

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего
образования
«Московский политехнический университет»
(Московский Политех)

На правах рукописи



Козин Юрий Васильевич

СОЗДАНИЕ КОМБИНИРОВАННОГО КОНТАКТНОГО УСТРОЙСТВА ДЛЯ
ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ

2.6.13. Процессы и аппараты химических технологий

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель,
кандидат химических наук,
профессор,
Беренгартен Михаил Георгиевич

Санкт-Петербург – 2026

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение.....	5
Глава 1. Литературный обзор.....	13
1.1. Массообменные процессы в химической промышленности. Экстракция в системах «жидкость – жидкость».....	13
1.2. Типы экстракционных аппаратов, предъявляемые требования.....	14
1.2.1. Аппаратурное оформление процесса экстракции в системах жидкость-жидкость.....	15
1.3. Способы организации контакта фаз в жидкостных экстракторах колонного типа.....	18
1.3.1. Тарельчатые массообменные устройства.....	19
1.3.2. Насадочные контактные элементы.....	20
1.4. Гидравлические характеристики тарельчатых экстракционных колонн.....	22
1.5. Гидравлические характеристики насадочных колонных экстракторов.....	29
1.6. Расчет числа теоретических и действительных тарелок в колонных экстракторах	33
1.7. Модели для расчета эффективности разделения.....	37
1.8. Модель процессов переноса на ситчатой тарелке.....	38
1.9. Влияние конструктивных особенностей контактных устройств на гидродинамику процессов массообмена.....	42
Заключение по результатам анализа литературных данных.....	44
Глава 2. Разработка новых контактных устройств.....	47
2.1. Запатентованная конструкция комбинированного контактного устройства.....	47
2.2. Определение эффективности и расчет числа ступеней разделения.....	51

2.3. Методы сравнительного исследования комбинированного контактного устройства с тарельчатыми и насадочными массообменными контактными устройствами.....	53
2.4. Алгоритм разработки массообменного контактного устройства.....	62
Глава 3. Методика экспериментального исследования	68
3.1. Объекты и материалы исследования	68
3.1.1. Модельная система	68
3.1.2. Исследуемая промышленная система	71
3.2. Экспериментальная установка и контактное устройство.....	72
3.2.1. Лабораторный стенд	72
3.2.2. Комбинированное контактное устройство	75
3.3. Методики проведения экспериментов	78
3.3.1. Трассерный метод исследования структуры потоков	78
3.3.2. Изучение фазового равновесия	84
3.3.3. Исследование массообмена в комбинированном экстракторе	85
3.4. Аналитические методы контроля	87
3.4.1. ИК-спектрофотометрический анализ	87
3.4.2. Построение градуировочных зависимостей	87
3.4.3. Оценка погрешности измерений	87
3.5. Обработка данных	88
3.5.1. Определение коэффициента распределения	88
3.5.2. Расчёт эффективности массообмена	88
3.5.3. Обработка результатов трассерных исследований	89
3.5.4. Статистическая обработка	89
3.5.5. Обоснование масштабирования результатов на промышленные	

системы	89
3.6. Методика технико-экономической оценки	92
Глава 4. Методика расчета ВЭТТ, ВЕП и перепада давления для разработанного комбинированного контактного устройства	93
4.1. Модели структуры потоков в комбинированном аппарате	93
4.2. Методика расчета высоты, эквивалентной теоретической тарелке (ВЭТТ)	96
4.3. Методика расчета высоты единицы переноса (ВЕП)	105
4.4. Методика расчета гидравлического сопротивления ККУ	107
4.5. Алгоритм инженерного расчета экстрактора с ККУ	109
Выводы по главе 4	111
Заключение	113
Список литературы	114
Приложение 1. Сертификат о калибровке ротаметра	127
Приложение 2. Качество сырья и продуктов экстракции	129
Приложение 3. Патент на полезную модель разработанного экстрактора	130
Приложение 4. Отзыв ОАО «ВНИПИнефть»	131
Приложение 5. Справки об использовании результатов кандидатской диссертационной работы	133
Приложение 6. Расчет экономической эффективности при совершенствовании существующего жидкостного экстрактора колонного типа	135

ВВЕДЕНИЕ

Химическая технология имеет дело с крайне широким разнообразием аппаратов. На предприятиях химической, нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности для процессов разделения жидкостных и газожидкостных систем одним из основных видов оборудования являются массообменные колонны. Повышение энергоэффективности технологических процессов в промышленных аппаратах химической технологии, нефтегазохимического комплекса, энергетики и ряда других отраслей промышленности является актуальной технической задачей. При всем многообразии технологического оборудования и внедренных в промышленность процессов химических технологий требования рынка стимулируют разработку все новых типов оборудования и технологий. Частично эта задача может быть решена за счет совершенствования существующих и создания новых контактных устройств [1-5, 12, 13, 22, 39, 56, 59, 89].

В структуре массообменных процессов химической и смежных отраслей промышленности экстракция в системах "жидкость-жидкость" занимает особое положение. Её применение обусловлено необходимостью разделения многокомпонентных смесей, в том числе термолабильных, близкикипящих и азеотропных, когда традиционные методы - ректификация или выпаривание - либо технически затруднены, либо экономически неэффективны. Экстракция также остается предпочтительным инструментом при извлечении ценных компонентов из разбавленных растворов, очистке сточных вод и выделении токсичных соединений [9, 10, 36, 92, 93, 103, 105, 116].

Несмотря на многолетнюю историю применения и обширный арсенал конструктивных решений, экстракционные аппараты до сих пор не являются универсальными. Эффективность массопереноса в них лимитируется гидродинамической обстановкой: продольным перемешиванием фаз, каналообразованием, байпасированием потоков и неравномерным распределением дисперсной фазы. Современные способы интенсификации, как правило, связаны с

подводом внешней энергии (пульсация, вращение), что увеличивает капитальные и эксплуатационные затраты и не всегда приемлемо для взрывопожароопасных производств [16, 27, 37, 40, 42, 64, 65].

В этой связи разработка новых контактных устройств, позволяющих интенсифицировать массообмен без дополнительных энергозатрат, является актуальным направлением. В настоящей работе предложен подход, основанный на комбинировании тарельчатых и насадочных элементов в одном аппарате с раздельной подачей экстрагента. Экспериментально установлены параметры, обеспечивающие синергетический эффект от такого сочетания, что отличает данное исследование от известных решений [49, 51, 52].

Основу любого массообменного аппарата составляют контактные устройства. Существует множество их конструктивных разновидностей – тарельчатые, насадочные, дисковые и другие. Ежегодно в научной литературе появляются новые данные о работе разнообразных массообменных аппаратов, а также регистрируются десятки патентов на усовершенствованные контактные элементы [71-85]. Столь широкое многообразие конструкций не случайно – оно обусловлено тем, что создать аппарат универсального типа, пригодный для любых условий, на сегодняшний день не представляется возможным. Перспективы развития научных основ химической технологии проанализированы в работах [55, 61, 68, 69, 104, 106].

При подборе аппаратного оформления под конкретную технологическую задачу целесообразно придерживаться следующей логической схемы: сначала выбрать отработанную и хорошо зарекомендовавшую себя в отрасли конструкцию, а затем либо адаптировать известный метод интенсификации, либо разработать новый, более эффективный способ повышения её производительности [94-100].

В настоящее время приоритетным направлением в области массообменных аппаратов является повышение их ресурсо- и энергоэффективности. Повышаются технико-экономические характеристики оборудования (качество, выработка продукции с единицы объема аппарата, стоимость, металлоемкость и т.д.) с целью обеспечения их конкурентоспособности по сравнению с аналогичным

существующим оборудованием. Также активно ведется работа по интенсификации и повышению эффективности существующего оборудования, совершенствованию аппаратного оформления [6, 7, 31, 32, 44, 90, 91].

Жидкостная экстракция применяется при разделении близкокипящих и азеотропных смесей, веществ, чувствительных к повышенным температурам, извлечении компонентов из сильно разбавленных растворов, получении токсичных или особо ценных компонентов, когда невозможно или нецелесообразно разделить компоненты способом ректификации или выпаривания. Механизмы массопередачи в системах «жидкость-жидкость» по-прежнему недостаточно хорошо изучены и описаны математически, несмотря на широкий круг отечественных и зарубежных публикаций.

Основными элементами экстракторов являются контактные устройства. Их конструкции весьма разнообразны. Ежегодно патентуются десятки новых контактных устройств и публикуются результаты их исследований. Такое разнообразие конструкций закономерно, так как невозможно существование универсальных аппаратов.

Таким образом актуальность темы исследования определяется:

- отсутствием универсальных массообменных аппаратов и необходимостью постоянной разработки новых контактных устройств для химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств;
- нацеленностью на ресурсо- и энергосбережение в области нефтегазопереработки и нефтехимии, повышение эффективности капитальных вложений;
- необходимостью детальной оценки возможностей интенсификации функционирования массообменных контактных устройств для процесса экстракции в системах жидкость-жидкость.

Степень разработанности. Фундаментальные принципы для анализа и создания моделей массопереноса, а также для эффективного использования ресурсов и энергии, были разработаны и детально описаны в множестве научных публикаций известных ученых, среди которых академики Кутателадзе С.С.,

Кафаров В.В., Жаворонков Н.М., Леонтьев А.И., Алексеенко С.В., профессора Касаткин А.Г., Плановский А.Н., Кулов Н.Н., Дильман В.В., Комиссаров Ю.А. и другие. Также вклад в данную область внесли члены-корреспонденты РАН, профессора и международные исследователи Данквертс П.В. и Тейлор Э.Ф. Благодаря их работам на сегодняшний день существуют значительные достижения в изучении массообменных процессов и разработки соответствующего оборудования. Но, учитывая ужесточение стандартов в области энергетики и рационального использования ресурсов, а также потребности в замещении иностранного оборудования отечественными аналогами, продолжение научных работ в этих областях является предметом первостепенной важности.

Целью работы является разработка и экспериментальное обоснование комбинированного контактного устройства для жидкостного экстрактора колонного типа, обеспечивающего снижение расхода экстрагента и повышение степени извлечения целевого компонента за счет синергетического эффекта от последовательного применения ситчатых тарелок и регулярной насадки с отдельной подачей экстрагента.

Для решения поставленной цели исследования были определены следующие задачи:

1. Выполнить систематический анализ гидродинамических и массообменных характеристик, существующих тарельчатых и насадочных экстракторов, выявить их недостатки и определить критерии, ограничивающие эффективность массопередачи.

2. Разработать и теоретически обосновать новую конструкцию комбинированного контактного устройства (ККУ) для жидкостных экстракторов, базирующуюся на синергетическом эффекте от последовательной установки ситчатых тарелок и регулярной насадки с отдельной подачей экстрагента.

3. Экспериментально исследовать структуру потоков в разработанном ККУ трассерным методом, установить количественные зависимости числа Пекле от режимных параметров и обосновать снижение продольного перемешивания при комбинировании тарелок и насадки.

4. Получить и обобщить экспериментальные данные по фазовому равновесию в тройной системе «вода – изопропиловый спирт – дизельное топливо», установить температурную зависимость коэффициента распределения и вывести эмпирическое уравнение для его расчета в диапазоне температур 20-70 °С.

5. Разработать и верифицировать методику инженерного расчета высоты массообменной зоны комбинированного экстрактора, учитывающую совместное влияние тарельчатой и насадочной секций, и получить регрессионные зависимости для расчета ВЭТТ, ВЕП и гидравлического сопротивления.

6. Оценить эффективность разработанного ККУ в условиях промышленной системы выделения ароматических углеводородов из стабильного катализата риформинга и подтвердить технико-экономическую целесообразность внедрения.

Научная новизной работы:

Разработана новая конструкция жидкостного экстрактора колонного типа.

Установлен и подтвержден экспериментально положительный эффект синергизма при комбинировании контактных устройств различного типа (ситчатые тарелки и регулярная насадка) в одном аппарате для процессов жидкостной экстракции, заключающийся в интенсификации массообмена и снижении продольного перемешивания фаз.

Получены новые экспериментальные данные по влиянию режимных параметров (соотношение потоков фаз, температура, распределение потоков экстрагента по высоте аппарата) на эффективность массопередачи в комбинированном экстракторе.

Впервые получено эмпирическое уравнение для расчета коэффициента распределения изопропилового спирта в системе «вода – изопропиловый спирт – дизельное топливо» в диапазоне температур 20–70 °С, учитывающее температурную зависимость равновесия фаз.

Разработана усовершенствованная методика расчета высоты массообменной зоны комбинированного экстрактора, учитывающая отдельную подачу экстрагента в зоны тарелок и насадки, что позволяет снизить общий расход экстрагента и повысить энергоэффективность процесса.

Теоретическая и практическая значимость. Теоретическая значимость состоит в развитии методологии расчета массообменных аппаратов с комбинированными контактными устройствами за счет введения новых эмпирических зависимостей, учитывающих синергетический эффект от совместной работы тарелок и насадки. Установленные закономерности влияния гидродинамических факторов на структуру потоков и эффективность массопередачи расширяют существующие теоретические модели и позволяют обоснованно выбирать конструктивные параметры экстракторов для конкретных технологических задач.

Практическая значимость:

1. Разработана новая конструкция массообменного контактного устройства для процессов жидкостной экстракции (патент РФ на полезную модель №213134).
2. Результаты исследований применимы для технологического расчета характеристик жидкостных экстракторов.
3. Усовершенствованная методика расчета коэффициента распределения позволяет рассчитать коэффициент распределения переходного вещества, необходимое соотношение расхода потоков в экстракторе и обеспечивает поиск решений для минимизации энергозатрат на процесс массообмена.
4. Результаты работы будут использованы на АО «Рязанская нефтеперерабатывающая компания» для модернизации экстракционной колонны К-8 установки каталитического риформинга с экстракцией ароматических углеводородов, что подтверждается актом. Результаты работы могут быть применимы при модернизации экстракционных колонн нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятий.

Методологическая основа работы определяется необходимостью развития аппаратного оформления процессов экстракции в направлении повышения ресурсо- и энергоэффективности. Исходным принципом является отказ от создания универсальной конструкции в пользу специализированных решений, адаптированных к конкретным условиям массообмена. Это предопределило логику исследования: от анализа гидродинамических ограничений существующих

аппаратов к синтезу новой конструкции, сочетающей преимущества тарельчатых и насадочных элементов, и далее к экспериментальной верификации и разработке расчетной методики.

Методы исследования: теоретический и индуктивный анализ литературных и документальных источников, обобщение доступной информации, сравнительный анализ, определение массообменных характеристик, анализ экономической эффективности.

Положения, выносимые на защиту:

- конструкция комбинированного контактного устройства (патент на полезную модель № 213134), обеспечивающая интенсификацию массообмена за счет рационального распределения потоков фаз и дополнительной подачи экстрагента в насадочную секцию;
- результаты экспериментальных исследований гидродинамики и массопередачи в комбинированном экстракторе, включая данные о структуре потоков и влиянии соотношения подачи экстрагента на эффективность разделения;
- эмпирическая зависимость коэффициента распределения от температуры для системы «вода – изопропиловый спирт – дизельное топливо», позволяющая корректировать расчет массообменных аппаратов при изменении технологических параметров;
- рекомендации по промышленной реализации разработанного контактного устройства для модернизации колонных экстракторов в процессах выделения ароматических углеводов.

Степень достоверности результатов исследований и выводов подтверждается использованием стандартных, апробированных в лабораторных условиях методов исследования, применением аттестованных средств измерения (Приложение 1), современных методов анализа и корректной статистической обработки, а также массивом экспериментальных литературных и собственных данных (Приложение 2), позволяющих сделать обоснованные выводы, а также опубликованием результатов исследований в рецензируемых научных изданиях, рекомендованных ВАК при Минобрнауки России.

Апробация результатов. Результаты работы были представлены на 3-х отечественных и 5-и международных конференциях:

- Международная научно-практическая конференция «Инновационные научные исследования: теория, методология, тенденции развития (Уфа, 2021);
- VI Международная научная конференция «Теория и практика процессов химической технологии» (Марушкинские чтения), посвященная 100-летию профессора Б.К. Марушкина (Уфа, 2021);
- Всероссийская научно-техническая конференция «Проблемы науки. Химия, химическая технология и экология», (Новомосковск, 2022);
- Всероссийская научно-практическая конференция «Наука-Общество-Технологии-2023» (SST-2023) (Москва, 2023);
Всероссийская студенческая научно-практическая конференция, г. Казань (28–30 мая 2024 г.);
- VI Международный Косыгинский Форум, международный научно-технический симпозиум «Повышение энергоресурсоэффективности, экологической и технологической безопасности процессов и аппаратов химической и смежных отраслей промышленности, посвященный 120-летию со дня рождения П.Г. Романкова (ISTS EESTE-2024) (Москва, 2024);
- XVII Минский международный форум по тепломассообмену (Минск, Беларусь, 20-24 мая 2024);
- XXII Менделеевский съезд по общей и прикладной химии (Федеральная территория «Сириус», Россия, 7-12 октября 2024).

Глава 1. Литературный обзор

1.1. Массообменные процессы в химической промышленности.

Экстракция в системах «жидкость-жидкость»

Экстракция в системах "жидкость-жидкость" представляет собой массообменный процесс, в котором распределение целевого компонента между двумя жидкими фазами определяется их физико-химическими свойствами и гидродинамическими условиями контакта. Несмотря на кажущуюся простоту термодинамического описания (равновесные концентрации, коэффициент распределения), практическая реализация экстракции сталкивается с рядом ограничений, связанных с гидродинамикой двухфазных потоков [7, 17, 30, 41, 43, 48].

Ключевым фактором, определяющим эффективность процесса, является конструкция контактных устройств, обеспечивающих развитую межфазную поверхность и благоприятный режим взаимодействия фаз. Однако, как показывает анализ, большинство существующих аппаратов - как тарельчатых, так и насадочных - имеют существенные недостатки: в тарельчатых экстракторах наблюдается значительный перепад давления, необходимость большего количества ступеней контактирования (тарелок), что требует большего количества энергии и увеличивает металлоемкость оборудования; в насадочных – продольное перемешивание, каналообразование и байпасирование потоков, приводящие к неравномерному распределению дисперсной фазы [50, 54, 107-109].

В связи с этим поиск новых конструктивных решений, позволяющих сочетать преимущества различных типов контактных элементов без ввода дополнительной механической энергии, является актуальным направлением, которому посвящена настоящая работа.

1.2. Типы экстракционных аппаратов, предъявляемые требования

К массообменному оборудованию, включая экстракционные аппараты, предъявляются требования высокой эффективности при минимальных энергетических и материальных затратах. Однако значительное число взаимосвязанных факторов - физико-химические свойства системы, гидродинамический режим, конструктивные параметры контактных устройств - определяют, как предельную производительность, так и качество разделения, что исключает возможность создания универсальных аппаратов и требует разработки специализированных решений для конкретных технологических условий.

Анализ факторов, влияющих на процесс экстракции, показывает, что наиболее значимыми с точки зрения интенсификации являются гидродинамические и конструктивные параметры: структура потоков, удерживающая способность контактных элементов, степень продольного перемешивания, смачиваемость поверхности насадки. Именно эти параметры определяют эффективность массопереноса и, как следствие, высоту аппарата и расход экстрагента [8-11, 110-112].

В этой связи представляет интерес сопоставление двух наиболее распространенных типов контактных устройств - тарельчатых и насадочных. Тарельчатые элементы, обладают практически отсутствием продольного перемешивания, снижающее движущую силу массообмена, однако им присуще более высокий перепад давления [51, 54, 56, 63]. Насадочные элементы обеспечивают эффективное диспергирование одной фазы в другую, имеют развитую удельную поверхность, но склонны к каналообразованию и неравномерному распределению потоков, особенно при увеличении диаметра аппарата [70]. Таким образом, каждый из этих типов имеет преимущества, но ни один не позволяет полностью реализовать потенциал массообмена.

В настоящей работе предложен конструктивный подход, направленный на преодоление указанных ограничений: комбинирование ситчатых тарелок и регулярной насадки в одном аппарате с отдельной подачей экстрагента. Такое

решение позволяет использовать высокую диспергирующую способность насадки для интенсификации массообмена одновременно снижая продольное перемешивание на тарелках, что обеспечивает высокую чистоту поддуктов [48]. При этом отсутствует необходимость в подводе внешней механической энергии, что отличает предлагаемую конструкцию от пульсационных и роторно-дисковых аппаратов.

1.2.1. Аппаратурное оформление процесса экстракции в системах жидкость-жидкость

Выбор аппаратурного оформления процесса подразумевает обеспечение соответствующих гидродинамических условий и наиболее подходящего режима для обмена веществ [6, 7, 14, 15, 113, 114].

По принципу действия экстракторы делятся на аппараты с периодическим и непрерывным режимом контакта фаз. К периодическим принадлежат так называемые аппараты смешения и отстаивания, а к категории с непрерывным (постоянным) контактом – разнообразные по конструкции экстракционные колонны. Современные разработки в области тарельчатых контактных устройств представлены в работах [19, 33, 45, 82].

Смесительно-отстойный экстрактор (рисунок 1.1) состоит из смесителя, в котором происходит процесс экстракции, и отстойника. При периодическом процессе экстракция и отстаивание происходит в одном аппарате. При непрерывном процессе организовывается постоянный противоток фаз. Перемещение жидкостей между аппаратами осуществляется с помощью насосов. К достоинствам смесительно-отстойных экстракторов можно отнести высокую эффективность контакта фаз, которая достигается путем увеличения числа ступеней, или повышением эффективности на ступени за счет увеличения интенсивности перемешивания. К недостаткам этих экстракторов можно отнести громоздкость и необходимость применения насосов для транспортировки потоков.

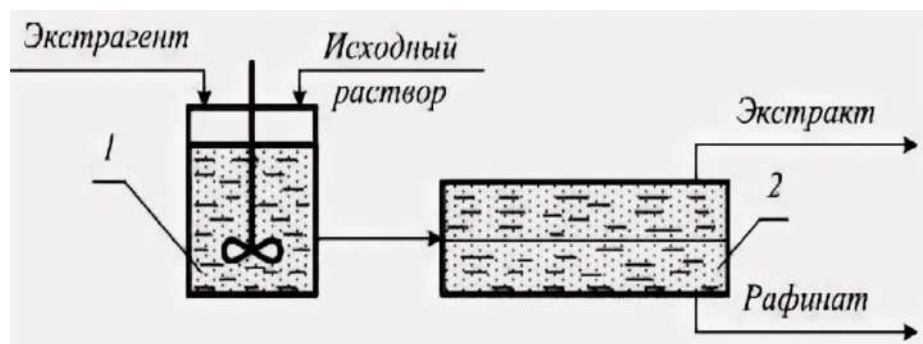


Рисунок 1.1 – Принципиальная схема смесительно-отстойного экстрактора:
1- смеситель; 2 - отстойник

Среди колонных устройств для экстракции, как показано на рисунке 1.2, широкое применение нашли устройства с распылением, с насадками и с тарелками, а также конструкции с подводом внешней энергии: с мешалками, роторно-дисковые [18, 19, 21, 40, 46].

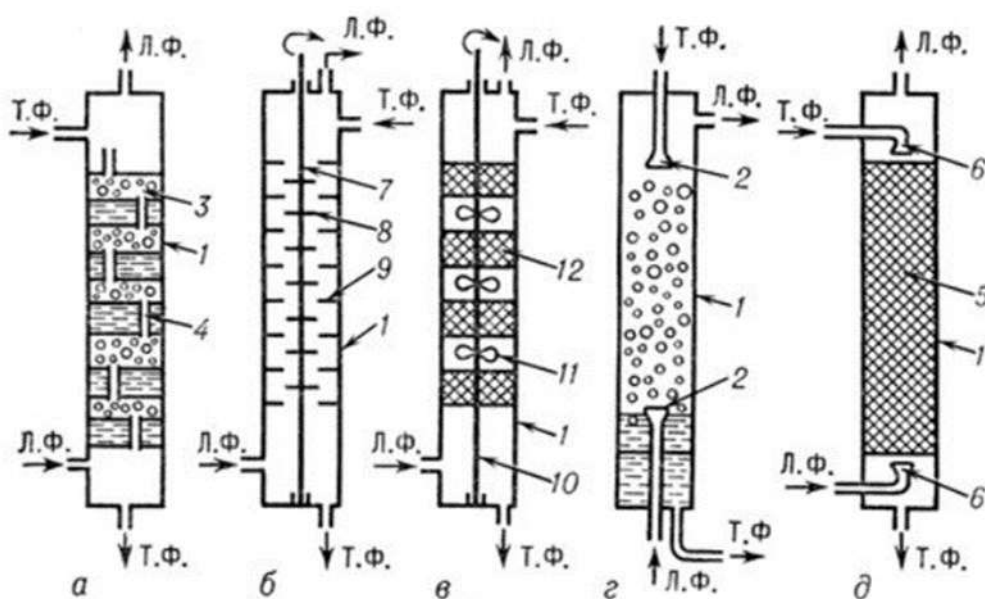


Рисунок 1.2 - Колонные экстракторы:
а – экстрактор с ситчатыми тарелками; б - роторно-дисковый экстрактор;
в – экстрактор с мешалками; г - распылительная колонна;
д – насадочный экстрактор

Распылительные колонны отличаются простотой конструктивного исполнения, поскольку в них отсутствуют какие-либо внутренние контактные устройства – имеются лишь узлы подвода и диспергирования жидкостей. Однако именно эта конструктивная особенность становится причиной снижения

эффективности работы таких аппаратов: из-за интенсивного продольного перемешивания фаз движущая сила массообмена заметно падает.

В насадочных колоннах для повышения эффективности контакта между фазами используются специальные контактные элементы – насыпная насадка. Важно обеспечить лучшую смачиваемость насадки сплошной фазой по сравнению с дисперсной. Для препятствия каналообразованию и минимизации продольного перемешивания в насадке, она укладывается слоями, между которыми монтируются распределительные тарелки. Эти тарелки способствуют эффективному диспергированию и равномерному распределению жидкой фазы по поперечному сечению насадки. Развитие конструкций регулярных насадок отражено в работах [20, 24, 28, 29].

В промышленности применяется большое многообразие экстракционных колонн с перфорированными тарелками. Перфорация обеспечивает диспергацию потоков и эффективный процесс массообмена между фазами.

Роторно-дисковый экстрактор является типом экстракционной колонны, где внутреннее пространство занимают диски, фиксированные на вертикальной оси вала и вращающиеся внутри. Конструкция колонны дополнительно включает кольцевые перегородки, смонтированные на её корпусе. По схожему конструктивному принципу собраны и многосекционные экстракторы, оснащённые мешалками, где каждая секция формируется парой кольцевых барьеров и включенной в их пространство мешалкой.

В пульсационных экстракторах интенсификация массообмена производится подачей жидкости насосом или газа компрессором. Насос и компрессор в данном случае называются пульсаторами [40].

Представленный обзор показывает, что, несмотря на разнообразие конструктивных решений, каждый из рассмотренных типов экстракционных аппаратов имеет ограничения, существенные с точки зрения эффективности массообмена. Смесительно-отстойные экстракторы обеспечивают высокую эффективность, но требуют значительных площадей и затрат на перекачивание фаз. Распылительные колонны просты конструктивно, но характеризуются

интенсивным продольным перемешиванием. Насадочные аппараты обладают развитой поверхностью контакта, однако склонны к каналообразованию и байпасированию потоков, особенно при увеличении диаметра. Тарельчатые колонны обеспечивают хорошее диспергирование, но обладают высоким перепадом давления. Аппараты с подводом внешней энергии (пульсационные, роторно-дисковые) позволяют интенсифицировать массообмен, но за счет усложнения конструкции, увеличения энергозатрат и, в ряде случаев, снижения надежности.

Таким образом, ни один из существующих типов экстракторов не обладает одновременно высокой эффективностью массопередачи, низким гидравлическим сопротивлением, простотой конструкции и минимальными энергозатратами. Это обстоятельство определяет необходимость поиска новых конструктивных решений, позволяющих сочетать преимущества различных типов контактных устройств и компенсировать их недостатки. В настоящей работе предложен подход, основанный на комбинировании ситчатых тарелок и регулярной насадки в одном аппарате с отдельной подачей экстрагента, что позволяет достичь синергетического эффекта без ввода дополнительной механической энергии [48-52].

1.3. Способы организации контакта фаз в жидкостных экстракторах колонного типа

К массообменным устройствам предъявляются требования высокой эффективности, низкого гидравлического сопротивления, широкого диапазона нагрузок, простоты изготовления и эксплуатации [3-5, 30, 35, 47]. Однако практика показывает, что ни один из существующих типов контактных устройств не удовлетворяет этим требованиям в полной мере. В промышленности жидкостной экстракции примерно равные доли занимают насадочные и тарельчатые колонны, что отражает их взаимодополняющие характеристики: насадочные аппараты предпочтительны при низких гидравлических сопротивлениях и высоких

нагрузках, тарельчатые - при необходимости получения высокой чистоты продуктов, исключения обратного (продольного) перемешивания потоков. Вместе с тем каждый из этих типов имеет ограничения, связанные с гидродинамическим несовершенством: в насадочных колоннах, наблюдается каналообразование и неравномерное распределение потоков, продольное перемешивание и обратные токи, в тарельчатых – высокий перепад давления, большее число ступеней контакта.

Это обстоятельство указывает на целесообразность разработки комбинированных контактных устройств, способных объединить преимущества тарельчатых и насадочных элементов. В настоящей работе такой подход реализован путем последовательной установки ситчатых тарелок и регулярной насадки с раздельной подачей экстрагента, что позволяет снизить продольное перемешивание и повысить эффективность массообмена без существенного увеличения гидравлического сопротивления [48-50].

1.3.1. Тарельчатые массообменные устройства

Тарельчатые контактные устройства классифицируются по направлению движения фаз: перекрестноточная, перекрестно-прямоточная, противоточная; прямоточная (рисунок 1.3). Каждый тип имеет свои преимущества и ограничения. Перекрестноточные обладают высокой производительностью, но характеризуются повышенным гидравлическим сопротивлением. Перекрестно-прямоточные имеют более низкое гидравлическое сопротивление, но возможен унос легкой фазы с тяжелой, снижение движущей силы процесса. Противоточные тарелки просты конструктивно, но ограничены по нагрузкам. Прямоточные тарелки обеспечивают наибольшее время контакта фаз и высокую эффективность разделения, однако их конструкция сложнее [25, 87, 88].

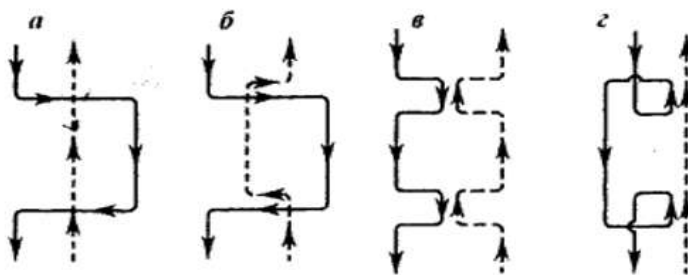


Рисунок 1.3 – Схемы движения фаз на тарелке:
а – перекрестноточная; б – перекрестно-прямоточная;
в – противоточная; г – прямоточная

Наиболее близкими к задачам жидкостной экстракции являются перекрестноточные и противоточные (провальные) тарелки.

В настоящей работе в качестве тарельчатого элемента комбинированного контактного устройства выбраны ситчатые тарелки (рисунок 1.4), так как они обеспечивают хорошее диспергирование легкой фазы и предотвращают обратное перемешивание, что особенно важно для сохранения движущей силы массообмена в насадочной секции, расположенной ниже по потоку.



Рисунок 1.4 – Ситчатая тарелка

1.3.2. Насадочные контактные элементы

Насадочные колонны отличаются простотой конструкции и развитой поверхностью контакта фаз, которая обеспечивается специальными элементами — насадками. Взаимодействие фаз происходит непрерывно по всей высоте слоя

насадки, что принципиально отличает их от тарельчатых аппаратов, где массообмен осуществляется дискретно — по тарелкам.

Насадки (рисунок 1.5) классифицируются на нерегулярные (насыпные) и регулярные (структурированные). Регулярные насадки, в отличие от насыпных, обеспечивают упорядоченное движение потоков, более низкое гидравлическое сопротивление и предсказуемую гидродинамику [18, 20, 22, 26, 119]. Именно эти свойства делают регулярные насадки предпочтительными для использования в комбинированных контактных устройствах, где важно сохранить структуру потоков после тарельчатой секции. Патентные разработки в области структурированных насадок активно ведутся [73, 79, 84, 85, 112], однако их применение в экстракционных аппаратах в сочетании с тарелками систематически не исследовано.

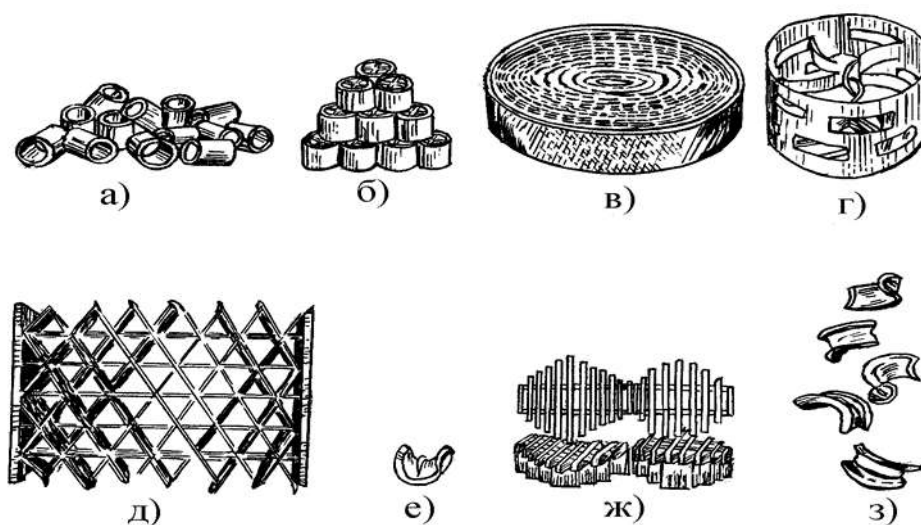


Рисунок 1.5 – Типы насадок:

- а) кольца Рашига, беспорядочно уложенные (навалом); б) кольца, уложенные регулярно; в) насадка Гудлос; г) кольца Палля; д) насадка «Спрейпак»; е) седла Берля; ж) хордовая насадка; з) седла «Инталлокс»

Критическим фактором эффективности насадочных аппаратов является смачиваемость поверхности насадки: она должна предпочтительно смачиваться сплошной фазой, что предотвращает коалесценцию капель дисперсной фазы и

обеспечивает равномерное распределение потоков [67, 71, 80, 81, 83]. В разработанном комбинированном устройстве [72] используется регулярная насадка треугольного профиля из нержавеющей стали, которая хорошо смачивается водой (экстрагентом), что обеспечивает стабильную гидродинамику в насадочной секции.

Таким образом, выбор регулярной структурированной насадки для ККУ обусловлен ее низким гидравлическим сопротивлением, развитой удельной поверхностью и упорядоченной структурой, что позволяет эффективно использовать ее совместно с ситчатыми тарелками без риска каналообразования и байпасирования потоков.

1.4. Гидравлические характеристики тарельчатых экстракционных колонн

Режимы истечения диспергируемой жидкости.

Чтобы определить параметры массообмена в процессе экстракции для систем «жидкость-жидкость», нужно иметь информацию о структуре потоков двухфазной системы, скоростях перемещения капель и их размерах, а также об уровне подпора жидкости в аппарате [10, 16, 115, 117].

В тарельчатых экстракционных колоннах интенсивность массообмена достигается за счёт многократного диспергирования и перераспределения контактирующих фаз. Проходя сквозь отверстия в тарелках, капли под действием гравитации (разности плотностей фаз) движутся в межтарельчатом пространстве – вверх или вниз, после чего на следующей тарелке вновь коалесцируют в общий слой. В процессе движения капли подвергаются различным механическим воздействиям. В частности, возможны их столкновения между собой или с внутренними поверхностями аппарата, что может приводить либо к слиянию капель (коалесценции), либо к их разрушению с образованием более мелких частиц. Кроме того, на капли влияют колебания скорости потока, вызванные турбулентностью несущей (сплошной) фазы [34, 57, 118, 120].

В зависимости от метода диспергирования – с использованием распылителей (форсунок или сопел) разной геометрии либо перфорированной тарелки массообменного устройства – процесс образования капель при разделении жидких фаз подразделяют на два типа: 1) капельный режим и 2) струйный (или потоковый) режим [22, 57, 58].

При низких скоростях истечения дисперсной фазы формируются отдельные капли. Когда же скорость истечения становится достаточно высокой, жидкость выходит из отверстия в виде непрерывной струи, которая по мере удаления от среза отверстия теряет устойчивость и распадается на большое количество капель [53, 54].

Для случая диспергирования органических жидкостей в водную среду через распылительные сопла с диаметрами отверстий в диапазоне 0,35–1,3 мм критическое условие перехода от капельного к струйному режиму описывается следующим эмпирическим соотношением [54]:

$$Re_{пер} = 0,0067\mu^{-1,154}, \quad \mu = \frac{\mu_c + 5\mu_D}{\mu_D}, \quad (1.1)$$

где $Re = (V_{ос}d_k\rho_c)/\mu_c$ - число Рейнольдса; $V_{ос}$ - скорость осаждения капли, м/с; d_k - диаметр капли, м; ρ_c - плотность сплошной фазы, кг/м³; μ_c , μ_D - динамические вязкости сплошной и дисперсной фаз соответственно, Па·с.

Как отмечено в источнике [37], изменение режима истечения происходит при линейной скорости диспергируемой жидкости, которую можно рассчитать по следующей зависимости:

$$U_D = 4,4d_0^{0,5} \cdot \sigma^{0,2}, \quad (1.2)$$

где d_0 - диаметр отверстия сопла (форсунки), выраженный в метрах; σ - межфазное натяжение на границе раздела контактирующих жидкостей, Н/м.

Результаты экспериментальных исследований показывают, что смена капельного режима истечения жидкости на струйный при прохождении потока через отверстия тарелки имеет место при достижении числом Рейнольдса значения $Re = 438$ [64, 65].

Определение диаметра капель.

Хейвортом и Трейбэлом [92] предложена следующая зависимость для вычисления диаметра капель, образующихся при капельном режиме истечения:

$$\begin{aligned} \frac{\pi d_k^3}{6} + 31,8 \cdot 10^{-10} \left(\frac{\pi d_k^3}{6} \right)^{3/2} \left(\frac{\rho_D V_{oc}^2}{\Delta \rho} \right) = \\ = 16,2 \cdot 10^{-9} \left(\frac{\sigma d_0}{\Delta \rho} \right) + 5,85 \cdot 10^{-3} \left(\frac{d_0^{0,75} U_{от}^{0,37} \mu_c^{0,19}}{\Delta \rho} \right)^{3/2}, \end{aligned} \quad (1.3)$$

где $U_{от}$ – скорость жидкости внутри сопла, м/с; V_{oc} – скорость осаждения капли, м/с;
 d_0 – диаметр отверстия сопла, м; d_k – диаметр капли, м;
 $\Delta \rho = \rho_c - \rho_D$ – разность плотностей фаз.

Для распылительных сопел, имеющих диаметры в интервале от 0,35 до 1,3 мм, Гельпериным Н.И. и его соавторами [22] было предложено следующее эмпирическое соотношение, описывающее процесс капельного истечения:

$$d_k = d_0 \left[1,82 + 0,2 \left(\frac{\rho_c - \rho_D}{\rho_D} \right)^{0,96} \right] \left(\frac{\sigma}{d_0^2 \rho_D g} \right)^{0,36} \quad (1.4)$$

Измерение диаметра капель в пределах значений критерия Вебера $We = 0,032 \div 9,75$ дало хорошую согласованность с расчетными величинами из критериального уравнения [57]:

$$\frac{d}{d_{отв}} = \left[1,82 + 0,2 \left(\frac{\rho_D}{\rho_c - \rho_D} \right)^{0,96} \right] We^{0,36}, \quad (1.5)$$

где $d_{отв}$ – диаметр отверстия сопла;

ρ_c, ρ_D – плотности сплошной и диспергированной фаз;

We – критерий Вебера.

В работе [44] для определения размера капель при капельном истечении приводится формула:

$$V = \pi R f(R) \left[1 + 2,39 R We_c^{\frac{1}{3}} - 0,485 We_c + 19 R^{\frac{7}{3}} \left(\frac{\mu_c U_{от}}{\sigma} \right) \right], \quad (1.6)$$

где $V = \frac{\pi d^3}{6 \gamma^3}$ – безразмерный объем капель,

$R = \frac{d_0}{2 \gamma}$ – безразмерный радиус отверстия,

$$We_c = \frac{(\rho_c + \rho_D) d_0 V_{0c}^2}{2\sigma} - \text{число Вебера, } \gamma = \sqrt{2\sigma / (g\Delta\rho)}.$$

Функция $f(R)$ приведена на рисунке 1.6.

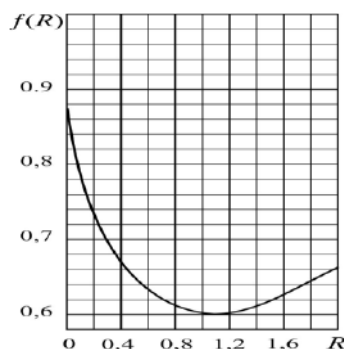


Рисунок 1.6 - Функция $f(R)$ для расчета размеров капель при капельном истечении из отверстий

Если объёмный расход дисперсной фазы через отверстие сопла либо тарелки превышает некоторое пороговое значение, то вместо формирования отдельных капель возникает сплошная струя. На определённом удалении от выходного сечения эта струя теряет гидродинамическую устойчивость и распадается на множество капель, размеры которых могут существенно различаться между собой.

Для надёжной эксплуатации аппарата в режиме устойчивого струйного течения необходимо, чтобы скорость движения диспергированных частиц как минимум на 20% превышала критическую величину $W_{кр}$. Значение $W_{кр}$ соответствует точке перехода от капельного режима к струйному. В частности, для бинарной системы «керосин – вода» в инженерных расчётах используют соотношение $W_{кр} = 4,4 / d_0$, при этом скорость истечения жидкости через отверстия составляет $V_0 = 5,28 / d_0$ [54].

Зависимость среднего размера капель от числа Рейнольдса Re и диаметра отверстий d_0 при струйном истечении имеет вид:

$$d_k = \alpha \frac{d_0}{Re^{0,15}}, \quad (1.7)$$

где α – константа, зависящая от физико-химических свойств системы и формы отверстия.

Размер средней каплеобразной частицы в потоке жидкости, который становится уже по мере движения вперёд, устанавливается следующим образом:

$$d_k = \frac{1,672 d_0}{\alpha^{1/4} \beta^{1/3}}, \quad (1.8)$$

где коэффициенты α и β определяются по формулам:

$$\alpha = 1 + 6750 \left(\frac{8R^2}{1,8 + We} \right)^{1,4} We^{0,706} \left(\frac{g d_0^3 \rho_D^2}{\mu_D \mu_c} \right)^{-0,35},$$

$$\beta = 0,28 + 0,4 \exp[-0,56(\alpha - 1)]$$

Прохождение жидкости через отверстия завершается разрушением струи с образованием отдельных капель. В практических условиях используются тарелки, перфорация которых подобрана таким образом, чтобы линейная скорость жидкости в отверстиях составляла 0,15–0,3 м/с. Значение данной скорости может быть определено по следующей формуле [86]:

$$U_{от} = 2,69 \left(\frac{d_j}{d_0} \right)^2 \left(\frac{\sigma/d_1}{0,5137 \rho_D + 0,4719 \rho_c} \right)^{0,5}, \quad (1.9)$$

$$\text{при } \frac{d_0}{\sqrt{\sigma/g\Delta\rho}} < 0,785, \quad \frac{d_0}{d_j} = 0,485 \left[\frac{d_0}{(\sigma/g\Delta\rho)^{0,5}} \right]^2 + 1;$$

$$\text{при } \frac{d_0}{\sqrt{\sigma/g\Delta\rho}} > 0,785, \quad \frac{d_0}{d_j} = \frac{1,51 d_0}{(\sigma/g\Delta\rho)^{0,5}} + 0,12,$$

где d_j, d_0 – диаметры струи и сопла, м; $\Delta\rho = \rho_c - \rho_D$.

Общие закономерности гидродинамики массообменных аппаратов систематизированы в работе [60, 62, 66, 101, 121-123].

В процессе диспергирования жидкости всегда образуется поток капель, отличающихся друг от друга по размерам. Поэтому при экспериментальной оценке данного параметра оперируют, как правило, лишь усреднёнными характеристиками.

Геометрические размеры формирующихся капель играют значимую роль в интенсивности массообмена. Их величина определяется, с одной стороны, диаметром отверстий в перфорированной тарелке, а с другой – межфазным натяжением взаимодействующих жидкостей.

Температурные условия влияют на массопередачу: повышение температуры увеличивает коэффициент диффузии, этот показатель меняется в обратной зависимости от вязкости взаимодействующих фаз.

Высота слоя дисперсной фазы под тарелкой.

При течении жидкостей через отверстия в тарелках наблюдается диспергирование и коалесценция капель. Их многократное чередование обновляет межфазную поверхность и интенсифицирует извлечение целевого компонента. Перфорированные тарелки также уменьшают обратное перемешивание.

Сплошная фаза движется по тарелкам и переходит на следующую нижерасположенную ступень через переливные устройства. В зазоре между переливом и тарелкой образуется слой дисперсной фазы из-за слияния капель, прошедших через отверстия нижележащей тарелки.

Расстояние между тарелками в типовых конструкциях – 0,15–0,6 м; его уменьшение повышает эффективность массообмена. В колоннах большого диаметра (с учётом монтажа и обслуживания) расстояние принимают 0,5–0,6 м.

Высота накопленного на тарелке слоя дисперсной фазы определяется диаметром отверстий, физико-химическими свойствами жидкостей, перепадом давления и скоростями потоков.

Захлебывание наступает, когда этот слой доходит до переливной планки и тогда дисперсная фаза переходит на верхнюю тарелку, вызывая неконтролируемый возврат фаз (обратное перемешивание) и срыв противотока [23]. Чтобы избежать этого, высота слоя дисперсной фазы должна быть достаточно низкой.

Общая высота слоя $h_{\text{сл}}$ рассчитывается как сумма напоров, создаваемых обеими фазами:

$$h_{\text{сл}} = h_c + h_D \quad (1.10)$$

Для дисперсной фазы справедливо следующее выражение:

$$h_D = h_o + h_\sigma \quad (1.11)$$

где h_o – напор, требуемый для вытекания жидкости из отверстий тарелки, м;
 h_σ – напор, расходуемый на преодоление сил поверхностного натяжения, м.

Величина h_o вычисляется по формуле [58]:

$$h_o = \frac{U_{от}^2 [1 - (S_o/S)^2] \rho_D}{2g(0,67)^2 \Delta \rho}, \quad (1.12)$$

где S_o – суммарная площадь поперечного сечения всех струй;

S – площадь поперечного сечения колонны (без учёта сечений переливных устройств);

$U_{от}$ – скорость жидкости в сопле, м/с; $\Delta \rho = \rho_c - \rho_D$.

Значение h_σ определяется следующим образом:

$$h_\sigma = \frac{6 \sigma}{d'_k \Delta \rho g}, \quad (1.13)$$

где d'_k – диаметр капли при скорости жидкости в отверстии $u'_{от} = 0,03$ м/с, (когда $u'_{от} > 0,03$ м/с, величиной h_o можно пренебречь); σ – поверхностное натяжение на межфазной границе «жидкость – жидкость», Н/м [54].

Гидравлические потери при течении сплошной (непрерывной) фазы складываются из нескольких составляющих. Первая составляющая – потери на трение в пределах переливного устройства. Вторая – затраты на преодоление локальных сопротивлений, обусловленных внезапным сужением потока при входе в перелив и его последующим расширением на выходе из него. Дополнительные потери возникают также из-за резкой смены направления течения жидкости, которая происходит в двух различных плоскостях. Суммарная величина потерь напора рассчитывается по формуле:

$$h_c = \frac{4,5 u_{пер.с}^2 \rho_c}{2g \Delta \rho}, \quad (1.14)$$

где $u_{пер.с}^2$ – линейная скорость сплошной фазы в переливе.

1.5 Гидравлические характеристики насадочных колонных экстракторов

Для интенсификации процессов коалесценции и диспергирования в экстракционных колоннах применяют специальные насадочные элементы, позволяющие значительно увеличить межфазную поверхность контакта и, соответственно, ускорить массообмен. Такие аппараты наиболее эффективны при работе с системами, не содержащими твёрдых взвешенных частиц. Они способны обеспечить высокую степень очистки, сопоставимую с действием нескольких теоретических ступеней [11, 18, 26].

Смачиваемость насадки является одним из ключевых факторов при её выборе. Если поверхность насадочного элемента предпочтительно смачивается сплошной фазой, то это препятствует нежелательной коалесценции капель и способствует более равномерному орошению поперечного сечения колонны. Например, керамические и фарфоровые материалы лучше смачиваются водой, в то время как насадки из углеродных материалов или пластика оказываются более предпочтительными при работе с органическими средами.

В зависимости от типа насадки (регулярная или нерегулярная) её либо упорядоченно укладывают, либо засыпают навалом таким образом, чтобы свести к минимуму эффекты каналообразования и пристеночного байпасирования потоков. Для снижения этих негативных явлений, а также для равномерного распределения потоков при подаче дисперсной и сплошной фаз используют сопла и специальные распределители. Фиксация слоя насадки осуществляется с помощью колосниковых решёток либо металлических перфорированных тарелок.

Для уменьшения продольного смещения и предотвращения каналообразования через каждые 3–3,5 м по высоте колонны устанавливают перераспределители потоков. Эти же устройства используют для диспергирования сплошной фазы и начального распределения обеих фаз в нижней (входной) зоне аппарата.

В свободном пространстве в верхней либо нижней части колонны (на выходе из аппарата) происходит гравитационное разделение дисперсной и сплошной фаз. При необходимости для повышения чёткости разделения может быть предусмотрен дополнительный отстойник [21, 30].

Удерживающая способность насадки по дисперсной фазе зависит от её порозности (доли свободного объёма), количества задерживаемой дисперсной фазы и скорости её движения. Для систем типа «жидкость – жидкость» характерный геометрический размер стандартных насадочных элементов (например, колец или седел) можно оценить с помощью следующего эмпирического соотношения [36]:

$$d_n^* = 2,45 \left(\frac{\sigma}{\Delta \rho g} \right)^{0,5}, \quad (1.15)$$

где σ – поверхностное натяжение на межфазной границе «жидкость – жидкость», $\Delta \rho$ – разность плотностей контактирующих фаз.

При превышении насадочными элементами некоторого критического геометрического размера диаметр капель дисперсной фазы d_k поток стабилизируется и практически перестаёт зависеть как от типоразмера насадки, так и от скоростного режима движения фаз. Указанный эффект наблюдается, когда размер отверстий (или характерный размер ячейки) достигает примерно 12 мм и более [54].

В условиях, когда диаметр насадки превосходит критическое значение, а также при малых расходах дисперсной фазы Q_D , удерживающая способность возрастает почти линейно вплоть до некоторого предела. Дальнейшее повышение интенсивности потока приводит к более резкому росту этого параметра, сопровождающемуся активной коалесценцией частиц дисперсной фазы. При дальнейшем возрастании Q_D возможна фазовая инверсия, при которой исходно сплошная фаза переходит в дисперсное состояние, а дисперсная – в сплошное, что нередко заканчивается захлёбыванием колонны.

Для количественного описания удерживающей способности по дисперсной фазе применяют следующее уравнение [28]:

$$\frac{Q_D}{\varepsilon} + \frac{Q_c}{\varepsilon(1-\varphi)} = u_D(1 - \varphi), \quad (1.16)$$

где ε – доля свободного объема насадки (порозность насадочного слоя);
 u_D – характеристическая скорость (предельная скорость капли при $Q_c = 0$ и малых значениях Q_D);

Q_c, Q_D – объемные (фиктивные) скорости сплошного и дисперсного потоков;

φ – удерживающая способность колонны по дисперсной фазе.

Для переходного режима, когда скорости движения фаз составляют 50–70% от скоростей, соответствующих началу захлёбывания, используется соотношение [28]:

$$\varphi = \frac{[(Q_D/Q_c)^2 + 8Q_D/Q_c]^{0,5} - 3Q_D/Q_c}{4(1 - Q_D/Q_c)} \quad (1.17)$$

При расчёте насадочных колонн рекомендуется [7] принимать значение удерживающей способности в интервале 0,15–0,2 при условии $Q_D / Q_c < 0,5$.

При диаметре колонны $D_a > 0,075$ м средний размер капель практически не зависит от типоразмера насадки и для равновесных жидкостей определяется по формуле [56]:

$$d_k = 0,92 \left(\frac{\sigma}{\Delta \rho g} \right)^{0,5} \left(\frac{u_D \varepsilon}{Q_D} \right) \quad (1.18)$$

Если система не находится в равновесном состоянии, направление массопереноса оказывает существенное влияние на размер капель. При перемещении целевого компонента из дисперсной фазы в сплошную объём капель возрастает, тогда как при обратном (противоположном) направлении массопереноса их геометрические характеристики существенно изменяются [56].

Процесс диспергирования необходимо организовать таким образом, чтобы начальный размер образующихся капель превышал расчётные значения, получаемые по формуле (1.18). Это обеспечит их достаточно быстрое разрушение после прохождения через насадку и позволит достичь критических параметров, необходимых для эффективной работы аппарата.

Удельная межфазная поверхность выражается следующим соотношением [54]:

$$a_v = \frac{6\varepsilon}{d_k} = \frac{6Q_D}{d_{ko}u_D}, \quad (1.19)$$

где d_{ko} – диаметр капли при скорости потока u_D .

Предельную нагрузку, соответствующую началу захлёбывания, можно определить по формуле [54]:

$$Q_{з.с} = \frac{C(\Delta\rho)^{0,625}}{\rho_D^{0,275} \rho_c^{0,125} \mu_D^{0,1} \mu_c^{0,125} (\sigma/\sigma')^{0,625} (a_v/\varepsilon^{0,12})^{0,838}}, \quad (1.20)$$

где σ/σ' – отношение поверхностных натяжений на границах «жидкость – жидкость» и «жидкость – насадка»;

μ_c, μ_D – динамическая вязкость сплошной и дисперсной фаз соответственно.

Значение коэффициента C находят по следующим эмпирическим зависимостям [54]:

$$C = 7,35 \cdot 10^{-2} (Q_c/Q_D)^{0,564} \text{ при } Q_c/Q_D = 0,05 \div 1,4,$$

$$C = 9,74 \cdot 10^{-2} (Q_c/Q_D)^{0,295} \text{ при } Q_c/Q_D = 1,4 \div 10.$$

Для жидкостей с вязкостью менее 6 сП расчёт предельных нагрузок допустимо выполнять по эмпирическому уравнению Делла и Пратта [88]:

$$\left[1 + 0,835 \left(\frac{\rho_D}{\rho_c} \right)^{1/4} \left(\frac{Q_D}{Q_c} \right)^{1/2} \right] = C \left[\frac{Q_c a_v}{g E^3} \left(\frac{\rho_c}{\Delta\rho} \right) \sigma^{0,25} \right]^{-1/4}, \quad (1.21)$$

где a_v – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

E – свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Значения коэффициента C для колец Рашига приведены в таблице 1.1 [87].

Таблица 1.1 - Коэффициент C для колец Рашига

Диаметр кольца d_n , мм	9,5	12,7	19,0	25,4	38,0
Коэффициент C	0,70	0,75	0,80	0,82	0,82

Помимо упомянутого уравнения, существуют также формулы для определения критических нагрузок, полученные В.В. Кафаровым, Ю.И. Дытнерским и рядом других исследователей, которые широко используются в научных работах.

1.6 Расчет числа теоретических и действительных тарелок в колонных экстракторах

Чтобы найти действительное число тарелок для заданной глубины разделения в тарельчатых экстракторах, используют потарелочный метод с КПД ступеней [21].

В аппаратах с жидкостями разной плотности извлечение компонента идёт в режиме противотока фаз (сплошная сверху, дисперсная снизу). Рассмотрена их модель взаимодействия (рисунок 1.7). Извлекаемый компонент переходит из дисперсной фазы (C_D) в сплошную (C_c).

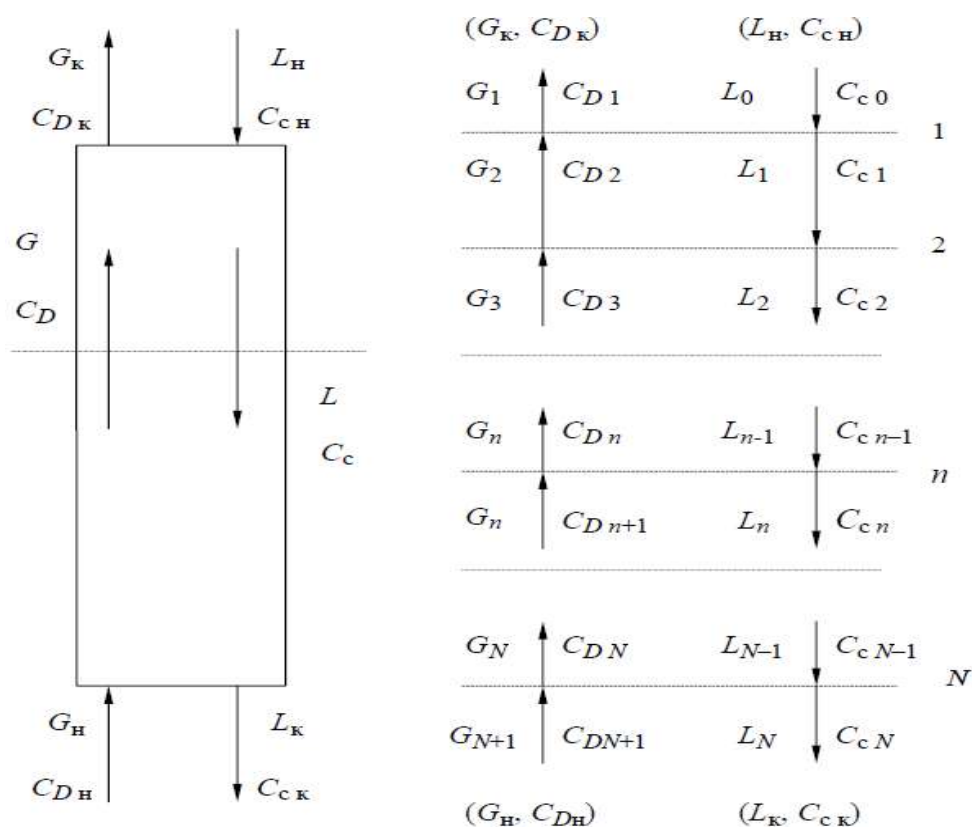


Рисунок 1.7 - Схема движения потоков в противоточном тарельчатом колонном экстракторе: L , G – массовые расходы сплошной и дисперсной фаз соответственно, n – номер тарелки.

КПД тарелки по Мэрфри – это отношение реального изменения состава жидкости на тарелке к движущей силе. Для дисперсной фазы выражение имеет следующий вид [27]:

$$E_D = \frac{\bar{C}_{Dn+1} - \bar{C}_{Dn}}{\bar{C}_{Dn+1} - \bar{C}_c^* | \bar{C}_D} \quad (1.22)$$

по сплошной:

$$E_c = \frac{\bar{C}_{cn-1} - \bar{C}_{cn}}{\bar{C}_{cn-1} - \bar{C}_c^* | \bar{C}_D} \quad (1.23)$$

где $\bar{C}_{Dn+1}$ – усреднённый состав экстрагируемой смеси, поступающей на n-ю тарелку; $\bar{C}_{Dn}$ – усреднённый состав экстрагируемой смеси, поднимающейся с n-й тарелки; $\bar{C}_c^* | \bar{C}_D$ – состав экстрагируемой смеси, находящийся в равновесии с экстрагентом, уходящим с n-й тарелки; $\bar{C}_{cn-1}$ – состав экстрагента, подаваемого на n-ю тарелку; $\bar{C}_{cn}$ – состав экстрагента, покидающего n-ю тарелку; $\bar{C}_c^* | \bar{C}_D$ – состав экстрагента, равновесный с усреднённым составом экстрагируемого раствора.

Материальный баланс в колонных экстракционных (массообменных) аппаратах выражается следующим образом [27]:

– покомпонентный материальный баланс:

$$G_H C_{DH} + L_H C_{CH} - G_K C_{DK} - L_K C_{CK} = 0 \quad (1.24)$$

$$G_H (1 - C_{DH}) - G_K (1 - C_{DK}) = 0 \quad (1.25)$$

$$L_H (1 - C_{CH}) - L_K (1 - C_{CK}) = 0 \quad (1.26)$$

– общий материальный баланс:

$$L_H + G_H - L_K - G_K = 0 \quad (1.27)$$

где: L – расход экстрагента; G – расход экстрагируемой смеси; индексы «н» и «к» обозначают начальные и конечные значения расходов соответственно.

С учётом эффективности ступени по фазе экстрагента рабочая концентрация компонента на выходе из тарелки определяется следующим выражением [27]:

$$C_{cn} = C_{cn-1} + E_c(C_c^*|C_D - C_{cn-1}). \quad (1.28)$$

Для нахождения состава экстрагируемой смеси, поступающей на n -ю ступень, используется уравнение материального баланса [27]:

$$C_{Dn+1} = 1 - \frac{G_K(1-C_{DK})}{G_{n+1}} \quad (1.29)$$

Алгоритм потарелочного расчёта, предложенный в работах [7, 9, 26, 28, 32, 34] (см. рисунок 1.8), включает следующие последовательные этапы.

На этапе 1 расчёта задаются следующие исходные данные: расход экстрагента G_H на входе в колонну, расход поступающей исходной (экстрагируемой) смеси L_H , начальное содержание переходящего компонента в этой смеси C_{DH} , концентрация распределяемого вещества во вводимом экстрагенте C_{CH} , а также требуемое остаточное содержание целевого компонента в рафинате (экстрагируемой смеси) на выходе из колонны C_{DK} .

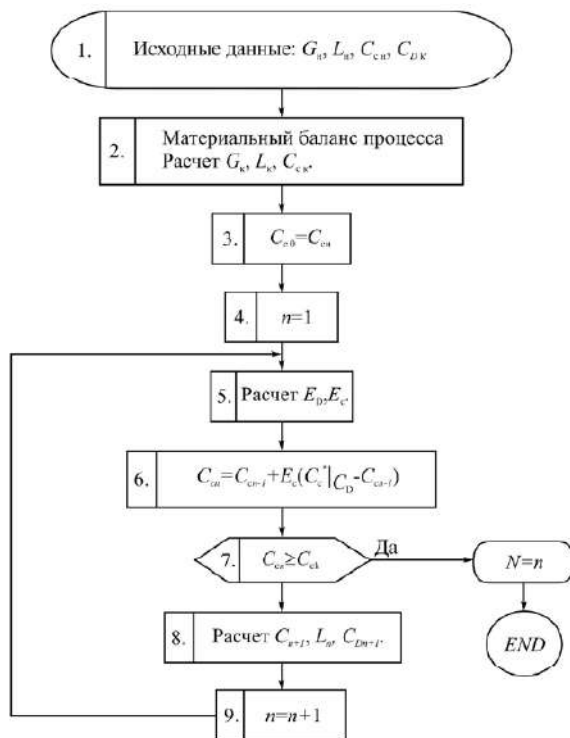


Рисунок 1.8 - Алгоритм потарелочного расчета колонного экстрактора

Этап 2 – расчёт по уравнениям материального баланса, в результате которого определяются конечный расход экстрагента G_K , конечный расход экстрагируемой смеси L_K и конечная концентрация экстрагента C_{SK} .

Этап 3 – приравнивание начальных концентраций: концентрация экстрагента на входе в колонну $C_{сн}$ принимается равной концентрации на входе в первую тарелку $C_{с0}$.

Этап 4 – задание начального приближения, например, $n=2$ (начальное количество теоретических ступеней).

Этап 5 – расчёт эффективности тарелки: вычисляется КПД тарелки либо принимается его значение из экспериментальных данных.

Этап 6 – определение рабочей концентрации экстрагента на выходе с n -й тарелки $C_{сn}$.

Этап 7 – проверка достижения конечной концентрации: сравнивается $C_{сn}$ с заданным значением $C_{ск}$. Если $C_{сn} \geq C_{ск}$, то число теоретических ступеней N принимается равным n , и расчёт завершается. В противном случае осуществляется переход к этапу 8.

Этап 8 – расчёт концентраций в дисперсной фазе: по уравнениям материального баланса вычисляется содержание компонента в дисперсной фазе на входе и выходе n -й тарелки.

Этап 9 – увеличение числа ступеней: значение n увеличивается на единицу, после чего выполняется возврат к этапу 5.

Расчёт продолжается итерационно до тех пор, пока концентрация извлекаемого компонента не достигнет нормируемого уровня. Число итераций, при котором это условие выполняется, соответствует количеству теоретических ступеней, необходимых для обеспечения требуемой глубины разделения [34].

Если КПД каждой тарелки составляет 100%, фактическое число тарелок совпадает с числом теоретических ступеней. Однако на практике эффективность всегда ниже 100%, поэтому реальное количество тарелок вычисляется по формуле:

$$N_p = N / \text{КПД} \quad (1.30)$$

Далее представлены модели, которые применяются для вычисления коэффициента полезного действия контактных элементов.

1.7. Модели для расчета эффективности разделения

В тарельчатых колоннах, используемых для жидкостной экстракции, контакт взаимодействующих фаз осуществляется ступенчато – последовательно от одной тарелки к другой. Для описания изменения концентраций компонентов в обеих фазах по высоте такого аппарата применяется расчётная методика, базирующаяся на коэффициенте полезного действия (КПД) отдельной тарелки (подробнее в разделе 1.6). Согласно наиболее распространённой трактовке, КПД тарелки (называемый также эффективностью по Мэрфри) представляет собой отношение реального изменения концентрации компонента в фазе на данной тарелке к изменению, которое наблюдалось бы при достижении равновесного состояния (т.е. максимально возможному). В математической форме это выражается следующим образом [33]:

$$E = \frac{C_n - C_k}{C_n - C^*}, \quad (1.31)$$

где C_k – концентрация компонента в фазе на выходе с тарелки, масс. д.;

C_n – концентрация компонента на входе в тарелку, масс. д.;

C^* – равновесная концентрация компонента на входе в тарелку, масс. д.

Эффективность разделения исходной смеси определяется комплексом факторов: характером распределения потоков в сплошной и дисперсной фазах, величиной КПД тарелки, интенсивностью массообмена и условиями межфазного взаимодействия. Для количественной оценки эффективности работы тарельчатых контактных элементов в зависимости от принятой гидродинамической модели предложен ряд подходов [7, 9, 37, 61, 69, 86].

Наибольшее распространение получили следующие модели [30, 87]:

- модель идеального смешения фаз;
- модель идеального вытеснения фаз;
- ячеечная модель (каскад ячеек полного перемешивания);
- диффузионная модель.

Теоретические основы использования модельных уравнений для описания массообмена изложены в [27].

Перечисленные модели допускают различные комбинации и усложнения – например, учёт обратного перемешивания, байпасирования (обходных потоков) или рециркуляции. Введение таких дополнительных факторов, однако, увеличивает число параметров, которые приходится определять экспериментально.

Первые две модели (идеального смешения и идеального вытеснения) являются достаточно грубыми приближениями и, как правило, не отражают истинной гидродинамической картины в реальном аппарате. В отличие от двух первых моделей, ячеечная и диффузионная содержат параметры, подлежащие экспериментальному определению. В ячеечной модели таким параметром служит число ячеек идеального смешения, тогда как в диффузионной – коэффициент поперечного (или обратного) перемешивания. Значения этих параметров зависят от режимных условий эксплуатации, геометрических характеристик аппарата и его конструктивных особенностей.

Кроме того, в колоннах большого диаметра нередко возникают существенные гидродинамические неравномерности, что закономерно приводит к снижению эффективности разделения смеси [87].

1.8. Модель процессов переноса на ситчатой тарелке

В тарельчатых колоннах массообмен между жидкостями осуществляется непосредственно на тарелках. Одна из фаз диспергируется при прохождении через отверстия тарелки, после чего отрывается от её поверхности и вступает во взаимодействие со сплошной фазой, движущейся в противоположном направлении (противотоком). Описанный цикл – диспергирование, контакт и последующее разделение – последовательно повторяется при переходе от одной тарелки к другой. Перемещение жидкостей происходит за счет разницы плотностей, поэтому их называют также гравитационными колоннами. Ситчатые тарелки являются

наиболее распространёнными перфорированными тарелками в жидкостных колонных экстракторах [101].

Потарелочный расчет колонных экстракторов приведен в разделе 1.6. Для расчёта экстракционных колонн обычно используется методы, которые базируются на диффузионных законах. Поскольку эти законы описывают диффузионные процессы лишь в одном направлении, их применение даёт точные результаты только при условии полной взаимной нерастворимости рафината и растворителя. Первый из указанных двух методов основан на использовании коэффициентов массопередачи, а второй – на концепции единиц переноса, а именно на определении высоты единицы переноса (ВЕР).

Оба метода учитывают гидродинамические условия процесса экстракции и влияние этих условий на массопередачу. С их помощью можно вычислить высоту экстракционной колонны. Расчет ведется в два этапа: в первом определяется число теоретических ступеней, которое потребовалось бы для проведения экстракции, а во втором – высота колонны, соответствующая одной ступени, высоте эквивалентной теоретической ступени/тарелки (ВЭТС или ВЭТТ). Умножая ее на число ступеней, получим общую высоту колонны. Для определения реальной высоты колонны учитывают коэффициент полезного действия колонны (КПД) [4, 5, 42, 47, 54].

На рисунке 1.9 представлена схема межтарельчатого пространства колонны. Непрерывная (сплошная) фаза поступает на тарелку через переливное устройство, после чего движется в зазорах между полотнами вдоль их поверхности. Дисперсная фаза, проходя сквозь отверстия в полотнах, поднимается вверх, пересекая траекторию движения сплошной фазы, которая направляется к нижней тарелке. Для формирования поддерживающего слоя диспергируемой фазы под полотном тарелки предусмотрена специальная перегородка.

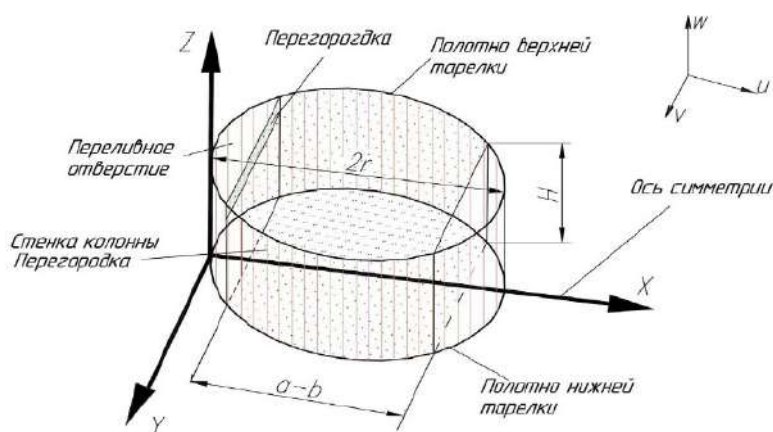


Рисунок 1.9. Схема движения сплошной фазы на ситчатой тарелке колонны: $a-b$ – длина перфорированной части тарелки; $2r$ – диаметр тарелки; H – межтарельчатое расстояние

Схематически межтарельчатое пространство представлено на рисунке 1.10.

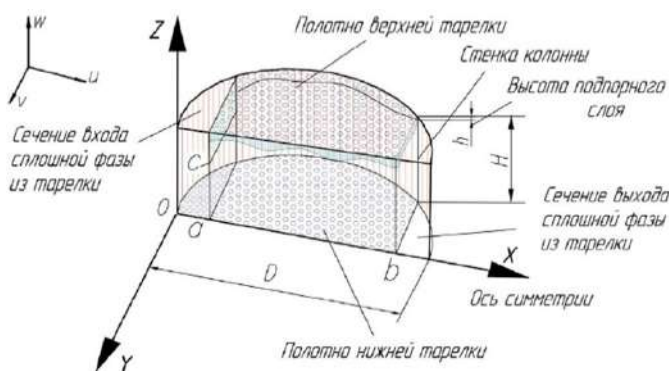


Рисунок 1.10 Схема межтарельчатого пространства

Поток жидкости, имеющий однородный состав, подаётся на тарелку с левого края и затем перемещается вдоль её перфорированной поверхности. Сквозь отверстия в расположенном ниже диске в указанный поток поступает дисперсная фаза. Для исследования процессов переноса в таком двухфазном течении используется математическое описание, представляющее собой систему уравнений, которые совместно описывают гидродинамику и массопередачу [27, 28].

Условия на границах этой системы уравнений при перемещении однородной фазы по полотну тарелки формулируются следующим образом [54]:

– при $0 < x < a, z = H, 0 < y < y_{cm}(x)$ – (вход сплошной фазы на тарелку)

$$u_c = u_{c0}, \quad v_c = v_{c0}, \quad w_c = w_{c0}, \quad P = P_0, \quad C_c = C_{c,вх}; \quad (1.32)$$

– при $b < x < D, z = 0, 0 < y < y_{cm}(x)$ – (выход сплошной фазы из тарелки)

$$\frac{\partial u_c}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial v_c}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial w_c}{\partial z} = 0, \quad \frac{\partial C_c}{\partial z} = 0; \quad (1.33)$$

– при $y=0, 0 < x < D, 0 < z < H$ – (плоскость симметрии тарелки)

$$\frac{\partial u_c}{\partial y} = 0, \quad \frac{\partial v_c}{\partial y} = 0, \quad \frac{\partial w_c}{\partial y} = 0, \quad \frac{\partial C_c}{\partial y} = 0; \quad (1.34)$$

– при $y = y_{cm}(x), 0 < x < D, 0 < z < H$ – (стенка колонны)

$$u_c = 0, \quad v_c = 0, \quad w_c = 0, \quad \frac{\partial C_c}{\partial y} = 0 \quad (1.35)$$

– при $x = a, 0 < y < y_{cm}(x), c < z < H$ – (перегородка)

$$u_c = 0, \quad v_c = 0, \quad w_c = 0, \quad \frac{\partial C_c}{\partial x} = 0 \quad (1.36)$$

– при $z=0; 0 < y < y_{cm}(x), 0 < x < b$ – (полотно нижней тарелки)

$$u_c = 0, \quad v_c = 0, \quad w_c = 0, \quad \frac{\partial C_c}{\partial z} = 0 \quad (1.37)$$

– при $z=H-h, a < x < b, 0 < y < y_{ст}(x)$ – (граница раздела «сплошная фаза – подпорный слой»)

$$(\tau_{zx})_c = (\tau_{zx})_D, \quad (\tau_{zx})_c = (\tau_{zy})_D, \quad u_c = u_D, \quad v_c = v_D, \quad w_c = 0 \quad (1.38)$$

$$D_c \frac{\partial C_c}{\partial z} = D_D \frac{\partial C_D}{\partial z}, \quad C_{гpD} = f(C_{гp.c}) \quad (1.39)$$

С учётом наличия под тарелкой подпорного слоя дисперсной фазы высотой h , высота слоя сплошной фазы в межтарельчатом пространстве составляет $h_{с.ф} = H - h$ [54]. При задании граничных условий принимается, что граница раздела между сплошной фазой и подпорным слоем остаётся неподвижной. На этой границе выполняется гидродинамическое условие непрерывности скоростей:

$$u_c = u_D, \quad v_c = v_D \quad (1.40)$$

Из баланса нормального импульса на невозмущённой межфазной поверхности вытекает [54]:

$$w_c = 0. \quad (1.41)$$

Высоту слоя дисперсной фазы, удерживающегося под полотном тарелки, можно определить путём анализа гидродинамических характеристик взаимодействующих фаз. В силу симметрии принимается, что профили параметров идентичны, а скоростное поле в данном слое изменяется равномерно.

Для расчёта полей скоростей и давления в сплошной фазе на основе решения соответствующей системы уравнений [60] применяется итерационная процедура. При этом профиль скоростей сплошной фазы (компоненты u_0 , v_0 , w_0), сформировавшийся на выходе из тарелки, используется в качестве граничных условий потока на входе. Концентрация распределяемого компонента в сплошной фазе определяется путём численного решения уравнения массопереноса совместно с уравнением материального баланса между фазами.

1.9. Влияние конструктивных особенностей контактных устройств на гидродинамику процесса массообмена

Массообменное оборудование для экстракции в двухфазных системах «жидкость – жидкость» отличается большим конструктивным многообразием. Ежегодно регистрируются десятки патентов на новые контактные устройства [71-85], а в научной литературе появляются результаты испытаний различных аппаратов, выполненных, как правило, в лабораторном масштабе [63-66]. С одной стороны, такое разнообразие вполне объяснимо, поскольку создание универсальной конструкции, пригодной для любых условий, невозможно. Любой аппарат, обладая определёнными достоинствами, неизбежно имеет и недостатки, которые могут оказаться решающими при выборе оборудования для конкретной технологической задачи [48-51, 54]. С другой стороны, далеко не все известные экстракционные устройства являются перспективными с точки зрения промышленного применения. Актуальные направления совершенствования контактных устройств представлены в работах [45, 64, 68].

В связи с этим при анализе существующих конструкций целесообразно сосредоточиться на тех аппаратах, которые получили широкое распространение в промышленности, а также на потенциально эффективных способах интенсификации их работы.

Эффективная экстракция требует, как интенсивного взаимодействия фаз, так и их качественного последующего разделения. Длительность контакта и площадь межфазной поверхности определяют скорость достижения равновесия, поэтому результативность экстрактора напрямую зависит от его конструкции и гидродинамики, с учётом ряда специфических особенностей [71-74].

Пониженная производительность ряда аппаратов вызвана рециркуляцией сплошной фазы, увлекаемой дисперсным потоком. Из-за этого течение приобретает прямоточный характер: сплошная фаза движется в одном направлении с каплями дисперсной фазы, а затем возвращается обратно вдоль стенок колонны.

При избыточной нагрузке по сплошной фазе может возникнуть ситуация, при которой скорость дисперсной фазы снижается практически до нулевых значений. В подобных условиях дисперсная фаза начинает аккумулироваться внутри аппарата, нарушая тем самым противоточное движение потоков. Её накопление в рабочей зоне экстрактора приводит к сужению сечения для прохода сплошной фазы, что, в свою очередь, вызывает резкое увеличение скорости сплошной фазы. В итоге поток сплошной фазы начинает увлекать капли дисперсной фазы и выносить их из рабочей зоны, противоточное движение полностью расстраивается, и аппарат переходит в режим «захлёбывания» [67]. Даже незначительное уменьшение скоростей потоков влечёт за собой изменение локальных скоростей фаз и лишь ускоряет наступление указанного нежелательного явления.

Насадки значительно снижают негативное влияние рециркуляции: они повышают локальные скорости за счёт турбулизации, уменьшают обратное перемешивание (при диаметре до 1,5 м), улучшают распределение и удержание дисперсной фазы, сокращают рециркуляцию сплошной фазы и облегчают коалесценцию с последующим редиспергированием. Однако при диаметре свыше 1,5 м преимущества исчезают из-за масштабного эффекта – эффективность

насадочных колонн падает с ростом диаметра [87], и они непригодны для жидкостей с твёрдыми частицами. Однако в насадочных колоннах можно достичь извлечения, сравнимого с несколькими теоретическими тарелками, что объясняет их широкое применение.

Для эффективной работы критически важен выбор материала насадки: он должен лучше смачиваться сплошной фазой, чтобы предотвращать коалесценцию капель. Иначе возникает плёночное течение дисперсной фазы, и межфазная площадь определяется не поверхностью капель, а гораздо меньшей смоченной поверхностью насадки.

Размер элементов насыпных насадок не должен превышать $1/10$ – $1/8$ диаметра колонны – это необходимо для минимизации пристеночного эффекта (менее плотная укладка у стенок), который вызывает каналообразование и снижает массообмен, причём тем сильнее, чем крупнее элементы.

Долгое время использовались стандартные насыпные насадки (кольца Рашига, Лессига, Палля, седла Берля, «Инталокс»), но сейчас их активно вытесняют более совершенные конструкции, особенно регулярные металлические насадки [68, 84, 85].

Заключение по результатам анализа литературных данных

Проведенный анализ отечественных и зарубежных литературных источников показывает, что экстракция в системе «жидкость – жидкость» является востребованным процессом в нефтеперерабатывающей, химической и нефтехимической промышленности. Ключевым фактором, определяющим эффективность этого процесса, является конструкция контактных устройств, обеспечивающих развитую поверхность межфазного контакта и благоприятную гидродинамическую обстановку.

Установлено, что традиционно используемые экстракционные аппараты – тарельчатого и насадочного типа – обладают рядом недостатков. Для тарельчатых экстракторов характерен повышенный перепад давления, большее число ступеней

контакта. В насадочных колоннах наблюдаются продольное перемешивание фаз, снижающее движущую силу процесса, эффекты каналообразования и байпасирования, что приводит к неравномерному распределению потоков по сечению и, как следствие, к снижению эффективности массопередачи.

Анализ существующих способов интенсификации показывает, что большинство из них - пульсационные, роторно-дисковые, вибрационные аппараты - связаны с подводом дополнительной механической энергии. Это приводит к усложнению конструкции, увеличению капитальных и эксплуатационных затрат, а также создает дополнительные риски при работе с взрывоопасными средами, что ограничивает их применение в нефтепереработке и нефтехимии [1, 26, 90].

В отличие от этих решений, предлагаемый в настоящей работе подход основан на конструктивной интенсификации - комбинировании тарельчатых и насадочных элементов без ввода внешней энергии. Это позволяет повысить эффективность массообмена, сохраняя простоту конструкции и безопасность эксплуатации. В то же время перспективным и малоизученным направлением является комбинирование различных типов контактных устройств в одном аппарате, что позволяет использовать их преимущества и нивелировать недостатки [48].

Отсутствие в литературе систематизированных данных о гидродинамике и массообмене в аппаратах с последовательной установкой тарелок и насадки, а также о влиянии дополнительного ввода экстрагента в насадочную секцию, указывает на необходимость проведения целенаправленных экспериментальных и теоретических исследований в этой области.

Дополнительные аспекты теории массообмена, классические методы расчёта, современные разработки контактных устройств, а также патентные решения в области жидкостной экстракции представлены в работах [18-20, 29, 68, 71-85] и др.

Проведенный анализ показывает, что, несмотря на очевидную перспективность комбинирования тарельчатых и насадочных элементов для жидкостной экстракции, теоретические и экспериментальные исследования в этой

области практически отсутствуют. Не установлены количественные закономерности влияния конструктивных и режимных параметров на эффективность массопередачи, не определены условия возникновения синергетического эффекта, отсутствуют инженерные методики расчета таких аппаратов. Таким образом, научная задача настоящей работы состоит в установлении этих закономерностей и создании на их основе расчетного аппарата для проектирования комбинированных контактных устройств.

Глава 2. Разработка новых контактных устройств

2.1. Запатентованная конструкция комбинированного контактного устройства

На основании выявленных в ходе анализа недостатков традиционных конструкций [48, 49] и с учётом высокой эффективности комбинированного подхода [50] была предложена новая конструкция жидкостного экстрактора колонного типа. Предложенное техническое решение защищено патентом [72] на полезную модель Российской Федерации № 213134 (Приложение 3). Конструкция относится к области массообменных аппаратов для систем «жидкость–жидкость» и может быть использована в нефтеперерабатывающей, химической и нефтехимической промышленности (Приложения 4, 5) [51, 52].

Основные элементы конструкции приведены на рисунке 2.1

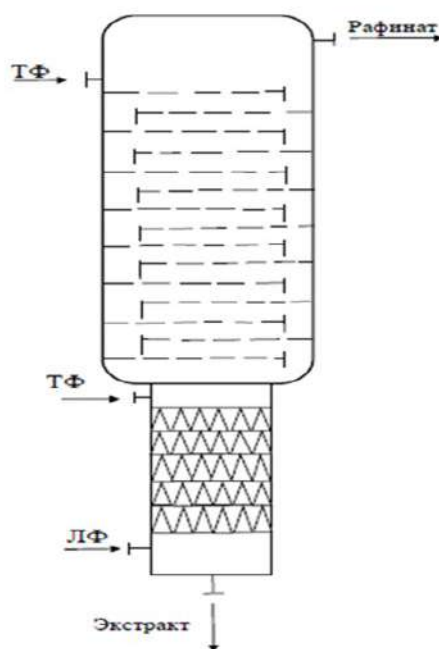


Рисунок 2.1 - Экстрактор колонного типа с комбинированными контактными устройствами для систем жидкость-жидкость

Экстрактор содержит следующие части:

1. Вертикальный цилиндрический корпус колонного типа.

2. Верхняя секция, в которой установлены ситчатые тарелки с перфорацией диаметром 3-6 мм. Межтарельчатое расстояние находится в интервале 0,15–0,6 м, что согласуется с рекомендациями для гравитационных экстракторов [87, 88].

3. Нижняя секция, заполненная регулярной насадкой (треугольный профиль, высота элемента – 10 мм, угол при вершине – 45°), которая обеспечивает значительную удельную поверхность межфазного контакта [44, 87, 101].

4. Узлы подачи фаз:

– Патрубок ввода легкой фазы (исходного сырья) в нижнюю часть аппарата.

– Патрубки ввода тяжелой фазы (экстрагента) – два отдельных ввода: первый в насадочную секцию, второй – в тарельчатую секцию.

5. Отстойные зоны в верхней и нижней частях колонны для расслаивания фаз перед выводом [72].

6. Распределительные устройства (перфорированные листы) над насадочной секцией для равномерного орошения [72].

Принципиальным отличием заявленной полезной модели от известных решений [71, 73-85] является комбинация двух типов контактных устройств (ситчатые тарелки и регулярная насадка) в одном аппарате с отдельной подачей экстрагента в каждую из секций. Как показано в работах [10, 49, 50], такая схема позволяет использовать преимущества обоих типов контактных элементов и нивелировать их недостатки.

В таблице 2.1 представлены основные геометрические и режимные параметры разработанного ККУ, установленные на основании литературных данных [7, 10, 17, 28] и предварительных экспериментов.

Таблица 2.1 – Основные параметры разработанного комбинированного контактного устройства

Параметр	Значение	Обоснование / источник
Диаметр колонны, мм	50 (лаб.) / до 3400 (пром.)	По условиям масштабирования [54]
Диаметр отверстий в тарелках, мм	3–6	Обеспечение капельного режима истечения [61, 33]
Расстояние между тарелками, м	0,15–0,6	Предотвращение захлебывания, обеспечение доступа для монтажа и ремонта [30]
Свободное сечение тарелки, %	15–25	Оптимальное для диспергирования [31]
Тип насадки	Регулярная, треугольная	Высокая удельная поверхность [6, 23]
Удельная поверхность насадки, м ² /м ³	150–250	Обеспечение массообмена [6, 28]
Свободный объем насадки, м ³ /м ³	0,85–0,95	Низкое гидравлическое сопротивление [29]
Соотношение подачи экстрагента (тарелки: насадка)	0,4 : 0,6	Экспериментально (раздел 3.3.3)
Высота насадочной секции, м	≥ 1,0	Для равномерного распределения [23]
Количество тарелок, шт.	5–10	По числу теоретических ступеней [25]

Геометрические характеристики насадки и тарелок взаимосвязаны. Эквивалентный диаметр канала для регулярной насадки треугольного профиля может быть рассчитан по формуле [9]:

$$d_{\text{ЭКВ}} = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a_{\text{уд}}} \quad (2.1)$$

где ε – свободный объем насадки, м³/м³;

$a_{уд}$ – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Для предлагаемой насадки ($\varepsilon = 0,90$, $a_{уд} = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$) эквивалентный диаметр составляет:

$$d_{э\text{кв}} = \frac{4 \cdot 0,9}{200} = 0,018 \text{ м} = 18 \text{ мм} \quad (2.2)$$

Полученное значение хорошо согласуется с рекомендациями для насадочных экстракторов, работающих в системе «жидкость–жидкость» [34, 58].

Ситчатые тарелки изготавливаются из листового материала (нержавеющая сталь) с перфорацией. Отверстия располагаются в шахматном порядке, что обеспечивает равномерное распределение восходящего потока дисперсной фазы [33]. Жидкость перетекает с тарелки на тарелку через переливные устройства (патрубки или карманы), расположенные у стенки колонны [72]. Высота переливной планки выбирается из условия обеспечивающего необходимый уровень дисперсной фазы на тарелке [36]. Исследование новых типов экстракторов [74-77] открывает перспективы для их применения в экстракции.

Регулярная насадка выполнена из элементов треугольного профиля, уложенных последовательно. Такая структура создает развитую поверхность при относительно низком гидравлическом сопротивлении и способствует турбулизации потока [10, 67]. Важно отметить, что материал насадки (нержавеющая сталь) хорошо смачивается водой (экстрагентом), что обеспечивает предпочтительное течение тяжелой фазы по поверхности и предотвращает коалесценцию капель легкой фазы [92].

Раздельная подача экстрагента является ключевой особенностью предлагаемой конструкции. Как показано в работах [10, 48, 49], ввод части экстрагента (40% от общего расхода) непосредственно в тарельчатую секцию увеличивает движущую силу массообмена, улучшает диспергирование легкой фазы и уменьшает продольное перемешивание. Оставшиеся 60% экстрагента подаются в верхнюю часть насадочной секции, обеспечивая равномерное орошение, турбулизацию потоков и смачивание насадки по всей высоте [10, 88].

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки (без орошения) может быть оценено по формуле [32]:

$$\Delta P_{\text{тар.сух}} = \xi \cdot \frac{\rho_{\text{лф}} \cdot w_{\text{отв}}^2}{2} \quad (2.3)$$

где ξ – коэффициент местного сопротивления тарелки (для ситчатых тарелок $\xi = 1,5-2,0$); $\rho_{\text{лф}}$ – плотность легкой фазы, кг/м³; $w_{\text{отв}}$ – скорость жидкости в отверстиях тарелки, м/с.

При орошении гидравлическое сопротивление возрастает за счет слоя жидкости, накапливающейся на тарелке [30]. Суммарное сопротивление тарельчатой секции определяется с учетом высоты подпора дисперсной фазы.

Для насадочной секции гидравлическое сопротивление рассчитывается по формуле [70]:

$$\Delta P_{\text{нас}} = \lambda \cdot \frac{H_{\text{нас}}}{d_{\text{экв}}} \cdot \frac{\rho_{\text{тф}} \cdot w_{\text{тф}}^2}{2} \cdot \varphi_{\text{уд}} \quad (2.4)$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления насадки; $H_{\text{нас}}$ – высота слоя насадки, м; $\rho_{\text{тф}}$ – плотность тяжелой фазы (экстрагента), кг/м³; $w_{\text{тф}}$ – фиктивная скорость тяжелой фазы, м/с; $\varphi_{\text{уд}}$ – коэффициент, учитывающий удерживающую способность насадки (экспериментально определяется по методике [70]).

Таким образом, разработанная конструкция ККУ (патент РФ № 213134) представляет собой технически реализуемое и патентоспособное решение, сочетающее проверенные элементы (ситчатые тарелки, регулярная насадка) с новым принципом организации потоков (раздельная подача экстрагента) [72]. Это позволяет рассчитывать на синергетический эффект при эксплуатации, что подтверждено экспериментальными исследованиями и промышленной апробацией.

2.2. Определение эффективности и расчет числа ступеней разделения

В процессе разработки многоступенчатых колонн, включая роторно-дисковые устройства с механическими перемешивающими элементами и вибрационные системы, а также смесительно-отстойных экстракторов, ключевыми параметрами

для расчетов служат размеры аппарата – его диаметр и высота. Значение диаметра устанавливается на основе скорости движения рабочих фаз, тогда как высота определяется исходя из необходимого количества ступеней для разделения компонентов.

Для определения требуемого числа реальных ступеней разделения применяются два основных подхода к расчетам. Первый метод заключается в оценке средней эффективности одной ступени η . Согласно этому методу, количество фактических ступеней N_d рассчитывается как отношение количества теоретически необходимых ступеней N_t к среднему коэффициенту полезного действия (КПД) η , что выражается формулой (1.30).

На современном этапе расчёт числа теоретических ступеней, необходимых для осуществления разделения, не представляет особой сложности. Однако одной только этой величины недостаточно для того, чтобы судить о реальной высоте аппарата и его пропускной способности. Для определения высоты колонны необходимо располагать информацией либо о действительном количестве ступеней, либо о величине эффективности каждой из них. Главная проблема здесь связана с нахождением коэффициента полезного действия (КПД), который существенно зависит от типа протекающих в аппарате процессов и, как правило, определяется эмпирическим путём.

Вычисление количества теоретических тарелок возможно как графическими, так и аналитическими приёмами. Существует несколько способов графического построения для экстракционных колонн, каждый из которых требует экспериментальных данных о фазовом равновесии и равновесных линиях. На практике процессы экстрагирования реализуются с использованием систем, включающих минимум три компонента.

Исходя из этого, для наглядного отображения материального баланса в тройных системах чаще всего прибегают к треугольным диаграммам (см. рисунок 2.2 а) [54]. Кроме того, применяют диаграммы, построенные в прямоугольной системе координат, поскольку для улучшения читаемости графического материала может возникнуть необходимость в использовании разных масштабов по осям.

Примером такой диаграммы, по существу представляющей собой прямоугольный треугольник, приведён на рисунке 2.2 б, в.

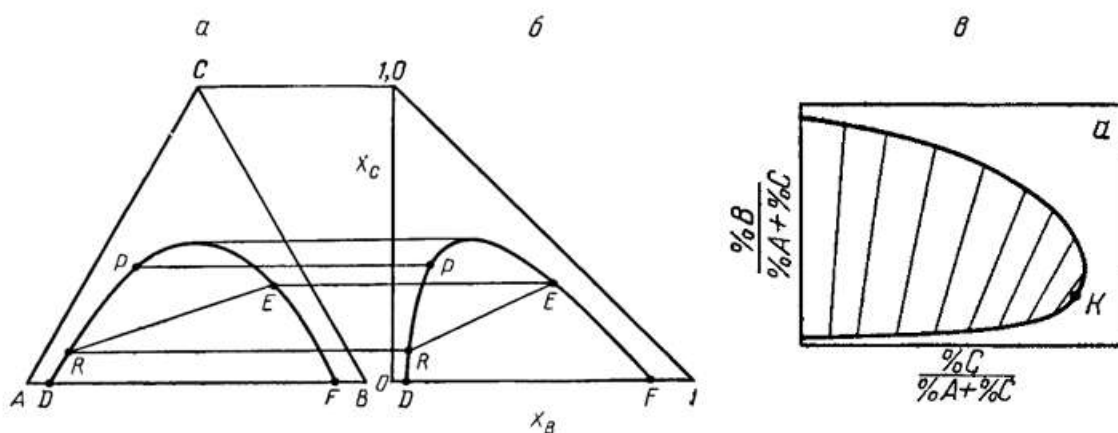


Рисунок 2.2 - Равновесие трехкомпонентных систем на примере треугольной диаграммы (а) и в прямоугольных координатах (б, в).

Самым точным признаётся аналитический метод «от ступени к ступени»: предполагается равновесие на каждой тарелке, последовательно вычисляются концентрации компонентов в фазах, итерации прекращаются при достижении заданной концентрации на выходе. Альтернативно, число теоретических тарелок можно рассчитать в специализированных программах (Aspen Hysys, Chemcad и др.).

Второй метод определения действительного числа ступеней N_d также использует последовательный расчёт составов фаз, но с учётом того, что равновесие на тарелках не достигается, поэтому необходима эффективность каждой ступени – обычно выражаемая через КПД по Мэрфри (уравнение 1.31).

2.3. Методы сравнительного исследования комбинированного контактного устройства с тарельчатыми и насадочными массообменными контактными устройствами

Анализ свойств созданной конструкции ККУ в контексте его аналогов подразумевает анализ гидродинамических параметров и производительности

процесса массообмена. Производится сравнение эффективности насадочных и тарельчатых аппаратов с разработанным ККУ, что достигается путем вычисления коэффициентов массопередачи и разницы давлений, используя эмпирические и теоретические формулы для каждого типа устройств.

Для оценки производительности массообменных колонн в качестве показателей применяются такие параметры, как ВЭТТ/ВЭТС (высота, эквивалентная одной теоретической тарелки/ступени) и энергетический расход на проведение операций извлечения и регенерации растворителя. Заметно выше потребление энергии приходится на этапы регенерации, чем на сам процесс извлечения. Эффективность массопереноса оценивается по способности компонентов переходить между фазами до достижения равновесия системы. Степень приближения к равновесию в процессе взаимодействия жидкостей служит индикатором качества контакта. Для точной оценки этого показателя используется КПД, который зависит от эквивалентности теоретической ступени/единиц переноса, степени извлечения и объемных или скорректированных коэффициентов массопереноса. Все эти величины взаимозависимы и могут быть выражены друг через друга.

Вычисление ВЭТТ осуществлялось на основе анализа равновесных и рабочих линий. Определение средней движущей силы происходит без коррекции, связанной с поперечным перемешиванием, поскольку учет коэффициента этого явления в рассеянном слое является сложным процессом. Применительно ко всей площади контакта фаз используется следующий метод расчета [101]:

$$L(X_n - X_k) = G(Y_n - Y_k), \quad (2.5)$$

где X_n , X_k – исходная и конечная концентрация переходного вещества в растворителе ($X_n = 0$); Y_n , Y_k – исходная и конечная концентрация переходного вещества в сырье и рафинате, L – расход растворителя, кг/ч, G – расход сырья, кг/ч.

Использование критерия эффективности тарельчатого аппарата (ВЭТТ) необходимо для вычисления толщины слоя насадочного материала внутри экстрактора, поскольку этот показатель считается универсальным и приравнивается к одной идеальной массообменной тарелке. Этот термин отражает

производительность насадки, аналогично коэффициенту полезного действия (КПД) тарелки. Длина насадки эквивалентна ВЭТТ, что обеспечивает функционирование одной идеальной массообменной тарелки. Расчетная высота слоя насадки, расположенного в нижней части экстрактора определяется по формуле:

$$H = n_T \cdot \text{ВЭТТ, м.} \quad (2.6)$$

Анализ параметра ВЭТТ позволяет сделать вывод о том, что понижение его значения указывает на повышение производительности работы колонны с насадкой. Снижение ВЭТТ коррелирует с уменьшением действительной высоты насадки и наоборот. Значение этого показателя варьируется в зависимости от типа используемой насадки и специфики разделения смесей. Для проведения исследований применяют методы расчета ВЭТТ, которые включают полуэмпирические испытания. Точность определения ВЭТТ для различных типов насадок обусловлена их конструктивными особенностями, разнообразием технологических параметров работы, размером колонн и физическими характеристиками обрабатываемых смесей. При одинаковых условиях эксплуатации экстракторов возможны значительные различия в рассчитанных значениях ВЭТТ для разных видов насадок. Несмотря на обширные исследования в этой области, расчет ВЭТТ все еще осуществляется с использованием полуэмпирических/эмпирических формул с ограничениями по применению. Важно отметить, что ВЭТТ существенно зависит от размеров колонного оборудования. Увеличение диаметра колонны приводит к росту неравномерности распределения жидкостей. На значение ВЭТТ также влияют: первоначальное распределение орошающей жидкости, материал и высота слоя насадки, а также ее расположение внутри аппарата.

Оценка эффективности процесса экстракции осуществляется с помощью цифровых показателей массообмена в непрерывной фазе, основанных на данных распределения скоростного профиля. Цифровая формула для описания массопереноса:

$$u_{ij} \frac{C_{ij}-C_{ij-1}}{a_{ij}} + u_{ij} \frac{C_{ij}-C_{i-1j}}{b_{ij}} = D_T \left(\frac{C_{ij}-C_{ij-1}}{a_{ij}^2} \right) - D_T \left(\frac{C_{ij-1}C_{ij-2}}{a_{ij}^2} \right) + \\ + D_T \frac{1}{R_{ij}} \left(\frac{R_{ij}(C_{ij}-C_{ij-1})}{b_{ij}^2} \right) - D_T \frac{1}{R_{ij}} \left(\frac{R_{i-1j}(C_{i-1j}-C_{i-2j})}{b_{ij}^2} \right) + r_{cij} \quad (2.8)$$

где $i = \overline{1, n}; j = \overline{1, m}; n, m$ – число;

a, b – размеры ячеек; D_T – коэффициент турбулентной диффузии.

При известной скорости в сплошной фазе концентрационное поле компонента находится из расчета массопереноса:

$$u_c \frac{\partial C_c}{\partial x} + v_c \frac{\partial C_c}{\partial y} + w_c \frac{\partial C_c}{\partial z} = D \left(\frac{\partial C_c}{\partial x} + v_c \frac{\partial C_c}{\partial y} + w_c \frac{\partial C_c}{\partial z} \right) + \frac{r_c}{\rho_c(1-\varphi)} \quad (2.9)$$

где u_c, v_c, w_c – составляющие вектора скорости сплошной фазы, м/с;

D – коэффициент молекулярной диффузии в сплошной фазе, м²/с;

ρ_c – плотность сплошной фазы, кг/м³;

φ – объемная доля дисперсной фазы (удерживающая способность);

r_c – источник массы» [15].

Поля скорости и давления в сплошной фазе находят итерационным методом. Полученный на выходе из тарелки профиль скоростей (u_0, v_0, w_0) служит входными граничными условиями для следующей ступени. Концентрацию экстрагента в сплошной фазе определяли численным решением уравнения массопереноса совместно с уравнением материального баланса между фазами.

Производился анализ массопередачи в сплошной фазе двухфазного потока типа "жидкость-жидкость" с применением алгоритма Мак-Кормака [16]. Для описания динамики жидкости и процессов массообмена в компактном векторном представлении применяется формула:

$$\frac{\partial U}{\partial t} + \frac{\partial E}{\partial x} + \frac{\partial F}{\partial y} + \frac{\partial G}{\partial z} = r_P \quad (2.10)$$

где векторы U, E, F , и G задаются следующими выражениями:

$$U = \begin{bmatrix} \beta P \\ \rho u \\ \rho v \\ \rho w \\ C_c \end{bmatrix}, \quad E = \begin{bmatrix} \rho u \\ \rho u^2 + P - \tau_{xx} \\ \rho uv - \tau_{xy} \\ \rho uw - \tau_{xz} \\ uC_c - D \frac{\partial C_c}{\partial x} \end{bmatrix}, \quad F = \begin{bmatrix} \rho v \\ \rho uv - \tau_{xy} \\ \rho v^2 + P - \tau_{yy} \\ \rho vw - \tau_{yz} \\ vC_c - D \frac{\partial C_c}{\partial y} \end{bmatrix} \quad (2.11)$$

$$G = \begin{bmatrix} \rho w \\ \rho u w - \tau_{XZ} \\ \rho v w - \tau_{YZ} \\ \rho w^2 + P - \tau_{ZZ} \\ w C_c - D \frac{\partial C_c}{\partial x} \end{bmatrix}, \quad R_P = \begin{bmatrix} R_v \\ R_{PX} \\ R_{PY} \\ R_{PZ} + F_Z \\ r_c \end{bmatrix}$$

Тензоры сдвиговых напряжений имеют вид:

$$\tau_{XX} = \frac{2}{3} \mu_{\text{эф}} \left(2 \frac{\partial u}{\partial x} - \frac{\partial v}{\partial y} - \frac{\partial w}{\partial z} \right), \tau_{ZZ} = \frac{2}{3} \mu_{\text{эф}} \left(2 \frac{\partial w}{\partial z} - \frac{\partial u}{\partial x} - \frac{\partial v}{\partial y} \right), \quad (2.12)$$

$$\tau_{YY} = \frac{2}{3} \mu_{\text{эф}} \left(2 \frac{\partial v}{\partial y} - \frac{\partial u}{\partial x} - \frac{\partial w}{\partial z} \right), \tau_{XY} = \mu_{\text{эф}} \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right) = \tau_{YX}, \quad (2.13)$$

$$\tau_{XZ} = \mu_{\text{эф}} \left(\frac{\partial w}{\partial x} - \frac{\partial u}{\partial z} \right) = \tau_{ZX}, \tau_{YZ} = \mu_{\text{эф}} \left(\frac{\partial v}{\partial z} - \frac{\partial w}{\partial y} \right) = \tau_{ZY}, \quad (2.14)$$

где $\mu_{\text{эф}}$ – эффективная вязкость.

Решение уравнения массопереноса осуществляется совместно с потоковым соотношением:

$$\beta_{cij} = (K_{\text{гр. с}} - C_c), \beta_{cij}(C_{\text{гр. с}} - C_c)_{ij} = \beta_{Dij}(C_D - C_{\text{грD}})_{ij}, \quad (2.15)$$

определением баланса массы компонентов в фазах:

$$G_{Dij} dC_{Dij} = -C_{cij} dC_{cij}, \quad (2.16)$$

уравнением равновесия на границе раздела фаз:

$$C_{\text{гр.cij}} = \bar{m} C_{\text{гр.Dij}} + b, \quad (2.17)$$

где $\bar{m}$ – константа равновесия» [27].

Разработка комбинированного контактного устройства (ККУ) нацелена на формирование оптимальной структуры потоков фаз внутри аппарата за счёт конструктивных изменений. При проектировании принимаются во внимание как параметры, влияющие на производительность массообменного процесса, так и технологические условия, оказывающие воздействие на эффективность экстракции.

В основе предлагаемого технологического подхода лежит последовательный анализ основных факторов, определяющих эффективность процесса, сопровождающийся одновременным подбором оптимальных конструктивных характеристик внутренних контактных устройств. Ключевая идея данного метода состоит в установлении функциональной зависимости между интенсивностью

массообмена и совместным применением в рамках одного аппарата различных типов контактных элементов – а именно тарелок и насадки.

Работоспособность экстрактора оценивается с помощью фактора эффективности $\Phi_{эф}$. Указанный показатель определяется технологической нагрузкой Q_p , числом теоретических тарелок (ч.т.т.), которое находят экспериментальным путём, а также объёмом контактной зоны $V_{к.з}$, назначаемым на стадии проектирования в соответствии с технологическими и конструктивными требованиями. Значение рабочей нагрузки Q_p при истечении жидкости из насадочных элементов можно вычислить по следующей универсальной формуле [42]:

$$Q_p \approx 30,23 \cdot 10^{-5} w \sqrt{R \cdot h} \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_{см}} \right) \cdot 10^{\frac{2,9 \Delta R}{R}}, \quad (2.18)$$

где w – скорость потока жидкости; R – радиус, на котором расположен насадочный элемент; h – высота проходного сечения элемента; $\Delta \rho$ – разность плотностей фаз; $\rho_{см}$ – плотность смеси жидкости.

Функциональная зависимость фактора эффективности $\Phi_{эф}$ записывается в виде [47]:

$$\Phi_{эф} \sim f_2(Q_p, V_{к.з}, K_{ф}, a), \quad \Phi_{эф} \sim f_3\left(Q_p, U_d, U_c, \omega, d_k, \varphi, \frac{\rho_d - \rho_c}{\rho_d}, \Gamma\right), \quad (2.19)$$

где $K_{ф}$ – коэффициент массопередачи, a – удельная поверхность контакта фаз; U_d , U_c и ρ_d , ρ_c – соответственно скорость и плотность дисперсной и сплошной фаз, d_k – размер частиц дисперсной фазы, φ – удерживающая способность, Γ – геометрический параметр насадки.

Определение гидравлического сопротивления сухой насадки выполняется по известному выражению [58]:

$$\Delta P_{сух} = \lambda \frac{H}{d} \frac{w^2 \rho_{\tau}}{2}, \quad (2.20)$$

где λ – коэффициент сопротивления, учитывающий суммарные потери давления на трение и местные сопротивления насадки; $d = 4\varepsilon/a$ – эквивалентный диаметр насадки [60].

Сопротивление орошаемой насадки выше, чем сухой. Его расчёт приближённый, так как зависит от способа загрузки, неоднородности элементов и т.д. При плёночном режиме (нагрузки ниже точки инверсии фаз) сопротивление орошаемой насадки можно рассчитывать по эмпирической формуле [63]:

$$\Delta P_{\text{ор}} = 10^b \Delta P_{\text{сух}}, \quad (2.21)$$

где b – опытный коэффициент, значение которого является справочным для конкретного типа насадки.

Жидкостные экстракторы работают в условиях, когда одна из фаз диспергирована внутри другой. При проектировании таких аппаратов ключевой задачей является создание максимально развитой межфазной поверхности контакта. В системах, содержащих органическую и водную среды, диспергированию чаще всего подвергают органическую фазу. Указанное обстоятельство объясняется тем, что водные капли характеризуются повышенной способностью к коалесценции, что, в свою очередь, приводит к уменьшению площади межфазной поверхности.

В экстракционных колоннах направление движения капель дисперсной фазы (вверх или вниз) под действием силы тяжести определяется тем, у какой фазы плотность меньше. Для правильного расчёта оборудования нужны данные о скорости осаждения капель. Обычно зависимость скорости свободного осаждения от размера капель изображают графически (рисунок 2.3).

При этом размер капли d характеризуется диаметром сферы, объём которой эквивалентен объёму самой капли. Из приведённого графика видно, что скорость осаждения изменяется с ростом размера капель и достигает максимального значения в некотором диапазоне условий.

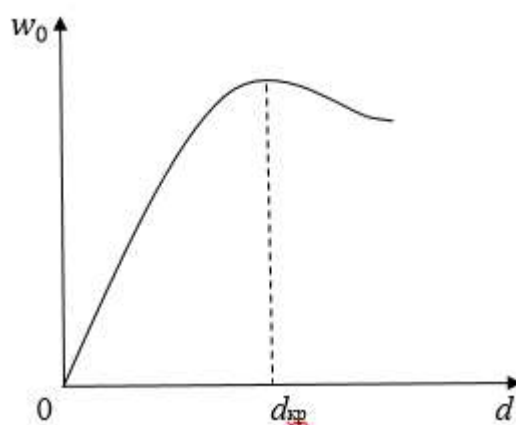


Рисунок 2.3 – Зависимость скорости свободного осаждения капель от их размера

Капли, размер которых превышает критический ($d > d_{кр}$), принято называть осциллирующими. В процессе осаждения их форма периодически изменяется. У таких капель скорость оседания почти не зависит от диаметра. Для мелких капель скорость свободного осаждения определяют по уравнению Адамара [36]:

$$w_0 = \frac{\Delta \rho g d^2 (\mu_d + \mu_c)}{6 \mu_c (2 \mu_c + \mu_d)}, \quad (2.22)$$

где w_0 – скорость свободного осаждения; ρ – разность плотностей фаз; μ_c и μ_d – вязкости соответственно сплошной и дисперсной фаз.

Для вычисления скоростей свободного осаждения крупных капель применима следующая эмпирическая формула [64]:

$$\text{при } 2 < T < 70 \quad Q = (0,75T)^{0,78}, \quad (2.23)$$

$$\text{при } T > 70, \quad Q = (22T)^{0,42} \quad (2.24)$$

где $T = 4 \rho g d^2 P^{0,15} / 3 \sigma$, $P = \rho_c \sigma^3 / (\rho g \mu_c^2)$, σ – межфазное натяжение. Значение параметра $T = 70$ соответствует критическому размеру капель.

Крупные капли ведут себя колебательно. В реальных условиях из-за примесей дисперсные фазы часто напоминают твёрдые частицы. Скорость стеснённого осаждения капель в экстракторах находят по скорости свободного осаждения с поправочными коэффициентами. Чаще всего используют зависимость [31]:

$$w_{c.o.} = w_0 (1 - \varphi), \quad (2.25)$$

где φ – объемная доля дисперсной фазы в рабочей зоне экстрактора (удерживающая способность).

Для расчёта предельных (критических) скоростей движения фаз в экстракционных аппаратах чаще всего используют следующее уравнение [31]:

$$\frac{w_c}{1-\varphi} + \frac{w_d}{\varphi} = w_{от} = w_{хар}(1 - \varphi), \quad (2.26)$$

где w_c и w_d – скорости сплошной и дисперсной фаз соответственно; $w_{от}$ – относительная скорость между фазами; $w_{хар}$ – характеристическая скорость капель, представляющая собой предельное значение вертикальной составляющей скорости дисперсной фазы относительно сплошной, достигаемое при стремлении объёмных расходов обеих фаз к нулю

Если проанализировать зависимость суммы скоростей сплошной и дисперсной фаз ($w_c + w_d$) от удерживающей способности φ , то можно обнаружить, что эта функция достигает максимума. Положение данного максимума определяет предельную величину суммарной фиктивной скорости фаз, при достижении которой в аппарате наступает режим захлёбывания. Соответствующее значение суммарной фиктивной скорости в условиях захлёбывания вычисляется по формуле [32]:

$$(w_c + w_d)_3 = (1 - 4\varphi_3 + 7\varphi_3^2 - 4\varphi_3^3)w_{хар}, \quad (2.27)$$

где φ_3 – удерживающая способность при захлёбывании, равная [32]:

$$\varphi_3 = (\sqrt{b^2 + 8b} - 3b)/[4(1 - b)], \quad (2.28)$$

где $b = V_d/V_c = w_d/w_c$ – соотношение объёмных расходов дисперсной и сплошной фаз.

В насадочных экстракторах дисперсная фаза перемещается по узким каналам, образованным элементами насадки. Ограничение скорости осаждения здесь обусловлено преимущественно близостью стенок насадочных элементов, а не взаимодействием капель между собой. Следовательно, величину $w_{от}$ допустимо рассматривать как параметр, не зависящий от удерживающей способности. В

данном случае фиктивные скорости фаз в режиме захлёбывания должны удовлетворять следующему соотношению: $\sqrt{w_d} + \sqrt{w_c} = \sqrt{w_{от}}$.

Для насадочных колонн значение $w_{от}$ (в м/с) может быть определено по следующим эмпирическим зависимостям [54]:

$$w_{от} = 0,438 \frac{\Delta p \varepsilon^{1,5}}{\rho_{сн}^{0,8} a^{0,5} \sigma^{0,8}}, \frac{w_{от} \rho_c}{a_n \mu_c} > 50, \quad w_{от} = 0,02 \frac{\Delta p \varepsilon^{1,33} \varepsilon^2}{\rho_c^{0,73} \mu_c^{0,33} \sigma^{0,27}}, \frac{w_{от} \rho_c}{a_d \mu_c} > 50, \quad (2.29)$$

где ε - свободный объем насадки, кг/м³; a_n — удельная поверхность насадки, м²/м³; μ_c – вязкость, Па·с; σ – коэффициент поверхностного натяжения, Н/м».

2.4 Алгоритм разработки массообменного контактного устройства

В современном мире вычисления и моделирование осуществляются посредством специализированного программного обеспечения, такого как Mathcad и Aspen Hysys. Процедура вычисления параметров экстракционного оборудования подразумевает решение комплекса уравнений, относящихся к процессу экстракции. В эту систему включены модули, описывающие конфигурацию потоков, равновесие между различными фазами и динамику массообмена. Вычисления дают возможность получить распределение концентрации для установленных параметров нагрузки по фазам и высоты функционирующей части аппарата. Варьирование двух указанных выше ключевых параметров предоставляет возможность подобрать оптимальные геометрические характеристики экстрактора и обоснованное соотношение нагрузок между фазами. Указанные действия необходимы для обеспечения требуемой степени извлечения целевого компонента при фиксированных начальных концентрациях в исходном растворе.

Обобщённая структура ячеечной модели, учитывающей наличие возвратных (обратных) потоков и массопередачу, основывается на следующих исходных предпосылках:

- экстракт и рафинатная фаза являются взаимно нерастворимыми;

- объёмный коэффициент массопередачи K сохраняется постоянным по всей высоте колонны;
- объёмные расходы экстракта L и рафината G остаются неизменными вдоль высоты аппарата;
- все ячейки идеального смешения имеют равные объёмы;
- обратное перемешивание в пределах каждой из фаз описывается с помощью постоянных долей возвратных потоков f_G и f_L .

Для осуществления трансформации с математической интерпретации процессов на прототипе контактного аппарата к устройству, приближенному к промышленным масштабам, используется альтернативный метод. Основная идея этого метода заключается в интеграции физического и математического моделирования [54]:

$$(1 + f_G)c_2^G - (1 + f_G)c_1^G - \lambda_G(c_1^G - c_{1E}^G) = P_{11}(\bar{c}), \quad (2.29)$$

$$f_L c_2^L - (1 + f_L)c_1^L + c_0^L + \lambda_G \varphi(c_1^G - c_{1E}^G) = P_{21}(\bar{c}), \quad (2.30)$$

$$(1 + f_G)c_{j+1}^G - (1 + 2f_G)c_j^G + f_G c_{j-1}^G - \lambda_G(c_j^G - c_{jE}^G) = P_{1j}(\bar{c}), \quad (2.31)$$

$$f c_{j+1}^L - (1 + 2f_L)c_j^L + (1 + f_L)c_{j-1}^L + \lambda_G \varphi(c_j^G - c_{jE}^G) = P_{2j}(\bar{c}), \quad (2.32)$$

$$F(c_{jE}^L) - H_E(c_{jE}^G) = \phi_j(\bar{c}) \quad (2.33)$$

$$c_{vx}^G - (1 + f_G)c_n^G + f_G c_{n-1}^G - \lambda_G(c_n^G - c_{nE}^G) = P_{1n}(\bar{c}), \quad (2.34)$$

$$-(1 + f_L)c_n^L + (1 + f_L)c_{n-1}^L + \lambda_G \varphi(c_n^G - c_{nE}^G) = P_{2n}(\bar{c}), \quad (2.35)$$

$$F(c_{nE}^L) - H_E(c_{nE}^G) = \phi_n(\bar{c}), \quad (2.36)$$

где $j=1 \dots n$ - номер ячейки (ступени); $C_0^L = C_{vx}^L$ - концентрация распределяемого целевого компонента в экстрагенте на входе в аппарат, ϕ - соотношение нагрузок по фазам рафината и экстракта; $\lambda_G = H/nBE\Pi_G$ - параметр, характеризующий число единиц переноса на одну ячейку по фазе G , P и Φ - функции невязки (рассогласования) уравнений материального баланса и фазового равновесия соответственно.

Все свободные члены вышеуказанной системы, которые не входят в вектор решения и имеют смысл начальных условий (c_0^L, c_{n+1}^G) , переносят в правую часть

матрицы. Вектор правой части содержит невязки (рассогласования) уравнений равновесия вида [54]:

$$\sum_i \left(\frac{d\Phi}{dc_{jE}^i} \right) c_{jE}^i - \Phi, \quad (2.37)$$

где i – индекс фазы, Φ – рассогласование уравнений равновесия; C_{jE}^i – концентрация компонента j , E – equilibrium – равновесный.

Характеристики, обеспечивающие равновесие экстракционной системы, изложены в алгоритме через обобщенные неявные функции. Это обусловлено спецификой термодинамического анализа систем, значительно отличающихся от идеала. В частном случае полиномиальной аппроксимации изотерм равновесия имеем [58]:

$$H(C_{jE}^G) \equiv C_{jE}^G, \quad (2.38)$$

Для нахождения решения комплекса уравнений, описывающих процесс экстракции, используется методика вычисления распределения концентрации вдоль высоты колонны. Эта методика основана на применении алгоритма Ньютона-Рафсона к системе нелинейных уравнений в сочетании с использованием матричного прогонного метода. Алгоритм Ньютона-Рафсона подразумевает приближение к решению путем линеаризации исходной системы, которая включает в себя нелинейные связи, отражающие равновесное состояние. В общем виде процедура сводится к итерационному расчету вектора концентрации $\bar{r}_{k+1}$ из системы вида [58]:

$$J_k(\bar{r}_{k+1} - \bar{r}_k) + \bar{P}(\bar{r}_k) = \bar{P}(\bar{r}_{k+1}) \rightarrow \varepsilon'(\Phi), J_k = \frac{d\bar{P}(\bar{r})}{d\bar{r}_i}, \quad (2.39)$$

причем $\bar{P}(\bar{r}_{k+1}) = \varepsilon'(\Phi)$ при $(\bar{r}_{k+1}) = \bar{r}^* = \bar{r}_k[1 + \sigma'(\Phi)]$,

где $\bar{r}^*$ – вектор решения при заданной погрешности $\sigma'(\Phi)$, связанной с погрешностью $\varepsilon'(\Phi)$.

Параметр λ_G функционально связан с величинами K , $F_{св}$ и высотой ячейки смешения. Значения K и $F_{св}$ определяются на этапе предварительных расчётов. Высоту ячейки смешения для тарельчатых колонн можно принимать равной высоте секции, то есть расстоянию между соседними тарелками.

Для аппаратов насадочного типа высота ячейки смешения зависит от гидродинамического режима движения капель жидкости и устанавливается экспериментальным путём на пилотной установке (с применением диффузионной модели) [60]:

$$\frac{\partial c(\chi, \tau)}{\partial \tau} = \bar{u} \frac{\partial c(\chi, \tau)}{\partial \chi} + D \frac{\partial^2 c(\chi, \tau)}{\partial \chi^2}, \quad (2.40)$$

где вероятностная функция $c(\chi, \tau)$ отнесена к одной блуждающей частице. Переход к анализу коллектива частиц предполагает, что упомянутая функция совпадает с вероятностной функцией помеченных частиц, которая определяется через их плотность. Вышеописанная диффузионная модель применима для описания как однородной, так и рассеянной фазы в экстракционной установке при доминирующем влиянии турбулентности на смешивание потоков.

Рассмотрение процессов в полупромышленном аппарате массообмена осуществляется через систему элементарных участков, предусмотренных конструкцией устройства и сформированных с учетом временно-пространственных характеристик. Математическое описание аппаратного пространства проводится на лабораторной модели для имитации работы экстрактора. Моделирование экстрактора происходит через стандартные математические модели, включающие параметры размерности контактных зон сред, опираясь на вариационную формулировку законов сохранения импульса, массы и энергии. В процессе моделирования сначала применяется индуктивный метод, а затем дедуктивный, то есть анализируются все участки экстрактора по отдельности с оценкой их влияния на систему в целом. После этого участки рассматриваются во взаимосвязи.

При моделировании обязательно учитывают масштаб аппарата, чтобы корректно переносить результаты с лабораторных установок на промышленные образцы. Сначала применяют индуктивный подход (анализ зон по отдельности), затем дедуктивный (рассмотрение их во взаимосвязи). Это упрощает построение моделей сложных систем.

Автономное описание зоны ККУ позволяет задать базисные функции и их параметры для нужной точности. При масштабировании до полупромышленных и промышленных размеров конструктивные и режимные изменения в заданном диапазоне не меняют структуру базисных функций, но требуют корректировки параметров. Корректировку проводят вариационным методом для разных краевых условий, формируя функционал, из которого ранее получены уравнения Эйлера–Лагранжа (законы сохранения импульса, массы, энергии). Отклонение от точного решения допускается в пределах погрешности, определённой по экспериментальным данным с физической модели.

Так реализуется сопряжённое физико-математическое моделирование, позволяющее анализировать поля скоростей, концентраций и температур в рабочей зоне промышленного аппарата с контролируемой погрешностью.

При проектировании ККУ применяется система уравнений переноса массы для ключевых областей макета. Вычисления на начальном этапе производятся автоматически с использованием ЭВМ. Это позволяет оценить эффективность применения ККУ и выбрать оптимальные конструктивные параметры и режим работы без необходимости идентификации параметров на пилотных и промышленных образцах. Впоследствии проводятся эмпирические исследования на модельных установках.

В качестве общепринятого критерия оценки процесса экстракции используется коэффициент эффективности работы экстрактора [88]:

$$\Phi_{эф} = \frac{Q_{раб}}{ВЭТС} \quad (2.41)$$

Физически этот параметр показывает количество перерабатываемой жидкости ($\text{м}^3/\text{ч}$) в единице объема аппарата до достижения определенной глубины извлечения в единицу времени, или съём продукции с единицы объема экстрактора.

Эффективность разработанного комбинированного контактного устройства определяется совокупностью входных конструктивных и режимных параметров, которые через гидродинамические механизмы влияют на выходные показатели процесса экстракции, что является основой для оптимизации процесса. Систематизация этих связей представлена в таблице 2.2.

Таблица 2.2 – Входные и выходные параметры процесса экстракции в ККУ

Входные параметры	Механизм улучшения за счет комбинации «тарелки + насадка»	Выходные показатели (улучшение)
Конструктивные		
Диаметр отверстий в тарелках (3–6 мм)	Оптимальное диспергирование легкой фазы, капельный режим истечения	Увеличение межфазной поверхности на 20–30%
Расстояние между тарелками (15 мм)	Предотвращение захлебывания, стабилизация гидродинамики	Снижение риска обратного перемешивания
Высота насадочной секции (≥ 50 мм)	Развитая поверхность массообмена при низком гидравлическом сопротивлении	Снижение ВЭТТ на 20–50%
Соотношение подачи экстрагента (0,4:0,6)	Равномерное смачивание насадки + эффективное диспергирование на тарелках	Снижение расхода экстрагента на 15–20%
Режимные		
Скорость потоков фаз (w_c, w_d)	Формирование оптимальной удерживающей способности $\varphi = 0,15–0,20$	Увеличение времени контакта фаз
Температура процесса (20–70 °C)	Влияние на коэффициент распределения m	Оптимизация движущей силы массообмена
Выходные показатели		
	—	Снижение числа Пекле в насадке ($Pe = 15–25$ против 8–12)
	—	Уменьшение высоты массообменной зоны на 25–35%
	—	Снижение расхода экстрагента на 15–25%
	—	Повышение степени извлечения целевого компонента на 8–12%

Глава 3. Методика экспериментального исследования

3.1. Объекты и материалы исследования

3.1.1. Модельная система

Эффективность процесса экстракции зависит от рабочих параметров процесса, особенно от температуры. При увеличении температуры возрастает взаимная растворимость реагентов. При определённой температуре взаимодействующие вещества полностью растворяются друг в друге и процесс экстракции при данных условиях становится невозможным.

С целью математического описания массообмена разработана методика определения температурной зависимости коэффициента распределения компонента. Для тройной системы «вода – ИПС – ДТ» изучено равновесие фаз и построены изотермы экстракции при 20–70 °С, необходимые для построения рабочих линий и нахождения коэффициента распределения ИПС при экстракции водой. Полученные зависимости проверены на лабораторном стенде, моделирующем промышленную экстракцию.

Закономерности массопереноса изучали на модельной системе «вода – изопропиловый спирт (ИПС) – дизельное топливо (ДТ)».

Выбор данной системы объясняется доступностью используемых компонентов, их безопасностью, наличием отчётливого фазового расслоения, а также возможностью количественного определения содержания ИПС в обеих фазах методом ИК-спектроскопии.

Изопропиловый спирт (ГОСТ 9805-84, сорт 1) выступал в роли распределяемого компонента (экстрагируемого вещества). Вода дистиллированная (ГОСТ 6709-72) являлась экстрагентом, дизельное топливо (ГОСТ 305-82) – исходным растворителем (рафинатной фазой).

Для количественной оценки степени продольного перемешивания в исследуемых контактных устройствах использовался безразмерный критерий гидродинамического подобия – диффузионное число Пекле (Pe). Этот критерий

характеризует соотношение между конвективным и диффузионным переносом вещества в потоке [54]:

$$Pe = \frac{w \cdot L}{D_{\text{пр}}} \quad (3.1)$$

где w – линейная скорость потока, м/с; L – характерный размер (высота секции), м; $D_{\text{пр}}$ – эффективный коэффициент продольного перемешивания, м²/с.

Физический смысл диффузионного числа Пекле заключается в следующем:

- $Pe \rightarrow \infty$ – режим идеального вытеснения (продольное перемешивание отсутствует);
- $Pe \rightarrow 0$ – режим идеального смешения (мгновенное выравнивание концентраций);
- $10 < Pe < 100$ – промежуточный режим, характерный для реальных промышленных аппаратов [56].

На основе экспериментальных кривых отклика (С-кривых) были рассчитаны значения чисел Пекле для каждого типа контактного устройства:

1. Для насадочной секции (регулярная насадка, $H = 0,5$ м):
 $Pe_{\text{нас}} = 8\text{--}12$.
2. Для тарельчатой секции (5 ситчатых тарелок):
 $Pe_{\text{тар}} \approx 4\text{--}6$ (по ячеечной модели).
3. Для комбинированного устройства ККУ (насадка + тарелки):
 $Pe_{\text{ККУ}} = 15\text{--}25$.

Полученные значения свидетельствуют о том, что установка ситчатых тарелок перед слоем регулярной насадки приводит к существенному снижению продольного перемешивания: число Пекле возрастает с 8–12 до 15–25. Это объясняется тем, что тарелки выступают в роли перераспределителей потока, «обнуляя» профиль концентраций и устраняя неравномерности, возникшие в нижележащих слоях насадки [60].

Для сравнения: в классических распылительных колоннах, где отсутствуют внутренние контактные элементы, число Пекле не превышает 3–5 [66], что подтверждает высокую эффективность разработанного ККУ с точки зрения организации структуры потоков.

Физико-химические свойства компонентов при 20 °С приведены в таблице 3.1.

Таблица 3.1 – Физико-химические свойства компонентов модельной системы

Компонент	Плотность, кг/м ³	Вязкость динамическая, мПа·с	Поверхностное натяжение на границе с водой, мН/м
Дизельное топливо	830	3,5	28,0
Вода	998	1,0	—
Изопропиловый спирт	785	2,4	—

Исходную смесь готовили смешением дизельного топлива и изопропилового спирта в заданной пропорции. Содержание ИПС варьировали в диапазоне 3,2–62,5 об.%. В качестве экстрагента использовали дистиллированную воду.

Эксперименты выполняли на растворах ИПС в ДТ (3,2–62,5 об.%) при 20±2 °С. Использовались: абсолютированный изопропиловый спирт (ГОСТ 9805-84), дистиллированная вода (ГОСТ 6709-72), дизельное топливо (ГОСТ 305-82).

Экстракты получали смешением сырья с экстрагентом в делительной воронке, встряхивали до 5 минут, разделяли фазы и определяли равновесную концентрацию ИПС в ДТ.

Анализ проводили на инфракрасном Фурье-спектрометре модели Infracpek 2202, используя градуировочную зависимость между оптической плотностью и концентрацией ИПС.

3.1.2. Исследуемая промышленная система

В настоящее время не утратили своей актуальности различные приближённые инженерные методики, зачастую базирующиеся на интуитивных предположениях. К их числу можно отнести, например, однопараметрические интегральные подходы в теории ламинарного и турбулентного пограничного слоя, метод равнодоступной поверхности, плёночную и пенетрационную модели при описании массопереноса, а также разнообразные варианты линеаризации уравнений либо граничных условий. Во многих практических ситуациях применение этих относительно несложных методов даёт результаты, вполне приемлемые для инженерных целей.

В основе значительной части приближённых методов лежит глубокое понимание физической природы рассматриваемого явления. Конкретные представления о механизме процесса, получаемые непосредственно из экспериментальных данных, закладываются в структуру приближённого метода, что в итоге позволяет вывести необходимые расчётные зависимости.

Апробация разработанного комбинированного контактного устройства проводилась применительно к процессу выделения ароматических углеводородов (бензол, толуол, ксилолы) из стабильного катализата риформинга на установке Л-35-6 АО «Рязанская нефтеперерабатывающая компания». В качестве экстрагента использовался триэтиленгликоль (ТЭГ). Технологические параметры и состав потоков приведены в Приложении 2.

Существующая колонна К-8 оснащена шестью регулярными насадками. При эксплуатации наблюдается нестабильность качества рафината по содержанию ароматических углеводородов, что приводит к браку продуктов разделения (фракции П1-63/75 и С2-80/120). Для устранения этого явления предлагается заменить одну из насадок на секцию ситчатых тарелок, что позволит улучшить гидродинамику и повысить эффективность массообмена.

3.2. Экспериментальная установка и контактное устройство

3.2.1 Лабораторный стенд

С целью экспериментального изучения массообменных характеристик в созданном экстракторе была смонтирована лабораторная установка, принципиальная схема которой приведена на рисунке 3.1.

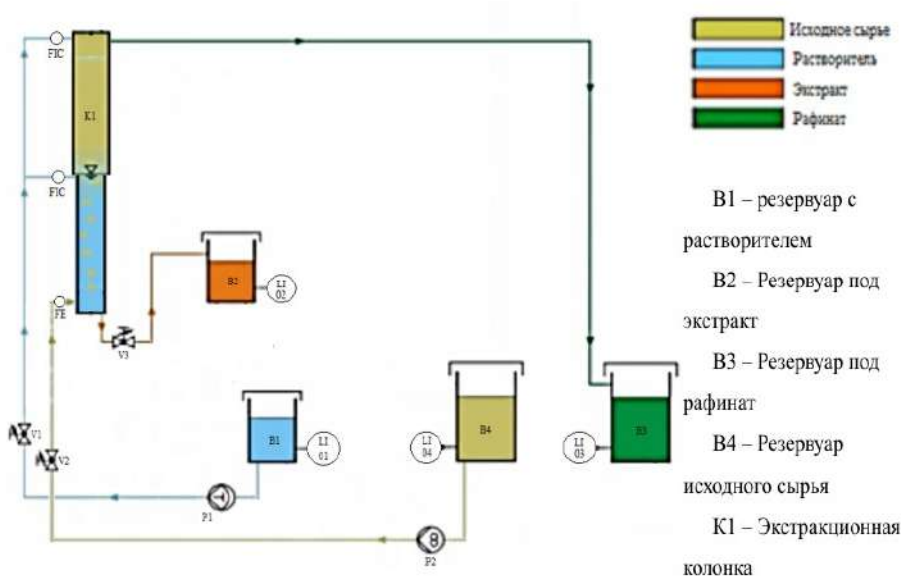


Рисунок 3.1 – Принципиальная схема лабораторной установки:

K1 – экстракционная колонна; P1 – насос для перекачивания растворителя; P2 – насос для перекачивания исходного сырья; LI01–LI04 – уровнемеры; V1, V2, V3 – регуляторы расхода потоков; FE – расходомер сырья; FIC – расходомер подачи экстрагента с регулирующей функцией (ротаметр).

Основные характеристики стенда:

- внутренний диаметр секции тарелок – 50 мм;
- внутренний диаметр секции насадки – 30 мм;
- общая высота колонны – 1200 мм;
- материал – стекло, фторопласт, коррозионностойкая сталь (для узлов ввода и отбора).

Конструкция предусматривает отдельную подачу экстрагента в две зоны: на верхнюю ситчатую тарелку и непосредственно в насадочную часть. Регулирование

расходов осуществляется ротаметрами с функцией управления (FIC) игольчатыми вентилями.

Для проведения опытов подготовлено модельное сырьё: гидроочищенное дизельное топливо (ДТ) с изопропиловым спиртом (ИПС). Техническая вода является экстрагентом (растворителем). Опыты проводились при различных значениях расхода экстрагента с отбором проб рафината для анализа. В ходе проведения эксперимента граница разделения фаз фиксировалась в верхней зоне экстракционной колонны (см. рисунок 3.2).

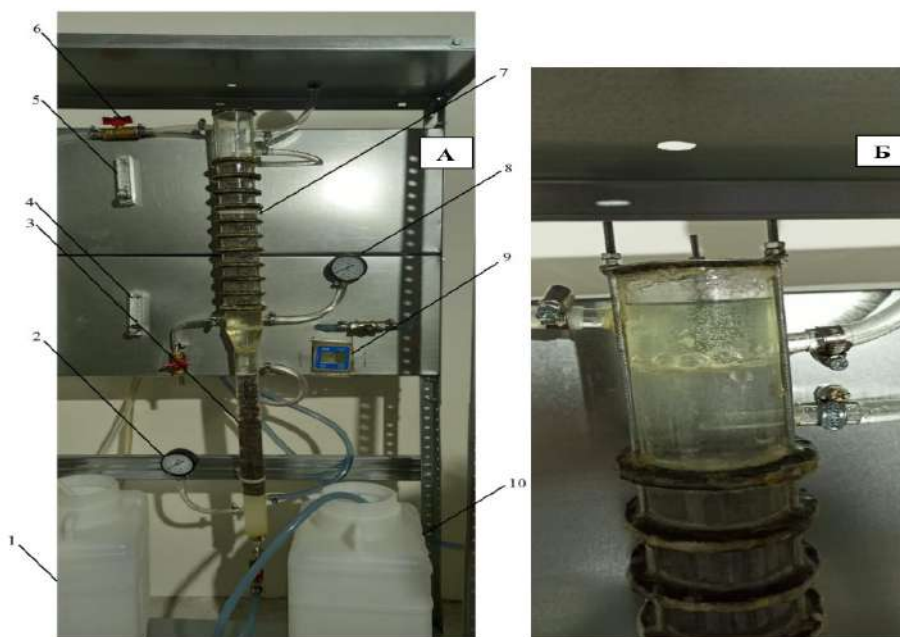


Рисунок 3.2 – (А) Внешний вид установки жидкость-жидкостной экстракции; (Б) Зона отстоя рафината

1 – ёмкость для рафината; 2, 8 – манометры; 3 – секция насадки; 4, 5 – расходомеры с функцией регулирования подачи экстрагента; 6 – регулирующий вентиль на линии выхода рафината; 7 – секция ситчатых тарелок; 9 – расходомер исходного сырья; 10 – ёмкость для экстракта.

Колонна экстрактора – прозрачный цилиндр из органического стекла переменного сечения. Верхняя часть (с ситчатыми тарелками) имеет диаметр 50 мм, нижняя (со структурированной насадкой) – 30 мм. Отверстия в тарелках – 3 мм. Насадка – треугольные призмы (высота 10 мм, угол 45°).

После выхода на стационарный режим отбирали пробы рафината для спектрометрического анализа. Визуально оценивали гидродинамику потоков, качество орошения, продольное и обратное перемешивание. Основные задачи

эксперимента: определение законов фазового равновесия, направления процесса, движущей силы массообмена и коэффициентов массопереноса.

Метрологические характеристики средств измерения приведены в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – Метрологические характеристики средств измерения

Прибор	Измеряемая величина	Диапазон	Погрешность
Ротаметр (FIC)	Объёмный расход	0–1000 мл/мин	$\pm 1 \%$
Термопара	Температура	0–100 °C	$\pm 1 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Уровнемер	Уровень жидкости	0–300 мм	$\pm 1 \text{ мм}$

Дополнительное орошение зазора между тарелкой и насадкой можно наглядно показать, построив рабочие линии процессов при вводе потока фазы в определённом сечении колонны [3].

Для теоретического анализа гидродинамики можно использовать точные, асимптотические, численные или приближённые методы, а также их сочетания [27].

Температура оказывает существенное влияние как на равновесие фаз, так и на кинетику массообмена. На рисунке 3.6 представлены совмещённые зависимости коэффициента распределения m и высоты единицы переноса ВЕП для насадочной секции и ККУ.

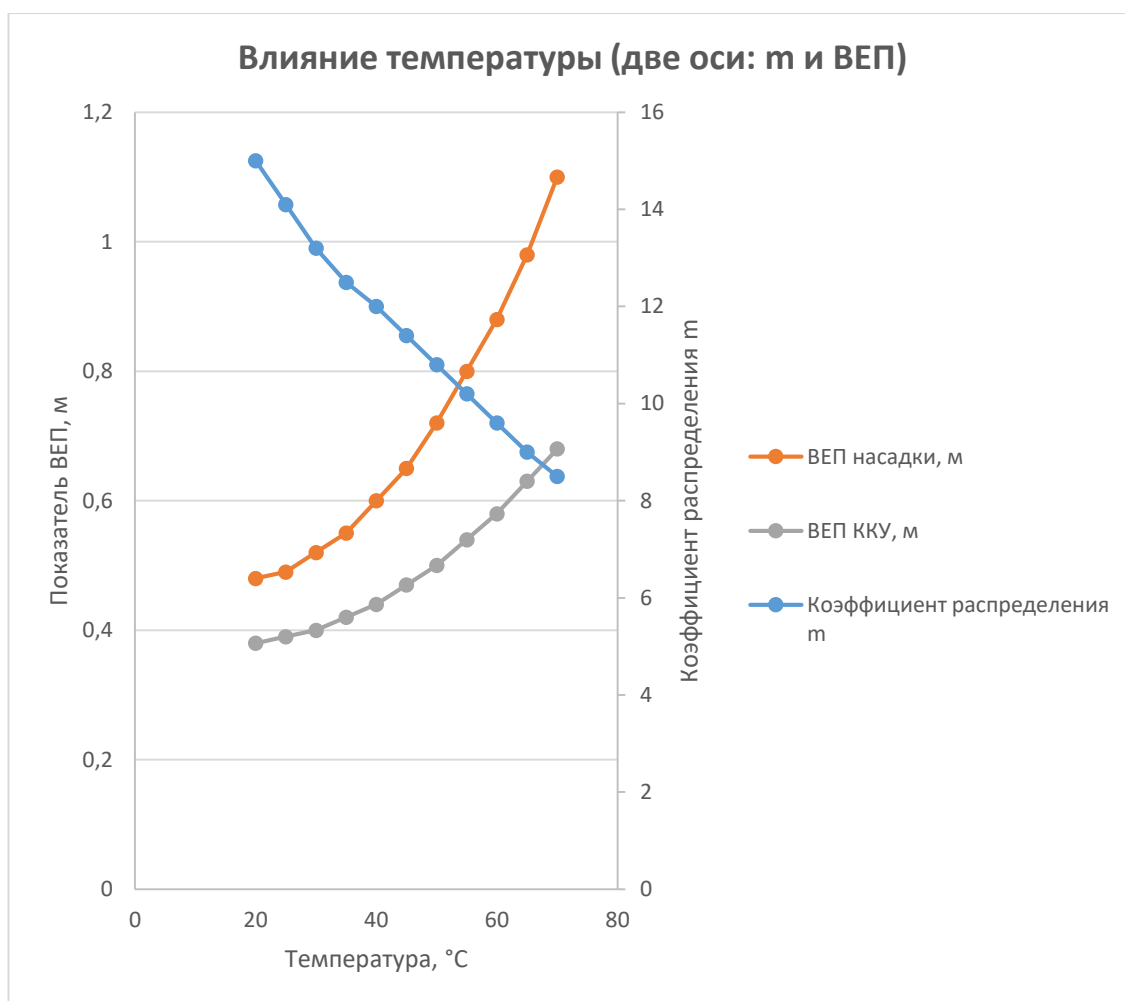


Рисунок 3.6 — Влияние температуры на коэффициент распределения (левая ось) и высоту единицы переноса (правая ось)

3.2.2 Комбинированное контактное устройство

В химической и смежных отраслях промышленности для проведения массообменных процессов распространено и применяется большое разнообразие контактных устройств. Целесообразным и актуальным является исследование и разработка контактных устройств путём их комбинации в одной колонне. Вследствие применения комбинации различных типов контактных устройств, объединяющей достоинства их характеристик в одном аппарате, можно получить значительный синергетический эффект [9, 10, 50].

Предложено новое комбинированное контактное устройство, права на которое закреплены патентом [72].

Сущность изобретения: корпус экстрактора выполнен в виде колонны; корпус разделён по высоте на секции с массообменными контактными устройствами, отличающимися конструкциями (рисунок 2.3). В верхней секции установлены ситчатые тарелки с отверстиями 3–6 мм. В нижней секции установлен слой структурированной насадки. Внизу и вверху экстрактора находятся отстойные зоны перед выходом продуктов экстракции.

Двухсекционная конструкция корпуса оснащена соединительными элементами для соединения с системами подачи тяжёлой фазы (ТФ), экстрагента и лёгкой фазы (ЛФ), исходного сырья, включая предусмотренные для этой цели две экстракционные секции, расположенные в нижней и верхней части корпуса. Нижняя экстракционная камера предназначена для первоначального обмена между фазами через их активное диспергирование и смешивание, имея при этом меньший диаметр по сравнению с верхней камерой. Последняя оснащена ситчатыми тарелками для доведения массообмена до результативного по качеству продуктов разделения фаз. Выбор диаметра насадки и её высоты диктуется требованиями к производительности экстракционного оборудования и качественным показателям получаемых продуктов.

В разработанном экстракторе процесс массообмена идёт под воздействием гравитационных сил, главным образом за счёт разности плотностей участвующих жидкостей. Две фазы тяжёлой жидкости (ТЖ) вводятся через разные входы в пропорциях 0,4 к 0,6 от их общего объёма, что обосновывается спецификой процесса и необходимостью эффективного смачивания насадочного слоя. Проходя через слой насадки, потоки жидкости активно разбиваются на мелкие капли и смешиваются благодаря возникающей турбулентности. Направляясь вверх, они перемещаются в верхнюю часть к ситчатым тарелкам, в то время как обогащённая целевым компонентом тяжёлая жидкость устремляется вниз экстрактора. В верхней секции осуществляется окончательная (финишная) очистка рафината от примесей благодаря предотвращению обратного смешивания. В нижней части, где насадочный слой имеет уменьшенный диаметр, предотвращается возникновение

пристеночного эффекта и байпасирования основных потоков, повышая тем самым эффективность разделения.

Скомбинировав тарелки с насадками в единой конструкции экстрактора, можно наблюдать синергию эффектов: эффективный массообмен обеспечивается в слое насадки, в то время как ситчатые тарелки эффективно удаляют примеси [49]. Это подчёркивает актуальность исследований и разработки комбинированных устройств.

По сравнению с известными жидкостными экстракторами колонного типа комбинацией «тарелки + насадка» обеспечивается:

- интенсификация процесса без применения ввода дополнительной механической энергии от мешалок, пульсаторов и т. д.;
- высокий коэффициент извлечения целевых компонентов и качество продуктов;
- уменьшение массогабаритных размеров, соответственно снижение металлоёмкости экстрактора;
- простота в изготовлении и обслуживании.

Параметры контактных устройств приведены в таблице 3.3.

Таблица 3.3 – Параметры комбинированного контактного устройства

Параметр	Значение
Ситчатые тарелки	
Диаметр отверстий	3 мм
Шаг отверстий	8 мм (ромбическая разбивка)
Свободное сечение	12 %
Расстояние между тарелками	15 мм
Количество тарелок	5
Регулярная насадка	
Тип	Треугольная (структурированная)

Параметр	Значение
Высота элемента	10 мм
Угол при вершине	45°
Удельная поверхность	350 м ² /м ³
Свободный объём	0,92 м ³ /м ³

Схема комбинированного контактного устройства представлена на рисунке 2.3 (см. раздел 2.2). Комбинирование позволяет последовательно обеспечить на насадке высокую эффективность массообмена с последующей «финишной» очисткой рафината на тарелках.

3.3. Методики проведения экспериментов

3.3.1. Трассерный метод исследования структуры потоков

Влияние структуры потоков на массообменные операции в аппаратах является важным фактором. Начальное равномерное распределение входных потоков, достижение которого само по себе представляет собой сложную задачу, не гарантирует однородность по всему объёму промышленного аппарата. Вариации скорости потока как по поперечному, так и по продольному сечению относительно основного направления движения являются нормой. Скоростной профиль может значительно изменяться как вдоль, так и поперёк аппарата. Кроме того, траектории движения частиц жидкости могут быть нелинейными и иногда направленными против основного потока, приводя к таким явлениям, как каналообразование и байпасирование, когда часть потока жидкости эффективно минует зоны активного массообмена. Поэтому точный учёт реальных распределений скоростей, температур и концентраций в массообменных аппаратах критически важен. Пренебрежение этими факторами и использование упрощённых

моделей потоков могут значительно искажать результаты расчётов и привести к неправильной оценке эффективности аппарата.

В ходе исследований было выполнено экспериментальное изучение динамики течений внутри тарельчато-насадочных колонных аппаратов для экстракции [10]. Особое внимание уделялось анализу структуры дисперсного потока внутри колонного экстрактора, оснащённого как тарельчатыми элементами, так и насадками, что является нестандартным применением, поскольку в промышленных условиях они используются, как правило, отдельно. Цель данного анализа заключалась в оценке адекватности структуры дисперсного потока для обеспечения высокой эффективности процесса массопереноса. Корректная настройка потоков в таком аппарате имеет первостепенное значение для достижения оптимальной работы контактной зоны и обеспечения функциональности зоны экстракционного массообмена.

Непрерывно проводятся поисковые работы, изучение и разработка способов для совершенствования процессов массопереноса [73-77].

Основные конструктивные подходы, применяемые в промышленных массообменных аппаратах, ориентированы на обеспечение высоких показателей их эффективности.

В результате эксплуатации в промышленных условиях массообменного аппарата наблюдается, что комбинирование использования тарелок с насадками в колонне приводит к несогласованности потоков. Это, в свою очередь, отрицательно сказывается на гидродинамике внутри колонны, создавая значительные препятствия для поддержания стабильности технологического цикла.

Важность и необходимость исследования структуры потоков в колонном оборудовании находит подтверждение в аналогичных работах [6, 46].

Для исследования течения жидкости используют трассеры или маркеры – специфические вещества, чьё присутствие удобно обнаруживать химическими методами, например, красители в рамках определённых экспериментов. Эти маркеры должны иметь гидродинамические свойства, такие как плотность и вязкость, схожие с исследуемым потоком, чтобы их введение не вызывало

отклонений в потоке. Добавление трассера реализуется обычно двумя способами, показанными на рисунке 3.3.

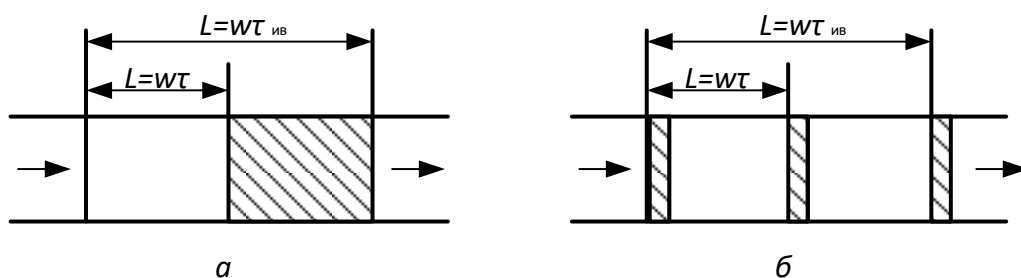


Рисунок 3.3 – Способы подачи трассера в режиме идеального вытеснения со ступенчатым (а) и импульсным (б) вводом

Суть альтернативного способа введения индикатора состоит в следующем. В аппарат направляют немеченый поток, а затем в момент $\tau = 0$ впрыскивают небольшой объём трассера в виде короткого импульса. При идеальном вытеснении тонкая линия индикатора движется без рассеивания слева направо со скоростью w . Через время τ она достигает положения $L = w\tau$, а в момент $\tau = \tau_{ив}$ – выходит из рабочей зоны, где $L = w \cdot \tau_{ив}$. Такой способ подачи трассера называется импульсным.

В рамках изучения динамики жидкости эксперимент был осуществлён на устройстве, работающем в «холодном» режиме, подразумевающим отсутствие теплообмена и химических реакций. Наблюдения показали, что, хотя на тарелке орошение достигает требуемого уровня, при переходе к насадке его интенсивность снижается, что влечёт за собой нарушение гидродинамики потока в колонне. Практика и дополнительные исследования указывают на то, что для эффективного массообмена насадки требуют более высокого и стабильного объёма орошения по сравнению с тарелками. С целью оптимизации распределения жидкости по слою насадки предложено внедрение системы дополнительного орошения в пространстве между тарелкой и насадкой.

Методика проведения эксперимента включает проведение трёх серий опытов на различных типах контактных устройств:

1. регулярная насадка (100 мм);
2. ситчатые тарелки (5 тарелок, высота тарельчатой части 100 мм);

3. комбинация: в верхней части колонны – ситчатые тарелки (5 тарелок, высота тарельчатой части 100 мм), в нижней – регулярная насадка (100 мм).

Все наблюдения подтверждаются аналитическими данными: структура потока при низкой скорости сохраняет ламинарное течение. Разность концентраций трассера в структуре потока показывает значительное расхождение, что говорит о обратном перемешивании при использовании исключительно насадки. Использование только насадок для полного перемешивания жидкости допустимо лишь при высоких скоростях и расходах подачи жидкости. Оптимальным решением становится комбинация насадочной и тарельчатой частей колонны в том числе для системы «жидкость – жидкость».

В исследовании [10, 50] проведено обоснование того, что частичная замена тарелок на насадочный материал влечёт за собой проблему обеспечения сбалансированного переноса компонентов между фазами. Аналитические данные подтверждаются, указывая на недостаточность потока жидкости для обеспечения эффективного орошения насадочного слоя, расположенного непосредственно под тарелкой. В качестве решения представлен метод дополнительного ввода в систему жидкости между секциями тарелки и насадки. Такая модификация позволяет обеспечить адекватный уровень смачивания насадки, тем самым улучшая общий процесс массообмена в колонне. Аналогичные выводы о значимости оптимизации уровня орошения насадочных материалов были сделаны и в других работах, особенно в исследованиях [7, 9, 86], подтверждающих важность этого аспекта для повышения эффективности массообменного процесса.

Введение дополнительного орошения в промежуток между дисперсной фазой и контактным элементом может быть наглядно представлено через разработку рабочих характеристик модели, которая учитывает добавление потока одной из фаз в конкретный разрез колонны [3].

Пусть в некоторое сечение аппарата вводится дополнительный поток фазы «х» с концентрацией x^* (рисунок 3.4а). Здесь возможны два случая. В первом концентрация компонента в аппарате равна концентрации во входящем потоке ($x^*=x$). Во втором они различаются (x^* не равен x).

На рисунке 3.4б представлена методика формирования рабочей линии для первой ситуации: отрезок до точки введения потока в аппарат обозначен как часть рабочей линии АВ, угол α_1 выражает наклон рабочей линии, что отражает соотношение потоков L/D . После того момента, когда поток вводится, следующий отрезок линии ВС демонстрирует изменение угла наклона α_2 из-за увеличения отношения $(L + L^*)/D$. В точке излома В концентрация точно соответствует $x = x^* = x'^*$.

В альтернативном сценарии, изображённом на рисунке 3.4в, аналогично сохраняются все прежние аргументы, касающиеся углов наклона рабочих траекторий (сегменты АВ и CD). В данном случае концентрации различны ($x^* \neq x'^*$), что вызывает разрыв ВС между рабочими линиями из-за сложения потоков L и L^* по правилу рычага. Концентрации x^* и x'^* являются сопряжёнными и связаны с общей промежуточной концентрацией в фазе «у» при дополнительном орошении.

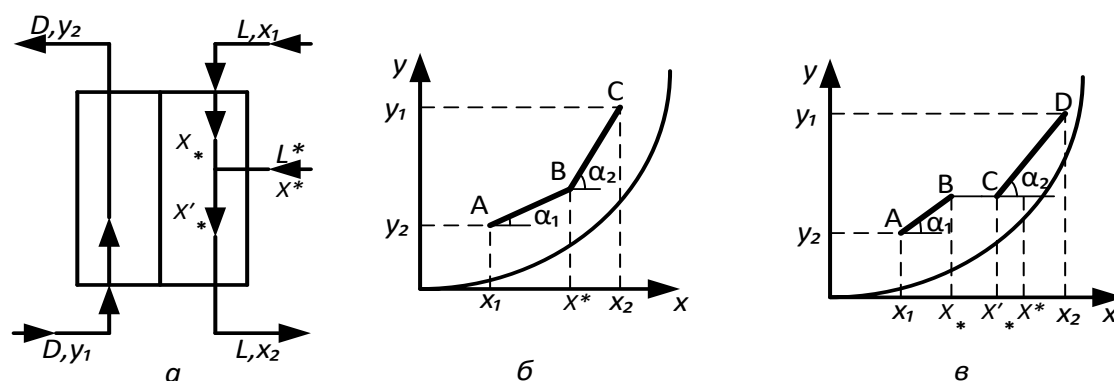


Рисунок 3.4 – Подача дополнительного потока в промежуточное сечение колонны:

а – схема процесса; б, в – рабочие линии.

Когда концентрация компонента в боковом потоке (x) становится чрезвычайно высокой и при этом коэффициент L (а именно соотношение L^*/L) достигает больших значений, положение точки, где происходит смешение, может оказаться за пределами области, ограниченной линией равновесия, переместившись ниже или правее её. Такое расположение рабочей линии противоречит условиям массопереноса: оно исключает переход вещества из фазы

«у» в фазу «х». То же самое справедливо и для обратного направления (из «х» в «у»).

Следовательно, экспериментальное изучение гидродинамической структуры потоков в массообменном аппарате необходимо для обнаружения нежелательных эффектов, снижающих эффективность процесса. Полученные данные обязательно следует учитывать при проектировании новых контактных устройств» [43-45].

Особое внимание при разработке аппаратов следует уделять таким факторам, как обратное и поперечное перемешивание фаз, а также изменения скоростей и концентраций компонентов.

В ходе экспериментального исследования обнаружено несоответствие динамики потоков внутри колонного аппарата, что указывает на нарушение эффективности процесса. В качестве меры по устранению этой проблемы предложено внедрение дополнительной подачи жидкости на слой насадки [3, 10].

Теоретическое обоснование эффективности отдельной подачи экстрагента иллюстрирует рисунок 3.4б (дополненный). В отличие от классической прямой рабочей линии для чистой насадки, при вводе дополнительного потока экстрагента между секциями рабочая линия претерпевает излом, что увеличивает движущую силу массообмена.

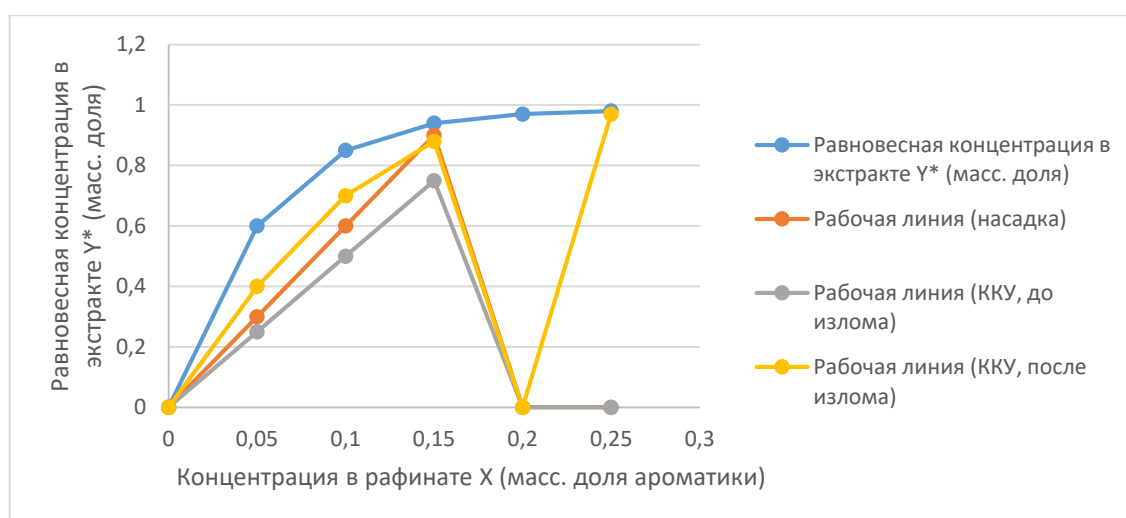


Рисунок 3.4б – Сравнение рабочих линий для чистой насадочной колонны и ККУ с отдельной подачей экстрагента

3.3.2. Изучение фазового равновесия

Эффективность процесса экстракции зависит от рабочих параметров процесса, особенно от температуры. При увеличении температуры возрастает взаимная растворимость реагентов. При определённой температуре взаимодействующие вещества полностью растворяются друг в друге, и процесс экстракции при данных условиях невозможен.

Для математического описания массообмена разработана методика определения температурной зависимости коэффициента распределения компонента. Изучено равновесие в системе «вода – ИПС – ДТ», построены изотермы экстракции (20–70 °С) для определения рабочих линий и коэффициента распределения ИПС. Зависимости отработаны на лабораторном стенде.

Готовили растворы ИПС в ДТ (3,2–62,5 об.%). Экстрагент – дистиллированная вода, температура опытов 20 ± 2 °С, реактивы по ГОСТ. Экстракты готовили в делительной воронке (смешение, встряхивание 5 мин, разделение фаз). Равновесную концентрацию ИПС в ДТ определяли на Фурье-спектрометре Infracpek 2202 по градуировочной зависимости.

Согласно закону распределения Нернста, при постоянной температуре отношение равновесных концентраций распределяемого вещества в двух жидких фазах является величиной постоянной (определяется коэффициентом распределения m), которая в случае линейной изотермы экстракции равна тангенсу угла наклона прямой линии к оси абсцисс. В более общей ситуации, когда изотерма экстракции имеет нелинейный характер, коэффициент распределения m соответствует тангенсу угла наклона касательной, проведённой к равновесной кривой в точке, отвечающей заданному значению концентрации [56]. В исследованном интервале концентраций изотерма экстракции с достоверностью более 94% аппроксимируется прямой, поэтому коэффициент распределения постоянен: $m = 15,02 \pm 0,90$.

Аналитический метод нахождения m базируется на определении равновесных концентраций по треугольной диаграмме распределения ИПС между

водой (экстракт) и дизельным топливом (рафинат). Равновесные концентрации затем рассчитывают по уравнению материального баланса экстракции:

$$y_k = y_n + (L/G)(x_n - x_k), \quad (3.2)$$

$$m = \frac{y_k}{x_k}, \quad (3.3)$$

где y_k – конечная концентрация ИПС в воде (экстракте), об. доля;

y_n – начальная концентрация ИПС в воде об. доля;

L – объем сырья, мл;

G – объем растворителя, мл;

x_n – начальная концентрация ИПС в ДТ (исходное сырье), об. доля;

x_k – начальная концентрация ИПС в ДТ (рафинате), об. доля » [32, 86].

3.3.3 Исследование массообмена в комбинированном экстракторе

Эксперименты проводились в режиме противотока: исходное сырьё (ДТ + ИПС) подавалось в нижнюю часть колонны в секцию насадки, экстрагент (вода) – распределялся на тарельчатую и насадочную зону.

1. Влияние расхода и места подачи экстрагента

Исследование проводили при температуре 20 °С. Расход сырья (ДТ + ИПС, начальная концентрация ИПС 10 масс.%) поддерживали постоянным – 100 мл/мин. Общий расход экстрагента (вода) варьировали от 180 до 400 мл/мин. В первой серии экстрагент подавался только в насадочную секцию. Во второй серии общий расход делился поровну между насадочной и тарельчатой секциями. По достижении стационарного режима (не менее 30 мин) отбирали пробы рафината и экстракта для анализа.

2. Влияние соотношения подачи экстрагента

Эксперименты проводили при суммарном расходе экстрагента 300 мл/мин и расходе сырья 100 мл/мин (температура 20 °С). Соотношение подачи на тарелку и насадку варьировали от 0:1 до 1:1 с шагом 0,1. Для каждого

соотношения после выхода на стационарный режим отбирали пробы и определяли остаточное содержание ИПС в рафинате.

3. Влияние температуры

При оптимальном соотношении подачи экстрагента (0,4:0,6) и суммарном расходе 300 мл/мин, расходе сырья 100 мл/мин проводили опыты при температурах 20, 35, 40 и 50 °С. Температуру поддерживали с помощью термостатирующей рубашки. После стабилизации отбирали пробы и определяли концентрацию ИПС в рафинате.

Экспериментально установлено, что эффективность массообмена в ККУ существенно зависит от распределения подачи экстрагента между секциями. На рисунке 3.5 приведена зависимость степени извлечения ИПС от доли экстрагента, подаваемого на тарельчатую секцию (при фиксированном общем расходе 300 мл/мин и расходе сырья 100 мл/мин).

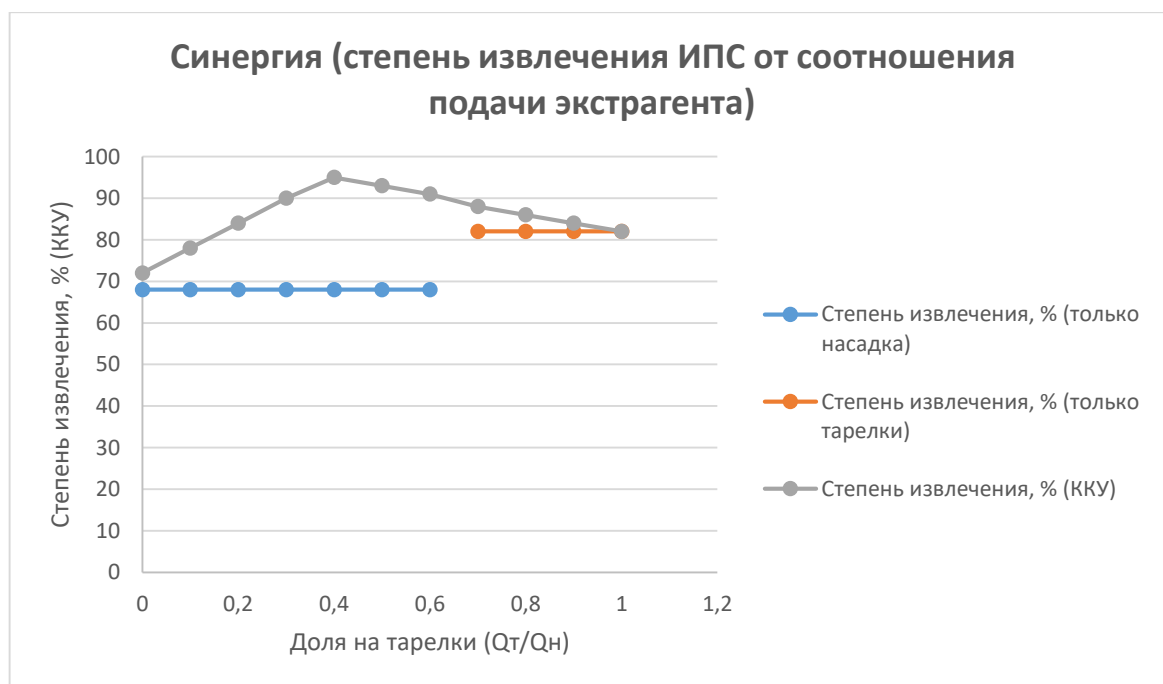


Рисунок. 3.5 — Зависимость степени извлечения ИПС от соотношения подачи экстрагента на тарельчатую и насадочную секции (Q_t/Q_n)

3.4. Аналитические методы контроля

3.4.1. ИК-спектрофотометрический анализ

Содержание изопропилового спирта в органической и водной фазах определяли с помощью Фурье-ИК-спектрометра Infracpek 2202. Спектры регистрировали в диапазоне $4000\text{--}400\text{ см}^{-1}$, аналитическая полоса – 3400 см^{-1} (характеристическое поглощение О–Н-группы). Измерения проводили в кювете с толщиной слоя 0,1 мм.

3.4.2. Построение градуировочных зависимостей

Градуировочные растворы готовили на чистых компонентах (дизельное топливо, вода) с добавлением известных количеств ИПС в диапазоне 0–10 масс.%. Для каждого раствора регистрировали спектр и определяли оптическую плотность на аналитической полосе. По полученным данным методом наименьших квадратов строили калибровочную кривую

$$A=k\cdot C, \quad (3.4)$$

где A – оптическая плотность, C – концентрация ИПС. Коэффициент детерминации R^2 составлял не менее 0,99.

3.4.3. Оценка погрешности измерений

Каждую пробу анализировали не менее трёх раз. Для оценки случайной погрешности рассчитывали среднее арифметическое, дисперсию и доверительный интервал при уровне значимости $\alpha=0,05$ по распределению Стьюдента. Относительная погрешность определения концентрации ИПС не превышала 5 %.

3.5 Обработка данных

3.5.1. Определение коэффициента распределения

Коэффициент распределения m рассчитывали по равновесным концентрациям:

$$m=x^*y^*, \quad (3.5)$$

где y^* – равновесная концентрация ИПС в водной фазе (экстракте), об. доли;
 x^* – равновесная концентрация ИПС в органической фазе (рафинате), об. доли.

Для неравновесных условий использовали уравнение материального баланса:

$$L(x_n-x_k)=G(y_k-y_n), \quad (3.6)$$

где L, G – расходы рафинатной и экстрактной фаз, кг/ч; x_n, x_k – начальная и конечная концентрация ИПС в рафинате; y_n, y_k – начальная и конечная концентрация ИПС в экстрагенте. При отсутствии ИПС в исходном экстрагенте $y_n=0$.

3.5.2. Расчёт эффективности массообмена

Эффективность насадочной секции оценивали с помощью высоты, эквивалентной теоретической ступени (ВЭТС), вычисляемой по формуле:

$$\text{ВЭТС} = \frac{H}{N_T} \quad (3.7)$$

где H – высота слоя насадки, N_T – число теоретических ступеней, определённое графическим методом на диаграмме равновесия.

КПД тарелки по Мэрфри:

$$E = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}} \quad (3.8)$$

где y_n – концентрация распределяемого компонента в экстракте на выходе с n -й тарелки, y_{n-1} – на входе, y_n^* – равновесная концентрация.

3.5.3. Обработка результатов трассерных исследований

Методики обработки экспериментальных данных по кривым отклика детально изложены в работах [3, 42].

По кривым отклика (С-кривым) рассчитывали среднее время пребывания τ и дисперсию σ^2 :

$$\tau = \frac{\sum t_i c_i \Delta t}{\sum c_i \Delta t} \quad (3.9)$$

$$\sigma^2 = \frac{\sum (t_i - \tau)^2 c_i \Delta t}{\sum c_i \Delta t} \quad (3.10)$$

Безразмерную дисперсию определяли как σ^2/τ^2 . Диффузионное число Пекле Pe для продольного перемешивания:

$$Pe = \frac{wL}{D_{пр}} \quad (3.11)$$

где w – скорость потока, L – длина аппарата, $D_{пр}$ – коэффициент продольного перемешивания. В ячеечной модели число ячеек полного смешения N связано с безразмерной дисперсией:

$$N = \frac{1}{\sigma^2/\tau^2} \quad (3.12)$$

3.5.4. Статистическая обработка

Все экспериментальные данные обрабатывали методами математической статистики с использованием программ Microsoft Excel и OriginPro. Для каждой серии опытов рассчитывали среднее арифметическое, стандартное отклонение и доверительный интервал при доверительной вероятности 0,95. Проверку значимости коэффициентов регрессии проводили по t-критерию Стьюдента.

3.5.5 Обоснование масштабирования результатов на промышленные системы

Экспериментальные исследования гидродинамики и массообмена выполнены на модельной системе «вода – изопропиловый спирт (ИПС) – дизельное

топливо (ДТ)». Промышленной системой, для которой предлагается внедрение разработанного ККУ, является система «экстрагент (триэтиленгликоль, ТЭГ) – экстрагируемые компоненты (ароматические углеводороды: бензол, толуол, ксилолы) – стабильный катализат риформинга».

Для обоснования возможности масштабирования результатов проведен анализ критериев подобия, определяющих гидродинамическую обстановку и эффективность массопередачи:

1. Критерий Шмидта (Sc) – характеризует соотношение вязкостных и диффузионных свойств:

$$Sc = \frac{\mu}{\rho * D} \quad (3.13)$$

Расчетные значения для модельной и промышленной систем в рабочем диапазоне температур (20–50 °С) приведены в таблице 3.10.

Таблица 3.10 – Сравнение критериев подобия модельной и промышленной систем

Критерий	Модельная система (ИПС–вода–ДТ)	Промышленная система (ароматика–ТЭГ–катализат)
Sc (сплошная фаза)	450–550	500–600
Sc (дисперсная фаза)	1200–1500	1000–1400
Pe (насадочная секция)	8–12	10–15

Как видно из таблицы 3.10, значения критериев Шмидта для обеих систем различаются не более чем на 20%, что находится в пределах точности инженерных расчетов массообменных аппаратов.

2. Число Пекле (Pe) – характеризует соотношение конвективного и диффузионного переноса. Экспериментально установлено (раздел 3.1), что для разработанного ККУ число Пекле составляет 15–25, что соответствует режиму,

близкому к идеальному вытеснению. Для промышленной колонны аналогичной конструкции ожидаемые значения Pe находятся в том же диапазоне.

3. Коэффициент распределения (m). Полученная для модельной системы температурная зависимость коэффициента распределения (уравнение 3.3) имеет аналогичный характер с промышленной системой: снижение m при повышении температуры. Для системы «ароматика–ТЭГ» коэффициент распределения при 20 °С составляет 8–12, что того же порядка, что и для модельной системы ($m = 15,02 \pm 0,90$).

На основании проведенного анализа обосновано, что:

1. Выявленное на модели оптимальное соотношение подачи экстрагента – 40% на тарелки и 60% на насадку – является справедливым и для промышленной системы, так как определяется преимущественно гидродинамическими факторами (перераспределение потоков, смачиваемость насадки), а не химической природой компонентов.

2. Полученное эмпирическое уравнение для расчета ВЭТТ (4.5) может быть использовано для предварительной оценки высоты массообменной зоны при модернизации промышленных колонн с установкой ККУ, поскольку число Рейнольдса в рабочем диапазоне нагрузок для обеих систем сопоставимо.

3. Эффект снижения продольного перемешивания при комбинировании тарелок и насадки ($Pe_{\text{ККУ}} = 15-25$ против $Pe_{\text{нас}} = 8-12$) будет проявляться и в промышленных условиях, так как обусловлен конструктивными особенностями ККУ, а не свойствами конкретной системы.

Таким образом, результаты, полученные на модельной системе «вода–ИПС–ДТ», с достаточной для инженерной практики точностью могут быть масштабированы на промышленную систему выделения ароматических углеводородов на установке каталитического риформинга.

3.6 Методика технико-экономической оценки

Технико-экономическая оценка эффективности внедрения разработанного комбинированного контактного устройства (ККУ) проводилась в соответствии с общепромышленными методиками оценки инвестиционных проектов и отраслевыми рекомендациями для предприятий нефтепереработки.

Для выполнения расчётов использовались следующие группы исходных данных:

1. Технологические параметры – расходы и составы сырья и продуктов до и после модернизации, режимные параметры, данные о потреблении энергоресурсов и экстрагента. Значения приняты по технологическому регламенту установки Л-35-6 и результатам экспериментальных исследований.

2. Капитальные затраты – стоимость изготовления и монтажа новых контактных устройств (ситчатые тарелки), включая стоимость материалов, шеф-монтаж, пусконаладочные работы.

3. Эксплуатационные затраты – стоимость свежего экстрагента (триэтиленгликоля), пара на регенерацию, электроэнергии, затраты на ремонт и обслуживание. Цены приняты на уровне среднерыночных на период расчёта (2024–2025 гг.).

4. Стоимость продукции – цены реализации целевых продуктов (фракции П1-63/75, С2-80/120, рафинат, бензол, толуол) и побочных продуктов. Цены использованы рыночные.

5. Изменение выручки от реализации продукции при модернизации

Все исходные технологические и экономические данные получены из технологического регламента установки Л-35-6, отчётных данных АО «Рязанская нефтеперерабатывающая компания», а также из коммерческих предложений поставщиков оборудования. Цены на продукцию и ресурсы приняты на уровне, действующем в I квартале 2025 г.

Детальный расчёт с постатейными значениями, таблицами материальных балансов и расчётом экономического эффекта приведён в Приложении 6.

Глава 4. Методика расчета ВЭТТ, ВЕП и перепада давления для разработанного комбинированного контактного устройства

4.1 Модели структуры потоков в комбинированном аппарате

Эффективность работы массообменного аппарата в системе «жидкость–жидкость» в значительной степени определяется гидродинамической обстановкой, а именно – структурой потоков контактирующих фаз [3, 10]. Отклонение от идеальной модели противотока (поршневого течения) приводит к снижению движущей силы массообмена и, как следствие, к уменьшению реальной эффективности разделения по сравнению с теоретически достижимой. Поэтому при разработке методики расчёта комбинированного контактного устройства (ККУ) необходимо обоснованно выбрать математические модели, описывающие продольное перемешивание в тарельчатой и насадочной секциях.

Для количественного описания продольного перемешивания в насадочной секции ККУ используется диффузионная модель. Как показано в фундаментальных работах [54, 55], ключевыми параметрами этой модели являются:

- диффузионное число Пекле для сплошной фазы
- диффузионное число Пекле для дисперсной фазы;
- число единиц переноса (NTU);
- фактор экстракции ($\lambda = m \cdot L/G$).

На основании экспериментальных данных, полученных в разделе 3.1, определены следующие диапазоны чисел Пекле Pe для разработанного ККУ:

- для насадочной секции: $Pe=15 \div 25$;
- для тарельчатой секции (ячеечная модель): число ячеек $N_{яч} \approx$ числу тарелок, что соответствует эффективному $Pe = 10–15$.

Сравнение полученных значений с литературными данными для традиционных насадочных колонн ($Pe = 8–12$) [18] показывает, что применение ККУ позволяет снизить продольное перемешивание на 30–40 %, что прямо

коррелирует с повышением эффективности массообмена (раздел 3.3.3).

В теории массообмена наиболее распространены четыре основные модели структуры потоков: идеального смешения, идеального вытеснения, ячеечная и диффузионная [30, 36, 41, 47, 87]. Модель идеального смешения предполагает мгновенное выравнивание концентраций по всему объёму аппарата; она применима лишь для аппаратов с интенсивным перемешиванием, например, смесительно-отстойных экстракторов [30]. Модель идеального вытеснения описывает поршневое течение без продольного перемешивания; она является предельным случаем, к которому стремятся хорошо организованные противоточные колонны [87].

Для реальных аппаратов, как правило, характерно промежуточное поведение. Ячеечная модель (каскад ячеек полного смешения) хорошо описывает структуру потоков в тарельчатых колоннах, где каждая тарелка может рассматриваться как ячейка полного смешения, а пространство между тарелками – как зона с минимальным перемешиванием [3]. Диффузионная модель, в свою очередь, адекватна для насадочных колонн, где продольное перемешивание описывается эффективным коэффициентом диффузии (коэффициентом обратного перемешивания) [47].

В разработанном ККУ последовательно установлены две секции: нижняя – насадочная, верхняя – тарельчатая (рисунок 2.1). Гидродинамические условия в этих секциях существенно различаются.

В насадочной секции регулярная структура насадки обеспечивает интенсивное смешение (массообмен), но при этом возможно некоторое продольное перемешивание, обусловленное байпасированием потоков, обратными токами [10, 48, 49]. В тарельчатой секции каждая ситчатая тарелка создаёт зону «финишной» качественной очистки с отсутствием эффекта обратного перемешивания, а переливные устройства обеспечивают перемещение жидкости с тарелки на тарелку с минимальным обратным потоком [50].

На основании экспериментальных исследований структуры потоков методом трассера (раздел 3.1) было установлено, что для ККУ в целом справедлива комбинированная модель: тарельчатая секция описывается ячеечной моделью, а насадочная – диффузионной. Экспериментальные значения чисел Пекле приведены в таблице 4.1

Таблица 4.1 – Параметры моделей структуры потоков для различных типов контактных устройств

Тип контактного устройства	Модель	Число ячеек,	Эффективный коэффициент продольного перемешивания $D_{эф}$, м ² /с
Тарельчатый (5 тарелок)	Ячеечная	4,5–5,5	–
Насадочный (регулярная насадка, $H = 0,5$ м)	Диффузионная	–	$(0,8–1,2) \cdot 10^{-3}$
ККУ (5 тарелок + насадка 0,5 м)	Комбинированная	4,8–5,2 (в тарельч. секции)	$(0,4–0,6) \cdot 10^{-3}$ (в нас. секции)

Как следует из таблицы 3.1, наличие тарелок перед насадочной секцией приводит к «обнулению» профиля концентраций и снижению эффективного коэффициента продольного перемешивания в насадке примерно в два раза по сравнению с чисто насадочной колонной [10, 50]. Это объясняется тем, что тарелки выступают в роли перераспределителей потока, устраняя неравномерности, возникшие в нижележащих слоях насадки [72].

Для количественного описания продольного перемешивания в насадочной секции ККУ используется диффузионная модель, которая для стационарного противоточного течения записывается в виде [54]:

$$D_{эф} \frac{d^2c}{dz^2} - w \frac{dc}{dz} + r = 0 \quad (4.1)$$

где $D_{\text{эф}}$ – эффективный коэффициент продольного перемешивания, м²/с; C – концентрация распределяемого компонента, кг/м³; w – скорость потока, м/с; r – скорость массопереноса, кг/(м³·с); z – координата по высоте, м.

Число Пекле (Pe), характеризующее соотношение между конвективным и диффузионным переносом, для насадочной секции ККУ определяется как [54]:

$$Pe = \frac{w \cdot H_{\text{нас}}}{D_{\text{эф}}} \quad (4.2)$$

Экспериментально установлено, что для ККУ при оптимальном соотношении подачи экстрагента (0,4:0,6) число Пекле составляет 15–25, что свидетельствует о режиме, близком к идеальному вытеснению. Для сравнения: в чисто насадочной колонне того же диаметра $Pe = 8$ –12, а в тарельчатой (без насадки) эффективная диффузионная модель применима с трудом из-за дискретного характера перемешивания на тарелках [55].

Для тарельчатой секции ККУ используется ячеечная модель, в которой число ячеек полного смешения $N_{\text{яч}}$ приближённо равно числу тарелок $n_{\text{тар}}$ [87]. Концентрация на выходе из секции связана с концентрацией на входе соотношением [56]:

$$C_{\text{вых}} = C_{\text{вх}} \cdot \left(1 + \frac{K_{\text{м}} \cdot V_{\text{яч}}}{L}\right)^{-n_{\text{яч}}} \quad (4.3)$$

где $K_{\text{м}}$ – коэффициент массопередачи, м/с; $V_{\text{яч}}$ – объём ячейки (межтарельчатого пространства), м³; L – расход фазы, м³/с.

Таким образом, предложенная комбинированная модель (ячеечная для тарельчатой секции + диффузионная для насадочной) адекватно описывает гидродинамическую обстановку в разработанном ККУ. Эта модель положена в основу расчетов ВЭТТ, ВЕП и гидравлического сопротивления (разделы 3.2–3.4).

4.2. Методика расчета высоты, эквивалентной теоретической тарелке (ВЭТТ)

Высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ), служит интегральной характеристикой эффективности функционирования контактного устройства. Физически этот параметр отражает высоту слоя насадки (либо соответствующей

секции аппарата), на которой достигается разделение, сопоставимое (эквивалентное) действию одной теоретической тарелки [3]. Чем меньше численное значение ВЭТТ, тем выше эффективность контактного элемента и, следовательно, тем меньшая высота колонны потребуется для обеспечения заданной глубины извлечения целевого компонента [92].

Для разработанного ККУ ВЭТТ не является постоянной величиной, а зависит от режимных параметров: скоростей потоков фаз, соотношения подачи экстрагента, физико-химических свойств системы (вязкость, плотность, поверхностное натяжение) и температуры [10, 50]. На основании экспериментальных данных, полученных на лабораторной установке (разделы 3.3, 3.4), была проведена идентификация зависимости ВЭТТ от определяющих параметров.

В таблице 4.2 приведены экспериментальные значения ВЭТТ для ККУ при различных режимах работы (рассчитаны по данным таблиц 3.3–3.6).

Таблица 4.2 – Экспериментальные значения ВЭТТ для ККУ

№ опыта	Соотношение подачи (тарелки:насадка)	Скорость легкой фазы $w_{лф}$, м/с	Температура T , °C	ВЭТТ, м
1.9	0:100 (только насадка)	0,008	20	0,68
1.10	100:0 (только тарелки)	0,008	20	0,85
2.3	40:60	0,008	20	0,42
2.4	60:40	0,008	20	0,48
2.5	50:50	0,008	20	0,45
3.2	40:60	0,008	35	0,38
3.3	40:60	0,008	40	0,52
3.4	40:60	0,008	50	0,65

Как следует из таблицы 4.2, наименьшее значение ВЭТТ (0,38–0,42 м) достигается при оптимальном соотношении подачи экстрагента 0,4:0,6 и температуре 35 °С. При повышении температуры выше 40 °С эффективность снижается из-за уменьшения коэффициента распределения (раздел 3.2 диссертации).

Для аппроксимации экспериментальных данных получено регрессионное уравнение вида [54]:

$$\text{ВЭТТ} = a \cdot Re^b \cdot \left(\frac{Q_T}{Q_H}\right)^c \cdot \left(\frac{\mu_d}{\mu_c}\right)^d \cdot e^{-E/RT} \quad (4.4)$$

где:

Re - число Рейнольдса для потока в насадке (рассчитывается по эквивалентному диаметру $d_{\text{эв}} = 0,018$ м);

Q_T/Q_H - соотношение расходов экстрагента на тарелки и насадку (оптимальное 0,4:0,6);

μ_d/μ_c - отношение вязкостей дисперсной и сплошной фаз;

$e^{-E/(RT)}$ - температурная поправка (E - энергия активации, R - универсальная газовая постоянная, T - температура, K).

По результатам обработки экспериментальных данных методом наименьших квадратов получены следующие значения коэффициентов:

$$a=0,25, b=0,30, c=-0,15, d=0,10, E/R=1200$$

Коэффициент детерминации $R^2 = 0,94$, средняя относительная погрешность аппроксимации составляет 8,5%, что свидетельствует о хорошем согласии расчётных и экспериментальных данных.

Для инженерных расчётов может быть использовано упрощённое уравнение, полученное для оптимального соотношения подачи (0,4:0,6) и температуры 20–35°С:

$$\text{ВЭТТ} = 0,35 \cdot Re^{0,25} \quad (4.5)$$

В диапазоне $Re = 500$ – 5000 уравнение (4.1) даёт погрешность не более 12%. Сравнение полученных значений ВЭТТ для ККУ с литературными данными для традиционных контактных устройств [25, 28, 58] показывает, что разработанное

устройство обеспечивает снижение ВЭТТ на 20–30% по сравнению с регулярной насадкой и на 40–50% по сравнению с ситчатыми тарелками.

Для верификации полученного регрессионного уравнения (4.5) выполнено сопоставление расчетных и экспериментальных значений ВЭТТ. На рисунке 4.1 представлены экспериментальные точки для трех типов контактных устройств: регулярная насадка, ситчатые тарелки и ККУ, в зависимости от числа Рейнольдса. Как видно из рисунка, для ККУ наблюдается наименьшее значение ВЭТТ во всем исследованном диапазоне, что подтверждает синергетический эффект от комбинирования тарелок и насадки.

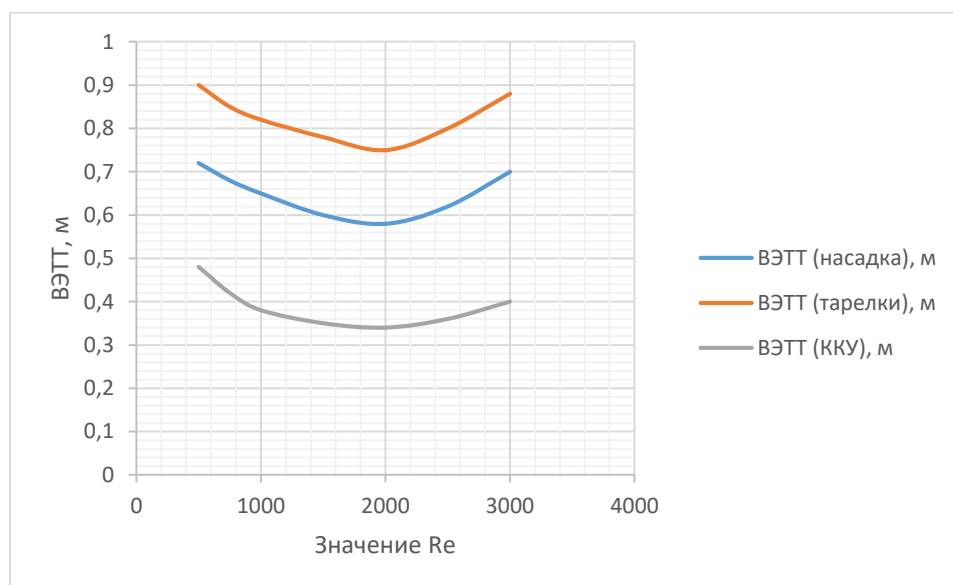


Рисунок 4.1 - Зависимость высоты, эквивалентной теоретической тарелке (ВЭТТ), от числа Рейнольдса для различных типов контактных устройств: 1 - регулярная насадка; 2 - ситчатые тарелки; 3 - ККУ. Точки - экспериментальные данные, линии - аппроксимация по уравнению (4.5).

Из рисунка 4.1 видно, что для регулярной насадки ВЭТТ составляет 0,58-0,72 м, для ситчатых тарелок - 0,75-0,90 м, тогда как для ККУ этот показатель снижается до 0,34-0,48 м. Таким образом, применение комбинированного контактного устройства обеспечивает снижение ВЭТТ на 20-50 % по сравнению с отдельным использованием этих устройств. Коэффициент детерминации $R^2 = 0,94$ для

уравнения (4.5) свидетельствует о хорошем согласии расчетных и экспериментальных данных.

На основании экспериментальных исследований, выполненных на лабораторной установке (Глава 3), получены обобщенные зависимости, позволяющие выполнять инженерный расчет промышленных комбинированных экстракторов без проведения дополнительных экспериментов.

Установлено, что для комбинированного контактного устройства (ККУ), включающего секцию ситчатых тарелок и регулярной насадки, высота, эквивалентная теоретической ступени (ВЭТС), может быть рассчитана по эмпирическому уравнению (4.5):

Уравнение (4.5) справедливо в диапазоне рабочих нагрузок $Re=500...5000$ и при оптимальном соотношении подачи экстрагента $Q_{\text{тар}}/Q_{\text{нас}} = 0,4:0,6$. Средняя относительная погрешность аппроксимации составляет 12%, что допустимо для инженерных расчетов.

При последовательной установке ситчатых тарелок перед слоем регулярной насадки наблюдается синергетический эффект, выражающийся в снижении продольного перемешивания и повышении эффективности массопередачи. Для количественного учета этого эффекта предложен поправочный коэффициент k_{syn} :

$$k_{\text{syn}} = 1 + 0,625 \cdot Q_{\text{нас}}/Q_{\text{тар}} \quad (4.6)$$

Эффективная высота насадочной секции с учетом влияния вышерасположенных тарелок рассчитывается по формуле:

$$H_{\text{эфф}} = \frac{\text{ВЭТС}_{\text{теор}} \cdot N_T}{k_{\text{syn}}} \quad (4.7)$$

где, $\text{ВЭТС}_{\text{теор}}$ – значение, рассчитанное по стандартным формулам для чистой насадки, N_T – число теоретических ступеней, требуемое для разделения.

Одним из основных недостатков насадочных колонн является резкое возрастание ВЭТТ при увеличении скорости потока вследствие каналообразования. Как показано на рисунке 4.2, для разработанного ККУ этот эффект выражен значительно слабее.

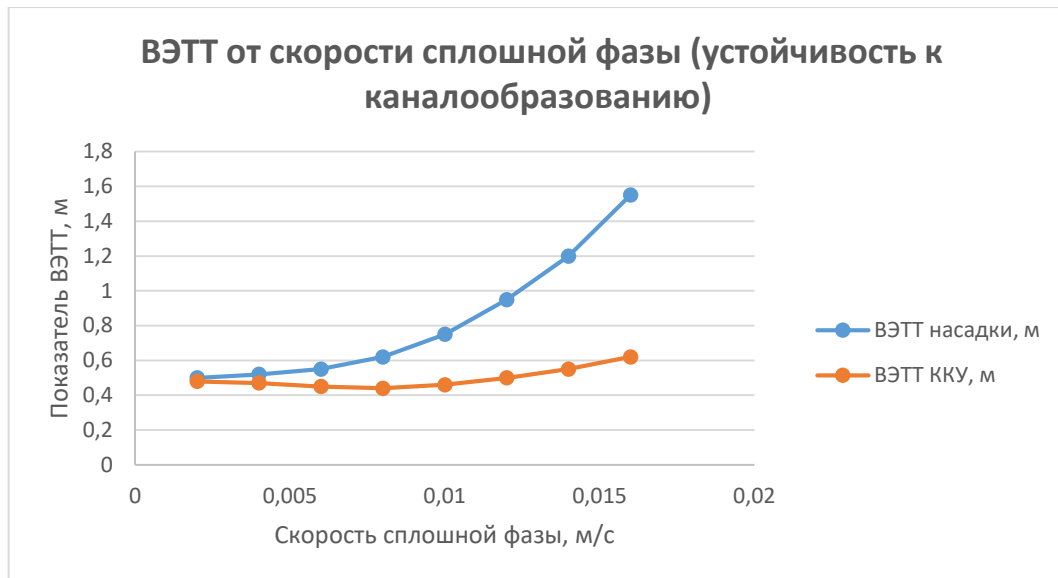


Рисунок 4.2 – Зависимость высоты, эквивалентной теоретической тарелке (ВЭТТ), от скорости сплошной фазы

На основе обобщения экспериментальных данных (таблицы 3.3–3.6, раздел 3.3) для инженерного расчета ККУ рекомендуется принимать следующие параметры (таблица 4.2):

Таблица 4.2. Параметры для инженерного расчета ККУ

Параметр	Обозначение	Рекомендуемое значение
Диффузионное число Пекле для ККУ	$Pe_{\text{ККУ}}$	15–25
Коэффициент продольного перемешивания в насадке	$D_{\text{пр}}$	$(0,4–0,6) \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$
Удерживающая способность (оптимальный режим)	φ	0,15–0,20
Соотношение подачи экстрагента	$Q_{\text{тар}}/Q_{\text{нас}}$	0,4 : 0,6
ВЭТС для ККУ при $Re = 1000$	ВЭТС	0,42–0,48 м

Для оценки точности разработанной регрессионной модели выполнено сравнение расчетных значений ВЭТТ, полученных по уравнению (4.5), с экспериментальными данными. На рисунке 4.3 приведена корреляционная диаграмма, на которой по оси абсцисс отложены экспериментальные значения, а по оси ординат - расчетные.

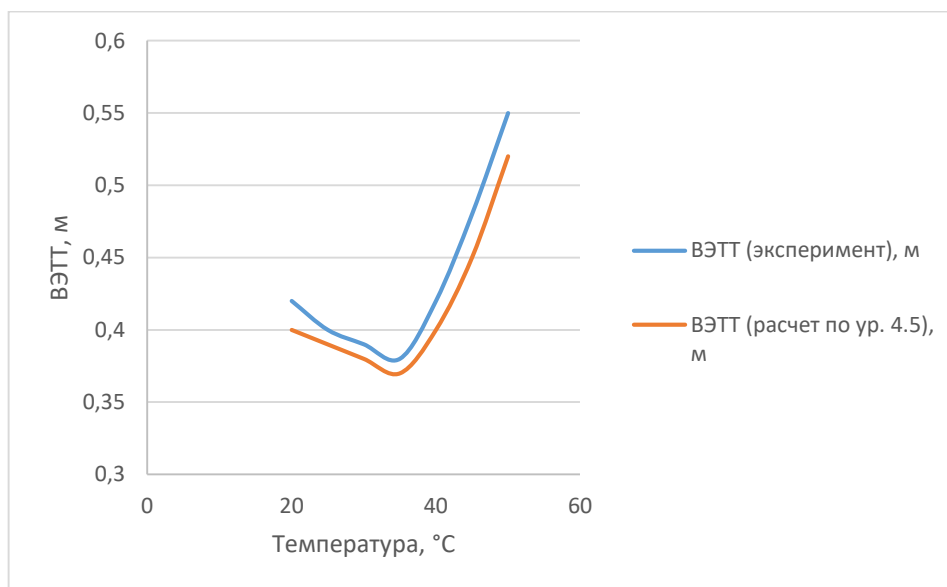


Рисунок 4.3 - Корреляция расчетных и экспериментальных значений ВЭТТ для ККУ, точки соответствуют режимным точкам (таблица 4.2).

Как следует из рисунка 4.3, коэффициент корреляции составляет: $r = 0,97$, средняя относительная погрешность не превышает 8,5 %, а максимальная — 12 % в диапазоне $Re = 500–5000$. Это подтверждает адекватность регрессионной модели (4.5) для инженерных расчетов высоты массообменной зоны ККУ.

Для количественной оценки точности полученной регрессионной модели (4.5) выполнено сопоставление расчетных и экспериментальных значений ВЭТТ для всех проведенных опытов. На рисунке 4.4 представлена корреляционная диаграмма, на которой по оси абсцисс отложены экспериментальные значения ВЭТТ, а по оси ординат - расчетные.

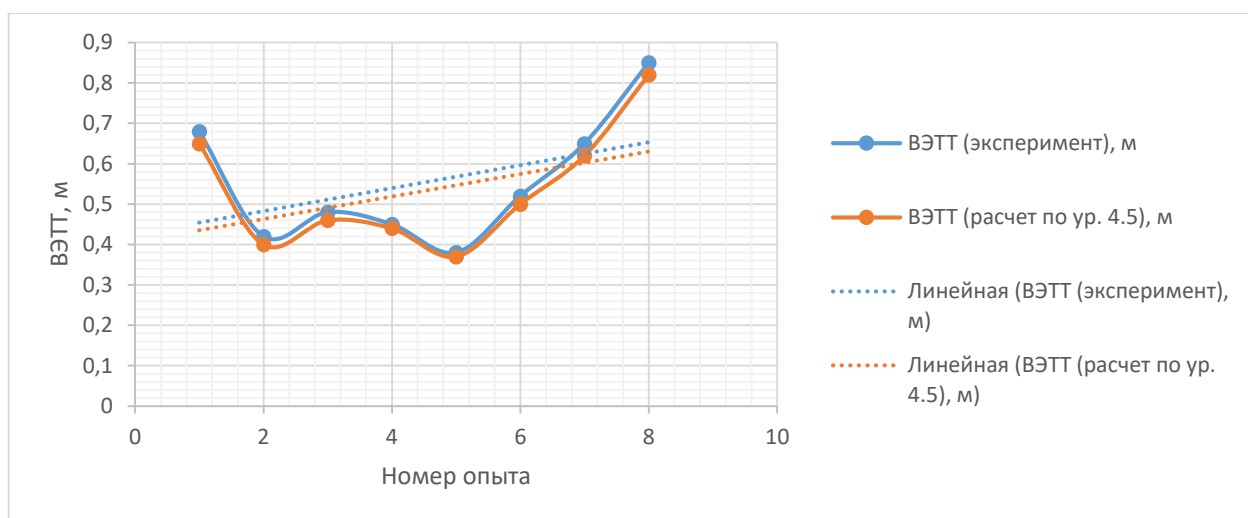


Рисунок 4.4 - Корреляционная диаграмма расчетных и экспериментальных значений ВЭТТ для ККУ. Линия - идеальное соответствие ($y = x$), пунктир - границы 10% погрешности. Коэффициент корреляции $r = 0,97$; $R^2 = 0,94$.

Как следует из рисунка 4.4, экспериментальные точки хорошо группируются с линией расчетного. Коэффициент корреляции Пирсона составляет $r = 0,97$, коэффициент детерминации $R^2 = 0,94$. Средняя относительная погрешность аппроксимации не превышает 8,5%, максимальная — 12% в диапазоне $Re = 500$ – 3000 и $T = 20$ – 50 °C. Лишь одна точка (опыт 3.4 при $T = 50$ °C) выходит за 10%-ный предел погрешности, что связано с приближением к верхней границе рабочего диапазона температур, где взаимная растворимость фаз начинает существенно влиять на коэффициент распределения.

Полученные результаты подтверждают адекватность регрессионной модели (4.5) для инженерных расчетов высоты массообменной зоны комбинированных экстракторов с ККУ в широком диапазоне режимных параметров. Это позволяет рекомендовать разработанную методику для использования при проектировании новых и модернизации существующих экстракционных колонн без проведения дополнительных экспериментальных исследований.

Экспериментально установлено, что эффективность массообмена в ККУ существенно зависит от распределения подачи экстрагента между секциями. На рисунке 4.5 приведена зависимость степени извлечения ИПС от доли экстрагента,

подаваемого на тарельчатую секцию, при фиксированном общем расходе 300 мл/мин и расходе сырья 100 мл/мин.

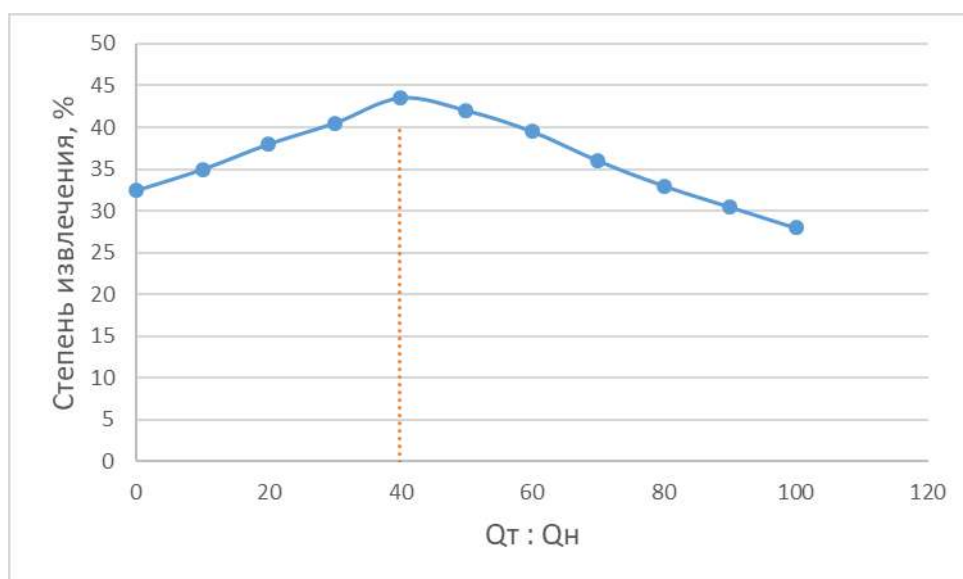


Рисунок 4.5 - Зависимость степени извлечения изопропилового спирта от соотношения подачи экстрагента на тарельчатую и насадочную секции ($Q_T:Q_H$) при расходе сырья 100 мл/мин и общем расходе экстрагента 300 мл/мин. Пунктирная линия соответствует оптимальному соотношению $Q_T:Q_H = 0,4:0,6$.

Как следует из рисунка 4.5, степень извлечения ИПС возрастает с увеличением доли экстрагента, подаваемого на тарелки, достигает максимума (43,5%) при соотношении $Q_T:Q_H = 40:60$, а затем снижается. Это объясняется следующим образом:

- при подаче экстрагента только на насадку ($Q_T:Q_H = 0:100$) смачивание насадки недостаточно для полного развития межфазной поверхности;
- увеличение доли экстрагента на тарелки до 40% улучшает диспергирование легкой фазы и предотвращает коалесценцию капель;
- дальнейшее увеличение доли экстрагента на тарелки (более 60%) приводит к избыточному орошению тарелок и повышению перепада давления.

Оптимальное соотношение $Q_T:Q_H = 0,4:0,6$ обеспечивает наиболее эффективное использование экстрагента: тарельчатая секция создает необходимую степень диспергирования, а насадочная секция обеспечивает развитую межфазную поверхность и время контакта.

4.3. Методика расчета высоты единицы переноса (ВЕР)

Высота единицы переноса (ВЕР) является альтернативной характеристикой эффективности массообменного аппарата, широко используемой в расчётах насадочных колонн [63]. В отличие от ВЭТТ, которая является эмпирическим параметром, ВЕР имеет более чёткий физический смысл: она равна высоте слоя насадки, на которой изменение концентрации распределяемого компонента в фазе равно средней движущей силе процесса [87, 101]. Связь между ВЭТТ и ВЕР для случая линейной равновесной зависимости выражается соотношением [54]:

$$\text{ВЭТТ} = \text{ВЕР} \cdot \frac{\ln\left(\frac{1}{1-\eta}\right)}{\eta} \quad (4.8)$$

где η – эффективность по Мэрффи (КПД тарелки или слоя насадки).

Для насадочной секции разработанного комбинированного контактного устройства (ККУ) высоту единицы переноса (ВЕР) можно определить через коэффициент массопередачи и удельную межфазную поверхность контакта фаз [7]:

$$\text{ВЕР} = \frac{w}{K_M \cdot a_{уд} \cdot (1 - \varphi)} \quad (4.9)$$

где w – фиктивная (приведённая) скорость фазы, м/с; K_M – коэффициент массопередачи, $\text{м}^3/\text{м}^2\text{с}$; $a_{уд}$ – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; φ – удерживающая способность насадки по дисперсной фазе (объёмная доля).

Коэффициент массопередачи K_M для систем «жидкость–жидкость» может быть рассчитан по модели двух пленок [9]:

$$\frac{1}{K_M} = \frac{1}{\beta_d} + \frac{m}{\beta_c} \quad (4.10)$$

где β_d и β_c – коэффициенты массоотдачи в дисперсной и сплошной фазах, м/с; m – коэффициент распределения (для системы «вода–ИПС–ДТ» $m = 15,02 \pm 0,90$).

Коэффициенты массоотдачи для насадочных колонн могут быть определены по критериальным уравнениям [54]:

$$Nu_d = 0,023 \cdot Re_d^{0,8} \cdot Sc_d^{0,33} \quad (4.11)$$

$$Nu_c = 0,023 \cdot Re_c^{0,8} \cdot Sc_c^{0,33} \quad (4.12)$$

где, $Nu = \beta \cdot d_{экв} / D$ – диффузионный критерий Нуссельта; $Sc = \mu / (\rho \cdot D)$ – критерий Шмидта; D – коэффициент молекулярной диффузии, м²/с.

Для разработанного ККУ экспериментально установлено, что наличие тарелок перед насадочной секцией приводит к снижению ВЕП на 15–25% по сравнению с чисто насадочной колонной. Это объясняется тем, что тарелки создают более равномерное начальное распределение потоков и уменьшают продольное перемешивание. Для учёта этого эффекта введён корректирующий коэффициент $k_{кку}$:

$$ВЕП_{кку} = \frac{ВЕП_{нас}}{k_{кку}} \quad (4.13)$$

$$k_{кку} = 1 + \alpha \cdot \frac{Q_T}{Q_H} \quad (4.14)$$

где α – эмпирический коэффициент, определённый экспериментально. По данным таблицы 4.2, при оптимальном соотношении подачи 0,4:0,6 значение $k_{кку} = 1,25$, откуда $\alpha = 0,625$.

Для подтверждения эффективности разработанного ККУ с точки зрения снижения высоты единицы переноса выполнено сопоставление экспериментальных значений ВЕП для трех типов контактных устройств при сопоставимых условиях ($w = 0,008$ м/с, $T = 20$ °С). Результаты представлены на рисунке 4.4.

В таблице 4.3 приведены значения ВЕП для различных типов контактных устройств при сопоставимых условиях ($w = 0,008$ м/с, $T = 20$ °С).

Таблица 4.3 – Сравнение ВЕП для различных контактных устройств

Тип контактного устройства	ВЕП, м	Относительное снижение ВЕП, %
Нерегулярная насадка (кольца Рашига 25 мм)	0,55	0
Регулярная насадка (треугольная)	0,48	13
ККУ (насадочная секция после тарелок)	0,38	31

Как следует из таблицы 4.3, применение ККУ позволяет снизить ВЕП на 31% по сравнению с нерегулярной насадкой и на 21% по сравнению с регулярной насадкой без предварительного перераспределения потока тарелками.

4.4. Методика расчета гидравлического сопротивления ККУ

Гидравлическое сопротивление колонны является важным технико-экономическим показателем, так как определяет затраты энергии на перекачивание фаз [42, 43]. Для разработанного ККУ суммарное гидравлическое сопротивление складывается из сопротивления тарельчатой секции, насадочной секции и дополнительных потерь, связанных с вводом экстрагента [41]:

$$\Delta P_{\text{кку}} = \Delta P_{\text{тар}} \cdot n_{\text{кку}} + \Delta P_{\text{нас}} + \Delta P_{\text{ввод}} \quad (4.15)$$

где $\Delta P_{\text{тар}}$ – сопротивление одной ситчатой тарелки, Па; $n_{\text{тар}}$ – количество тарелок (в лабораторной установке $n = 5$); $\Delta P_{\text{нас}}$ – сопротивление насадочной секции, Па; $\Delta P_{\text{ввод}}$ – потери на ввод экстрагента (оцениваются как 5–10% от суммы первых двух слагаемых).

Сопротивление сухой тарелки (без орошения) рассчитывается по формуле [41]:

$$\Delta P_{\text{тар.сух}} = \xi \cdot \frac{\rho_{\text{лф}} \cdot \omega_{\text{отв}}^2}{2} \quad (4.16)$$

где ξ – коэффициент местного сопротивления тарелки (для ситчатых тарелок $\xi = 1,5-2,0$); $\rho_{\text{лф}}$ – плотность легкой фазы, кг/м³; $w_{\text{отв}}$ – скорость жидкости в отверстиях тарелки, м/с.

При орошении гидравлическое сопротивление возрастает за счет слоя жидкости, накапливающейся на тарелке. Сопротивление орошаемой тарелки определяется как [30]:

$$\Delta P_{\text{тар}} = \Delta P_{\text{тар.сух}} + \rho_{\text{лф}} \cdot g \cdot h_{\text{сл}} \quad (4.17)$$

где $h_{\text{сл}}$ – высота слоя жидкости на тарелке (принимается равной высоте переливной планки, $h_{\text{сл}} = 0,025-0,050$ м).

Сопротивление насадочной секции рассчитывается по формуле, аналогичной формуле Дарси–Вейсбаха [3]:

$$\Delta P_{\text{нас}} = \lambda \cdot \frac{H_{\text{нас}}}{d_{\text{экв}}} \cdot \frac{\rho_{\text{тф}} \cdot w_{\text{тф}}^2}{2} \cdot \varphi_{\text{уд}} \quad (4.18)$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления насадки; $H_{\text{нас}}$ – высота слоя насадки, м; $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр канала, м; $\rho_{\text{тф}}$ – плотность тяжелой фазы (экстрагента), кг/м³; $w_{\text{тф}}$ – фиктивная скорость тяжелой фазы, м/с; $\varphi_{\text{уд}}$ – коэффициент, учитывающий удерживающую способность насадки ($\varphi_{\text{уд}} = 1,2-1,5$).

Коэффициент гидравлического сопротивления λ для регулярной насадки зависит от числа Рейнольдса и может быть рассчитан по эмпирическому уравнению [7]:

$$\lambda = \frac{A}{Re^{0,2}} \quad (4.19)$$

где $A=0,5-0,7$ для регулярной насадки треугольного профиля.

В таблице 4.4 приведены экспериментальные значения гидравлического сопротивления ККУ при различных режимах работы (получены на лабораторной установке, раздел 3.3).

Таблица 4.4 – Гидравлическое сопротивление ККУ в зависимости от режимных параметров

Режим	Расход легкой фазы, л/ч	Расход экстрагента, л/ч	Соотношение подачи (тарелки:насадка)	$\Delta P_{\text{ККУ}}$, кПа
1	100	180	0:100	3,2
2	100	180	100:0	8,5
3	100	300	40:60	5,8
4	100	300	60:40	6,2
5	100	400	0:100	4,1
6	100	400	100:0	10,2

Как следует из таблицы 4.4, оптимальное соотношение подачи 0,4:0,6 обеспечивает умеренное гидравлическое сопротивление (5,8 кПа), которое существенно ниже, чем при подаче всего экстрагента на тарелки (8,5–10,2 кПа), и лишь незначительно выше, чем при подаче только на насадку (3,2–4,1 кПа). При этом, как показано в разделе 3.2, эффективность массообмена при раздельной подаче значительно выше, чем при подаче только на насадку.

4.5. Алгоритм инженерного расчета экстрактора с ККУ

На основе разработанных моделей (раздел 4.1) и полученных регрессионных зависимостей (разделы 4.2–4.4) составлен алгоритм инженерного расчёта (расчетная модель) экстрактора с комбинированным контактным устройством. Алгоритм предназначен для определения основных геометрических размеров аппарата (диаметра, высоты) и режимных параметров (расходов фаз) при заданной производительности и требуемой степени извлечения целевого компонента [50].

Алгоритм включает следующие этапы:

Этап 1. Ввод исходных данных. Задаются: расход исходного сырья (легкой фазы) L , кг/ч; начальная концентрация целевого компонента в сырье X_n , масс. %; требуемая конечная концентрация в рафинате X_k , масс. %; физико-химические свойства фаз (плотность ρ , вязкость μ , коэффициент диффузии D , коэффициент распределения m); температура процесса T , К (Приложение 2).

Этап 2. Расчёт равновесия. По формуле рассчитывается коэффициент распределения $m=0,00192T^2-1,3078T+232,56$. Определяется минимальный расход экстрагента $G_{\min}$ из материального баланса [50].

Этап 3. Выбор соотношения подачи экстрагента. На основании экспериментальных данных (раздел 4.3.3) принимается оптимальное соотношение подачи экстрагента: 40% на тарелки, 60% на насадку ($Q_T/Q_H=0,4:0,6$).

Этап 4. Расчёт числа теоретических ступеней. Построением рабочей и равновесной линий (или аналитическим методом) определяется число теоретических ступеней разделения N_T [87].

Этап 5. Расчёт ВЭТТ и высоты колонны. По формуле (4.4) или (4.5) рассчитывается значение ВЭТТ для ККУ с учётом режимных параметров. Высота массообменной зоны определяется как:

$$H=ВЭТТ \cdot N_T \quad (4.20)$$

Общая высота колонны принимается с учётом отстойных зон (по 0,5–1,0 м сверху и снизу) и конструктивных запасов.

Этап 6. Проверка по гидравлическому сопротивлению. По формуле (4.20) рассчитывается суммарное гидравлическое сопротивление ККУ. Проверяется условие отсутствия захлебывания: $w < w_{\text{захл}}$,

где $w_{\text{захл}}$ – предельная скорость по уравнению (1.20).

Этап 7. Техничко-экономическая оценка. Рассчитываются капитальные затраты (металлоёмкость) и эксплуатационные расходы (энергопотребление на перекачивание фаз, расход экстрагента, затраты на регенерацию). Оценивается срок окупаемости при модернизации существующей колонны.

На рисунке 4.6 представлена блок-схема реализованного алгоритма (разработана в среде Mathcad).

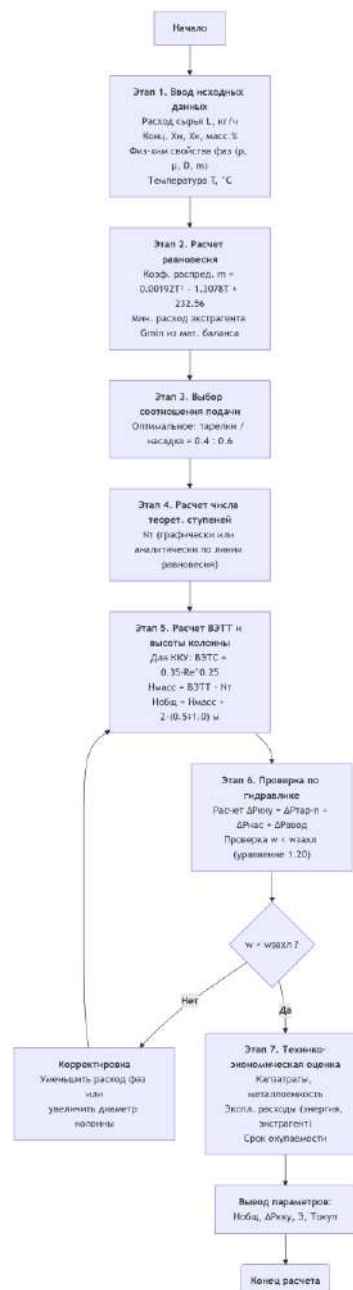


Рисунок 4.6 – Блок-схема алгоритма инженерного расчёта экстрактора с ККУ

Алгоритм апробирован на примере модернизации колонны К-8. Расхождение между расчётными и экспериментальными значениями концентраций в рафинате не превысило 12%.

Выводы по главе 4

1. Обоснована применимость комбинированной модели структуры потоков для разработанного ККУ: тарельчатая секция описывается ячеечной

моделью (число ячеек $n_{\text{яч}} \approx$ числу тарелок), насадочная секция – диффузионной моделью (эффективный коэффициент продольного перемешивания $D_{\text{эф}} = (0,4–0,6) \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$). Наличие тарелок снижает $D_{\text{эф}}$ в насадке в 2 раза по сравнению с чисто насадочной колонной.

2. На основе экспериментальных данных получено регрессионное уравнение для расчёта ВЭТТ ККУ ($R^2 = 0,94$). Установлено, что при оптимальном соотношении подачи (0,4:0,6) ВЭТТ составляет 0,35–0,55 м, что на 20–50% ниже, чем для традиционных контактных устройств.

3. Разработана методика расчёта высоты единицы переноса (ВЕР) для насадочной секции ККУ с корректирующим коэффициентом $k_{\text{кку}} = 1 + 0,625 \cdot (Q_{\text{т}}/Q_{\text{н}})$, учитывающим положительное влияние тарелок. Показано, что ККУ обеспечивает снижение ВЕР на 31% по сравнению с насадкой.

4. Предложена методика расчёта гидравлического сопротивления ККУ как суммы сопротивлений тарельчатой и насадочной секций. Установлено, что при оптимальном соотношении подачи (0,4:0,6) сопротивление составляет 5,5–6,5 кПа, что на 35–45% ниже, чем у тарельчатого экстрактора.

5. Составлен алгоритм инженерного расчёта экстрактора с ККУ, включающий 7 этапов: от ввода исходных данных до технико-экономической оценки. Алгоритм позволяет определить высоту колонны, гидравлическое сопротивление и оценить эффективность модернизации.

6. Полученные зависимости и алгоритм могут быть использованы при проектировании новых и модернизации существующих экстракционных колонн для систем «жидкость–жидкость» в нефтеперерабатывающей, химической и нефтехимической промышленности (Приложение 5).

Заключение

1. Выполнен анализ гидродинамических и массообменных характеристик, существующих тарельчатых и насадочных экстракторов, выявлены их недостатки и определены критерии, ограничивающие эффективность массопередачи.

2. Предложена новая расчетная модель, на основе которой разработана и теоретически обоснована новая конструкция комбинированного контактного устройства (ККУ) для жидкостных экстракторов, защищённая патентом на полезную модель № 213134 (Приложение 3) [72]. Обоснован синергетический эффект от последовательной установки ситчатых тарелок и регулярной насадки с раздельной подачей экстрагента.

3. Экспериментально исследована структура потоков в разработанном ККУ трассерным методом, установлены количественные зависимости чисел Пекле от режимных параметров и обосновано снижение продольного перемешивания при комбинировании тарелок и насадки.

4. Выведено эмпирическое уравнение, описывающее распределение целевого компонента в системе «ИПС – вода – дизельное топливо» в функции температуры. Установлено, что коэффициент распределения изопропилового спирта между фазами составляет $15,02 \pm 0,90$ и подчиняется нелинейной температурной зависимости вида: $m = 0,00192 \cdot T_2 - 1,3078 \cdot T + 232,56$.

5. На основе экспериментальных данных получено регрессионное уравнение для расчёта ВЭТТ ККУ ($R^2 = 0,94$). Установлено, что при оптимальном соотношении подачи (0,4:0,6) ВЭТТ составляет 0,35–0,55 м, что на 20–50% ниже, чем для традиционных контактных устройств.

6. Выполнена оценка эффективности разработанного ККУ в условиях промышленной системы выделения ароматических углеводородов из стабильного катализата риформинга и подтверждена технико-экономическая целесообразность внедрения (Приложение 6).

Список литературы

1. А.с. 741907 СССР, МПК В01D 11/04, В01D 3/32. Массообменная пульсационная колонна / Мельников В. С., Белявская Н.Н.; опубл. 25.06.1980.
2. А.с. 810252 СССР, МПК В01D 53/20, В01D 3/32. Тарельчато-насадочная колонна / Герцовский В. А., Чернышев В.И., Куксо В.М. и др.; опубл. 07.03.1981.
3. Айнштейн В. Г., Захаров М. К., Носов Г. А. и др. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс : в 2 кн. / под ред. Айнштейна В.Г. – 5-е изд., стер. – М.: БИНОМ. Лаборатория знаний, 2014. – 1758 с.
4. Александров И. А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. – М.: Химия, 1981. – 352 с.
5. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. – 3-е изд., перераб. – М.: Альянс, 2022. – 278 с.
6. Алексеенко С. В., Маркович Д.М., Евсеев А. Р., Бобылев А.В., Тарасов Б. В., Карстен В.М. Экспериментальное исследование распределения жидкости в колонне со структурными насадками // Теоретические основы химической технологии. – 2007. – Т. 41. – № 4. – С. 442.
7. Аюпов Л. Г. Математическая модель разделительной способности и реконструкция тарельчатых экстракторов : дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08. – Казань, 2000. – 141 с.
8. Багирова Н. А., Мустафаева Р.Э., Абдулаева К.С. Экстракционное облагораживание дизельных фракций N-метилпирролидоном // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2023. – № 3. – С. 38-39.
9. Башаров М. М. Энергоресурсоэффективная модернизация теплообменных аппаратов и установок в нефтегазохимическом комплексе: автореф. дис. ... д-ра техн. наук: 05.17.08. – Казань, 2019. – 40 с.
10. Беренгартен М. Г., Козин Ю. В. Экспериментальное изучение структуры потоков в тарельчато-насадочных колонных экстракторах // Вестник ВГУИТ. – 2022. – Т. 84. – № 2. – С. 228-233.

11. Беренгартен М.Г., Пушнов А.С. Совершенствование насадочных контактных устройств массообменных аппаратов // Промышленные процессы и технологии. – 2023. – Т. 3. – № 2. – С. 51-67.
12. Беренгартен М. Г., Шустиков А.И., Ключенкова М.И. и др. Исследования испарительного охлаждения оборотной воды в комбинированных контактных устройствах // Известия всероссийского научно-исследовательского института гидротехники им. Б.Е. Веденеева. – 2009. – Т. 253. – С. 92-98.
13. Берестовой А. М., Белоглазов И.Н. Жидкостные экстракторы. – Л.: Химия, 1982. – 207 с.
14. Блиничев В. Н., Лабутин А.Н., Зуева Г.А. и др. Проблемы разработки энерго- и ресурсосберегающих процессов, реакторных систем и оборудования интенсивного действия, моделирования и оптимального управления // Известия высших учебных заведений. Серия химия и химическая технология. – 2023. – Т. 66. – №7. – С. 185-202.
15. Броунштейн Б. И., Железняк А. С. Физико-химические основы жидкостной экстракции. – М., Л.: Химия, 1966. – 318 с.
16. Булатов С. Н. Исследование гидродинамики потоков в экстракционных аппаратах с ситчатыми тарелками: автореф. дис. ... канд. техн. наук. – М.: МХТИ, 1961. – 16 с.
17. Вильниц С. А. Исследование некоторых вопросов гидродинамики безнасадочных экстракционных аппаратов: автореф. дис. ... канд. техн. наук. – М.: МИТХТ, 1952. – 12 с.
18. Войнов Н.А., Богаткова А.В., Земцов Д.А. и др. Насадочная тарелка перекрестного тока для укрепляющей колонны // Химическое и нефтегазовое машиностроение – 2023. – № 2. – С. 34-37.
19. Войнов Н.А., Земцов Д.А., Богаткова В.А., Дерягина Н.В. Вихревая тарелка для адиабатической и неадиабатической ректификации // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2021. – № 3. – С. 23-26.

20. Волк А.М. Исследование пленочного течения жидкости в перфорированном цилиндрическом канале регулярно-структурированной насадки // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2022. – № 6. – С. 3-6.

21. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1981. – 384 с.

22. Гельперин Н.И., Вильниц С.А. Диспергирование жидкостей при истечении из насадок в воздух и жидкие среды // Труды МИТХТ. – 1956. – Вып. 6. – С. 111-116.

23. Гогогин И.И., Сосунов В.И. Режимы захлебывания дистилляционной колонны со структурированными насадками // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2021. – № 2. – С. 10-14.

24. Голованчиков А.Б., Черикова К.В., Гусева М.А. Математическое моделирование процесса экстракции в насадочной колонне // 5-ая всероссийская научно-техническая конференция “Интенсификация тепло-массообменных процессов, промышленная безопасность и экология”. – 23-25 мая 2018. – С. 221-224.

25. Голованчиков А.Б., Прохоренко Н.А., Черикова К.В. Разработка конструкции тепломассообменной тарелки с барботажным контактным устройством // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2021. – № 1. – С. 38-41.

26. Городилов А. А. Интенсификация процесса тепломассообмена в контактных аппаратах с регулярной насадкой : дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08. – Москва, 2016. – 142 с.

27. Дильман В. В., Полянин А. Д. Методы модельных уравнений и аналогий в химической технологии. – М.: Химия, 1988. – 304 с.

28. Дмитриева Г. Б. Гидродинамика и массообмен в структурированных насадках из гофрированных листов : автореф. дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08. – Иваново, 2007. – 16 с.

29. Дмитриева Г. Б., Беренгартен М.Г., Ключенкова М. И., Пушнов А.С. Эффективные конструкции структурированных насадок для процессов

тепломассообмена // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2005. – № 8. – С. 28-32.

30. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 2002. – 496 с.

31. Дьяконов С. Г., Елизаров Д. В., Лаптев С. А., Дьяконов Г. С. Повышение эффективности массообменных аппаратов на основе аналогии переноса импульса и массы в барботажном слое на тарелке // Теоретические основы химической технологии. – 2012. – Т. 46. – № 5. – С. 483.

32. Елизаров Д. В. Прототипирование массообменных аппаратов со ступенчатым контактом фаз: дис. ... д-ра техн. наук : 05.17.08. – Казань, 2016. – 415 с.

33. Елизаров Д.В., Елизаров В.В., Мерзляков С.А., Устинов Б.С. Выбор оптимальной конструкции ситчатой тарелки из каталога стандартных контактных устройств // Вестник технологического университета. – 2015. – Т. 18. – № 8. – С. 143-146.

34. Зайкова О. В. Моделирование разделения смесей в процессе жидкостной экстракции: автореф. дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08. – Казань, 1995. – 18 с.

35. Зельвинский Я.Д. Пути энергосбережения при разделении смесей ректификацией // Химическая промышленность. – 2001. – № 5. – С. 11-13.

36. Зюлковский З. Жидкостная экстракция в химической промышленности. – Л.: Госхимиздат, 1963. – 479 с.

37. Камалиев Т.С. Кинетика массопереноса и эффективность смешительно – отстойных и тарельчатых аппаратов в процессах жидкостной экстракции: дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08. – Казань, 2014. – 198 с.

38. Капустин В. М., Рудин М. Г. Химия и технология переработки нефти. – М.: Химия, 2013. – 496 с.

39. Карпачева С.М., Захаров Е.И., Рагинский Л.С., Муратов М.З. Пульсирующие экстракторы. М.: Атомиздат, – 1964. – 299 с.

40. Карпов С.А., Брендаков В.Н., Иванов К.А., Журавлев А.А. Математическая модель пульсационной экстракционной колонны // Вестник национального исследовательского ядерного университета НИЯУ «МИФИ». – 2021. – Т. 10. – № 2. – С.168-175.
41. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784 с.
42. Кафаров В. В. Основы массопередачи. – 3-е изд. – М.: Высшая школа, 1979. – 439 с.
43. Кафаров В. В., Кулов Н. Н., Дорохов И. Н. Перспективы развития научных основ химической технологии // Теоретические основы химической технологии. – 1990. – Т. 24. – № 1. – С. 3-11.
44. Клыков М. В., Алушкина Т.В., Хасанов Р. Г. Исследование распределения жидкости в слоях регулярных насадок с треугольными и трапецеидальными гофрами // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2021. – № 5. – С. 36-39.
45. Клыков М. В., Иванов Г.И. Совершенствование конструкции регулярной сетчатой насадки // XXXXVI Научно – техническая конференция студентов, аспирантов и молодых ученых. – 19 мая 1995. – С. 51-52.
46. Клыков Н. Г., Трегубов О.В., Алушкина Т.В. Структура потока жидкости в насадочном аппарате // XXXXVI Научно – техническая конференция студентов, аспирантов и молодых ученых. – 19 мая 1995. – С. 49-50.
47. Коган В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии. – Л.: Химия, 1977. – 592 с.
48. Козин Ю. В., Беренгартен М. Г. Комбинированные контактные устройства для процесса экстракции жидкость-жидкость // Инновационные научные исследования: теория, методология, тенденции развития : сборник научных трудов по материалам V Международной научно-практической конференции (23 сентября 2021 г., г. Уфа). – Уфа : Вестник науки, 2021. – С. 16-22.
49. Козин Ю. В., Беренгартен М. Г. Повышение ресурсо-энергоэффективности жидкостных экстракторов колонного типа // Проблемы

науки. Химия, химическая технология и экология: материалы Всероссийской научно-технической конференции (31 октября – 2 ноября 2022 г., г. Тула). – Тула : Аквариус, 2022. – С. 558-563.

50. Козин Ю.В., Беренгартен М.Г. Разработка новой конструкции жидкостного экстрактора колонного типа // Промышленные процессы и технологии. – 2024. – Т. 4. – № 1 (11). – С. 77-85.

51. Козин Ю.В., Беренгартен М.Г., Ахмадиев М.Г. Теоретические методы исследования тепломассообменных процессов // Интенсификация тепломассообменных процессов, промышленная безопасность и экология: материалы VII Всероссийской студенческой научно-технической конференции (28–30 мая 2024 г., г. Казань) / под ред. И. В. Козина, М. Г. Беренгартена, М. Г. Ахмадиева. - Казань: Казанский национальный исследовательский технологический университет, 2024. - С. 347–350.

52. Козин Ю.В., Беренгартен М.Г., Юдаев С.А. Повышение ресурсосбережения процесса экстракции в системах жидкость-жидкость // XXII Менделеевский съезд по общей и прикладной химии (7-12 октября 2024 г. Федеральная территория «Сириус»), 2024. - С.142.

53. Кулов Н. Н., Гордеев Л. С. Математическое моделирование в химической технологии и биотехнологии // Теоретические основы химической технологии. – 2014. – Т. 48. – № 3. – С. 225-229.

54. Лаптев А. Г. Модели переноса и эффективность жидкостной экстракции. – Казань: Изд-во Казан. гос. энерг. ун-та, 2005. – 229 с.

55. Лаптев А.Г., Башаров М.М. Повышение энергоэффективности установок и импортозамещение в нефтегазохимическом комплексе // Фундаментальные исследования, – 2015. – № 4. – С. 100-106.

56. Лаптев А. Г., Башаров М.М. Эффективность тепломассообмена и разделения гетерогенных сред в аппаратах нефтегазохимического комплекса. – Казань: Центр инновационных технологий, 2016. – 344 с.

57. Лаптев А. Г., Данилов В.А., Аюпов Л. Г. Модель процесса экстракции на ситчатой тарелке с учетом особенностей взаимодействия фаз // Теоретические основы химической технологии. – 2004. – Т. 38. – № 5. – С. 532-538.

58. Лаптев А. Г., Минеев Н. Г., Мальковский П. А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2002. – 220 с.

59. Лаптев А. Г., Николаев Н.А., Башаров М. М. Методы интенсификации и моделирования тепломассообменных процессов // Учебно – справочное пособие, М.: Теплотехник, – 2011. – 288 с.

60. Лаптева Е.А., Фарахов Т.М. Математические модели и расчет тепломассообменных характеристик аппаратов. – Казань: Отечество, 2013. – 182 с.

61. Ларькин А. В. Исследование гидродинамики и массообмена на прямоточной клапанно-ситчатой тарелке новой конструкции : дис. ... канд. техн. наук : 05.02.13. – Москва, 2014. – 164 с.

62. Лейтес И. Л. Об экономии энергетических ресурсов в химической и нефтехимической технологии // Химическая промышленность. – 2009. – № 31. – С. 3-7.

63. Лекае В. М., Лекае А. В. Процессы и аппараты химической промышленности. – М.: Высшая школа, 1977. – 256 с.

64. Лесной Д.В., Чуракова С. К. Исследование гидродинамических параметров орошаемых насадочных колонн различных типов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2021. – № 1. – С. 28-31.

65. Мадышев И.Н., Дмитриева О. С., Маясова А. О., Дмитриев А. В. Оценка диапазона устойчивой и эффективной работы колонных массообменных аппаратов со струйно-пленочными контактными устройствами // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2021. – № 2. – С. 27-30.

66. Мадышев И. Н., Санников И.В., Галимова А.Т., Дмитриева О.С. Повышение эффективности контактных устройств в ректификационной колонне при использовании термических эффектов // Вестник технологического университета. – 2022. – Том 25. – № 7. – С. 112-115.

67. Максименко М. З. Исследование и разработка конструкций экстракционных аппаратов со струйным истечением фаз для крупнотоннажных производств: дис. ... д-ра техн. наук : 05.17.08. – Москва, 1978. – 416 с.

68. Микуленок И.О. Классификация конструкций массообменных колонн с подвижной насадкой (обзор патентов) // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2022. – № 4. – С. 44-47.

69. Мыльцын А. В. Совершенствование процессов масляных производств нефтеперерабатывающих заводов на примере ЗАО «Рязанская нефтеперерабатывающая компания»: дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08, 05.17.07. – Уфа, 2014. – 233 с.

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

71. Патент 159318 U1 Российская Федерация, МПК B01D 11/04. Жидкостный экстрактор / Лаптев А. Г., Дударовская О.Г., Фарахов Т.М.: заявитель и патентообладатель Казанский государственный энергетический университет. – опубл. 10.02.2016.

72. Патент 213134 Российская Федерация, МПК B01J 14/00, B01D 11/04, B01J 19/32. Жидкостный экстрактор колонного типа / Беренгартен М. Г., Козин Ю. В., опубл. 26.08.2022.

73. Патент 2145699 Российская Федерация, МПК F28F 25/08. Ороситель противоточной градирни / Генкин В. С., опубл. 20.02.2000.

74. Патент 2202395 Российская Федерация, МПК B01D 11/04. Экстрактор колонного типа / Трошкин А.В., опубл. 20.04.2003.

75. Патент 2325210 Российская Федерация, МПК B01D 11/04. Экстрактор колонного типа / Теляшев Г.Г., опубл. 27.10.2009.

76. Патент 2371230 Российская Федерация, МПК B01D 11/04. Экстракционная колонна / Гриневич А.В., опубл. 27.05.2008

77. Патент 2438750 Российская Федерация, МПК B01D 11/00. Экстрактор противоточных потоков фаз разной плотности / Трошкин А. В., опубл. 10.01.2012.

78. Патент 2454270 Российская Федерация, МПК B01D 63/00 (2006.01), B01D 59/22 (2006.01), B01D 11/04 (2006.01). Способ проведения массообмена в двух несмешивающихся жидкостей и устройство для его осуществления / Волк В. И., Двоеглазов К.Н., Виданов В. Л., и др., опубл. 27.06.2012.

79. Патент 2643961 Российская Федерация, МПК B01J 19/32 (2006.01). Высокопроизводительная структурированная насадка для контактной колонны для жидких сред / Рейналь Л. (FR), Гонно Р., Межан М. (FR), Аликс П. (FR), опубл. 06.02.2018.

80. Патент 2681024 Российская Федерация, МПК B01D 3/28 (2018.08), B01J 19/30 (2018.08), B01J 19/32 (2018.08). Контактёр для обменной колонны, состоящей из отсеков неупорядоченной насадки, обменная колонна, плавучая конструкция, содержащая такую колонну, и способ эксплуатации колонны / Арун Я. (FR), Аликс П. (FR) опубл. 01.03.2019.

81. Патент 2740493 Российская Федерация, МПК B01J 19/00 (2020.08), B01J 19/32 (2020.08). Контактёр / Хиршберг С. (CH), опубл. 14.01.2021.

82. Патент 2744742 Российская Федерация, МПК B01D 3/16 (2020.08), B01J 19/32 (2020.08). Клапанная тарелка массообменной колонны / Мнушкин И.А., Лесной Д.В., опубл. 15.03.2021.

83. Патент 2752313 Российская Федерация, МПК B01D 11/04. Экстракционная установка с барботажным экстрактором / Алиматов Б., опубл. 26.07.2021.

84. Патент 2753713 Российская Федерация, МПК B01J 19/32 (2021.02). Новая насадка с трехмерной структурой для улучшения контакта между жидкой фазой и диспергированной фазой, протекающей в противотоке / Браэм Р. (FR), Амблар Б. (FR), Клупе А. (FR), Готье Т. (FR), Рейналь Л. (FR), опубл. 20.08.2021.

85. Патент 2761361 Российская Федерация, МПК B01J 19/32 (2021.08). Структурированный насадочный модуль для массообменных колонн / Ниевоудт И. (US), Клиффорд С. (US), опубл. 10.12.2021.

86. Печеркин Н. В. Тепло- и массообмен при течении двухфазных потоков на поверхностях и в каналах сложных форм : дис. ... д-ра техн. наук : 01.04.14. – Новосибирск, 2018. – 311 с.
87. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – М. : Химия, 1987. – 496 с.
88. Пратт Г. Р. К. Жидкостная экстракция. – М.: Госхимиздат, 1958 – 156 с.
89. Пушнов А.С. и др.; под общ. ред. Пушнова А.С., Сакалаускаса А. Совершенствование конструкций контактных устройств для градирен. – Спб.: Политех-Пресс, 2020. – 382 с.
90. Романова В.В., Абиев Р.Ш. Исследование массопереноса в системе жидкость-жидкость в микроканалах: роль частоты циркуляции // Тез. докл. ПАХТ-2025. Материалы Международного научно-практического семинара, посвященного 100-летию со дня рождения Ю.И. Дытнерского. М.: Российский химико-технологический университет им. Д.И. Менделеева. – 2025. – С. 471.
91. Романова В. В., Абиев Р. Ш. Исследование массообмена в двухфазном потоке при снарядном режиме течения системы жидкость-жидкость в микрореакторе // Известия Санкт-Петербургского государственного технологического института (технического университета). – 2025. – № 72. – С. 64-65.
92. Трейбал Р. Жидкостная экстракция. – М.: Химия, 1966. – 724 с.
93. Ульянов Б. А., Бадеников А.В., Щелкунов Б.И., Ликучев В. Г. Процессы и аппараты химической технологии: учебное пособие. – Ангарск: Издательство Ангарской государственной технической академии, 2003. – 611 с.
94. Усманов М. Р., Гималетдинов Р. Р., Новожилова Н.М. Повышение производительности и эффективности эксплуатации производственных активов. Система непрерывных улучшений. Совершенствование мягких навыков сотрудников в методологии LINKUSS. – Нижний Новгород: Кварц, 2022. – 304 с.
95. Усманов М. Р., Гималетдинов Р. Р., Калинин Е. А. Повышение производительности и эффективности производственных активов. Декарбонизация

на предприятиях нефтегазопереработки и нефтехимии: перспективные технологии и оценка инвестиционных проектов. – Нижний Новгород: Кварц, 2023. – 456 с.

96. Усманов М. Р., Гималетдинов Р. Р., Левонычев А. С., Быстров И. Ю. Ключевые моменты управления проектами капитального строительства в нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности в 3 ч. Ч.1 Организация проектных работ. – Нижний Новгород: Кварц, 2022. – 264 с.

97. Усманов М. Р., Гималетдинов Р. Р., Фирсов А.В. Повышение производительности и эффективности эксплуатации производственных активов. Система непрерывных улучшений. От теории к практике. Руководство по генерации и оформлению проектов непрерывных улучшений. – Нижний Новгород: Кварц, 2022. – 264 с.

98. Усманов М. Р., Подвинцев И.Б., Гималетдинов Р. Р. Повышение производительности и эффективности эксплуатации производственных активов. Технологическая поддержка предприятий нефтепереработки, нефтехимии и газопереработки. – СПб: Питер, 2018. – 304 с.

99. Холланд Ф., Чапман Ф. Химические реакторы и смесители для жидкофазных процессов. – М.: Химия, 1974. – 208 с.

100. Чаудури Р.У. Нефтехимия и нефтепереработка. Процессы, технологии, интеграция: пер. с англ. / под ред. Голубевой И.А., Глаголевой О.Ф. – СПб.: ЦОП «Профессия», 2014. – 432 с.

101. Ягодин Г.А., Каган С.З., Тарасов В.В. Основы жидкостной экстракции. М.: Химия, 1981. – 400 с.

Англоязычные источники (по алфавиту)

102. Abolhasani M, Azimi N. CFD simulation and enhancement of Liquid-Liquid mass transfer under the effect of 1.7 mhz ultrasonic waves // Iran J Chem Eng – 2024. – P.83–98.

103. Almasvandi M., Rahimi M., Tagheie Y. H₂S removal from crude oil flows and gas-liquid mass transfer characteristics in T-junction straight and serpentine microchannels // Journal of Petroleum Exploration and Production Technology – 2025. – Vol. 15. – P.153.

104. Amani A., Safdari J., Ghadiri M., Zarghami R. A review on the application of computational fluid dynamics in liquid-liquid extraction // *Chemical Engineering Science*. – 2018. – Vol. 183. – P. 148-176.
105. Chen W., Wang L., Li Y. Recent advances in microfluidic solvent extraction: process intensification and applications // *Chemical Engineering Journal*. – 2023. – Vol. 455. – P. 140-156.
106. Determan M., Garimella S. Heat and mass transfer in ammonia-water microchannel desorber // *International Journal of Refrigeration*. – 2011. – Vol. 34. – № 8. – P. 1837-1847.
107. Dyakonov G. G., Elizarov D. V., Laptev A. G. Theory of off-design heat and mass transfer on the basis of conjugate problem and integral modeling // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 1992. – Vol. 26, № 1. – P. 33-42.
108. Kampwerth J. et al. Model-based simultaneous solvent screening and column design based on a holistic consideration of extraction and solvent recovery // *Industrial & engineering chemistry research*. – 2022. – Vol. 61. – № 9. – P. 3374-3382.
109. Makarem M. A., Rashidi S., Rahbar A. Microchannel technology for gas separation and purification: a critical review // *Journal of Natural Gas Science and Engineering*. – 2022. – Vol. 101. – P. 104-119.
110. Onaizi S. A. Removal of H₂S from crude oil: a comprehensive review of recent advances // *Fuel*. – 2024. – Vol. 336. – P. 129-145.
111. Патент 2020/0171437 США, МПК B01D 53/14, B01D 3/28, B01J 19/30. Separation processes and units via minimal surface area and heat mass transfer packing / Ryan R. C. ; опубли. 04.06.2020.
112. Pudi A., Rezaei M., Khodadadi A. Process intensification in gas-liquid separations using micro-structured devices // *Separation and Purification Technology*. – 2023. – Vol. 305. – P. 122-138.
113. Rahbar A., Mokhtari B., Hashemi S., Shahraki F. Prediction enhancement for mass transfer in packed liquid-liquid columns // *Canadian Journal of Chemical Engineering*. – 2011. – № 89. – P. 508-519.

114. Rashidi S., Kashefi K., Kelishami A. R. VOF simulation of rising bubble in liquid-liquid extraction using coupled level set and volume of fraction and interfacial models // Chinese Journal of Chemical Engineering. – 2018. – Vol. 35. – P. 1315-1331.
115. Sovilj M. N., Nikolovski B. G., Spasojević M. D. Hydrodynamics of spray and packed liquid-liquid columns: a review // Macedonian Journal of Chemistry and Chemikal Engineering. – 2019. – Vol. 38. – № 2. – P. 267-282.
116. Tan B. et al. Hydrodynamic behavior analysis of agitated-pulsed column by CFD-PBM // Solvent Extraction and Ion Exchange. – 2021. – Vol. 40, no. 5. – P. 518–539.
117. Triplett K. A., Ghiaasiaan S. M., Abdel-Khalik S. I. Gas-liquid two-phase flow in microchannels // International Journal of Multiphase Flow. – 1999. – Vol. 25. – № 3. – P. 377-394.
118. Wankat P. C. Separation process engineering: includes mass transfer analysis. – 3rd ed. – Upper Saddle River: Prentice Hall, 2012. – 958 p.
119. Weber B. et al. Compartment model for liquid-liquid extraction columns // Solvent Extraction and Ion Exchange. – 2020. – Vol. 38. – № 1. – P. 66-87.
120. Weber B., Korb C., Aumeier B. Map the potential of extraction columns for the separation of azeotropic mixtures - Liquid-Liquid Columns // Chemie Ingenieur Technik. – 2019. – Vol. 91. – № 11. – P. 1674-1680.
121. Yin X., Zhang J., Li H. Mass transfer performance in microchannel with baffles for CO₂ absorption // International Journal of Heat and Mass Transfer. – 2023. – Vol. 200. – P. 123-135.
122. Zhang H., Zhou Y., Chen J., Liu X. Gas-liquid mass transfer characteristics in T-junction microchannels for crude oil treatment // Journal of Petroleum Science and Engineering. – 2024. – Vol. 218. – P. 110-123.

Приложение 1. Сертификат о калибровке ротаметра

 Федеральное агентство по техническому регулированию и метрологии (Росстандарт) Федеральное бюджетное учреждение «Государственный региональный центр стандартизации, метрологии и испытаний в Рязанской области»	
СЕРТИФИКАТ О КАЛИБРОВКЕ № ТТ393-254	
Наименование, тип, заводской номер СИ: Ротаметр LZM	
Наименование заказчика: Евсин Андрей Викторович, ИНН _____	
Методика калибровки: Раздел РЭ	
Результаты калибровки (действительное значение метрологических характеристик): см. реверс	
Условия проведения калибровки: температура воздуха 22.7 °С, атмосферное давление 100.2 кПа, относительная влажность 44 % температура поверочной жидкости (воды) 21.7 °С. приводятся перечень влияющих факторов, нормированных в методике калибровки	
Доказательства прослеживаемости измерений (сведения об используемых при калибровке эталонах): 2.1.ZBT.1502.2021 (Установка поверочная Эрмитаж №02.20.150) регистрационный номер (при наличии)	
*Приложения к Сертификату о калибровке (протоколы, градуировочные таблицы, отчеты - указывается количество страниц) _____	
Рекомендуемый межкалибровочный интервал 12 месяцев.	
Инженер по метрологии сектора поверки теплотехнических средств измерений метрологического отдела Должность лица, производящего калибровку	 Иванова Андрей Васильевич Ф.И.О.
М.П. 	
Начальник сектора	 Передерин Андрей Анатольевич Ф.И.О.
Дата проведения калибровки 12 февраля 2024 г.	
*Сертификат о калибровке не может быть воспроизведен полностью или частично без письменного разрешения руководства ФБУ "Рязанский ЦСМ"	
Применяется вне сферы государственного регулирования обеспечения единства измерений.	

Атмосферное давление	100.2 кПа
Температура воды в ПУ	22.7 °C

Диапазон измерений от 0 до 1000 мЛ/мин

Измерение	Показания расходомера по объемному расходу, мЛ/мин	Показания расходомерной установки по объемному расходу, мЛ/мин
1	200.00	212.00
2	400.00	408.00
3	600.00	610.00
4	800.00	811.00
5	1000.00	1006.00

Поверитель

А.В. Иванов

Приложение 2. Качество сырья и продуктов экстракции

Качество сырья и продуктов									
	Бензол	Толуол	ТЭГ	Плотность при 20	Молярная масса	Теплоемкость	Динамическая вязкость	Энтальпия	Энтропия
	%масс.	%масс.	%масс.	кг/м ³	г/моль	ккал/кг [°] С	сПа	ккал/кг	ккал/кг [°] С
Катализат в К-8	15,82	19,79	0,00	737,2	88,0	2,039	0,41	-1327	0,17
ТЭГ в К-8	0,90	0,00	0,00	1124,8	87,4	4,889	20,00	-6556	0,67
Рафинат	0,00	0,00	0,03	678,2	89,8	2,314	0,38	-2439	0,97
Экстракт	0,10	0,04	0,75	1049,6	86,5	4,306	12,89	-5430	0,49
Легкая жидкостная фаза	Ha 1 ТТ	0,02	0,39	3,43	678,12	89,76	0,55	-582,42	0,23
	Ha 2 ТТ	0,05	0,85	3,66	677,35	89,18	0,55	-581,61	0,21
	Ha 3 ТТ	0,14	1,59	3,72	678,69	89,12	0,55	-577,36	0,21
	Ha 4 ТТ	0,35	2,74	3,82	681,22	89,11	0,55	-570,00	0,20
	Ha 5 ТТ	0,83	4,51	4,00	685,65	89,15	0,55	-557,65	0,19
	Ha 6 ТТ	1,89	7,05	4,33	693,12	89,21	0,54	-537,57	0,17
	Ha 7 ТТ	4,08	10,40	4,92	705,25	89,27	0,54	-506,74	0,15
	Ha 8 ТТ	8,10	14,14	5,97	723,63	89,29	0,53	-464,32	0,10
	Ha 9 ТТ	14,29	17,26	7,78	748,55	89,28	0,53	-416,15	0,05
	Ha 10 ТТ	21,92	18,65	10,54	777,52	89,30	0,52	-375,94	-0,01
	Ha 11 ТТ	29,30	18,05	14,05	805,76	89,43	0,53	-356,15	-0,06
	Ha 12 ТТ	35,05	16,16	17,82	829,98	89,51	0,54	-360,33	-0,09
Тяжелая жидкостная фаза	Ha 1 ТТ	0,00	0,05	87,10	1097,98	87,46	1,12	-1522,67	0,19
	Ha 2 ТТ	0,01	0,12	86,82	1095,84	87,46	1,12	-1519,07	0,19
	Ha 3 ТТ	0,03	0,21	86,70	1095,20	87,46	1,12	-1517,00	0,19
	Ha 4 ТТ	0,07	0,37	86,51	1094,39	87,47	1,12	-1513,69	0,19
	Ha 5 ТТ	0,17	0,62	86,21	1093,10	87,48	1,11	-1508,05	0,19
	Ha 6 ТТ	0,39	0,99	85,70	1090,92	87,50	1,11	-1498,33	0,19
	Ha 7 ТТ	0,87	1,50	84,84	1087,28	87,52	1,10	-1481,85	0,18
	Ha 8 ТТ	1,79	2,15	83,47	1081,56	87,56	1,09	-1455,29	0,17
	Ha 9 ТТ	3,35	2,84	81,51	1073,42	87,61	1,08	-1416,54	0,16
	Ha 10 ТТ	5,56	3,41	79,09	1063,50	87,71	1,05	-1367,64	0,14
	Ha 11 ТТ	8,16	3,75	76,52	1053,19	87,82	1,03	-1315,04	0,13
	Ha 12 ТТ	9,98	3,51	74,97	1049,76	86,46	1,03	-1298,03	0,12

Приложение 3. Патент на полезную модель разработанного экстрактора



Приложение 4. Отзыв ОАО «ВНИПИнефть»



Более 90 лет верности
традициям и качеству

ОАО «ВНИПИнефть»

ОТКРЫТОЕ АКЦИОНЕРНОЕ ОБЩЕСТВО НАУЧНО-ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ И ПРОЕКТНЫЙ
ИНСТИТУТ НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕЙ И НЕФТЕХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

ул. Ф. Энгельса, 32, стр. 1, Москва, 105005, Россия
Телефон: (495) 795-31-30;
Телефакс: (495) 795-31-31; (499) 261-83-57
E-mail: vnipineft@vnipineft.ru
<http://www.vnipineft.ru>

Заместитель генерального директора по
развитию АО «РНПК»
АО «РНПК»
Гришин В.В.

Телефон: 8(4912) 93-32-54
E-mail: mpk@mpk.rosneft.ru

« ____ » _____ 20 г. № _____
На № _____ от « ____ » _____ 20 г.

Рассмотрение рационализаторского предложения

Уважаемый Владимир Валерьевич!

В ответ на Ваше запрос по рассмотрению рационализаторского предложения направляем Вам наш отзыв.

Отзыв

на рационализаторское предложение

«Повышение эффективности работы колонны-экстрактора К-8 установки Л-35/6 цеха №3 по газокаталитическим процессам»

Опыт эксплуатации в области массообменных устройств на примере процесса экстракции жидкость-жидкость показал недостаточную эффективность применения устройств только насадочного типа.

Вследствие интенсификации массообмена в насадочных колоннах требуется меньшее количество теоретических ступеней и соответственно меньше длина, габариты аппарата что приводит к уменьшению металлоемкости и снижению стоимости оборудования, и делает предпочтительным применение насадочных аппаратов исходя из экономических соображений. В то же время у насадочных колонн есть свои недостатки: низкая эффективность массообмена вблизи стенки аппарата, загрязнение насадки отложениями (механические примеси, продукты осмоления), каналообразование и байпасирование потоков в структуре насадки. Байпасирование потоков сырья и растворителя в процессе экстракции приводит к значительной потере в выходе продуктов и их качестве.

Анализ литературы и опыт эксплуатации показывает, что тарельчатые экстракторы более эффективны, чем насадочные. Это объясняется тем, что в насадочных экстракционных колоннах сплошная фаза движется неравномерно, поскольку и распределитель, и поток движущихся капель воздействуют на сплошную фазу, приводя к неравномерному распределению скоростей ее по сечению аппарата. В результате происходит продольное перемешивание сплошной фазы, вызывающее выравнивание концентраций по длине аппарата.

Указанного недостатка лишены экстракторы с ситчатыми тарелками. Наличие ряда перераспределительных тарелок совершенно исключает перемешивание как сплошной, так и дисперсной фаз по высоте аппарата, приближая экстрактор с ситчатыми тарелками к аппаратам идеального вытеснения.



ВНП СФРМ 45-9600-01.008 (изм. 4)

Продолжение приложения 4

Вышеуказанные достоинства ситчатых тарелок в процессах экстракции нивелируются вследствие необходимости большого количества теоретических ступеней разделения и соответственно большей высоты аппарата, что в совокупности приводит к увеличению металлоемкости и стоимости аппарата.

Комбинацией как применения различных типов контактных устройств достигается синергетический эффект в таких показателях улучшение поверхности контакта фаз, выход продуктов и повышение их качества.

В рационализаторском предложении недостаток одного устройства устраняется за счет применения другого, т.е. комбинацией принятия технических решений.

Предлагаем рационализаторское предложение «Повышение эффективности работы колонны-экстрактора К-8 установки Л-35/6 цеха №3 по газокаталитическим процессам» к дальнейшей проработке и внедрению.

Технический директор



А.Б. Санчес

Главный технолог
Раткевич Александр Александрович
Тел.: +7(495) 795-31-30 доб.13-22
Сотовый: +7(925) 224-43-58
E-mail: AleksandrRatkevich@vniplineft.ru



ВНП СФРМ 45-9600-01.008 (изм. 4)

Приложение 5. Справки об использовании результатов кандидатской диссертационной работы



АКЦИОНЕРНОЕ ОБЩЕСТВО «РЯЗАНСКАЯ НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩАЯ КОМПАНИЯ»

(АО «РНПК»)

Почтовый адрес: 390011, город Рязань, Район Ключев Промысел, дом 8. Место нахождения: Российская Федерация, город Рязань.
Телефоны: 149121 93-32-54, 93-31-61, 93-32-40, факс: 149121 93-30-64, e-mail: RNP@rnpk.ru
ОКПО 44905015, ОКВЭД 19.20, 20.11, 20.13, ИНН 6227007322 ЮТН 623401001 ОГРН 1026200870321

Справка об использовании результатов кандидатской диссертационной работы Козина Юрия Васильевича

Настоящим подтверждаю, что результаты кандидатской диссертационной работы Козина Юрия Васильевича будут использованы на АО «Рязанская нефтеперерабатывающая компания» при рассмотрении вопроса модернизации существующей экстракционной колонны К-8 установки каталитического риформинга углеводородов Л-35-6/300 цеха №3 по газокаталитическому производству.

Установка Л-35-6/300 предназначена для получения индивидуальных ароматических углеводородов путем каталитического риформирования гидроочищенных прямогонных бензиновых фракций (блок риформинга) с последующей экстракцией полученных ароматических углеводородов водным раствором триэтиленгликоля и вторичной ректификацией извлеченной ароматики (отделение экстракции и ректификации).

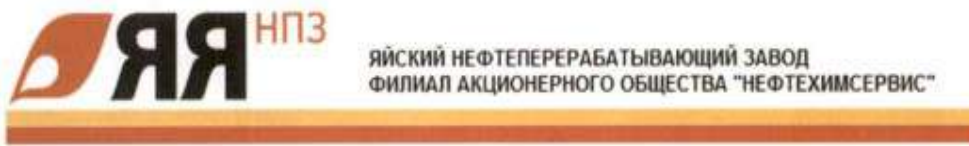
Данные результатов диссертационной работы позволяют совершенствовать существующую экстракционную колонну, повысить ресурсо-энергосбережение процесса экстракции, улучшить показатели по выходу и качеству продуктов. Козин Ю.В. является соавтором поданного на рассмотрение в технический совет завода рационализаторского предложения «Повышение эффективности работы колонны-экстрактора К-8 установки Л-35/6 цеха №3 по газокаталитическим процессам». Рационализаторское предложение получил положительный отзыв отраслевого научно-исследовательского и проектного института ОАО «ВНИПИнефть» для дальнейшей проработки и внедрения.

Начальник управления реализации проектов
(доверенность № 450 от 19.09.2024)



И.Д. Ефремов

Продолжение приложения 5



**Справка
об использовании результатов
кандидатской диссертационной работы Козина Юрия
Васильевича**

Настоящим подтверждаю, что результаты кандидатской диссертационной работы Козина Юрия Васильевича будут использованы при модернизации и техническом развитии на Яйском нефтеперерабатывающем заводе (ЯНПЗ).
Данные результатов диссертационной работы позволяют внедрить ресурсо- и энергосберегающие процессы, минимизировать количество отходов, газовых выбросов и сточных вод.

Директор ЯНПЗ



В.А. Ромашкин

Приложение 6. Расчет экономической эффективности при совершенствовании существующего жидкостного экстрактора колонного типа

Расчет поведен для технологической установки Л-35-6 АО «Рязанская нефтеперерабатывающая компания», где эксплуатируется жидкостный экстрактор К-8 колонного типа. Назначение экстрактора – выделение ароматических углеводородов (бензол, толуол, ксилолы) из стабильного катализата риформинга. В экстракторе К-8 установлены внутренние контактные устройства – регулярная насадка, для улучшения распределения потока на насадке, насадка установлена в шесть слоев, перед каждым слоем имеется распределитель. В виду высоких требований к качеству продуктов экстракции, а именно содержанию ароматических углеводородов, насадки в процессе эксплуатации не в полной мере обеспечивают качество продуктов. Анализ работы экстрактора показывает, что при изменении расхода сырья, качества сырья происходит нарушение гидродинамической обстановки в колонне, такие как обратное перемешивание потоков, байпасирование и каналообразование в насадке. Для снижения данных нежелательных эффектов подача растворителя производится максимальным расходом, которая ограничивается мощностью насоса подачи растворителя - триэтиленгликоля (ТЭГ). Предлагается для приведения в норму качеству продуктов верхний 6-ой пакет насадки заменить на ситчатые тарелки. Комбинация насадка и тарелки в экстракторе позволит обеспечить надежный процесс массообмена и соответственно привести качество продуктов к норме.

Комбинированные таким образом контактные устройства (рисунок 4.3) дают синергетический эффект: эффективный массообмен, снижение расхода растворителя (ТЭГа), повышение качества, исключение брака продукции.

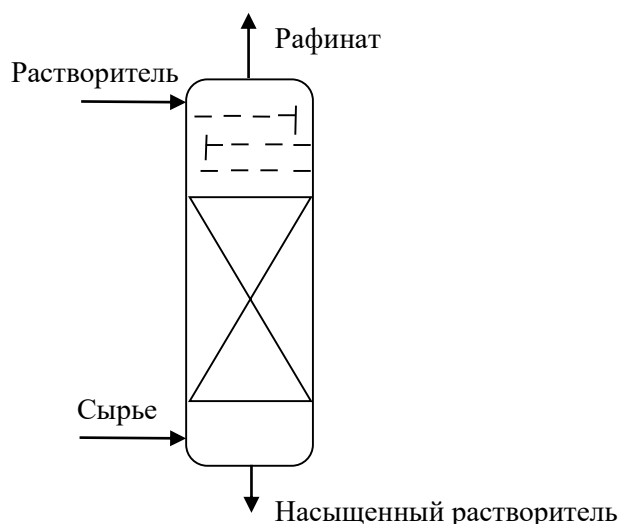


Рисунок 6.1 – Принципиальная схема экстракционной колонны с комбинированными массообменными контактными устройствами

Расчет экономического эффекта после внедрения технического решения
«Повышение эффективности работы колонны-экстрактора К-8 установки Л-35/6 »

Исходные данные:

1. Затраты на новые контактные устройства (тарелки) составляют 4 000 000 руб.
2. Затраты на СМР составляют 3 000 000 руб.
3. Стоимость растворителя ТЭГ 150000 руб./т
4. Стоимость нефраса П1-63/75 84226 руб./т
5. Стоимость нефраса С2-80/120 76226 руб./т
6. Стоимость фракции НК-65 46936 руб./т
7. Стоимость рафината 46936 руб./т
8. Стоимость бензола 36264 руб./т
9. Стоимость толуола 84000 руб./т
10. Стоимость сольвента 84000 руб./т
11. Стоимость водяного пара 1,63 руб./ 1 Мкал.
12. Расход циркуляции растворителя ТЭГ 395 м³/ч
13. Расход сырья (стабильного катализата) на экстракцию 34 т/сутки.

Материальный баланс блока экстракции до модернизации контактных устройств:

Приход			Расход			
Наименование	масс. %	кг/час	Наименование	масс. %	кг/час	руб./час
Катализат	100	34000	Бензол	17,0	3680	209606
			Толуол	21,0	7140	599760
			Сольвент	1,0	340	28560
			Рафинат	32,0	10880	510664
			П1-63/75	9,0	3060	236732
			С2-80/120	18,0	6120	466503
			Фр. НК-65	1,8	612	28725
			Потери	0,2	68	
Итого	100	34000		100	34000	2101550

Материальный баланс блока экстракции после модернизации контактных устройств:

Приход			Расход			
Наименование	масс. %	кг/ч	Наименование	масс. %	кг/ч	руб/ч
Катализат	100	34000	Бензол	17,1	5814	210839
			Толуол	21,1	7174	602616
			Сольвент	1,0	340	28560
			Рафинат	31,6	10744	504280
			П1-63/75	9,1	3094	260595
			С2-80/120	18,1	6154	469095
			Фр. НК-65	1,8	612	28725
			Потери	0,2	68	
Итого	100	34000		100	34000	2104710

Выручка в результате модернизации ВКУ результате увеличения выхода целевых продуктов ($V_{\text{пост}}$) составит:

$$V_{\text{пост.}} = 2104710 - 2101550 = 3160 \text{ руб /час} \quad (4.1)$$

$$\text{или } 3160 \times 365 \times 24 = 27\,681\,600 \text{ руб./год}$$

Стоимость 1т корзины нефтепродуктов до модернизации ВКУ составляет:

$$V_{\text{корз.}} = 2101550 / 34 = 61810 \text{ руб/т} \quad (4.2)$$

Стоимость 1 т корзины нефтепродуктов после модернизации ВКУ составляет:

$$V_{\text{корз.мод.}} = 2104710 / 34 = 61903 \text{ руб/т} \quad (4.3)$$

В результате снижения времени пуска установки после капитального ремонта на 1 сутки ($V_{\text{период}}$) выручка увеличивается на:

$$V_{\text{период.2года}} = 61903 \times 34 \times 0,75 \times 24 = 37\,884\,636 \text{ руб.} \quad (4.4)$$

где :

34 – часовая выработка продукции, т/ч

0,75 - % загрузки сырья на пусковых операциях

24 – количество часов в сутки, ч

С учетом межремонтного пробега установки Л-35-6 2 года годовая периодическая выручка в результате составит:

$$V_{\text{период.год}} = 37884636 / 2 = 18\,942\,318 \text{ руб/год.} \quad (4.5)$$

Недополученная выручка в результате работы на пониженной загрузке сырья для достижения качества при условии отсутствии модернизации ВКУ:

$$V_{\text{недопол.}} = V_{\text{корз.}} \cdot 4 \cdot 48 = 61810 \cdot 4 \cdot 48 = 11\,867\,520 \text{ руб/год} \quad (4.6)$$

где 4 – снижение загрузки сырья на 4 т/ч

48 – 2 суток работы на пониженной загрузке в часах в одном календарном году

Экономия подпитки свежего растворителя ТЭГ в систему составит за одну подкачку (разовая подпитка):

$$V_{\text{ТЭГ}} = 150000 \times 3 = 450\,000 \text{ руб,} \quad (4.7)$$

где 3 – количество подпитки ТЭГ, т.

Экономия подпитки свежего растворителя ТЭГ в систему составит за календарный год:

$$V_{\text{ТЭГ.год}} = 450\,000 \times 10 = 4\,500\,000 \text{ руб/год} \quad (4.8)$$

где 10 – количество сверхплановых подкачек в год для достижения качества рафината (до модернизации ВКУ).

Снижения потребления водяного пара для регенерации насыщенного раствора ТЭГ в результате снижения расхода циркулирующего растворителя ТЭГ с 395 тн/час на 300 тн/час составит:

$$V_{\text{пара}} = 37\,124\,880 \text{ руб/год} \quad (4.9)$$

Общее увеличение выручки ($V_{\text{общ}}$) после внедрения рац. предложения составит:

$$V_{\text{общ.}} = V_{\text{пост.}} + V_{\text{период.год}} + V_{\text{недопол.}} + V_{\text{тэг.год.}} + V_{\text{пара}} \quad (4.10)$$

$$V_{\text{общ.}} = 27\,681\,600 + 18\,942\,318 + 11\,867\,520 + 4\,500\,000 + 37\,124\,880 = 100\,116\,318 \text{ руб.}$$

Общий экономический эффект составит:

$$\mathcal{E} = V_{\text{общ}} - Z \quad (4.11)$$

где Z - затраты на модернизацию внутренних устройств

$$\mathcal{E} = 100\,116\,318 - 7\,000\,000 = 93\,116\,318 \text{ руб/год}$$

Срок окупаемости ($T_{\text{окуп.}}$) составит:

$$T_{\text{окуп.}} = Z / \mathcal{E}, \text{ год.}$$

$$T_{\text{окуп.}} = 7\,000\,000 / 93\,116\,318 = 0,1 \text{ год или } 1,2 \text{ месяца}$$

Полезность и эффективность данного технического решения подтверждена научно-исследовательским и проектным институтом нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности ОАО «ВНИПИнефть» г. Москва (Приложение 4).