ниже расчетных в среднем на 6,7 %, а при скорости пара равной 2,21 м/с – оказалась выше на 5,62 % (рисунок 4.3, а). Следует отметить, что определение опытной величины эффективности массообмена на вихревой контактной ступени по Мерфри в паровой фазе производилось графическим путем при помощи кинетической кривой [147]. Для ее построения задавались измеренные в ходе проведения эксперимента величины начального и конечного содержания этилового спирта в кубе колонны

и дистилляте соответственно. Далее определялся угол наклона верхней рабочей линии по величине флегмового числа, откладывая по оси ординат величину $x_D/(R_{раб}+1)$. Затем, начиная от состава жидкой фазы $x_н$ были построены 10 действительных тарелок по теоретически рассчитанной величине эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе E_y, которая показывает степень достижения равновесия на контактном элементе с учетом гидродинамики парожидкостных потоков и кинетики процесса. Пример построения кинетической кривой при рабочем флегмовом числе $R_{раб}$ = 12,87 представлена далее (рисунок 4.4).

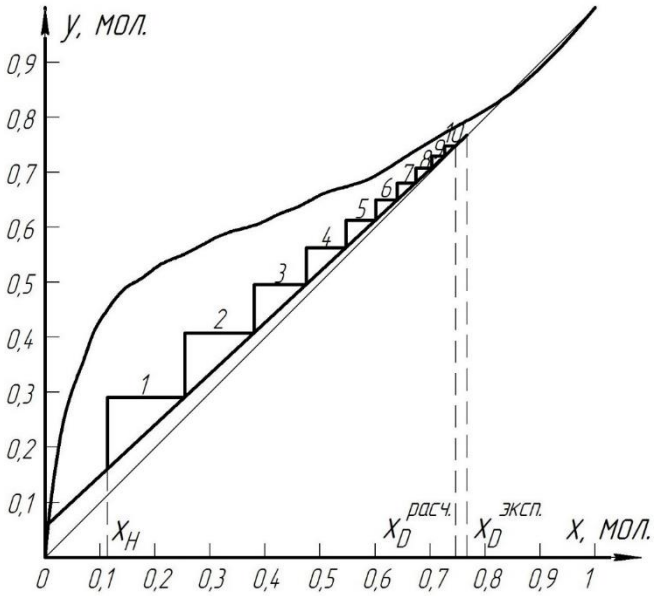


Рисунок 4.4 – Построение кинетической кривой процесса ректификации при рабочем флегмовом числе $R_{раб}$ = 12,87

Таким образом, в ходе построения кинетической кривой имелось некоторое отклонение рассчитанной (полученной графическим путем) и экспериментально определенной величины x_D. В случае, если рассчитанная величина $x_D^{расч.}$ оказывалась меньше экспериментальной $x_D^{эксп.}$ ($x_D^{расч.} < x_D^{эксп.}$), то реальная эффективность массообмена на вихревом контактном устройстве по Мерфри в паровой фазе оказалась несколько выше рассчитанной. Опытную величину эффективности массообмена по Мерфри вихревого контактного устройства находили путем ее подбора при построении уточненной

кинетической кривой процесса ректификации при тех же исходных данных. Таким образом, на графиках (рисунок 4.3) были нанесены полученные опытным путем значения эффективности массообмена по Мерфри вихревого контактного устройства при различных рабочих флегмовых числах.

Верификация расчетной модели выполнена путем сопоставления фактических значений концентрации этилового спирта в дистилляте (на выходе из конечной вихревой ступени) с расчетными данными, определенными графическим методом кинетической кривой (рисунок 4.5). Видно, что с увеличением рабочего флегмового числа $R_{раб} > 10$, концентрация этилового спирта в дистилляте может достигать 92% об. при $x_н$ = 30% об. и 10 вихревых контактных ступеней. Стоит отметить, что максимальное отклонение измеренной и рассчитанной концентрации этилового спирта на выходе из колонны составило не более 2% об.

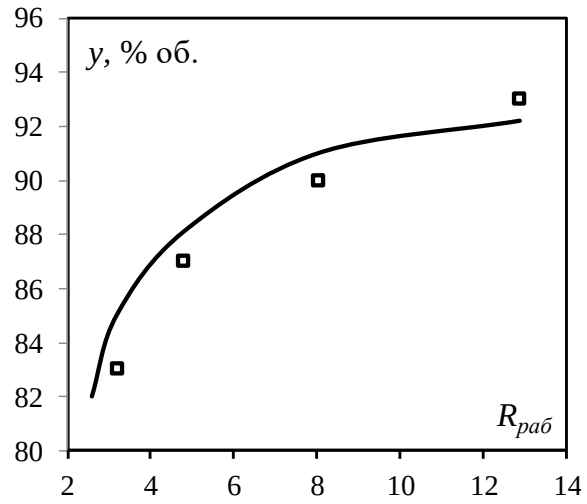


Рисунок 4.5 – Изменение объемной доли этилового спирта на выходе из колонны с вихревыми контактными устройствами в зависимости от рабочего флегмового числа при $x_н$ = 30% об.; сплошная линия – расчет по кинетической кривой, точки – эксперимент

Стоит отметить, что разработанная в главе 3 инженерная методика расчета учитывает множество рабочих параметров вихревого контактного устройства, таких как угловая скорость вращения парожидкостной смеси, высота закрученного слоя, угол наклона кривой равновесия, физико-химические

свойства разделяемой смеси, а также геометрические размеры контактного устройства. Проведенные расчеты в условиях эксперимента показывают, что увеличение скорости паров приводит к повышению эффективности массообмена по Мерфри на вихревом контактном устройстве в паровой фазе. Так, например, увеличение входной скорости пара в 2,15 раза приводит к повышению эффективности массообмена на вихревой контактной ступени на 27,76%.

Повышение эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе наблюдается так же при уменьшении соотношения массовых расходов паровой и жидкой фаз на контактной ступени (рисунок 4.3, б). Следовательно, для повышения эффективности разделения жидких смесей при прочих равных условиях следует увеличивать расход жидкой фазы.

Вторая серия опытов была проведена при постоянном рабочем флегмовом числе $R_{раб}$ = 3,2. В этом случае изменялись расходы паров и жидкости, причем массовый расход паров в соответствии с выражением $G_m = G_D (R_{раб} + 1)$. Результаты исследований представлены на рисунке 4.6. Обработка полученных данных производилась описанным ранее способом с использованием кинетической кривой.

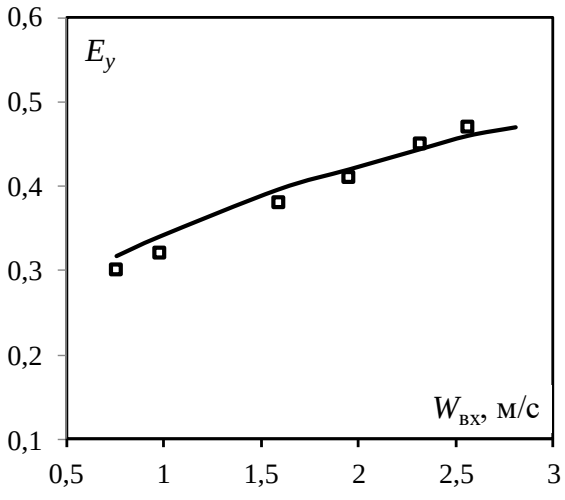


Рисунок 4.6 – Изменение эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе на вихревой контактной ступени в зависимости от входной скорости паров при адиабатической ректификации; сплошная линия – расчет по разработанной инженерной методике, точки – эксперимент

Установлено, что максимальное относительное отклонение рассчитанной и опытной величины эффективности массообмена на вихревой контактной ступени по Мерфри в паровой фазе составило не более 5,88%.

4.2. Определение эффективности вихревой контактной ступени при термической ректификации

Третья серия теоретических и экспериментальных исследований была посвящена изучению процессов термической ректификации на противоточной вихревой контактной ступени. Целью данного этапа исследования являлась количественная оценка эффективности массообмена по Мерфри разработанного противоточного вихревого контактного устройства в режимах как адиабатической, так и диабатической (термической) ректификации. Для достижения поставленной цели был выполнен поэтапный расчет материальных и тепловых балансов колонны, позволивший определить локальные расходы и составы паровой и жидкой фаз на каждой ступени разделения.

В качестве исходных данных для расчета были приняты те же условия работы ректификационной колонны, описанные в разделе 3.3. Оценка эффективности разработанного противоточного вихревого устройства базировалась на теоретических положениях, описывающих гидродинамику закрученных парожидкостных потоков. Ключевой особенностью предложенной конструкции является способность формировать стабильные вихревые структуры в кольцевом зазоре исключительно за счет геометрии прорезей, без необходимости применения дополнительных механических завихрителей, что снижает гидравлическое сопротивление и упрощает конструкцию.

Количественная оценка эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе на вихревой контактной ступени проводилась согласно выражению (3.39). В рамках математического моделирования были рассмотрены два режима работы – адиабатический (теплоотвод только из конденсатора при тепловой нагрузке на кипятильник 277,8 кВт) и диабатический, характеризующийся

дополнительным отводом тепла из четырех верхних ступеней и соответствующим ростом тепловой мощности кипятильника до 555,6 кВт. При этом суммарный тепловой поток, отводимый из системы, оставался константой для обеспечения корректности сравнения вариантов.

Результаты расчетов продемонстрировали прямую корреляцию между центробежным числом Рейнольдса и эффективностью ступени по Мерфри при промежуточном отводе тепла (рисунок 4.7). Рост значения числа Рейнольдса интенсифицирует турбулизацию потока в кольцевом зазоре, что способствует обновлению межфазной поверхности и увеличению коэффициентов переноса массы и импульса. В частности, увеличение числа Re с $5 \cdot 10^3$ до 10^4 обеспечивает прирост эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе на 18%.

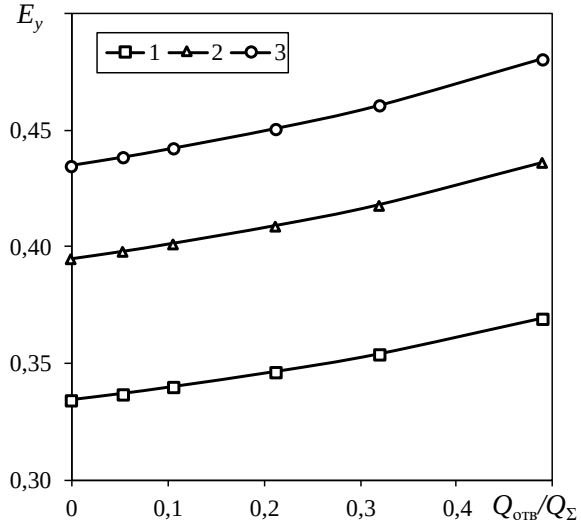


Рисунок 4.7 – Эффективность массообмена по Мерфри в паровой фазе на вихревой контактной ступени в зависимости от доли тепла, отводимого с первой ступени колонны к общему тепловому потоку конденсатора и дефлегматора, при различном значении центробежного числа Рейнольдса Re: $1 – 5 \cdot 10^3$; $2 – 10^4$; $3 – 1{,}5 \cdot 10^4$; $H = 0{,}12$ м; $h = 0{,}04$ м; $z = 0{,}5$

Существенное влияние на массообмен оказывает геометрическое соотношение высоты закрученного слоя к высоте прорезей (H/h). Как следует из данных, представленных на рисунке 4.8, максимальная эффективность достигается при минимальной высоте прорезей и максимальной высоте

контактного слоя. Увеличение соотношения *H*/*h* с 3 до 8 приводит к росту показателя E_y на 48%, что подтверждает целесообразность подбора высотных параметров разработанного вихревого контактного устройства.

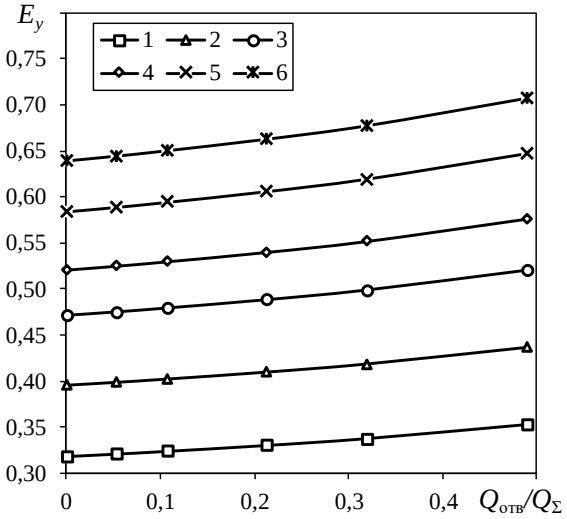


Рисунок 4.8 – Эффективность массообмена по Мерфри в паровой фазе на вихревой контактной ступени в зависимости от доли тепла, отводимого с первой ступени колонны к общему тепловому потоку конденсатора и дефлегматора, при различных значениях *H*/*h*: 1 – 1,75; 2 – 3; 3 – 4,67; 4 – 6; 5 – 8; 6 – 10; Re = 10^4; z = 0,5

Дополнительный анализ влияния термодинамических свойств разделяемой смеси (тангенса угла наклона равновесной кривой z) на эффективность массообмена по Мерфри в паровой фазе проведен для режима диабатической ректификации с отбором тепла из четырех верхних тарелок (рисунок 4.9). Установлено, что эффективность массообмена по Мерфри противоточного вихревого контактного устройства неравномерна по высоте колонны и достигает максимума при организации промежуточного охлаждения на верхних ступенях. Это обусловлено более высокими значениями z для системы этиловый спирт – вода в области высоких концентраций легколетучего компонента. Например, при тепловой мощности в рубашке дефлегматора равной 111,1 кВт эффективность массообмена по Мерфри в паровой фазе на первой тарелке колонны составляет 0,67, тогда как при идентичном отводе тепла с

четвертой тарелки колонны данный показатель снижается до 0,61.

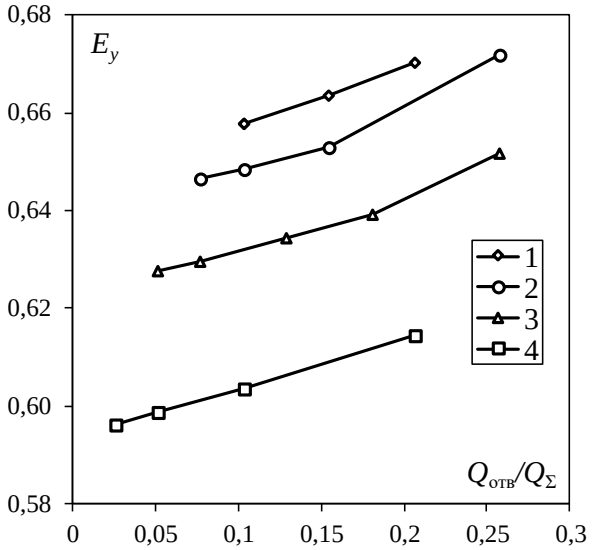


Рисунок 4.9 – Эффективность массообмена по Мерфри в паровой фазе на вихревых контактных устройствах в зависимости от доли тепла, отводимого с первой ступени колонны к общему тепловому потоку конденсатора и дефлегматора, в зависимости от номера тарелки: 1 – 1 (z = 0,62); 2 – 2 (z = 0,57); 3 – 3 (z = 0,49); 4 – 4 (z = 0,38); Re =10^4; H = 0,12 м; h = 0,015 м

Для обоснования эффективности применения разработанных прямоточных и противоточных вихревых контактных устройств был проведен сравнительный анализ основных технико-гидродинамических показателей работы колонных массообменных аппаратов, оснащенных различными типами контактных устройств, при решении идентичной задачи разделения смеси этиловый спирт–вода в промышленных условиях.

Анализ данных таблицы 4.1 показывает, что традиционная колпачковая тарелка характеризуется наименьшей эффективностью разделения смеси (эффективность массообмена составляет 0,33), что требует установки значительного числа теоретических ступеней (22 тарелки) и приводит к формированию громоздкого и металлоемкого аппарата (высота 13,2 м, масса 23000 кг). Пленочный аппарат, несмотря на минимальное гидравлическое сопротивление (240 Па) и высокую теоретическую эффективность, имеет жесткие ограничения по нагрузкам и сложен в масштабировании для

промышленных потоков.

Наиболее перспективными являются вихревые контактные устройства. Сравнение противоточного и прямоточного вариантов вихревых контактных устройств выявляет существенные преимущества разработанных в рамках диссертационного исследования устройств.

Ключевым фактором интенсификации является возможность работы при высоких скоростях пара. Скорость пара по сечению колонны с вихревыми контактными устройствами составляет 3,96 м/с, что в 2,6 раза превышает данный показатель для колпачковой тарелки (1,5 м/с) и почти в 2 раза – для противоточного вихревого устройства (2,1 м/с). При этом объемный расход паров через сечение колонны остается неизменным (8 $м^3$/с для всех вариантов).

Таблица 4.1 – Сравнительные характеристики ректификационных колонн при разделении смеси этиловый спирт – вода

Рабочий параметр	Колпачковая [148]	Пленочная [149]	Противоточно-вихревая	Прямоточно-вихревая
Диаметр, м	2,6	1,5	2,2	1,6
Число тарелок	22	-	18	16
Эффективность контактной ступени	0,33	1,0	0,72	0,75
Высота колонны, м	13,2	12	9	9,6
Масса колонны, кг	23000	5600	15600	14200
Гидравлическое сопротивление колонны, Па	30320	240	13500	34300
Скорость пара по сечению колонны, м/с	1,5	4,5	2,1	3,96

Высокая скорость взаимодействия фаз в вихревых контактных устройствах

обеспечивает приемлемую эффективность массообмена на контактной ступени – 0,72–0,75. Это позволяет сократить число рабочих ступеней до 16–18 (против 22 для колпачковой колонны).

Создание достаточно высокой эффективности массообмена при допустимых рабочих скоростях пара приводит к резкому уменьшению диаметра колонны с 2,6 м (колпачковая) и 2,2 м (противоточная вихревая) до 1,6 м для прямоточно-вихревой. В результате, несмотря на незначительное увеличение высоты по сравнению с противоточным аналогом (9,6 м против 9 м), масса аппарата с прямоточно-вихревыми контактными устройствами оставляет около 14200 кг, что на 38% меньше массы аппарата с колпачковыми тарелками и на 9% меньше массы аппарата с противоточными вихревыми устройствами. Снижение металлоемкости напрямую ведет к уменьшению капитальных затрат на изготовление и монтаж колонны. Следует отметить, что реализация высоких скоростей пара и интенсивного диспергирования жидкости в прямоточно-вихревом контактном устройстве сопровождается ростом гидравлического сопротивления. Однако данный недостаток компенсируется сокращением числа контактных ступеней, уменьшением диаметра аппарата и, как следствие, снижением общих эксплуатационных затрат на единицу получаемого продукта. Таким образом, прямоточно-вихревое контактное устройство представляет собой компромиссное решение, обеспечивающее максимальную интенсификацию массообмена при приемлемых массогабаритных показателях колонных аппаратов.

Дальнейшие экспериментальные исследования процессов диабатической (термической) ректификации проводились на лабораторной установке, описанной в разделе 4.1 настоящей диссертации. В верхней части колонны выполнена рубашка высотой 200 мм со штуцерами, предназначенными для подачи и вывода теплоносителя (воды). Теплопередача от охлаждающей жидкости происходит через стенку аппарата, поверхность теплопередачи составила 0,0307 м^2. Наружный диаметр рубашки составляет 76 мм. В ходе проведенных экспериментальных исследований высота вихревых контактных

ступеней составляла 100 мм, а высота прорезей для прохода паров изменялась в пределах 15–45 мм.

При отводе тепла с двух верхних вихревых контактных ступеней средний тепловой поток изменялся в диапазоне 246,3–255 Вт, что составляет 32,1–34,6% от общего количества тепла в конденсаторе и дефлегматоре.

Известно, что применение термических эффектов в виде отвода теплоты позволяет снизить рабочее флегмовое число [150]. Так, в ходе исследований установлено, что увеличение тепловой мощности дефлегматора с 48,3 Вт до 254,7 Вт приводит к закономерному снижению рабочего флегмового числа на 76,9%. Средняя эффективность массообмена по Мерфри в паровой фазе на вихревой контактной ступени увеличилась на 10,6% по сравнению с адиабатической ректификационной колонной. Это объясняется тем, что уменьшилось соотношение массовых расходов паровой и жидкой фаз на вихревой контактной ступени, произошедших в результате конденсации части паров.

Еще одним положительным эффектом использования диабатических ректификационных колонн является снижение энергетических затрат. Так, например, при тепловой мощности дефлегматора равной 254,7 Вт и постоянном массовом расходе дистиллята нагрузка на кипятильник колонны снижается на 6,9% по сравнению с адиабатической колонной (при начальной эффективности вихревых тарелок по Мерфри в паровой фазе E_y = 0,5). Результаты сравнительного анализа массового расхода паров на выходе из колонны при различном количестве отвода тепла представлены на рисунке 4.10. Видно, что при соотношении отведенного тепла из 1-ой ступени ректификационной колонны к общему тепловому потоку в конденсаторе и дефлегматоре равной $Q_{отв}/Q_{\Sigma}$ = 0,513 снижение массового расхода паров на выходе из колонны может достигать 53,3–58,97% в зависимости от начальной массообменной эффективности используемых контактных устройств.

Проведенный математический анализ позволил установить количественную зависимость эффективности массообмена по Мерфри от

термодинамических факторов, вариаций конструктивных параметров контактной ступени и гидродинамических режимов работы колонны с разработанными вихревыми контактными устройствами. Установлено, что переход к режиму диабатической ректификации обеспечивает интенсификацию массообмена в разработанных аппаратах.

Высокие значения массообменной эффективности достигаются при синергетическом воздействии следующих факторов – росте центробежного числа Рейнольдса, увеличении высоты стабильного закрученного парожидкостного слоя и одновременном снижении высоты прямоугольных прорезей.

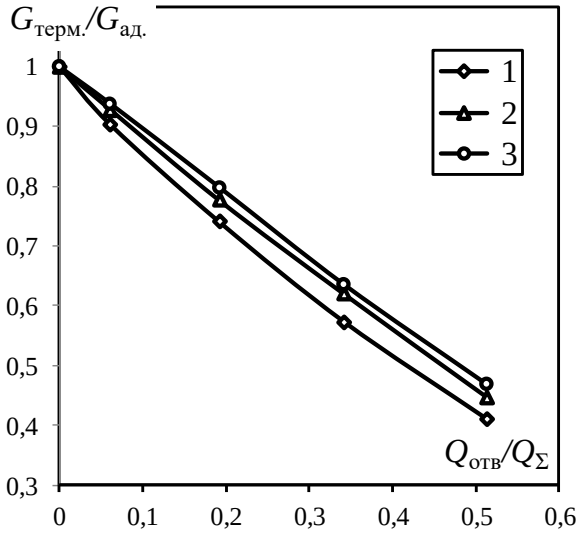


Рисунок 4.10 – Зависимость отношения массовых расходов пара при термической и адиабатической ректификации от доли тепла, отводимого с первой ступени колонны к суммарному тепловому потоку конденсатора и дефлегматора, при различной исходной эффективности контактного устройства E_y: 1 – 0,34; 2 – 0,5; 3 – 0,7

Важно подчеркнуть, что полученные расчетные значения эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе верифицированы экспериментально и согласуются с результатами математического моделирования.

Результаты расчета (рисунок 4.11) показывают, что увеличение скорости пара от 0,2 до 1 м/с приводит к росту центробежного числа Рейнольдса от 1900

до 9600. Данный диапазон соответствует зоне развития интенсивных вихревых течений и волновой неустойчивости пленки. Расчетные значения эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе вихревого контактного устройства возрастают с 39,3% до 55,5%. Экспериментальные данные демонстрируют разброс относительно расчетной кривой, полученной по формуле (3.39) со средним абсолютным отклонением 2,8% (максимальное – 4,2%), что подтверждает адекватность разработанной методики расчета вихревых контактных устройств. Научной и практической значимостью методики является введение в математический аппарат критериального уравнения для определения эффективности ступени по Мерфри. Использование центробежного критерия Рейнольдса в качестве определяющего параметра позволяет корректно учесть влияние инерционных сил закрученного потока на массообмен, что отличает данную методику от классических методов расчета.

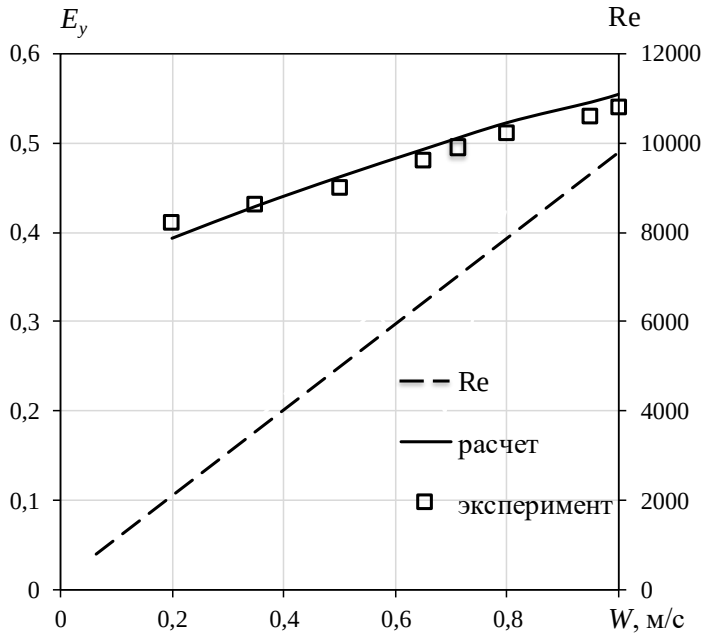


Рисунок 4.11 – Зависимость эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе и центробежного числа Рейнольдса от входной скорости пара в вихревом контактном устройстве при z = 1,2

Таким образом, разработанный итерационный алгоритм расчет вихревого контактного устройства может быть непосредственно использован при проектировании новых и модернизации действующих колонных массообменных

аппаратов с целью повышения их производительности и снижения удельных энергетических затрат на процессы разделения газовых и жидких смесей.

4.3. Технико-экономический анализ применения аппаратов с вихревыми контактными устройствами

Одной из актуальных задач на предприятиях химического и нефтегазохимического комплекса является повышение производительности колонного массообменного оборудования. Одной из таких установок является ректификационная колонна Кт-60 на заводе изопрена-мономера ПАО «Нижнекамскнефтехим». Колонна предназначена для отгонки изопрена от тяжелых соединений методом ректификации. В 2003 году была произведена модернизация колонны в виде замены колпачковых тарелок на клапанные. В настоящее время требуется дальнейшее повышение производительности узла до 171,5 тыс. тонн в год товарного изопрена. Применение классических тарельчатых контактных устройств приводит к уносу жидкой фазы при повышении скорости пара более 2–2,5 м/с. Технико-экономическая эффективность разработанного вихревого контактного устройства оценивалась путем сравнения базового варианта (колонна с клапанными тарелками) и проектируемого варианта (модернизация колонны с установкой разработанных вихревых устройств).

Внедрение предложенных конструктивных решений позволяет интенсифицировать процессы тепломассопереноса, увеличить пропускную способность аппарата по пару. Это обеспечивает рост производительности установки с 157 000 до 171 500 тонн/год (на 9,2%) без изменения габаритов существующего колонного аппарата. Общий объем капитальных вложений включает затраты на создание или реконструкцию зданий и сооружений, приобретение технологического и энергетического оборудования, средств контрольно-измерительных приборов и автоматики, монтаж трубопроводов, а также формирование нормируемых оборотных средств (таблица 4.2, 4.3).

Расчетная стоимость модернизированного колонного аппарата определяется по формуле:

$$С_{пр} = С_Б – С_К + С_Т + Д_К + М_Т, \quad (4.5)$$

$$С_{пр} = 42000 – 460 + 2356 + 210 + 290 = 44396 \text{ тыс. руб.},$$

где $С_Б$ – балансовая стоимость колонны; $С_К$ – стоимость демонтируемых клапанных тарелок; $С_Т$ – стоимость разработанных вихревых тарелок, $Д_К$ – затраты на демонтаж клапанных тарелок; $М_Т$ – затраты на монтаж вихревых тарелок.

Таблица 4.2 – Капитальные затраты на здания и сооружения

Наименование	Ед. изм.	Строительный объем	Сметная стоимость тыс. руб.		Норма амортизации, %	Сумма амортизации, тыс. руб.
			Единицы	Общая сметная стоимость		
Здания	$м^3$	1854,588	30,0	55637,64	2,5	1390,941
Сооружения, установки	$м^3$	955,925	28,0	26765,91	5,0	1398,3
Итого:				82403,55		2789,241

В ректификационной колонне Кт-60 число действительных тарелок составляет 71 шт. Оценочная стоимость одной тарелки с вихревыми контактными устройствами для колонны диаметром 4500 мм составит 33191,5 рублей. Стоимость 71 тарелки с вихревыми контактными устройствами составит 2356596,5 руб.

Капитальные затраты на электросиловое оборудование, трубопроводы, контрольно-измерительные приборы и автоматику, и неучтенное оборудование рассчитываются в процентах от полной сметной стоимости технологического оборудования, соответственно в следующих размерах: 5%, 15%, 25%.

Капитальные вложения в нормируемые оборотные средства принимаем в размере 12% от капитальных вложений в основные фонды. В соответствии с этим, получим:

$$КВ_{ос} = (КВ_{зд.\ и\ соор.} + КВ_{об}) \cdot 12/100, \quad (4.6)$$

где $КВ_{зд.исоор.}$ – капитальные вложения в здания и сооружения; $КВ_{об}$ – капитальные вложения в оборудование; $КВ_{ос\ баз} = (82403,55 + 36406,6) \cdot 12/100 = 11881,02$ тыс. руб.; $КВ_{ос\ проект} = (82403,55 + 42570,13) \cdot 12/100 = 14996,84$ тыс. руб.

Таблица 4.3 – Капитальные затраты на оборудование

Наименование оборудования	Кол-во	Стоимость		Амортизация,		
		сумма, тыс. руб.		Норма, %	сумма, тыс. руб.	
		база	проект		база	проект
I. Технологическое оборудование						
1. Колонна	1	17166	19522,6	8,3	1424,78	1620,38
2. Кипятильник	1	450	450	7,7	34,65	34,65
3. Дефлегматор	1	550	550	7,7	42,35	42,35
4. Емкость	1	300	300	7,7	23,10	23,10
5. Насос	1	400	400	7,7	30,80	30,80
6. Насос	1	400	400	7,7	30,80	30,80
7. Прочее оборудование по цеху	1	5842	5842	7,7	449,83	449,83
ИТОГО	7	25108	27464,6	54,5	2036,312	2231,9098
II. Неучтенное оборудование (10%)		2510,8	2746,46	10%	251,08	274,646
III. Электросиловое оборудование (5%)		1255,4	1373,23	5%	62,77	68,6615
IV. Трубопроводы (15%)		3766,2	4119,69	15%	564,93	617,9535
V. КИП и А (25%)		6277	6866,15	25%	1569,25	1716,538
Итого:		11298,6	15105,53		2196,95	2403,153
Всего:		36406,6	42570,13		4233,262	4635,0623

Полная стоимость капитальных вложений:

$$КВ = КВ_{зд} + КВ_{об} + КВ_{ос}, \quad (4.7)$$

$$КВ_{баз} = 82403,55 + 36406,6 + 11881,02 = 130691,17 \text{ тыс. руб.}$$

$$КВ_{проект} = 82403,55 + 42570,13 + 14996,84 = 139970,52 \text{ тыс. руб.}$$

Дополнительные капитальные вложения ($КВ_{доп}$), необходимые для модернизации ректификационной колонны, рассчитываются как разность между полными капитальными затратами проектируемого и базового вариантов:

$КВ_{доп} = КВ_{проект} – КВ_{баз} = 139970,52−130691,17 = 9279,35$ тыс. руб.

1. Производственная годовая мощность проектируемого производства товарного изопрена составляет 171 500 тонн в год.

2. В стоимостном выражении годовой выпуск товарного изопрена рассчитывается по формуле:

$$В_ц = В·Ц_{опт}, \quad (4.8)$$

где В – объем выпускаемого товарного изопрена, т.; $Ц_{опт}$ – оптовая цена единицы товарного изопрена, руб. Принимаем равной 45000 руб.

$$В_{ц\ база} = 157000·45000 = 7065000000 \text{ руб.}$$

$$В_{ц\ база} = 171500·45000 = 7717500000 \text{ руб.}$$

3. Удельные капитальные вложения при модернизации ректификационной колонны можно рассчитать по формуле:

$$КВ_{уд} = КВ_{общ}/В, \quad (4.9)$$

где $КВ_{общ}$ – полная стоимость капитальных вложений руб.; В – объем выпускаемого товарного изопрена, т.

$$КВ_{уд\ база} = (130691,17·1000)/157000 = 832,43 \text{ руб./т.}$$

$$КВ_{уд\ проект} = (139970,52·1000)/171500 = 816,15 \text{ руб./т.}$$

4. Производительность труда. Рост производительности установки с 157000 до 171500 т/год при неизменной численности промышленно-производственного персонала (39 чел.) приводит к росту производительности труда. Выработка на одного работающего увеличивается с 3871,8 до 4397,4 т/чел. (на 13,6%), что способствует снижению доли условно-постоянных расходов в себестоимости продукции.

5. Полная себестоимость единицы товарного изопрена представлена в табл. 4.4. Полная себестоимость единицы товарного изопрена в проектируемом варианте снижается с 31627,54 до 31448,23 руб./т (на 0,57%) за счет снижения удельных энергетических затрат на проведение процесса ректификации.

6. Годовая сумма прибыли определяется как разность между выручкой от реализации и полной себестоимостью:

$$П = (Ц_{опт} – С) \cdot В, \quad (4.10)$$

где $Ц_{опт}$ – оптовая цена единицы товарного изопрена, руб.; С – себестоимость единицы товарного изопрена, руб.;

$$П_{база} = (45000 – 31627,54) \cdot 157000 = 2099,48 \text{ млн. руб.}$$

$$П_{проект} = (45000 – 31448,23) \cdot 171500 = 2324,13 \text{ млн. руб.}$$

Прирост годовой прибыли за счет модернизации ректификационной колонны составляет $\Delta П = 224,65$ млн. руб.

7. Срок окупаемости дополнительных капитальных вложений рассчитывается по формуле:

$$Т_{ок} = КВ_{доп.}/\Delta П, \quad (4.11)$$

$$Т_{ок\ пр} = 92,8/224,65 = 0,41 \text{ года.}$$

Высокая скорость окупаемости обусловлена тем, что дополнительные капитальные затраты носят локальный характер (замена только контактных устройств внутри колонны), в то время как базовые капитальные затраты на строительство здания и монтаж колонны уже были амортизированы ранее. При этом рост прибыли обусловлен увеличением товарного выпуска на 9,2%.

8. Рентабельность продукции рассчитывается по формуле:

$$Р = (П/(В \cdot С)) \cdot 100\%, \quad (4.12)$$

$$Р_{баз} = (2099476220/(157000 \cdot 31627,54)) \cdot 100\% = 42,3\%.$$

$$Р_{пр} = (2324128555/(171500 \cdot 31448,23)) \cdot 100\% = 43,09\%.$$

8. Фондоотдача рассчитывается по формуле

$$Ф = В_{ц}/КВ_{опф}, \quad (4.13)$$

где $В_{ц}$ – годовой выпуск товарного изопрена в стоимостном выражении, руб.; $КВ_{опф}$ – капитальные затраты на основные производственные фонды, руб.

$$Ф_{база} = 7065000000/121810150 = 0,58.$$

$$Ф_{проект} = 7717500000/124973680 = 0,61.$$

10. Экономию от снижения себестоимости продукции можно рассчитать по формуле:

$$Э = (C_1 – C) \cdot В – Е \cdot КВ_{доп}, \quad (4.14)$$

где C_1 – себестоимость единицы продукции базового производства, руб.; С – себестоимость единицы продукции проектируемого производства, руб.

$$Э = (31627,54 – 31448,23) \cdot 171500 – 0,15 \cdot 9279,35 \cdot 10^3 = 29359763 \text{ руб.}$$

Таким образом, внедрение разработанного вихревого контактного устройства обеспечивает устойчивый положительный экономический эффект, составляющий порядка 29,36 млн. рублей в год, что подтверждает целесообразность его промышленного использования.

Таблица 4.4 – Технико-экономические показатели производства товарного изопрена

Наименование показателей	Единица измерения	Базовое производство	Проектируе-мое производство	%
1	2	3	4	5
1. Годовой объем выпуска и реализации: а) в натуральном выражении б) в стоимостном выражении	 тонн руб.	 157000 7065000000	 171500 7717500000	 109,23 109,23
2. Капитальные затраты	тыс. руб.	130691,17	139970,52	106,63
3. Удельные капиталовложения	руб./т	832,43	816,15	98,01
4. Полная себестоимость единицы продукции	руб.	31627,54	31448,23	99,43
5. Годовая сумма прибыли	руб.	2099476220	2324128555	109,67
6. Общая рентабельность производства	%	42,3	43,09	101,83

Продолжение таблицы 4.4

1	2	3	4	5
7. Срок окупаемости дополнительных капитальных вложений	лет		0,41	
8. Экономия от снижения себестоимости	руб.		29359763	

Для замены имеющихся контактных устройств в колонне Кт-60 ПАО «Нижнекамскнефтехим» предлагается схема конструктивного расположения разработанных вихревых контактных устройств (рисунок 4.12).

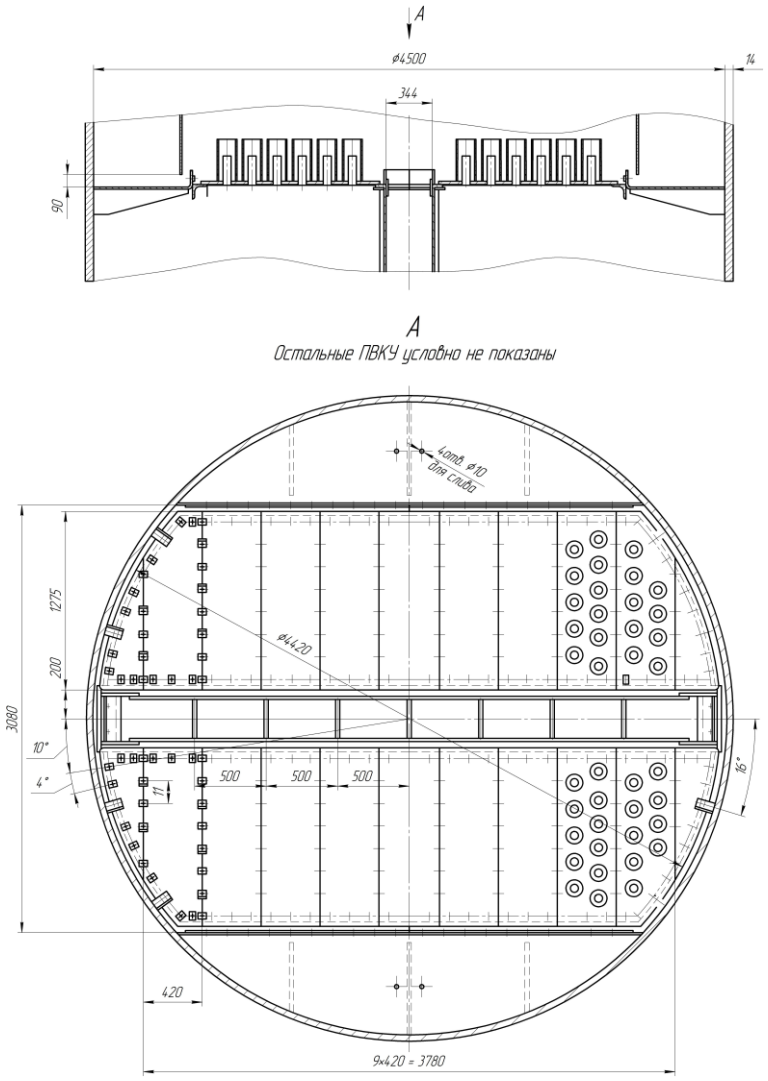


Рисунок 4.12 – Предлагаемое размещение прямоточно-вихревых контактных устройств на тарелке в колонне Кт-60

Разработаны сборочные чертежи ректификационной колонны, где прямоточно-вихревые контактные устройства на тарелках расположены в шахматном порядке. Основные рабочие характеристики колонны, следующие:

Диаметр колонны, мм	4500
Высота колонны, мм	50820
Количество тарелок, шт.	71
Количество контактных элементов на тарелке, шт.	190
Расстояние между тарелками, мм	500
Тип тарелок	прямоточно-вихревые
Расчетное давление, МПа	0,5
Расчетная температура, °С	65
Материал корпуса	09Г2С
Рабочее давление, МПа	0,08

Таким образом, замена клапанных тарелок на разработанные вихревые контактные устройства позволила увеличить пропускную способность колонны на 9,2% (без увеличения габаритов аппарата) за счет увеличения скорости пара. Проведенный расчет технико-экономических показателей показывает снижение удельной себестоимости выпускаемой продукции.

4.4. Выводы по главе 4

1. Стоит отметить, что в традиционных устройствах при увеличении флегмового числа увеличиваются расходы пара и жидкости, что влечет за собой необходимость увеличения диаметра ректификационной колонны, но количество требуемых ступеней снижается. В случае использования разработанных вихревых контактных устройств происходит увеличение эффективности массообмена на ступени с увеличением нагрузки по жидкой фазе или снижением соотношения массовых расходов паровой и жидкой фаз при сохранении того же диаметра колонны и количества ступеней для тех же

продуктов разделения, поскольку разделение осуществляется при более высоких скоростях, что и позволяет увеличить коэффициенты тепло- и массоотдачи.

2. Проведены вычисления по выражению (3.39) для определения эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе на вихревой контактной ступени, проведены исследования по оценке степени влияния дополнительного отвода тепла на качество выпускаемой продукции. Массообмен при малых скоростях пара (до 1 м/с) лимитируется не турбулентной диффузией, а площадью контакта пленки и временем пребывания.

3. Экспериментально обоснованы границы применимости уравнения Войнова Н.А. для оценки массообменной эффективности вихревого контактного устройства, работающего в дисперсно-кольцевом закрученном режиме с погрешностью не более 5,88%.

4. Проведенные экспериментальные исследования процесса ректификации на вихревых контактных устройствах при разделении смеси этиловый спирт – вода подтверждают адекватность разработанной инженерной методики расчета противоточного вихревого устройства. Так, максимальное относительное отклонение рассчитанной и опытной величины эффективности массообмена по Мерфри в паровой фазе на вихревой контактной ступени составило не более 5,88%, а максимальное отклонение измеренной и рассчитанной концентрации этилового спирта на выходе из колонны составило не более 2% об.

5. В ходе технико-экономического анализа получено, что совокупность затрат на создание и внедрение вихревых контактных устройств составляет 9279,35 тыс. руб. Общая рентабельность производства 43,09%. Срок окупаемости дополнительных капитальных вложений при модернизации ректификационной колонны составляет примерно 0,41 года.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. На основе анализа недостатков существующих конструкций контактных устройств, предназначенных для проведения массообменных процессов, были разработаны конструкции вихревого контактного устройства, позволяющего увеличить пропускную способность аппаратов при сохранении высокой эффективности и простоте конструкции.

2. Для созданной конструкции контактного устройства получены уравнения для определения скорости газа в отверстиях тарелки, угловой скорости вращения потока, скорости жидкости в отверстиях сепаратора, максимально допустимой высоты столба жидкости на тарелке при различных режимных параметрах, высоты закрученного газожидкостного слоя. Получена зависимость угловой скорости вращения двухфазной газожидкостной системы от конструктивных и режимных параметров работы вихревого контактного устройства. На созданной экспериментальной установке исследована зависимость гидравлического сопротивления разработанного устройства от скорости потока газа при фиксированной геометрии устройства и различной плотности орошения. Получена обобщенная эмпирическая зависимость гидравлического сопротивления.

3. Проведены исследования тепломассообменных характеристик рабочей зоны разработанного вихревого контактного устройства и на основе полученных результатов выведены расчетные уравнения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе, объемного коэффициента теплоотдачи от среднерасходной скорости воздуха при различных массовых плотностях орошения. Установлено, что при плотностях орошения от 25 до 50 $м^3/(м^2 \cdot ч)$ наблюдаются высокие значения тепловой мощности и эффективности тепло- и массообмена.

4. Разработана научно-обоснованная инженерная методика расчета вихревого контактного устройства, включающая определение конструктивных размеров устройства, угловой скорости вращения газожидкостной смеси, высоты закрученного слоя и эффективности массообмена по Мерфри.

5. Экспериментальным путем подтверждено, что уравнение Войнова Н.А. может быть использовано для расчета эффективности массообмена по Мерфри разработанного вихревого контактного устройства, работающего в дисперсно-кольцевом закрученном режиме с погрешностью не более 5,88%. Проведены исследования по оценке степени влияния дополнительного отвода тепла на качество выпускаемой продукции.

6. Капитальные затраты на внедрение контактных устройств в колонну Кт-60 на производстве изопрена-мономера составляют около 9279,35 тыс. руб. Окупаемость проекта составляет 0,41 года.

Рекомендации, перспективы дальнейшей разработки темы исследования диссертационной работы. Дальнейшее развитие работы связано с исследованиями, направленными на разработку математических моделей тепломассообмена и сепарации для других типов устройств газожидкостного контакта, имеющих важное значение для повышения энергоэффективности и ресурсосбережения промышленных установок в химической, нефтехимической и смежных областях промышленности.

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

A – коэффициент крутки газового потока; A_1 – эмпирический коэффициент, характеризующий охлаждающую способность блока оросителя градирни, определяет совершенство используемых контактных устройств; a_G – коэффициент температуропроводности, м^2/с; b – ширина прорезей, м; B – поправочный коэффициент, определяемый по графику в зависимости от соотношения δ_n/d_0; $c_{P.G}$ – удельная массовая теплоемкость воздуха, Дж/(кг·К); d_0 – диаметр отверстий в полотне тарелки, м; $d_{вих}$ – диаметр вихря, м; $d_{вн}$ – внутренний диаметр цилиндра, м; $d_{нар}$ – наружный диаметр цилиндра, м; $D_{вн}$ – внутренний диаметр корпуса контактного устройства, м; D_G – коэффициент диффузии, м^2/с; E_y – эффективность вихревой контактной ступени по Мерфри в паровой фазе; F – удельная поверхность контакта фаз, м^2/м^3; $F_д$ – сила, вызванная давлением столба вращающегося газожидкостного слоя, Н; $F_{дин}$ – сила, вызванная давлением струй газа, выходящих через прорези из внутреннего цилиндрического патрубка, Н; $F_{ин}$ – сила инерции от вращения (центробежная сила), Н; f – показатель степени, характеризующий зависимость объемного коэффициента массоотдачи от изменения удельного расхода воздуха; g – ускорение свободного падения, м/с^2; G_D – массовый расход дистиллята, кг/с; G_m – массовый расход газа (пара), кг/с; h – высота прорезей, м; $h_{ор}$ – высота оросителя градирни, м; h_L – высота слоя жидкости на тарелке, м; H – высота закрученного газожидкостного слоя, м; $I_н$ – энтальпия воздуха на входе в аппарат, Дж/кг; $I_к$ – энтальпия насыщенного воздуха на выходе из устройства, Дж/кг; $I_к^*$ – энтальпия влажного воздуха на выходе из устройства при относительной влажности 100% и температуре воды на входе $t_{Lн}$, Дж/кг; I'' – энтальпия насыщенного воздуха, Дж/кг; k – количество прорезей; $k_{тр}$ – безразмерный коэффициент, учитывающий потери на трение; $K_{пр}$ – коэффициент проскальзывания, учитывающий межфазное взаимодействие фаз в закрученном газожидкостном потоке; l – расстояние от основания контактного устройства до поперечного сечения, м; L_m – массовый расход жидкости, кг/с; L_V – объемный

расход жидкости, м^3/с; $L_{вих}$ – осевая протяженность зоны устойчивого существования вихрей, м; m – общая масса вращающейся жидкости на контактной ступени, кг; Me – число Меркеля; $M_{вх}$ – момент импульса, вносимый газом через завихритель, кг·м^2/с; $M_{вых}$ – момент импульса на выходе из контактного патрубка, кг·м^2/с; $M_{тр}$ – момент сил трения о стенки патрубка, кг·м^2/с; n – количество образующихся в поперечном сечении кольцевого пространства устройства вихрей; n_0 – количество отверстий; N – число контактных элементов на тарелке; N_a – аэродинамическая мощность, Вт; P_0 – избыточное давление газовой среды, Па; P_2 – давление за счет центробежной силы вращающейся пленки жидкости, Па; P_3 – давление за счет торможения жидкости в устье отверстий, Па; $Pe = u_0 h_0 / D$ – массовое число Пекле; $\mathrm{Pr}_G = \nu_G / a_G$ – число Прандтля; q – объемная плотность орошения, м^3/(м^2·ч); q_l – линейная объемная плотность орошения, м^2/с; q_m – массовая плотность орошения, кг/(м^2·с); Q – тепловая мощность, Вт; $Q_{конд}$ – тепловая мощность конденсатора, Вт; $Q_{пот}$ – потери тепла, Вт; $Q_{отв}$ – тепловая мощность дефлегматора, Вт; r – удельная теплота парообразования, Дж/кг; r_{eff} – эффективный радиус ввода потока, м; $r_{ср}$ – средний радиус контактного патрубка; $r_{вих}$ – радиус вихря, м; $r_{вн}$ – внутренний радиус цилиндра, м; $r_{нар}$ – наружный радиус цилиндра, м; $\bar{r} = r / R_{ап}$ – относительный радиус; $\bar{r}_в$ – относительный радиус вихря; $R_{ап}$ – радиус аппарата, м; $R_{вн}$ – внутренний радиус корпуса контактного устройства, м; R_{1L} – локальное число Рейнольдса вязкого подслоя; $R_{раб}$ – рабочее флегмовое число; Re – центробежное число Рейнольдса; S – площадь свободного сечения канала, м^2; $\mathrm{Sc}_г = \nu_G / \mathrm{D}_G$ – число Шмидта; $t_{Lн}$ – температура воды на входе в контактное устройство, °С; $t_{Lк}$ – температура воды на выходе из контактного устройства, °С; t_{Lp} – равновесная температура воды, т.е. температура точки росы (теоретический предел охлаждения жидкости), °С; u_0 – средняя скорость жидкости, м/с; U_L – скорость жидкости, м/с; $U_{ср}$ – средняя скорость течения пленочной жидкости, м/с; U_φ – тангенциальная скорость жидкости, м/с; V – объем рабочей части аппарата, м^3; $V_{пара}$ – объемный расход пара, м^3/с; W_0 – скорость газа в отверстиях

тарелки, м/с; W_2 – скорость газа внутри цилиндра прямоточно-вихревого контактного устройства, м/с; $W_{вх}$ – скорость газа во внутреннем цилиндре, м/с; $W_{отв}$ – скорость жидкости, протекающей сквозь отверстия сепарационной зоны контактного устройства, м/с; $W_{ср}$ – среднерасходная скорость газа, м/с; $W_{щел}$ – скорость газа в щелевидных прорезях, м/с; W_φ, W_z – составляющие вектора скорости газа (тангенциальная и осевая соответственно), м/с; $\overline{W}_{\varphi\max}$ – относительная окружная составляющая скорости, соответствующая радиусу вихря, м/с; $x_н$ – мольная доля легколетучего компонента в кубе; x_D – мольная доля легколетучего компонента в дистилляте; x'' – влагосодержание насыщенного воздуха, кг/кг; x_{n-1} – состав жидкости, поступающей с вышележащей (n–1)-ой тарелки; y_{n+1} – состав пара, поступающего на n-ую тарелку с нижележащей (n+1)-ой тарелки; z – тангенс угла наклона кривой равновесия; $\Delta I_{ср}$ – средняя разность энтальпий, Дж/кг; ΔP – потери давления, Па; Δt – перепад температур воды, °С; α – амплитуда волны; α_1 – угол установки лопаток завихрителя, °; α_V – объемный коэффициент теплоотдачи, Вт/(м^3·К); β_{Vx} – объемный коэффициент массоотдачи, кг/(м^3·с); γ – угол подъема винтовой линии; δ – толщина пленки, м; δ_n – толщина полотна тарелки, м; η_L – тепловой коэффициент полезного действия; θ – газосодержание (доля газа в жидкости); λ – коэффициент трения в гладких трубах; ν_G – коэффициент кинематической вязкости газа, м^2/с; ν_L – коэффициент кинематической вязкости жидкости, м^2/с; $\nu_{см}$ – коэффициент кинематической вязкости парожидкостной смеси, м^2/с; ξ – коэффициент гидравлического сопротивления; ρ_G – плотность газа, кг/м^3; ρ_L – плотность жидкости, кг/м^3; σ_0 – поверхностное натяжение жидкости, Н/м; χ – критерий Кирпичева, Вт/Вт; ω – угловая скорость вращения вихревого потока, с$^{-1}$; ω_L – угловая скорость вращения газожидкостного слоя, с$^{-1}$.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Olujić, Ž. Equipment improvement trends in distillation / Ž. Olujić, M. Jödecke, A. Shilkin et al. // Chemical Engineering and Processing: Process Intensification. – 2009. – V. 48. – N. 6. – P. 1089–1104.

2. Fang, J. A review of internally heat integrated distillation column / J. Fang, X. Cheng, Z. Li, H. Li, C. Li // Chinese Journal of Chemical Engineering. – 2019. – Vol. 27. – Issue 6. – P. 1272-1281. DOI: 10.1016/j.cjche.2018.08.021.

3. Кафаров, В. В. Основы массопередачи / В. В. Кафаров. – М. : Высшая школа, 1972. – 496 с.

4. Рамм, В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – М.: Химия, 1976. – 655 с.

5. Кремнева, Т. В. Цилиндрические нерегулярные насадки для тепломассообменных процессов нефтегазоперерабатывающих производств: от колец Рашига до самых современных конструкций / Т. В. Кремнева // Технологии нефти и газа. – 2006. – № 3(44). – С. 66-74.

6. Каган, А. М. Активная поверхность элементов нерегулярных тепло-массообменных насадок / А. М. Каган, Л. А. Юдина, А. С. Пушнов // Теоретические основы химической технологии. – 2012. – Т. 46, № 2. – С. 199-206.

7. Schultes, M. Raschig Super-Ring PLUS a new 4th+ generation random packing / M. Schultes // Chemical Engineering Research and Design. – 2024. – Vol. 212. – P. 332-340. DOI: 10.1016/j.cherd.2024.11.020.

8. Абдуллин, Д. Р. Модернизация изопентановой колонны газофракционирующей установки ГФУ-300 Миннибаевского газоперерабатывающего завода / Д. Р. Абдуллин // Актуальные исследования. – 2024. – №10 (192). – Ч.I. – С. 6-10.

9. Лаптев, А. Г. Показатели энергоэффективности работы массообменных колонн с хаотичными насадками / А. Г. Лаптев, М. М. Башаров // Химическая промышленность сегодня. – 2018. – № 1. – С. 33.

10. Отряскина, Т. А. Повышение эффективности процесса ректификации за счет модернизации конструкции контактных устройств / Т. А. Отряскина, А. К. Кравченко, В. В. Заяц // Сборка в машиностроении, приборостроении. – 2025. – № 4. – С. 147-149. – DOI: 10.36652/0202-3350-2025-26-4-147-149.

11. Горак, А. Дистилляция: оборудование и процессы / А. Горак, Ж. Олужич. – Уолтем : Эльзевир Инс, 2014. – 373 с.

12. Wilkinson, P. Distillation trays that operate beyond the limits of gravity by using centrifugal separation / P. Wilkinson, E. Vos, G. Konijn, H. Kooijman, G. Mosca, L. Tonon // Chemical Engineering Research and Design. – 2007. – Vol. 85. – P. 130-135.

13. Дмитриева, О. С. Определение эффективности тепломассопереноса на контактной ступени струйно-пленочного устройства / О. С. Дмитриева, И. Н. Мадышев, А. В. Дмитриев // Инженерно-физический журнал. – 2017. – Т. 90. – № 3. – С. 685-690.

14. Olujić, Ž. Effect of Column Diameter on Pressure Drop of a Corrugated Sheet Structured Packing / Ž. Olujić // Chemical Engineering Research and Design. – 1999. – Vol. 77. – Issue 6. – P. 505-510. DOI: 10.1205/026387699526539.

15. Афанасенко, В. Г. Совершенствование конструкции колпачковой тарелки для ректификационных колонн / В. Г. Афанасенко, Ю. Л. Юнусова, В. Ф. Хузиев, В. А. Яковлев // Электронный научный журнал Нефтегазовое дело. – 2019. – № 3. – С. 67-88. DOI: 10.17122/ogbus-2019-3-67-88.

16. Минибаев, А. С. Модернизация ректификационной колонны с колпачковыми тарелками / А. С. Минибаев, А. А. Бишев, Д. Р. Вильданов // Естественные и технические науки. – 2026. – № 4(215). – С. 263-265.

17. Протасов, С. К. Исследование режимов работы ситчатой тарелки / С. К. Протасов, А. А. Боровик, Н. П. Матвейко // Труды БГТУ. №3. Химия и технология неорганических веществ. – 2011. – № 3. – С. 170-172.

18. Хайдарова, Л. М. Исследование влияния геометрических параметров на гидродинамику ситчатой тарелки методом CFD-моделирования / Л. М. Хайдарова, Т. И. Маннанов // Башкирский химический журнал. – 2025. – Т. 32, № 4. – С. 108-114. DOI: 10.17122/bcj-2025-4-108-114.

19.Kister, H. Z. Distillation design / H. Z. Kister. – New York, McGraw-Hill, 1992. – 772 p.
20. Ларькин, А. В. Сопоставление эффективностей массопередачи по жидкости на новой прямоточной клапанно-ситчатой и прямоточной клапанной тарелках / А. В. Ларькин, В. А. Щелкунов // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. – 2012. – № 8. – С. 44-47.
21. Стабников, В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В. Н. Стабников. – Киев: Техніка, 1970. – 208 с.
22. Дьяконов, С. Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ / С. Г. Дьяконов, В. И. Елизаров, А. Г. Лаптев. – Казань : Изд-во Каз. ун-та, 1993. – 437 с.
23. Zhu, C. Intelligent design of distillation columns integrating detailed tray geometry using data-driven model / C. Zhu, K. Fang, H. Wang, R. Wang, N. Zhang, R. Smith, // Chemical Engineering Research and Design. – 2026. – Vol. 227. – P. 945-964. DOI: 10.1016/j.cherd.2026.02.031.
24. Свиридов, Д. В. Определение минимальной нагрузки по газу на прямоточной клапанно-ситчатой тарелке / Д. В. Свиридов, А. В. Ларькин, Е. Б. Федорова // Оборудование и технологии для нефтегазового комплекса. – 2025. – № 2(146). – С. 45-49.
25. Нассиф, К. Оптимизация режима работы установки первичной перегонки сирийской нефти для повышения энергоэффективности процесса / К. Нассиф, Дисс. на соискание степени канд. техн. наук. – М. : РГУ нефти и газа (НИУ) имени И. М. Губкина, 2026. – 193 с.
26 Войнов, Н. А. Совершенствование контактных устройств барботажной тарелки / Н. А. Войнов, А. С. Фролов, А. В. Богаткова, Д. А. Земцов, О. П. Жукова // Химия растительного сырья. – 2022. – № 4. – С. 343-351.
27. Dhole, V. R. Distillation column targets / V. R. Dhole, B. Linnhoff // Computers & Chemical Engineering. – 1993. – Vol. 17. – Issues 5–6. – P. 549-560. DOI: 10.1016/0098-1354(93)80043-M.

28. Полянский, А. В. Критерии оценки эффективности работы ректификационных колонн / А. В. Полянский, В. Н. Блиничев, О. В. Чагин // Известия высших учебных заведений. Химия и химическая технология. – 2016. – Т. 59. – № 1. – С. 3-8.

29. Li, H. Process intensification in vapor–liquid mass transfer: The state-of-the-art / H. Li, C. Wu, Z. Hao, X. Li, X. Gao // Chinese Journal of Chemical Engineering. – 2019. – Vol. 27. – Issue 6. – P. 1236-1246. DOI: 10.1016/j.cjche.2018.08.005.

30. Mello, G. N. New distributed-action control strategy with simultaneous heating and cooling in trays of a pilot-scale diabatic distillation column / G. N. Mello, R. Battisti, N. S. Urruth, R. A. F. Machado, C. Marangoni // Chemical Engineering Research and Design. – 2020. – Vol. 159. – P. 424-438.

31. Fonyo, Z. Thermodynamic analysis of rectification I. Reversible model of rectification / Z. Fonyo // International Chemical Engineering. – 1974. – Vol. 14. – № 1. – P. 18-27.

32. Fonyo, Z. Thermodynamic analysis of rectification II / Z. Fonyo // Finite cascade models International Chemical Engineering. – 1974. – Vol. 14. – № 2. – P. 203-210.

33. Rivero, R. Simulation, exergy analysis and application of diabatic distillation to a tertiary amyl methyl ether production unit of a crude oil refinery / R. Rivero, M. Garcia, J. Urquiza // Energy. – 2004. – Vol. 29. – № 3. – P. 467-489.

34. Koeijer, G. Distribution of heat exchange in optimum diabatic distillation columns / G. Koeijer, A. Røsjorde, S. Kjelstrup // Energy. – 2004. – Vol. 29. – № 12–15. – P. 2425-2440.

35. Alcántara-Avila, J. R. Entropy production and economic analysis in diabatic distillation columns with heat exchangers in series / J. R. Alcántara-Avila, K.-I. Sotowa, T. Horikawa // Energy. – 2015. – Vol. 93. – Part 2. – P. 1719-1730.

36. Mello, G. N. New distributed-action control strategy with simultaneous heating and cooling in trays of a pilot-scale diabatic distillation column / G. N. Mello, R. Battisti, N. S. Urruth, N. Machado, R. M. Cintia // Chemical Engineering Research and Design. – 2020. – Vol. 159. – P. 424–438.

37. Войнов, Н. А. Интенсификация теплообмена в диабатических ректификационных колоннах / Н. А. Войнов, Д. А. Земцов, А. В. Богаткова, Н. В. Дерягина // Химия растительного сырья. – 2020. – № 4. – С. 511-518.

38. Madyshev, I. N. Evaluation of Technological Parameters of Diabatic Rectification Column Operation with Various Schemes of Coolant Supply to Built-In Reflux Condensers on the Stages / I. N. Madyshev, O. S. Dmitrieva, A. O. Mayasova, A. N. Nikolaev // Chemical and Petroleum Engineering. – 2023. – Vol. 58. – № 9-10. – P. 814-821.

39. Yang, A. Energy-saving investigation for diethyl carbonate synthesis through the reactive dividing wall column combining the vapor recompression heat pump or different pressure thermally coupled technique / A. Yang, S. Sun, A. Eslamimanesh, S. Wei, W. Shen // Energy. – 2019. – Vol. 172. – P. 320-332. DOI: 10.1016/j.energy.2019.01.126.

40. Петлюк, Ф. Б. Термодинамически оптимальный способ разделения многокомпонентных смесей / Ф. Б. Петлюк, В. М. Платонов, Д. М. Славинский // Химическая промышленность. – 1965. – № 3. – С. 206-211.

41. Zapiain-Salinas, J. G. Modified method to improve the design of Petlyuk distillation columns / J. G. Zapiain-Salinas, J. Barajas-Fernández, R. González-García // Chemistry Central Journal. – 2014. – Vol. 8. – P. 41. DOI: 10.1186/1752-153X-8-41.

42. Wang, C. Heat pump assisted extractive distillation sequences with intermediate-boiling entrainer / C. Wang, Y. Zhuang, L. Liu, L. Zhang, J. Du // Applied Thermal Engineering. – 2021. – Vol. 186. – P. 116511. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2020.116511.

43. Alves César Ribeiro, G. H. Design and fabrication of functionally graded packing for concentric heat integrated distillation columns (HIDiC) / G. H. Alves César Ribeiro, D. Rouzineau, N. Di Miceli Raimondi, M. Meyer // International Journal of Heat and Mass Transfer. – 2026. – Vol. 263. – P. 128701. DOI: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2026.128701.

44. Madyshev, I. N. Increasing Efficiency of Contact Devices of Column Mass-Transfer Apparatuses When Using Thermal Fractionation Processes / I. N. Madyshev, O. S. Dmitrieva, A. O. Mayasova, A. N. Nikolaev // Chemical and Petroleum Engineering. – 2022. – Vol. 58. – № 3-4. – P. 259-265.

45. Madyshev, I. N. Determination of Heat Flows in Built-in Column Reflux Exchangers During Diabatic Rectification / I. N. Madyshev, O. S. Dmitrieva, A. O. Mayasova, A. N. Nikolaev // Chemical and Petroleum Engineering. – 2022. – Vol. 58. – P. 537-544.

46. Madyshev, I. N. Estimation of Effciciency of Contact Devices in a Diabatic Fractionating Column with Distributed Heat Removal / I. N. Madyshev, O. S. Dmitrieva, A. O. Mayasova, A. N. Nikolaev // Chemical and Petroleum Engineering. – 2023. – Vol. 59. – № 1-2. – P. 26-33.

47. Madyshev, I. N. Enhancement of the Processes of Transfer of Heat in a Diabatic Fractionating Column / I. N. Madyshev, A. O. Mayasova // Journal of Engineering Physics and Thermophysics. – 2023. – Vol. 96. – № 6. – P. 1451-1459.

48. Müller, S. Development and characterization of a modular absorption column for transformable plants / S. Müller, S. Lier, M. Grünewald // Chemical Engineering Research and Design. – 2015. – Vol. 99. – P. 256-264. DOI: 10.1016/j.cherd.2015.06.021.

49. Мадышев, И. Н. Исследование уноса капель жидкости из слоя насадки в тепломассообменном аппарате / И. Н. Мадышев, А. О. Маясова // XXV Туполевские чтения (школа молодых ученых) : Международная молодежная научная конференция, посвященная 60-летию со дня осуществления Первого полета человека в космическое пространство и 90-летию Казанского национального исследовательского технического университета им. А.Н. Туполева-КАИ. Материалы конференции. Сборник докладов. В 6-ти томах, Казань, 10–11 ноября 2021 года. Том II. – Казань: Индивидуальный предприниматель Сагиева А.Р., 2021. – С. 268-271.

50. Pavlenko, A. N. Overview of methods to control the liquid distribution in distillation columns with structured packing: Improving separation efficiency / A. N.

Pavlenko, N. I. Pecherkin, V. E. Zhukov, G. Meski, P. Houghton // Renewable and Sustainable Energy Reviews. – 2020. – Vol. 132. – P. 110092. DOI: 10.1016/j.rser.2020.110092

51. Olujić, Ž. Large-diameter experimental evidence on liquid (mal)distribution properties of structured packings / Ž. Olujić, H. Jansen // Chemical Engineering Research and Design. – 2015. – Vol. 99. – P. 2-13.

52. Kim, B. C. Energy-efficient diabatic distillation using a horizontal distillation column / B. C. Kim, H. H. Chun, H. Y. Kim // Industrial and Engineering Chemistry Research. – 2013. – Vol. 52. – № 42. – P. 14927-14935.

53. Fair, J. R. A New, Ultracapacity Tray for Distillation Columns / J. R. Fair, W. R. Trutna, A. F. Seibert // Chemical Engineering Research and Design, Volume 77, Issue 7, 1999, Pages 619-626, DOI: 10.1205/026387699526665.

54. Stupin, W. J. System Limit: The Ultimate Capacity of Fractionators / W. J. Stupin, H. Z. Kister // Chemical Engineering Research and Design. – 2003. – Vol. 81. – Issue 1. – P. 136-146. DOI: 10.1205/026387603321158294.

55. Hamidi, A. Development of a semi-empirical dry pressure drop model for single rotor rotating packed beds across multiple packing types / A. Hamidi, M. Ahmadian, S. Eini, H. Shooshtari, M. S. Pirankhoo // Chemical Engineering Journal Advances. – 2026. – Vol. 27. – P. 101309. DOI: 10.1016/j.ceja.2026.101309.

56. Авторское свидетельство № 284965 A1 СССР, МПК B01D 3/24. Массообменная вихревая тарелка : № 1375749/23-26 : заявл. 10.11.1969 : опубл. 29.10.1970 / Б. М. Азизов, Ф. А. Мусташкин, Н. А. Николаев.

57. Николаев, Н. А. Эффективность процессов ректификации и абсорбции в многоступенчатых аппаратах с прямоточно-вихревыми контактными устройствами / Н. А. Николаев. – Казань : Отечество, 2011. – 114 с.

58. Авторское свидетельство № 1152600 A1 СССР. Колонный массообменный аппарат / В. М. Косырев, Л. Я. Живайкин, И. Г. Бляхер, В. И. Сажин, О. С. Чехов, М. С. Гофман. опубл. 30.04.1985, БИ N 16.

59. Darakchiev, S. A study on modern high-effective random packings for ethanol-water rectification / S. Darakchiev, K. Semkov // Chemical Engineering Technology. – 2008. – Vol. 31. – P. 1039-1045.

60. Han, H. Hydraulics and mass transfer characteristics of novel helical liquid-bridge flow structured packings / H. Han, H. Cong, X. Li, H. Li. X. Gao // Chemical Engineering Science. – 2021. – Vol. 240. – P. 116669.

61. Olujic, Z. Effect of a severe form of initial gas maldistribution on pressure drop of a structured packing bed / Z. Olujic, J.P. Haaring, R. van Baak // Chemical Engineering and Processing – Process Intensification. – 2006. – Vol. 45. – P. 1059-1064.

62. Wang, H. J. Anti-shock Analysis of Marine Ventilation Grid inTime Domain / H. J. Wang // 5th International Conference on Civil Engineering and Transportation (ICCET 2015). – 2015. – P. 1938-1941.

63. Кустов, А. В. Исследование гидравлического сопротивления вихревых ректификационных ступеней / А. В. Кустов, В. М. Корнев, Ю. Д. Алашкевич // Химия растительного сырья. – 2020. – № 4. – С. 529-537. DOI: 10.14258/jcprm.2020047390.

64. Сидягин, А. А. Гидродинамика и массообмен в аппаратах с нетрадиционной организацией движения потоков для процессов очистки газов : дисс. на соискание ученой степени доктора техн. наук / А. А. Сидягин. – Москва, 2000. – 311 с.

65. Вахитов, М. Р. Сравнительная оценка вихревых аппаратов с многоэлементными и одноэлементными контактными ступенями / М. Р. Вахитов, А. Н. Николаев // Вестник технологического университета. – 2016. – Т. 19. – № 17. – С. 51-53.

66. Дмитриев, А. В. Очистка газовых выбросов в аппаратах вихревого типа / А. В. Дмитриев, А. Н. Николаев. – Saarbrücken : LAP lambert Academic Publishing, 2012. – 272 с.

67. Войнов, Н. А. Вихревые контактные ступени для ректификации / Н. А. Воинов, Н. А. Николаев, А. В. Кустов, А.Н. Николаев, Д.В. Тароватый // Химия растительного сырья. – 2008. – № 3. – С. 173-184.

68. Войнов, Н. А. Гидродинамика и массообмен на вихревой ступени при барботаже / Н. А. Войнов, А. С. Фролов, А. В. Богаткова, Д. А. Земцов, О. П. Жукова // Теоретические основы химической технологии. – 2019. – Т. 53. – № 6. – С. 622-633.

69. Дмитриев, А. В. Оценка изменения уровня жидкости на ступени массообменного аппарата с прямоточно-вихревыми контактными устройствами / А. В. Дмитриев, И. Р. Калимуллин, А. Н. Николаев // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2010. – № 8. – С. 11-13.

70. Коньков, О. А. Динамика дисперсной фазы в аппаратах вихревого типа с форсунками ударного пневмогидравлического действия / О. А. Коньков, А. В. Дмитриев, А. Н. Николаев // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2011. – № 2. – С. 5-7.

71. Харьков, В. В. Особенности движения капель во вращающемся слое в сепарационном устройстве с тангенциальным завихрителем / В. В. Харьков, О. С. Дмитриева, А. Н. Николаев // Вестник технологического университета. – 2024. – Т. 27. – № 5. – С. 67-71. DOI: 10.55421/1998-7072_2024_27_5_67.

72. Харьков, В. В. Экспериментальное исследование процесса отвода отсепарированной жидкости с лопастей завихрителя вихревого устройства / В. В. Харьков, А. О. Маясова, О. С. Дмитриева // Вестник технологического университета. – 2026. – Т. 29. – № 4. – С. 101-106. DOI: 10.55421/3034-4689_2026_29_4_101.

73. Yang, Q. Characteristics of Trays Using Inertial Separation Technology / Q. Yang, G. Mosca, M. Roza // Chinese Journal of Chemical Engineering. – 2010. – Vol. 18. – Issue 6. – P. 954-961. DOI: 10.1016/S1004-9541(09)60153-1.

74. Петров, В. И. Анализ и исследование брызгоуноса жидкой фазы вихревых контактных устройств / В. И. Петров, А. О. Трусов, И. Н. Ушанов // Вестник технологического университета. – 2019. – Т. 22. – № 11. – С. 45-48.

75. Wilkinson, P. Distillation Trays that Operate Beyond the Limits of Gravity by Using Centrifugal Separation / P. Wilkinson, E. Vos, G. Konijn, H. Kooijman, G.

Mosca, L. Tonon, // Chemical Engineering Research and Design. – 2007. – Vol. 85. – Issue 1. – P. 130-135. DOI: 10.1205/cherd06103.

76. Рябых, В. Г. Исследование гидродинамики и массообмена в аппаратах с вихревыми тарелками / В. Г. Рябых, В. Я. Кожухарь, Л. В. Иванченко, В. Л. Савич // Труды Одесского политехнического университета. – 2014. – № 1(43). – С. 242-248.

77. Пат. 2081656 Российская Федерация, МПК B01D 3/26. Массообменная колонна: № 2081656: заявл. 09.01.1970: опубл. 11.01.1970 / Ю. Г. Нечаев, Г. П. Есипов, С. В. Солнцев ; заявитель, патентообладатель Кубанский государственный технологический университет.

78. Пат. 94019073 Российская Федерация, МПК B01D 3/26. Массообменная колонна: № 94019073: заявл. 09.01.1970: опубл. 10.01.1970 / Ю. Г. Нечаев, Г. П. Есипов, С. В. Солнцев ; заявитель, патентообладатель Кубанский государственный технологический университет.

79. Yang, K. Experimental study of mixing performance with the tridimensional rotational flow sieve tray under low Reynolds number / K. Yang, M. Tang, D. Wang, Y. Liu, H. Wang, Y. Zhang, S. Zhang, L. Nie // The Canadian Journal of Chemical Engineering. – 2021. – Vol. 100. – P. 1079-1090. DOI: 10.1002/cjce.24215.

80. Авторское свидетельство № 808090. Тепломассообменная тарелка : Е. Я. Шадрин // Б.И., 1980. № 48.

81. Авторское свидетельство № 509278. Контактный элемент : Л. М. Гухман // Б.И.,1976. № 13.

82. Петров, В. И. Исследование аэрогидродинамики вихревых контактных устройств для аппаратов очистки газов / В. И. Петров, А. Ф. Махоткин // Вестник Казанского технологического университета. – 2006. – № 4. – С. 69-74.

83. Пат. 2797870 Российская Федерация, МПК B01D 3/30. Контактное устройство вихревого типа / Харьков В. В., Дмитриева О. С., Мадышев И. Н.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский национальный исследовательский технологический университет». – № 2023100181; заявл. 10.01.2023; опубл. 09.06.2023, Бюл. № 16 – 8 с.

84. Пат. 2081657 Российская Федерация, МПК B01D 3/26. Контактная тарелка для вихревых тепломассообменных аппаратов: № 95104521: заявл. 07.03.1995: опубл. 11.11.1995 / Р.А. Халитов, А.Ф. Махоткин ; заявитель, патентообладатель Халитов Р. А.

85. Калимуллин, И. Р. Производство и применение водорода / И. Р. Калимуллин, А. В. Дмитриев, Н. А. Николаев. – Казань : Новое знание, 2008. – 176 с.

86. Пат. 2791822 Российская Федерация, МПК B01D 3/30. Вихревое контактное устройство / Харьков В. В., Дмитриева О. С., Мадышев И. Н.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский национальный исследовательский технологический университет». – № 2023100179; заявл. 10.01.2023; опубл. 13.03.2023, Бюл. № 8 – 10 с.

87. Пат. 2198012 Российская Федерация, МПК B01D 3/20, B01D 3/30. Контактное устройство Смирнова / В. И. Смирнов ; заявитель и патентообладатель Смирнов В. И. – № 2001115604/12: заявл. 08.06.2001: опубл. 10.02.2003, Бюл. № 4.

88. Пат. 220740 Российская Федерация, МПК F28F 25/00, F28F 25/08. Контактное устройство для тепломассообменных аппаратов колонного типа / А. Н. Долгова, Е. А. Лаптева, А. Л. Осипов, И. З. Шайхутдинов, Б. А. Аминов, К. Е. Чурилов ; заявитель, патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет». – № 2023107111: заявл. 24.03.2023: опубл. 02.10.2023, Бюл. № 28.

89. Пат. 2484876 Российская Федерация, МПК B01D 3/30. Вихревая контактная ступень для контактирования газа или пара с жидкостью / Н. А. Войнов, С. А. Ледник, О. П. Жукова ; заявитель, патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Сибирский государственный технологический университет». – № 2012109149/05: заявл. 11.03.2012: опубл. 20.06.2013, Бюл. № 17.

90. Пат. 2725931 Российская Федерация, МПК B01D 3/24. Контактное устройство для тепломассообменных аппаратов / Н. А. Войнов, Д. А. Земцов, О. П. Жукова, А. В. Богаткова ; заявитель, патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Сибирский государственный университет науки и технологий имени академика М.Ф. Решетнева» (СибГУ им. М.Ф. Решетнева). – № 2019140976: заявл. 10.12.2019: опубл. 07.07.2020, Бюл. № 19.

91. Николаев, А. Н. Комплексная очистка промышленных газовых выбросов в аппаратах вихревого типа: теоретические основы и расчет: дис. докт. техн. наук / А. Н. Николаев. – Казань, 1999. – 268 с.

92. Гольдштик, М. А. Приближенное решение задачи о ламинарном закрученном потоке в круглой трубе / М. А. Гольдштик // Инженерно-физический журнал. – 1959. – Т. 2. – № 3. – С. 100-105.

93. Стуров, Г. Е. Исследование закрученного потока вязкой несжимаемой жидкости в цилиндрической трубе / В кн.: Аэродинамика. Новосибирск: Наука, 1973. – С. 134-140.

94. Дюбуа, А. Ф. Бури и смерчи / А. Ф. Дюбуа // Природа. – М. : София, 1986. – № 7. – С. 80-84.

95. Митрофанова, О. В. Гидродинамика и теплообмен закрученных потоков в каналах ядерно-энергетических установок / О. В. Митрофанова. – М: ФИЗМАТЛИТ, 2010. – 288 с.

96. Burgers, J. M. A Mathematical Model Illustrating the Theory of Turbulence / J. M. Burgers // Advances in Applied Mechanics. – Elsevier, 1948. – Vol. 1 – P. 171-199. DOI: 10.1016/S0065-2156(08)70100-5.

97. Algifri, A. H. Prediction of the Decay Process in Turbulent Swirl Flow / A. H. Algifri, R. K. Bhardwaj, Y. V. N. Rao // Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part C: Journal of Mechanical Engineering Science. – 1987. – Vol. 201 – № 4 – P. 279-283. DOI: 10.1243/PIME_PROC_1987_201_121_02.

98. Вулис, Л. А. Об аэродинамике циклонной топочной камеры / Л. А. Вулис, Б. П. Устименко // Теплоэнергетика. – 1951. – № 9. – С. 19-22.

99. Аэродинамика закрученной струи / Под ред. Р.Б. Ахмедова. – М. : Энергия, 1977. – 240 с.

100. Панкратов, Е. В. Повышение эффективности рекуперативных устройств с закрученным течением теплоносителя / Е. В. Панкратов. Дисс. на соискание канд. техн. наук. Архангельск : С(А)ФУ им М.В. Ломоносова, 2021. – 177 с.

101. Маясова, А. О. Газодинамика центробежно-вихревого контактного устройства в колонных массообменных аппаратах / А. О. Маясова // Севергеоэкотех-2026 : Материалы XXVII Международной молодёжной научной конференции. В 2 ч., Ухта, 26–27 марта 2026 года. Часть 1. – Ухта: Ухтинский государственный технический университет, 2026. – С. 385-389.

102. Овчинников, А. А. Динамика двухфазных закрученных турбулентных течений в вихревых сепараторах / А. А. Овчинников. – Казань: ЗАО «Новое знание», 2005. – 288 с.

103. Пат. 2867216 Российская Федерация, МПК B01D 3/30. Прямоточно-вихревое контактное устройство / Мадышев И. Н., Маясова А. О., Дмитриева О. С.; заявитель и правообладатель ФГБОУ ВО «КНИТУ». – № 2026112010; заявл. 20.04.2026; опубл. 30.07.2026, Бюл. № 22. – 10 с.

104. Богаткова, А. В. Вихревые ступени для тепломассообменных аппаратов / А. В. Богаткова, А. С. Фролов, Д. А. Земцов, О. П. Жукова, Н. А. Войнов // Химия растительного сырья. – 2020. – № 1. – С. 347-354.

105. Войнов, Н. А. Гидродинамика вихревой ступени с тангенциальными завихрителями / Н. А. Войнов, О. П. Жукова, Н. А. Николаев // Теоретические основы химической технологии. – 2010. – Т. 44. – № 2. – С. 225-232.

106. Зотов, С. В. Исследование провала жидкости для струйно-направленных тарелок / С. В. Зотов, Ю. К. Молоканов // Теоретические основы химической технологии. – 1983. – Т. 17. – № 4. – С. 547-550.

107. Рабинович, Г. Г. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник / Г. Г. Рабинович, П. М. Рябых, П. А. Хохряков; под ред. Е. Н. Судакова. – 3-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1979. – 568 с.

108. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – Л. : Химия, 1987. – 576 с.

109. Тарасова, Т. А. Определение нижней границы диапазона работы ситчатой тарелки / Т. А. Тарасова, Е. А. Дмитриев, М. В. Куликов // Успехи в химии и химической технологии. – 2015. – Т. 29. – № 2(161). – С. 74-76.

110. Свиридов, Д. В. Определение минимальной нагрузки по газу на прямоточной клапанно-ситчатой тарелке / Д. В. Свиридов, А. В. Ларькин, Е. Б. Федорова // Оборудование и технологии для нефтегазового комплекса. – 2025. – № 2(146). – С. 45-49.

111. Маясова, А. О. Определение условий беспровального режима работы вихревого контактного устройства / А. О. Маясова, О. С. Дмитриева, И. Н. Мадышев // Вестник технологического университета. – 2026. – Т. 29. – № 5. – С. 66-71.

112. Лаптев, А. Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов / А. Г. Лаптев. – Казань: КГЭУ, 2007. – 500 с.

113. Савельев, Н. И. Математическое описание и анализ закономерностей массообмена в контактных устройствах с прямоточно-закрученным движением потоков / Н. И. Савельев, Н. А. Николаев // Теоретические основы химической технологии. – 1989. – Т. 23. – № 4. – С. 435-444.

114. Сугак, Е. В. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами / Е. В. Сугак, Н. А. Войнов, Н. А. Николаев. – Казань: Школа, 1999. – 224 с.

115. Николаев, А. Н. Очистка газовых выбросов ТЭС, работающих на твердом и жидком топливе / А. Н. Николаев, А. В. Дмитриев, Д. Н. Латыпов. – Казань: Новое знание, 2004. – 136 с.

116. Мадышев, И. Н. Исследование гидродинамических характеристик контактного устройства вихревого типа / И. Н. Мадышев, О. С. Дмитриева, А. О. Маясова // Вестник технологического университета. – 2026. – Т. 29. – № 5. – С. 55-60.

117. Идельчик, И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям / И. Е. Идельчик. – М. : Машиностроение, 1992 с. – 672 с.

118. Попкова, О. С. Исследование гидродинамических характеристик струйно-барботажного контактного устройства / О. С. Попкова, О. С. Дмитриева // Вестник технологического университета. – 2016. – Т. 19. – № 13. – С. 135-136.

119. Шигапов, И. М. Повышение эффективности насадочных колонн щелочной очистки пирогаза в производстве этилена / И. М. Шигапов. Дисс. на соискание канд. техн. наук. – Казань : КГЭУ, 2000. – 130 с.

120. Алимов, Р. З. Гидравлическое сопротивление и тепло- и массообмен в закрученном потоке // Теплоэнергетика. – 1965. – № 3. – С. 81-85.

121. Маясова, А. О. Определение гидравлического сопротивления колонных массообменных аппаратов с вихревыми контактными устройствами / А. О. Маясова, И. Ф. Садиков // Стратегия современного научно-технологического развития: проблемы и перспективы реализации : сборник статей III Всероссийской научно-практической конференции, Петрозаводск, 29 ноября 2021 года. – Петрозаводск: Международный центр научного партнерства «Новая Наука» (ИП Ивановская И.И.), 2021. – С. 70-75.

122. Madyshev, I. N. Determining Hydraulic Resistance and Volumetric Heat and Mass Transfer Coefficients during Cooling of Circulating Water in a Multistage Vortex Chamber / I. N. Madyshev, O. S. Dmitrieva, V. V. Kharkov, A. O. Mayasova // Thermal Engineering. – 2022. – Vol. 69. – № 12. – P. 963-970.

123. Савельев, Н. И. Расчет эффективности прямоточных контактных устройств при осевом движении дисперсно-кольцевого газожидкостного потока / Н. И. Савельев, Г. П. Кабанов, Н. А. Николаев // Известия вузов. Химия и химическая технология. – 1976. – Т. 19. – № 5. – С. 779.

124. Конобеев, Б. И. Изучение пленочной абсорбции при высоких скоростях газа / Б. И. Конобеев, В. А. Малюсов, Н. М. Жаворонков // Химическая промышленность. – 1961. – № 7. – С. 475.

125. Николаев, Н. А. Интенсификация переноса массы в пленке жидкости, двигающейся прямоточно с высокоскоростным потоком газа или пара / Н. А.

Николаев, Л. П. Холпанов, В. А. Малюсов, Н. М. Жаворонков // Теоретические основы химической технологии. – 1989. –Т. 23. – № 5. – С. 563-568.

126. Пономаренко, В. С. Градирни промышленных и энергетических предприятий / В. С. Пономаренко, Ю. И. Арефьев, Под общ. ред. В. С. Пономаренко. – М. : Энергоатомиздат, 1998. – 376 с.

127. Лаптев, А. Г. Устройство и расчет промышленных градирен / А. Г. Лаптев, И. А. Ведьгаева. – Казань: КГЭУ, 2004. – 177 с.

128. Маясова, А. О. Экспериментальное исследование процесса охлаждения оборотной воды в вихревой камере / А. О. Маясова, И. Н. Мадышев // Респ. молодеж. науч.-практ. конф. им. Н.В. Лемаева «Инновационное развитие нефтехимических и нефтеперерабатывающих предприятий» (Нижнекамск, 14 апреля 2023 г.) : материалы конф. – Нижнекамск, НХТИ (филиал) ФГБОУ ВО «КНИТУ», 2023. – С. 180–185.

129. Laptev, A. G. Evaluating the effectiveness of circulating water cooling in a cooling tower / A. G. Laptev, V. A. Danilov, I. V. Vishnyakova // Thermal Engineering. – 2004. – Vol. 51. – № 8. – P. 661-665.

130. Dmitrieva, O. S. Determination of the heat and mass transfer efficiency at the contact stage of a jet-film facility / O. S. Dmitrieva, I. N. Madyshev, A.V. Dmitriev // Journal of Engineering Physics and Thermophysics. – 2017. – Vol. 90. – № 3. – P. 651-656. DOI: 10.1007/s10891-017-1612-z.

131. Бергман, Д. Испарительные градирни: современные конструкции и преимущества реконструкции / Д. Бергман // Энергетик. – 2000. – С. 15–21.

132. Lewis, W. K. Rectification of binary mixtures / W. K. Lewis // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 1936. – Vol. 28. – № 4. – P. 399-402.

133. Kloppers, J. A critical investigation into the heat and mass transfer analysis of counterflow wet-cooling towers / J. Kloppers, D. Kröger // International Journal of Heat and Mass Transfer. – 2005. – Vol. 48. – № 3. – P. 765-777.

134. Madyshev, I. N. Droplet separation efficiency of vortex chamber for circulating water cooling / I. N. Madyshev, O. S. Dmitrieva, I. V. Sannikov, A. O. Mayasova, V. V. Kharkov // Proceedings of the 10th International Conference on Industrial

Engineering. ICIE 2024. Lecture Notes in Mechanical Engineering. – 2024. – P. 653-662. DOI: 10.1007/978-3-031-65870-9_60

135. Савельев, Н. И. Закономерности массообмена в прямоточных пленочных контактных устройствах при ректификации бинарных смесей / Н. И. Савельев, Н. А. Войнов, Н. А. Николаев // Теоретические основы химической технологии. – 1983. – Т. 17. – № 2. – С. 254-256.

136. Kirschbaum, E. Distiller- und rektifziertechnik / E. Kirschbaum. – Berlin, 1960. – 415 p.

137. Войнов, Н. А. Массоотдача в пленке гидролизата в трубчатом абсорбере / Н. А. Войнов, Н. А. Николаев, Н. А. Еременко, А. Г. Карпеза // Химия растительного сырья. – 2006. – № 2. – С. 51-60.

138. Харьков, В. В. Тепловая эффективность вихревой камеры для охлаждения оборотной воды / В. В. Харьков, И. Н. Мадышев, А. О. Маясова // Вестник технологического университета. – 2022. – Т. 25. – № 5. – С. 50–54.

139. Зинуров, В. Э. Фракционирование мелкодисперсного сыпучего материала на основе силикагеля в мультивихревых классификаторах : дисс. на соискание ученой степени канд. техн. наук по спец. 2.6.13. / В. Э. Зинуров. – Казань, КГЭУ, 2022. – 145 с.

140. Войнов, Н. А. Эффективность вихревой ступени при термической ректификации / Н. А. Войнов, О. П. Жукова, А. Н. Войнов, Д. А. Земцов // Теоретические основы химической технологии. – 2016. – Т. 50. – № 5. – С. 525-531.

141. Hausen, H. Zur definition des austauschgrades von rektifizierböden bei zwei- und dreistoff-gemischen / H. Hausen // Chemical Engineering & Technology. – 1953. – Vol. 25. – № 10. – P. 595-597.

142. Халитов, Р. А. Технология регенерации отработанных кислот в вихревых аппаратах / Р. А. Халитов, А. Ф. Махоткин. – Казань : Изд-во КНИТУ, 2015 – 382 с.

143. Мадышев, И. Н. Энерго- и ресурсосберегающие процессы и аппараты разделения жидких смесей : учебно-методическое пособие / И. Н. Мадышев, О. С. Дмитриева, А. О. Маясова. – СПб. : Свое издательство, 2025. – 104 с.

144. Мадышев, И. Н. Определение гидравлического сопротивления и объемных коэффициентов тепло- и массоотдачи при охлаждении оборотной воды в многоступенчатой вихревой камере / И. Н. Мадышев, О. С. Дмитриева, В. В. Харьков, А. О. Маясова // Теплоэнергетика. – 2022. – № 12. – С. 64-72. DOI: 10.56304/S0040363622110030

145. Савельев, Н. И. Метод расчета эффективности массопереноса в прямоточно-вихревых контактных устройствах ректификационных и абсорбционных аппаратов / Н. И. Савельев, Н. А. Николаев, В. А. Малюсов // Теоретические основы химической технологии. – 1981. – Т .15. – № 5. – С. 643-649.

146. Мадышев, И. Н. Экспериментальное исследование процесса диабатической ректификации на вихревой контактной ступени / И. Н. Мадышев, А. О. Маясова // Актуальные проблемы недропользования : тезисы докладов участников XIX Международного форума-конкурса студентов и молодых ученых, Санкт-Петербург, 21–27 мая 2023 года. Том 1. – СПб: СПГУ, 2023. – С. 112-114.

147. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической технологии : учебник / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1968. – 847 с.

148. Ледник, С. А. Совершенствование оборудования в технологиях переработки биомассы дерева на основе вихревых контактных ступеней: дис. канд. тех. наук / С. А. Ледник. – Красноярск: СибГТУ. – 2013. – 137 с.

149. Земцов, Д. А. Разработка колонн термической ректификации в технологиях переработки растительного сырья: дис. канд. тех. наук / Д. А. Земцов. – Красноярск: СибГУ им. М.Ф. Решетнёва. – 2017. – 112 с.

150. Madyshev, I. N. Energy saving in distillation by combining vortex contact device and thermal effects / I. N. Madyshev, V. V. Kharkov, O. S. Dmitrieva, V. E. Zinurov // Thermal Science and Engineering Progress. – 2022. – Vol. 34. – P. 101431. DOI: 10.1016/j.tsep.2022.101431

ПРИЛОЖЕНИЯ

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Нижнекамский химико-технологический институт (филиал)
федерального государственного бюджетного образовательного учреждения
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»
(НХТИ ФГБОУ ВО «КНИТУ»)

УТВЕРЖДАЮ
Директор
_____ И.Г. Ахметов
«29» января 2026 г.

АКТ

внедрения результатов исследования Маясовой А.О., принятые к использованию в учебном процессе при чтении дисциплин «Основы научных исследований в химической технологии» и «Проектирование современного технологического оборудования химических и нефтехимических производств»

Настоящим подтверждается, что в учебном процессе Нижнекамского химико-технологического института при подготовке студентов направления подготовки 18.03.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии», профиль «Машины и аппараты химических производств» используются исследования автора, старшего преподавателя кафедры машин и аппаратов химических производств (МАХП), Маясовой Анны Олеговны, посвященные исследованию взаимодействия жидкости и газа на вихревой контактной ступени, интенсификации тепломассообменных процессов в технологических установках химических и нефтехимических предприятий.

Результаты исследований получены сотрудниками кафедры МАХП (старшим преподавателем Маясовой А.О., зав. кафедрой, к.т.н. Мадышевым И.Н.) совместно с сотрудниками кафедры оборудования пищевых производств (доц., к.т.н. Дмитриевой О.С.).

Внедрение результатов исследований в образовательный процесс обеспечивает повышение качества и эффективности изучения студентами дисциплин «Основы научных исследований в химической технологии» и «Проектирование современного технологического оборудования химических и нефтехимических производств», т.к. предусматривает использование новых методик расчета, которые способствуют глубокому пониманию основных концепций и принципов проектирования высокопроизводительного тепломассообменного оборудования. Маясовой А.О. в соавторстве опубликованы 2 учебно-методических пособия, используемые в педагогической практике:

Сагдеев, А. А. Тепло- массообмен : учебно-методическое пособие / А. А. Сагдеев, И. Н. Мадышев, А. О. Маясова. – СПб. : Свое издательство, 2025. – 86 с.

Мадышев, И. Н. Энерго- и ресурсосберегающие процессы и аппараты разделения жидких смесей : учебно-методическое пособие / И. Н. Мадышев, О. С. Дмитриева, А. О. Маясова. – СПб. : Свое издательство, 2025. – 104 с.

Зам. директора по учебной работе — Е.В. Тумаева

Декан механического факультета — А.А. Сагдеев

Заведующий кафедрой МАХП — И.Н. Мадышев

«УТВЕРЖДАЮ»
Исполнительный директор
ПАО «Нижнекамскшина»
_____ Ф.Г. Миннегалиев
«10» апреля 2026 г.

АКТ

о практическом использовании результатов исследований установки вихревого контактного устройства

Комиссия в составе сотрудников ПАО «Нижнекамскшина»: начальника сборочного цеха Красильникова В.А., заместителя начальника сборочного цеха по оборудованию Симонова А.А., специалиста по оснастке сборочного цеха Иванова С.В. слушали сообщение аспиранта Казанского национального исследовательского технологического университета ФГБОУ ВО «КНИТУ» Маясовой А.О. и заведующего кафедрой МАХП НХТИ ФГБОУ ВО «КНИТУ» Мадышева И.Н. о перспективе использования вихревого контактного устройства в установках охлаждения оборотной воды и деаэраторах. При этом представлена методика расчета данной установки, которая включает:

1. Расчет гидравлического сопротивления устройства.
2. Расчет эффективности работы устройства.

Предполагаются следующие результаты:

1. Гидравлическое сопротивление устройства позволяет его использование в существующих технологических схемах.
2. Охлажденная вода может быть использована вторично.
3. Концентрация кислорода в воде может быть снижена до требуемой нормы. Показано согласование с известными экспериментальными данными.

Принято во внимание, что применение представленных разработок и исследований позволит увеличить производительность существующих установок. Представленная методика приемлема для расчета вихревого контактного устройства. Отмечено, что достоинством установки является повышенная пропускная способность по газовой и жидкой фазам, а также сравнительно невысокое гидравлическое сопротивление.

От компании
ПАО «Нижнекамскшина»:
Начальник сборочного цеха
_____ В.А. Красильников
Зам. начальника сборочного цеха
по оборудованию
_____ А.А. Симонов
Специалист по оснастке сборочного цеха
_____ С.В. Иванов

От ФГБОУ ВО «КНИТУ»:
аспирант
_____ А.О. Маясова
доцент, к.т.н.
_____ И.Н. Мадышев
доцент, д.т.н.
_____ О.С. Дмитриева

АКЦИОНЕРНОЕ
ОБЩЕСТВО «ТАНЕКО»

БИЗНЕС-НАПРАВЛЕНИЕ
«НЕФТЕГАЗОПЕРЕРАБОТКА»

а/я 97 РУПС, г. Нижнекамск,
Республика Татарстан, 423570

«ТАНЕКО»
АКЦИОНЕРЛЫК ҖӘМГЫЯТЕ

«НЕФТЕГАЗОПЕРЕРАБОТКА»
БИЗНЕС-ЮНӘЛЕШ

а/я 97 РУПС, Түбән Кама шәһәре,
Татарстан Республикасы, 423570

Телефоны: приемная (8555) 49-02-02, канцелярия (8555) 49-00-41; e-mail: referent@taneco.ru

«30» апреля 20 26 г. № 3926-Исх.

СПРАВКА

об использовании результатов диссертационной работы Маясовой А.О. «Гидродинамика и массообмен при вихревом взаимодействии газо- (паро)-жидкостных фаз в колонных аппаратах»

В рамках решения задачи повышения пропускной способности тепло- и массообменных аппаратов в диссертации А.О. Маясовой разработана конструкция вихревого контактного устройства. Данная конструкция предназначена для проведения процессов ректификации, дистилляции, абсорбции, десорбции в многоступенчатых колонных аппаратах химической, нефтеперерабатывающей и других отраслей промышленности. Приведены результаты исследования гидродинамики и массообмена в вихревом контактном устройстве при различных режимных параметрах работы аппарата, а также конструктивного исполнения контактной ступени. Множество вихрей, образующихся в поперечном сечении контактного устройства обеспечивают интенсивный тепло- и массообмен в закрученном газо- (паро) жидкостном потоке с последующей сепарацией фаз.

Конструкция вихревого контактного устройства представляет большой интерес, имеет большую практическую значимость при решении задач импортозамещения на предприятиях ТЭК РФ. Разработанная инженерная методика расчета вихревого контактного устройства может быть использована при модернизации действующих промышленных установок или проектировании новых тепло- и массообменных аппаратов.

Результаты, полученные в диссертационной работе, позволяют рассматривать внедрение вихревого контактного устройства перспективной для повышения производительности массообменных аппаратов при сохранении достаточно высокой эффективности процессов на предприятиях нефтепереработки и нефтегазохимии.

Начальник технического управления Д.И. Смирнов