

А.Г. ЛАПТЕВ, Н.Г. МИНЕЕВ, П.А. МАЛЬКОВСКИЙ

**ПРОЕКТИРОВАНИЕ И МОДЕРНИЗАЦИЯ АППАРАТОВ
РАЗДЕЛЕНИЯ В НЕФТЕ- И ГАЗОПЕРЕРАБОТКЕ**

Казань
2002

УДК 66.015.23

Печатается по решению Ученого совета
Казанского государственного энергетического университета

Рецензенты: д.т.н., профессор С.И. Поникаров
д.т.н., профессор В.Л. Федяев

Лаптев А.Г, Минеев Н.Г., Мальковский П.А

Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. – Казань: 2002. – 220 с.

ISBN 5-94949-015-0

Рассмотрены процессы разделения углеводородных смесей в тарельчатых и насадочных колоннах. Приводятся технологические схемы и аппаратное оформление данных процессов. Даны математические модели и алгоритмы расчета ректификационных колонн с массообменными тарелками и абсорберов с различными типами насадок.

Модернизация массообменных аппаратов рассмотрена на примерах установок разделения углеводородных смесей Сургутского ЗСК; колонны щелочной очистки пирогаза в производстве этилена и ректификационной колонны в производстве изопрена.

Монография предназначена для инженеров-проектировщиков, научных работников, преподавателей и аспирантов Вузов. Может быть полезна студентам технических специальностей при выполнении дипломных проектов.

ISBN 5-94949-015-0

**©Лаптев А.Г, Минеев Н.Г.,
Мальковский П.А, 2002**

ВВЕДЕНИЕ

Природные энергоносители, такие как нефть, природный газ, газовый конденсат имеют важнейшее значение в развитии всех отраслей народного хозяйства. Из нефти вырабатываются различные виды топлива для двигателей внутреннего сгорания, широчайший ассортимент масел и смазок, битумов и парафинов и других видов продуктов, без которых в настоящее время немыслима нормальная жизнь человечества.

Широкая потребность в продуктах нефтепереработки привела к бурному росту нефтехимической, газовой и нефтеперерабатывающей отраслей промышленности в восьмидесятые годы двадцатого века. Однако развитие рыночных отношений привело к коренному изменению структуры нефтяной и газовой промышленности. В этот период на большинстве предприятий произошла смена форм собственности и изменение схем взаимодействия между поставщиками сырья и потребителями, что привело к резкому изменению имеющихся нагрузок на установки разделения по сравнению с проектными. Кроме этого, остро встал вопрос о расширении ассортимента товарной продукции и улучшения ее качества. Для решения этих вопросов необходимо усовершенствование существующих и разработка более эффективных схем разделения углеводородного сырья, массообменных аппаратов и контактных устройств.

На предприятиях нефтеперерабатывающей промышленности в настоящее время для разделения смесей широко применяются ситчатые, провальные и клапанные тарелки, имеющие узкий диапазон работы, в то время как имеются теоретические разработки и практический опыт применения более эффективных контактных элементов. Так, например, многие отечественные и зарубежные фирмы работают в направлении создания новых насадок и массообменных тарелок.

Эффективным инструментом для решения отмеченных задач является применение методов математического моделирования с использованием последних достижений как теоретических, так и практических исследований различных авторов.

За последние десятилетия накоплен большой теоретический и практический опыт по расчету массообменных аппаратов и технологических схем, а также разработки высокоэффективных контактных устройств. Большой вклад в развитие данных направлений внесли В.В. Кафаров, А.Г. Касаткин, В.М. Рамм, Н.И. Гельперин, А.Н. Плановский, Н.М. Жаворонков, Марушкин Б.К., Александров И.А. и многие другие отечественные и зарубежные ученые. В настоящее время развитие методов и подходов отмеченных исследователей

нашли в работах Л.П. Холпанова, В.В. Дильмана, Н.Н. Кулова, Ю.К. Коммисарова, С.Г. Дьяконова, Н.А. Николаева, Э.Ш. Телякова, В.Н. Деменкова, А.А. Кондратьева, Лебедева Ю.Н. и многих других известных ученых.

В данной монографии основное внимание сосредоточено на методах расчета массообменных колонн, а также на вариантах использования существующих установок разделения углеводородных смесей для выпуска новой конкурентноспособной продукции и снижения энергозатрат.

Часть материала, представленного в монографии, получена совместно с сотрудниками Казанского государственного технологического университета (КХТИ) – С.Г. Дьяконовым, В.И. Елизаровым, И.Н. Дияровым, Г.С. Дьяконовым, В.А. Даниловым; с сотрудниками инженерно-внедренческого центра «Инжехим» – М.И. Фараховым, И.М. Шигаповым; с сотрудниками Сургутского ЗСК – И.П. Афанасьевым, В.Ф. Баглаем, П.А. Солодовым, А.В. Ишмурзиным и др.; с сотрудником НПО «Нефтехимпроект» – Х.Н. Ясавеевым; с сотрудниками ОАО «Казаньоргсинтез» – В.Н. Кудряшовым, М.С. Габутдиновым; В.Ф. Черевиным, И.Х. Мухитовым, Г.П. Фафановым, Н.Н. Файзрахмановым и др. Авторы выражают всем им благодарность за совместно полученные результаты и внедрение их в промышленности.

Особая благодарность рецензентам Поникарову С.И. и Федяеву В.Л. за ценные замечания и пожелания.

Авторы выражают благодарность преподавателям кафедры ТВТ КГЭУ Сафиной Г.Г. и Котляру М.Н. за помощь при подготовке рукописи к изданию.

ГЛАВА 1

ПРОБЛЕМА РАЗДЕЛЕНИЯ УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ

1.1. Схемные решения разделения углеводородных смесей

Нефть представляет собой сложную смесь взаиморастворимых газообразных, жидких, твердых углеводородов различного химического строения с числом углеродных атомов до 100 и более, имеющую в своем составе различные гетероорганические соединения азота, серы, кислорода, различных металлов [1]. Наряду с нефтью в качестве источника углеводородного сырья используются также газовые конденсаты [2, 3].

Для производства многочисленных продуктов различного назначения, в том числе со специфическими свойствами, применяются методы разделения на фракции и группы углеводородов, а также изменения ее химического состава. Различают первичные и вторичные методы переработки нефти. К первичным методам относят процессы разделения нефти на фракции, когда используются ее потенциальные возможности по ассортименту, количеству и качеству получаемых продуктов и полупродуктов. К вторичным методам относят процессы деструктивной переработки нефти и очистки нефтепродуктов.

Методы разделения углеводородного сырья базируются на различных физико-химических свойствах разделяемых компонентов.

При разделении углеводородного сырья используются многочисленные методы, такие как физическая стабилизация, перегонка и ректификация, вакуумная и азеотропная перегонка, молекулярная перегонка, абсорбция, адсорбция, экстракция и др. [4]. Зачастую для достижения качественного разделения вышеуказанные методы разделения комбинируют.

Наибольшее распространение в промышленности получили такие методы разделения углеводородного сырья как перегонка и ректификация. Перегонка представляет собой процессы однократного частичного испарения жидкости и конденсации полученных паров. Перегонка используется в таких случаях, когда летучести разделяемых компонентов значительно отличаются друг от друга. Для разделения углеводородного сырья более эффективна ректификация, представляющая собой процесс многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров [5].

На современных нефтеперерабатывающих заводах этот процесс осуществляют методом однократного испарения, так как он имеет лучшие технико-экономические показатели. Отгон светлых продуктов от нефти осуществляют на блоке атмосферной перегонки, отбор темных – на блоке

вакуумной перегонки. Основными показателями работы установок перегонки нефти являются:

- отбор фракций по сравнению с их потенциальным содержанием в нефти (в % массовых);
- чистота отбираемых фракций (качество дистиллятов).

При перегонке в промышленных условиях извлечь фракции из нефти полностью не удастся. При атмосферной перегонке целевыми продуктами являются светлые нефтепродукты (н.к.-350°С). Необходимо добиваться максимального выхода светлых нефтепродуктов, не допуская потери их с мазутом. Лучшие показатели по отбору светлых фракций от потенциала составляют 97-98%. Следует учитывать, что глубина отбора любых фракций нефти зависит от нескольких взаимосвязанных параметров работы установки.

Отбор светлых фракций из атмосферной колонны можно повысить циркуляцией флегмы с сырьевым потоком через печь [27]. Этим достигается увеличение доли отгона сырья. Циркуляция 10-15% массовых на нефть самой легкой фракции позволяет дополнительно испарить 1,5-2,3% исходного сырья. Однако такой вариант связан с большими энергозатратами.

Качество дистиллятов определяется по налеганию фракций, то есть по разности между концом кипения низкокипящей фракции и началом кипения следующей – более высококипящей фракции. По перечисленным основным схемам построено и находится в эксплуатации большое число мощных технологических установок атмосферно-вакуумной трубчатки (АВТ) индивидуальных и комбинированных. Имеются разновидности в аппаратурном оформлении однотипных установок: разное число тарелок, разные системы орошения, подвода и отвода тепла, неодинаковое число получаемых боковых фракций и другие [6].

Основной задачей при проектировании и реконструкции установок разделения углеводородного сырья является минимизация энергоемкости продукции. Доля энергозатрат в себестоимости продукции может достигать 10-60% [7].

Перегонка нефти по схеме однократного испарения предусматривает разделение нефти на заданные фракции и мазут в одной сложной колонне. Эта схема имеет ряд преимуществ: наиболее энергетически выгодна; требует меньше затрат тепла на нагрев нефти (до 310-330°С) для обеспечения заданной доли отгона; имеет меньшую металлоемкость (одна ректификационная колонна с ее обвязкой). К недостаткам схемы относятся: малая технологическая гибкость; необходимость большей надежности аппаратуры из-за увеличения давления в змеевиках печи; лучшая подготовка нефти по содержанию воды и

солей; большие потери светлых фракций с мазутом. Перегонка сырой, необессоленной нефти по схеме однократного испарения показана на рис. 1.1.

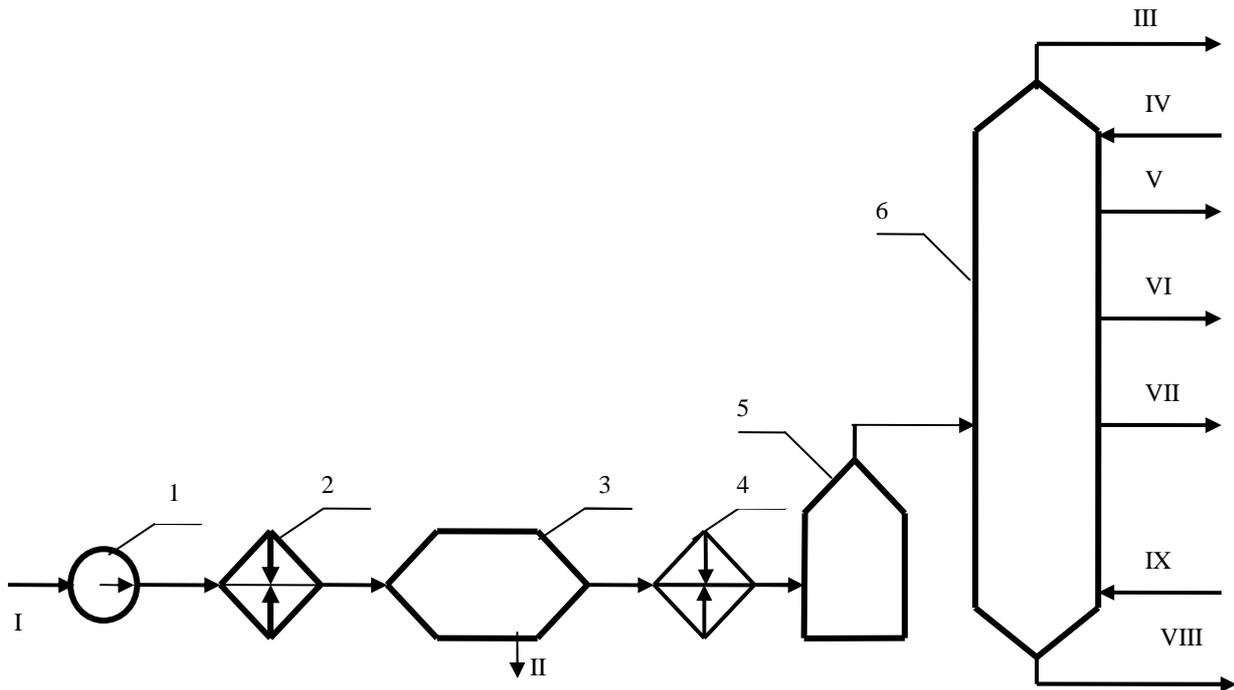


Рис. 1.1. Перегонка нефти по схеме однократного испарения:

1 – сырьевой насос; 2, 4 – теплообменники; 3 – электродегидратор; 5 – печь;
6 – ректификационная колонна;

I – сырая нефть, II – вода и соли; III-VII – компоненты светлых нефтепродуктов; VIII – мазут; IX – пар

Схема двукратного испарения нефти предусматривает отделение газа и легких бензиновых фракций в первой ректификационной колонне с последующим разделением частично отбензиненной нефти на топливные фракции и мазут в основной атмосферной колонне.

Основные достоинства схемы: высокая технологическая гибкость, стабильная работа основной атмосферной колонны, разгрузка печи от легких фракций. Недостатки схемы: более высокая температура нагрева отбензиненной нефти в печи ($350-360^{\circ}\text{C}$), необходимость применения “горячей струи” для поддержания температуры низа первой колонны, большее число единиц оборудования, насосов. Эта схема рекомендуется для разделения смесей нефтей с большим содержанием легких бензиновых фракций и газа, так как переработка ее по схеме однократного испарения без предварительного испарения нефти затруднена, поскольку в питательном насосе и во всех аппаратах, расположенных по схеме до печи, создается повышенное давление. Кроме того, при этом возрастает нагрузка печи и ректификационной колонны.

В связи с увеличением масштабов переработки загазованных нефтей наиболее распространена перегонка нефти по схеме двукратного испарения - в двух ректификационных колоннах, изображенной на рис. 1.2.

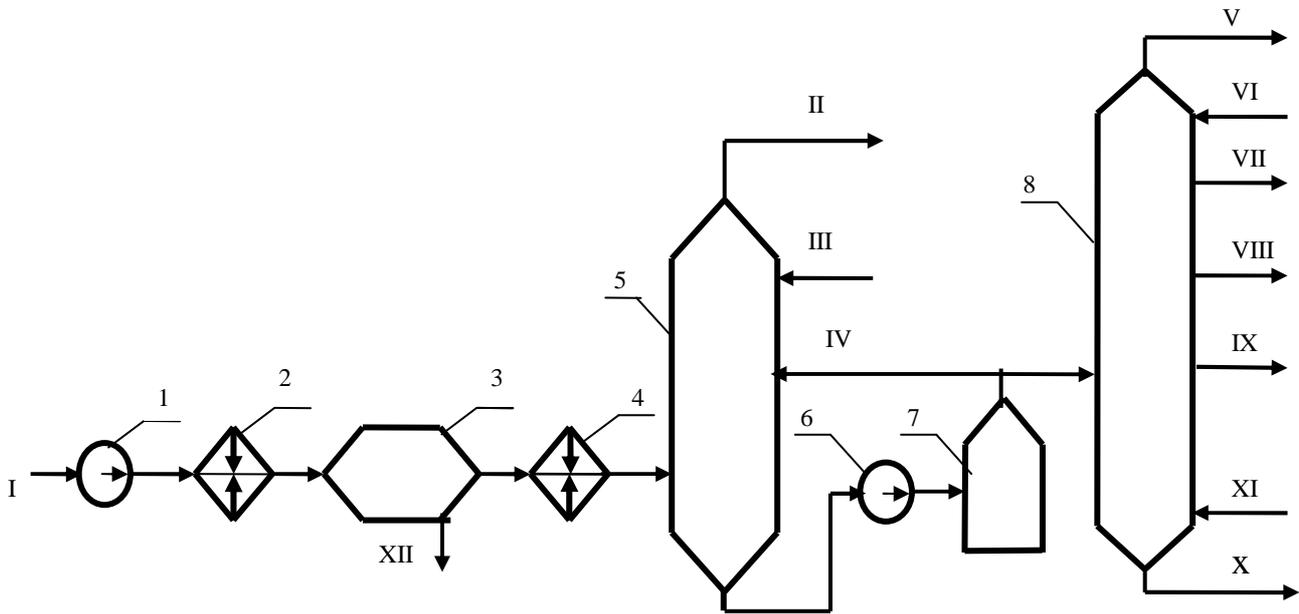


Рис. 1.2. Перегонка нефти по схеме двукратного испарения:

1 – сырьевой насос; 2, 4 – теплообменники; 3 – электродегидратор;

5 – первая ректификационная колонна; 6 – насос полуотбензиненной нефти;

7 – печь; 8 - основная ректификационная колонна;

I – сырая нефть, II – смесь газов и легкого бензина; III – острое орошение; IV – горячая струя; V – парогазовая смесь; VI -орошение основной колонны; VII –IX компоненты светлых нефтепродуктов; X – мазут; XI – пар; XII - вода и соли

В конце сороковых годов установки АВТ строились производительностью 500-600 тыс. тонн в год. Вскоре эти мощности оказались недостаточными для удовлетворения растущей потребности в массовых нефтепродуктах. С 1950 года ускоренными темпами начали проектировать и строить установки АВТ, работающие по схеме двукратного испарения, мощностью 1, 1,5, и 2 млн. тонн в год. Схема такой промышленной установки мощностью 2 млн. тонн в год приводится на рис. 1.3.

К таким установкам относятся А-12/3, А-12/4, А-12/5, А-12/7, а также модернизированные установки А-12/5М, А-12/7М. Они различаются по числу комбинированных узлов, аппаратурному оформлению, способу энергоиспользования. Эти установки рассчитаны для переработки стабильных и нестабильных малосернистых и сернистых нефтей восточных районов страны. Все они работают с хорошими показателями.

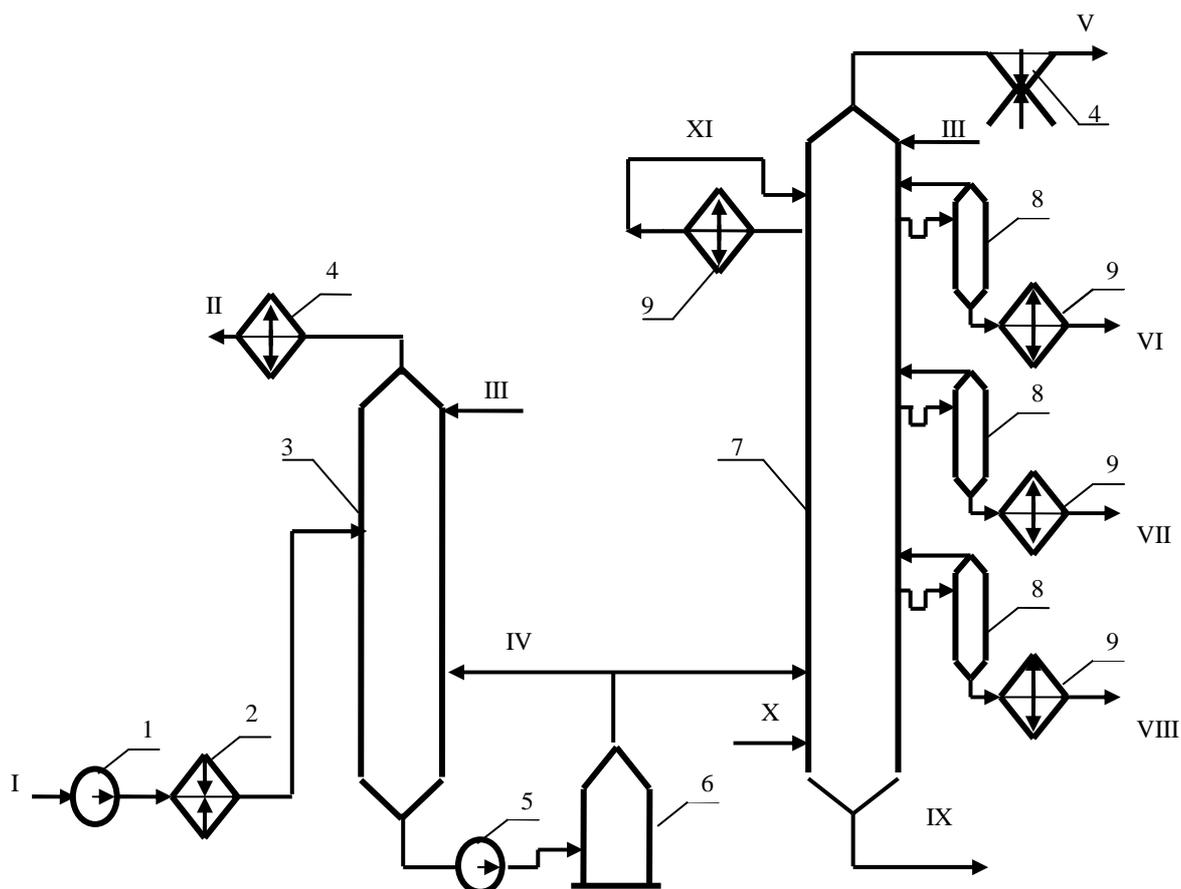


Рис. 1.3. Принципиальная схема типовой установки двукратного испарения на промышленной АВТ:

1 – сырьевой насос; 2 – теплообменник; 3 – первая ректификационная колонна;
 4 – конденсатор-холодильник; 5 – насос полуотбензиненной нефти; 6 – печь;
 7 – основная ректификационная колонна; 8 – отпарная колонна;
 9 – теплообменники;

I – обессоленная нефть; II – легкая фракция; III – острое орошение;

IV – горячая струя-теплоноситель; V – смесь водяных и бензиновых паров;

VI-VIII – компоненты светлых нефтепродуктов; IX – мазут; X – водяной пар;

XI – промежуточное циркуляционное орошение

В результате предварительного испарения легких фракций разгружается трубчатая печь и снижается давление в ней; одновременная ректификация в одной колонне легких и тяжелых фракций позволяет несколько снизить необходимую температуру нагрева. Кроме того, при этом не требуются самостоятельные конденсационные устройства для охлаждения паров, выходящих из первой колонны при двухколонной схеме, отпадает необходимость в сложных дополнительных аппаратах, насосах, снижаются энергетические затраты.

На некоторых нефтеперерабатывающих заводах находятся в эксплуатации установки первичной перегонки с предварительным испарением легких фракций в колонне предварительного испарения (испарителе). Перегонка нефти по схеме предварительного испарения показана на рис. 1.4.

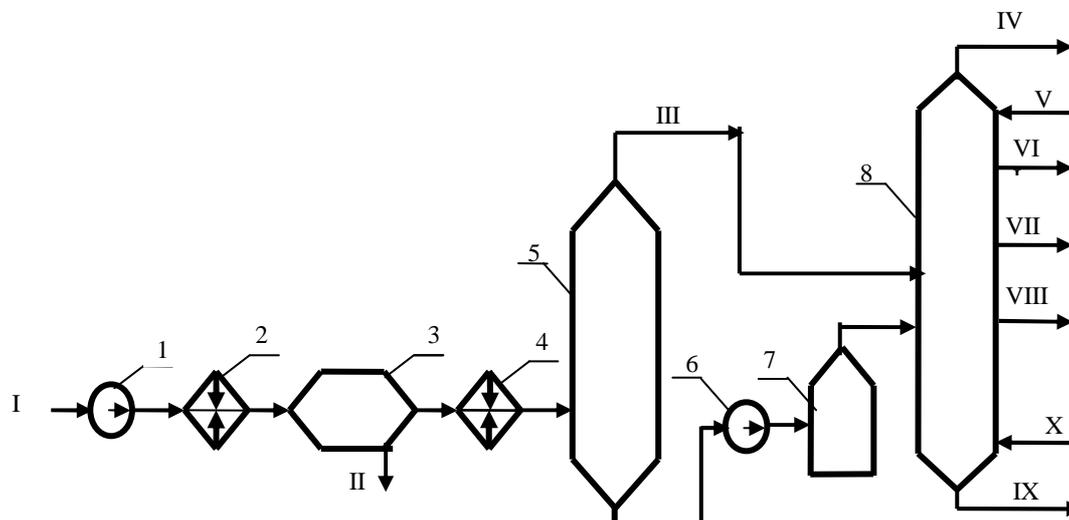


Рис. 1.4. Перегонка нефти по схеме предварительного испарения:

1 – сырьевой насос; 2 – теплообменник сырой нефти; 3 – дегидратор;
4 – теплообменник обезвоженной и обессоленной нефти; 5 – испаритель;
6 – насос; 7 – печь; 8 – ректификационная колонна;

I – сырая нефть; II – вода и соли; III – парогазовая смесь; IV – смесь водяных и бензиновых паров; V – орошение; VI-VIII – компоненты светлых нефтепродуктов; IX – мазут; X – водяной пар

Такая схема приемлема для переработки стабильных нефтей, не содержащих большого количества свободных газов (не более 1-1,5 весовых % на нефть).

В настоящее время из вышеописанных схем первичной переработки нефти широкое распространение получила схема двукратного испарения нефтей, работоспособная при значительном содержании в нефтях газов и легких фракций, обогащенных сернистыми компонентами.

Мазут – остаток атмосферной перегонки нефти – перегоняется на самостоятельных установках вакуумной перегонки нефти или на вакуумных секциях атмосферно-вакуумных трубчаток (АВТ). На современных вакуумных установках применяют следующие технологические схемы перегонки мазута: однократного испарения всех отгоняемых фракций в одной вакуумной колонне; однократного испарения с применением отпарных колонн; двукратного испарения отгоняемых фракций в двух вакуумных колоннах.

Получаемые при вакуумной перегонке мазута дистилляты могут быть использованы в качестве сырья каталитического крекинга (работа по топливной схеме) и в качестве фракции для производства масел (работа по масляной схеме). При работе по топливной схеме на установке получается одна широкая фракция, направляемая в качестве сырья (широкого вакуумного отгона) на установки каталитического крекинга. Если вакуумная перегонка ведется с целью получения масляного дистиллята, то к качеству получаемых фракций и в частности к их фракционному составу предъявляются более жесткие требования. На установках, запроектированных и построенных в последние годы, предусматривается получение двух масляных фракций: 350-420°С и 420-490°С (для типового сырья из ромашкинской и туймазинской нефтей). Далее путем компаундирования можно получить на их основе различные масляные фракции.

Большая часть вакуумных установок, построенных ранее, эксплуатируется по схеме однократного испарения (рис.1.5).

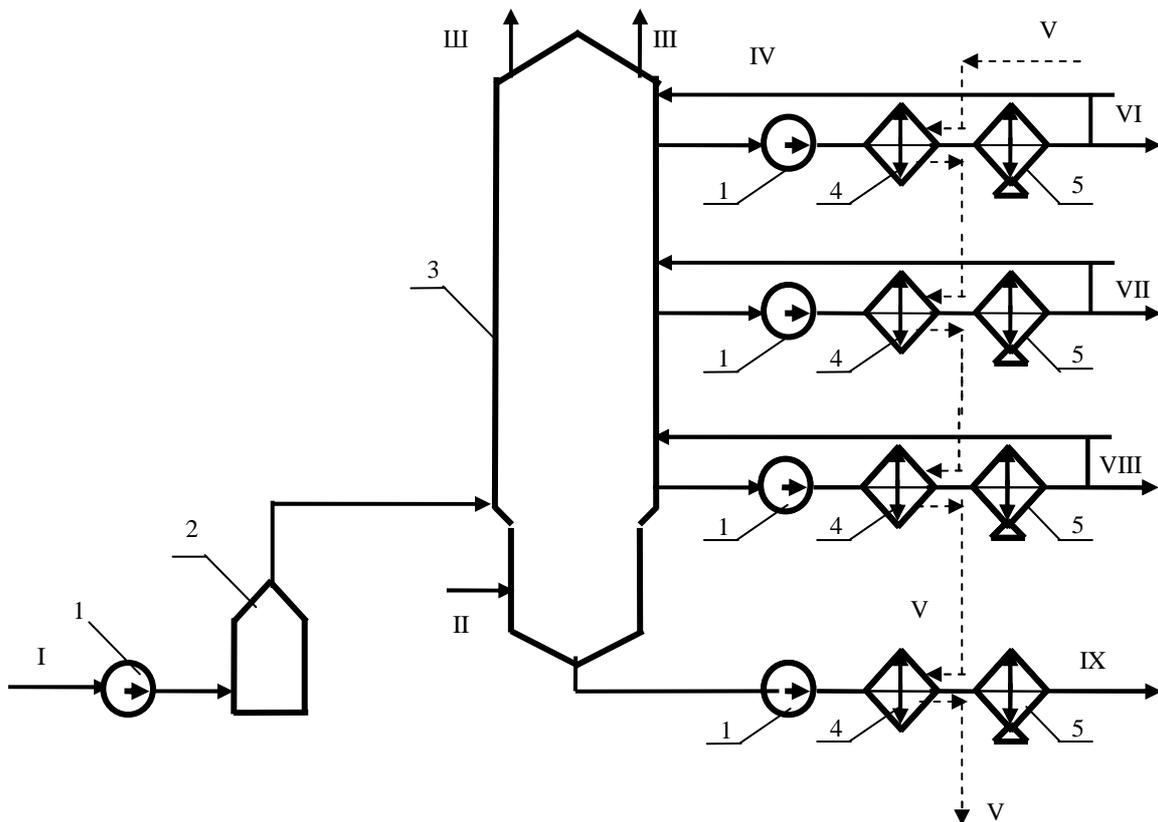


Рис. 1.5. Перегонка мазута по схеме однократного испарения:

1—насосы; 2—печь; 3—вакуумная колонна; 4—теплообменники; 5—холодильники;
 I – мазут; II – водяной пар; III – продукты разложения в вакуум-систему;
 IV—орошение; V – нефть для подогрева; VI-VIII – вакуум-дистилляты;
 IX – остаток-гудрон

При получении в вакуумной колонне однократного испарения двух или трех масляных дистиллятов их качество по фракционному составу не обеспечивается: происходит значительное налегание однократного испарения соседних фракций по температурам кипения. Нередко в мазуте прямой перегонки остается сравнительно низкокипящая соляровая фракция, выделение которой создает дополнительную нагрузку для вакуумной колонны.

С целью улучшения погоноразделительной способности вакуумной секции установок АВТ было предложено дополнительное сооружение отпарных колонн; число их должно соответствовать числу масляных фракций, отбираемых в виде боковых погонов. Перегонка мазута по схеме однократного испарения показана на рис. 1.6.

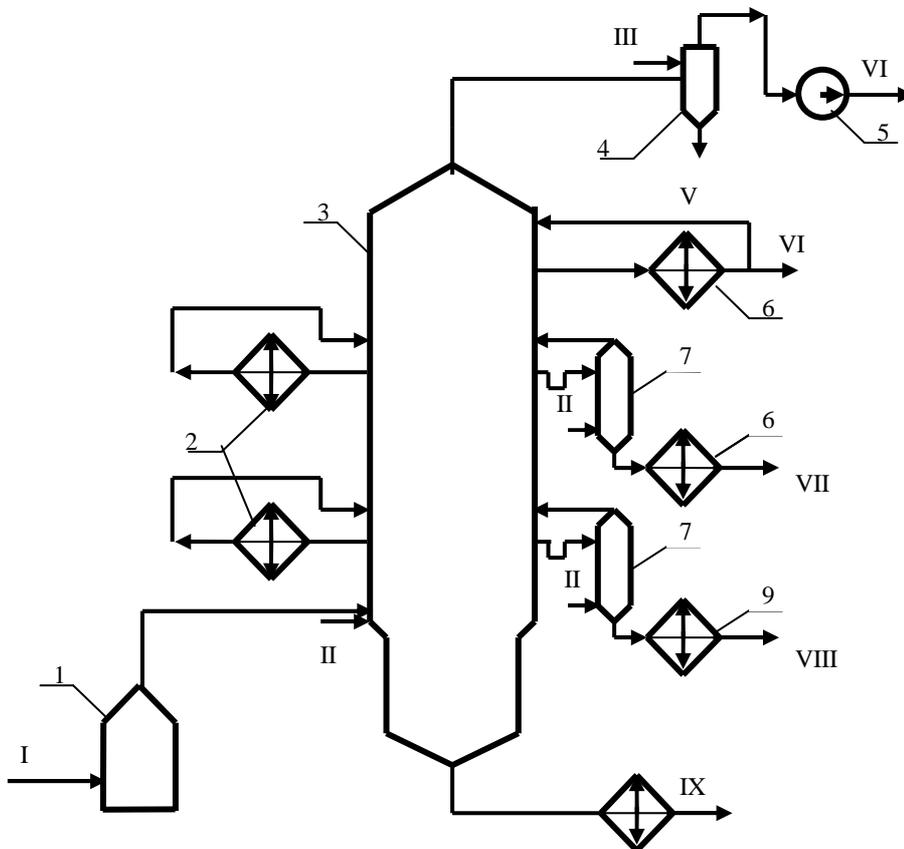


Рис. 1.6. Перегонка мазута по схеме однократного испарения с применением отпарной колонны:

- 1 – печь; 2 – теплообменники для циркуляционных орошений; 3 – вакуумная колонна; 4 – барометрический конденсатор; 5 – вакуум-насос;
 6 – теплообменники для подогрева нефти; 7 – двухсекционная отпарная колонна; 8 – холодильники;
 I – мазут; II – водяной пар; III – вода; IV – газы разложения; V – орошение;
 VI-VIII – вакуумные дистилляты; IX – остаток-гудрон

Дальнейшим усовершенствованием вакуумной перегонки мазута явилось применение на установке двух вакуумных колонн (схема двукратного испарения). Схема данной установки представлена на рис. 1.7. В первой (основной) вакуумной колонне выделяется широкая вакуумная фракция, а во второй она разделяется на узкие масляные фракции требуемых качеств.

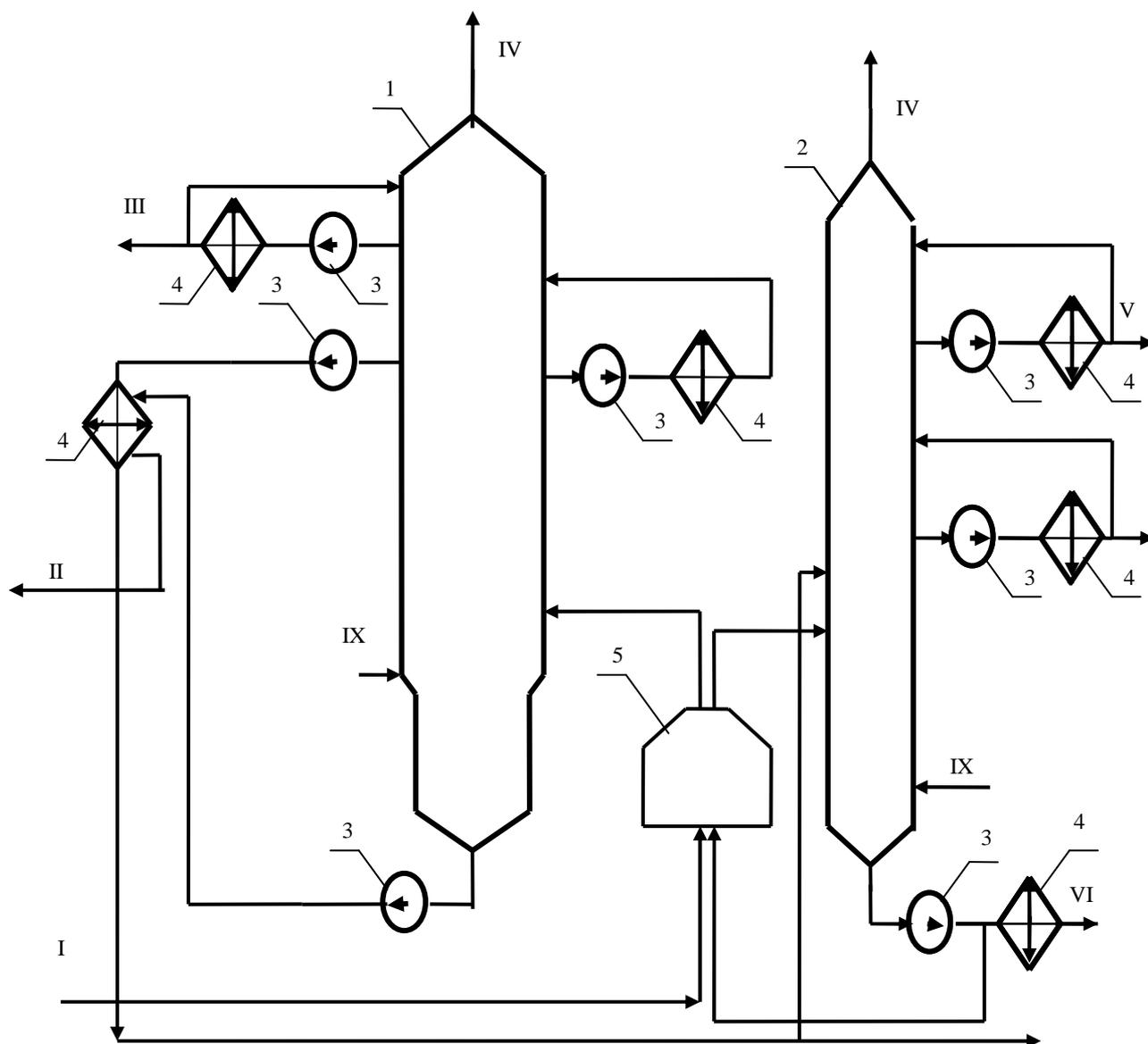


Рис. 1.7. Перегонка мазута по схеме двукратного испарения:
 1 – первая вакуумная колонна (основная); 2 – вторая вакуумная колонна;
 3 – насосы; 4 – теплообменники; 5 – печь;
 I – мазут с низа основной вакуумной колонны; II – гудрон; III – верхняя фракция; IV – продукты разложения в вакуум-систему; V-VII – вакуумные дистилляты; VIII – широкая вакуумная фракция; IX – водяной пар

Таким образом, схема перегонки мазута в двух вакуумных колоннах имеет следующие преимущества: установка может работать по топливной и по масляной схеме; можно получать более качественные масляные дистилляты (заданного фракционного состава); более эффективно используется избыточное тепло в двух вакуумных колоннах 5-6 промежуточных циркуляционных орошений (рис.1.8). К недостаткам двухколонных вакуумных установок относятся: значительный расход металла на изготовление дополнительной аппаратуры и коммуникаций; некоторые осложнения при эксплуатации установки; увеличение капиталовложений на строительство и дополнительную аппаратуру.

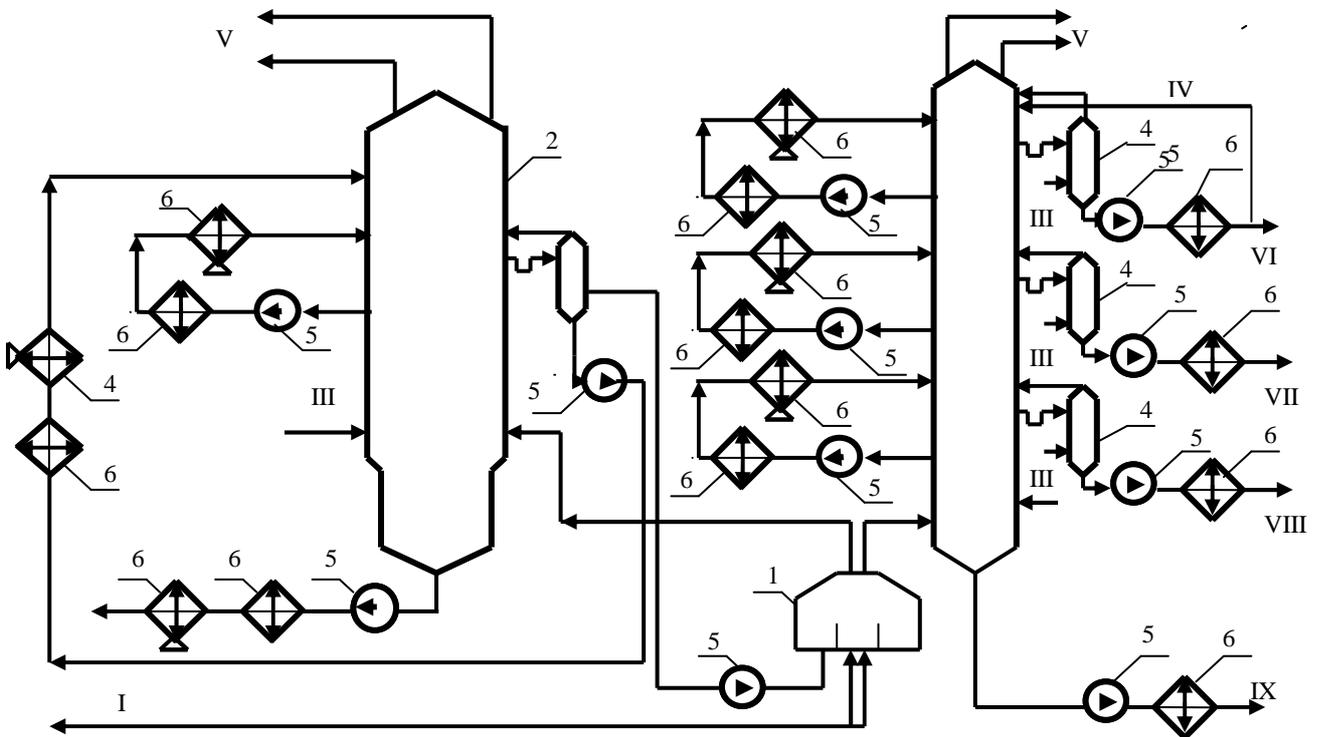


Рис. 1.8 Схема перегонки мазута в двух колоннах с отпарными секциями:
 1 – печь; 2 – первая вакуумная колонна; 3 – вторая вакуумная колонна;
 4 – отпарная колонна; 5 – насосы; 6 – теплообменники;
 I – мазут; II – гудрон; III – водяной пар; IV – орошение колонн; V – газы
 разложения в вакуум-систему; VI-VIII – вакуумные дистилляты; IX – остаток
 второй колонны

Постоянно меняющаяся конъюнктура рынка по топливным прямогонным фракциям, а также сокращение поставок сырья, изменение его состава, потребовало от российских нефтеперерабатывающих заводов улучшить качество разделения продуктов и гибкость работы установки первичной

переработки нефти. В связи с чем возникла необходимость реконструкции имеющихся установок АВТ, которая может проводиться по следующим направлениям: изменение технологических параметров работы колонны установок АВТ и техническая модернизация колонной аппаратуры [8-10].

Наибольшее влияние на экономичность процесса ректификации оказывает его правильная организация, направленная на снижение источников термодинамических потерь, выбор наиболее эффективного распределения материальных и тепловых потоков, т.е. выбор схемы разделения. Известно [11], что термодинамически идеальный процесс разделения в одной колонне достигается при подводе тепла по всей высоте исчерпывающей секции колонны и отводе тепла также по всей высоте укрепляющей секции (“идеальный каскад”). При этом достигается минимальный расход энергии, хотя одновременно возрастает и число тарелок, необходимых для реализации заданного разделения (при флегмовом числе $R = \infty$ число тарелок возрастает в два раза). При разделении многокомпонентной смеси (МКС) оптимальным оказывается проведение процесса в комплексе сложных колонн с полностью связанными тепловыми и материальными потоками. При этом тепло подводится и отводится только в 2-х точках комплекса, (система имеет 1 испаритель и 1 дефлегматор). Комплексы характеризуются большим суммарным количеством связанных секций и чрезвычайно большим суммарным числом тарелок. Изначально заложенная связь по материальным потокам при учете гидравлических сопротивлений вызывает необходимость выделения высококипящих компонентов при более высоких давлениях, чем низкокипящих, что практически неприемлемо при разделении ширококипящих смесей, в том числе и нефтяных. Затруднительно также решение вопросов управления такими комплексами. Указанные причины делают проблематичным их использование [12]. Поэтому комплексы колонн, полностью связанных по материальным и тепловым потокам, представляют скорее теоретический интерес для оценки термодинамической эффективности принимаемых схемных решений в сравнении с предельно возможной схемой (полностью связанные комплексы).

В последние годы интенсивно разрабатываются решения, направленные на поиск промежуточных решений: использование комплексов колонн с частичной связью по материальным и тепловым потокам [11-18]. При этом удается учесть реальные ограничения, которые накладывает на процесс практика: по реальному числу тарелок в связанных секциях, по распределению гидравлических сопротивлений, по распределению материальных потоков и давлений по отдельным секциям комплекса и т.д. Особенно эффективно использование подобных решений в задачах реконструкции. Оказалось [19,

20], что комплексы колонн с частично связанными потоками и системы разделения МКС в простых колоннах при учете очевидных практических ограничений (например, по общему числу тарелок) могут оказаться даже более экономичными, чем системы с полностью связанными потоками.

Заметное снижение энергоемкости процессов разделения достигается и при использовании достаточно известных приемов: многопоточного ввода сырья в ректификационные колонны при разных температурах и агрегатных состояниях отдельных потоков; использования тепловых насосов; ввода (отвода) низкопотенциальных тепловых потоков в промежуточные сечения секций колонны; отбора материальных потоков в виде боковых погонов и т.д. [11, 21, 22].

1.2. Аппаратурное оформление и пути повышения эффективности

Применяемые в нефте- и газопереработке ректификационные колонны подразделяются [1, 5, 23, 24, 25]:

- 1) по назначению.
- 2) по способу межступенчатой передачи жидкости.
- 3) по способу организации контакта парогазовой и жидкой фаз.

Основным различием ректификационных колонн являются применяемые контактные устройства.

В нефтепереработке применяются различные контактные устройства, существенно различающиеся по своим рабочим характеристикам и технико-экономическим показателям. При этом наряду с самыми современными конструкциями эксплуатируются контактные устройства устаревших типов.

Наиболее широкое распространение в промышленности получили [26-28] тарельчатые, а также насадочные контактные устройства.

В РФ свыше 60 % колонн оборудовано клапанными тарелками конструкции ВНИИНЕФТЕМАШ и УкрНИИхиммаш. В настоящее время в периодической научно-технической литературе приведены сведения о разработке новых тарельчатых контактных устройств [29-36] и модернизации существующих. В работе [37] повышение КПД тарелки и снижение перепада давлений при работе в широком диапазоне нагрузок достигается за счет отгиба передней кромки клапана вниз на некоторый угол, повышение эффективности может быть достигнуто за счет синхронизации работы клапанов и упрощения изготовления тарелки за счет уменьшения ограничителей подъема [38].

В работе [39] приведена конструкция ситчатой тарелки, которая отличается повышенной производительностью. Увеличение производительности на 20-50% без ущерба для эффективности достигается за

счет использования поверхности, расположенной под сливным стаканом, которая тоже имеет перфорации.

Насадочные контактные устройства принято подразделять на два типа: регулярные и нерегулярные.

Основной недостаток нерегулярных (насыпных) насадок, ограничивающий их применение в крупнотоннажных производствах, – неравномерность распределения контактирующих потоков по сечению аппарата. Регулярные насадки, изготавливаемые из сетки, перфорированного металлического листа, многослойных сеток и т.д., обеспечивают более однородное, по сравнению с традиционными насадками из колес и седел, распределение жидкости и пара (газа) в колоннах. Кроме того, они обладают исключительно важным достоинством, таким как низкое гидравлическое сопротивление – в пределе от 1 до 2 мм рт. ст. (130-260 Па) на одну теоретическую тарелку [1].

По этому показателю они значительно превосходят любой из известных типов тарельчатых контактных устройств. В связи с этим в последние годы за рубежом и в нашей стране начаты широкие научно-исследовательские работы по разработке самых эффективных и перспективных конструкций регулярных насадок [40-53] и широкому применению их в крупнотоннажных производствах, в том числе в таких процессах нефтепереработки, как вакуумная и глубоковакуумная перегонка мазутов. На НПЗ ряда развитых стран вакуумные колонны установок перегонки нефти в настоящее время оснащены регулярными насадками, что позволяет обеспечить глубокий вакуум в колоннах и существенно увеличить отбор вакуумного газойля и достичь температуры конца кипения до 600°C.

Вместо морально устаревших насадок типа керамических колец Рашига были разработаны на новом иерархическом уровне модифицированные насадки типа Палля, седлообразные насадки идеальной иерархической формы, насадки Глитч-Грид, Зульцер, Стедман, Скофилд, Спрей-Пак, Клосса и др. [54].

Приведены и другие перспективные конструкции контактных устройств. В работе [55] приводится конструкция тарелок колонны, отличающейся применением ситчатых тарелок с расположенным под ним слоем насадки. Лотковые переливные стаканы на смежных тарелках взаимно перпендикулярны, жидкость из них вытекает через отверстия в днище и боковых стенках и попадает в слой насадки, равномерно распределяясь в нем.

В работе [84] приведена конструкция модуля, представляющего собой комбинацию обычной массообменной тарелки и структурированной пластинчатой насадки, размещаемой на определенном расстоянии над тарелкой (обычно ситчатой или клапанной), которая зависит от геометрии и нагрузки.

Насадка смачивается частью жидкости, уносимой потоками пара или газа, благодаря чему в процесс массопереноса включается часть пространства над тарелкой. Предпочтительным обстоятельством применения модулей является повышение производительности колонн и эффективности разделения при ограничении высоты колонны, уменьшения числа тарелок, повышения их КПД. По сравнению с обычными тарелками достигается повышение эффективности на 15%, увеличение нагрузки по пару на 25%, в тоже время гидравлическое сопротивление возрастает на 5-15% в зависимости от скорости пара.

При выборе типа контактных устройств обычно руководствуются следующими основными показателями: производительностью, гидравлическим сопротивлением, коэффициентом полезного действия, диапазоном рабочих нагрузок, возможностью работы в средах, склонных к образованию смолистых отложений, материалоемкостью, простотой конструкции, удобством изготовления, монтажа и ремонта.

Универсальных конструкций контактных устройств, эффективно работающих «всегда и везде», не существует. При выборе конкретного типа тарелок из множества альтернативных вариантов следует отдать предпочтение той конструкции, основные показатели эффективности которой в наибольшей степени удовлетворяют требованиям, предъявляемым исходя из функционального назначения ректификационных колонн. Так, в вакуумных колоннах предпочтительно применение контактных устройств, имеющих как можно меньшее гидравлическое сопротивление.

Колонная аппаратура является сердцевиной нефтепереработки и от того как работает фракционирующее оборудование, во многом зависит качество и отбор продуктов, энергозатраты и затраты на эксплуатацию и ремонт. На многих заводах из-за длительной эксплуатации установок или консервации существует необходимость обновления контактных устройств. Если проектные задачи могут решаться за счет изначального использования более современного оборудования, то в задачах реконструкции (замена тарелок) возникают проблемы выбора наиболее эффективных и конкретных решений.

На Ново-Уфимском нефтеперерабатывающем заводе (НПЗ) были разработаны новые эжекционные клапанные тарелки с высоким КПД, которые представляют собой полотно с отверстиями и переливными устройствами. В отверстия устанавливаются клапаны, представляющие собой вогнутый диск с просечными отверстиями (каналами) для эжекции жидкости и распределительный выступ для равномерного стока жидкости в эжекционные каналы. Эффективность тарелок достигает 80-100%. После проведения испытаний на Ново-Уфимском НПЗ была произведена замена желобчатых тарелок на эжекционные клапанные в отгонных частях атмосферных колонн

установок первичной перегонки нефти, что существенно улучшило их работу. Эжекционные клапанные тарелки успешно эксплуатируются в 20 колоннах процессов первичной переработки, газоразделения, каталитического риформинга, алкилирования и других процессов на Ново-Уфимском НПЗ, Шкановском НПЗ, Одесском и Орском НПЗ [57, 58].

Проблема интенсификации работы ректификационных колонн установок АВТ АООТ “Орскнефтеоргсинтез” существовала всегда и надо полагать, будет существовать, поскольку меняется сырье, производительность установок и решаемые задачи.

Ранее реконструкция колонного оборудования на установках АВТ в АООТ “Орскнефтеоргсинтез” в основном сводилась к замене устаревших тарелок на новые – более совершенные. Однако в связи с обострившимися проблемами углубления переработки нефти, энергосбережения и повышения гибкости технологических решений, а также ужесточения требований к качеству получаемых продуктов возникла необходимость принимать более кардинальные решения.

Наиболее привлекательными оказались характеристики новых насадочных колонн: малый перепад давления, широкий диапазон устойчивой работы, высокий КПД и другие. Для АООТ “Орскнефтеоргсинтез” были выбраны отечественные перекрестноточные насадочные колонны с насадкой УНИ (ныне Уфимского государственного нефтяного института).

Основное внимание было сосредоточено на реконструкции вакуумных колонн установок АВТ-2, АВТ-3, ЭЛОУ-АВТ и атмосферных колонн установок АТ-6, АВТ-3 и ЭЛОУ-АВТ.

Результатом проведенных реконструкций стала повышенная мобильность первичной переработки нефти в современных рыночных условиях, как с точки зрения повышения качества получаемых продуктов, углубления переработки нефти, снижения энергозатрат, так и с точки зрения обеспечения работоспособности установок при варьировании производительности или смене типов перерабатываемых нефтей [59].

В работе [60] приведены данные о модернизации атмосферной колонны К-102 секции 100 установки ЛК-6У-2 ОАО “Мозырский НПЗ”. Проект модернизации колонны предусматривал использование клапанных тарелок Ballast-TM фирмы “Кох-Глитч” в укрепляющей части колонны, структурной насадки Gemtrak в промывочной и отпарной секциях колонны К-102 и стриппингах К-103/1,2.

В начале 90-х годов по заказу Атырауского НПЗ БашНИИНП на основе накопленного опыта разработал усовершенствованную технологию атмосферной перегонки нефти.

Устаревшая колонна с сорока тремя двухпоточными тарелками из S-образных элементов была заменена колонной переменного диаметра (2,6/4,0 м), оснащенной сорока девятью ректификационными тарелками с трапециевидными клапанами конструкции ВНИИНефтемаш. Число тарелок и их конструкция в разных частях этой сложной колонны подобраны на основе данных технологического расчета (БашНИИ НП).

Колонна К-2 ЭЛОУ-АВТ рассчитана на переработку 3 млн. тонн в год смеси товарных мангышлакской и мартышинской нефтей с одновременным отбором: фракций бензина; двух керосиновых фракций (первая и вторая боковые погоны) для получения растворителя уайт-спирита (по ГОСТ 3134-78), либо топлива для реактивных двигателей марки ТС-1 (по ГОСТ 10-227-86); двух или трех компонентов (боковые погоны 3, 4, 5) дизельного топлива для получения на их базе летнего (по ГОСТ 305-82) или утяжеленного фракционного состава УФС (по ТУ 38401327,81). Из остатка колонны К-2 (мазута) в вакуумной колонне получают гудрон, используемый в качестве сырья в установке замедленного коксования, и газойль.

Наиболее высокий коэффициент отбора суммы светлых продуктов от потенциала 97% получен, когда одновременно вырабатывали бензин, топливо ТС-1 и дизельное топливо УФС. Суммарный выход светлых составил 43% массовых на нефть.

При получении одновременно бензина, уайт-спирита и дизельного топлива УФС коэффициент отбора суммы светлых от их потенциала составил 96%, отбор суммы светлых составил 45% массовых, в том числе бензина 11,4% массовых, уайт-спирита - 2,8 % массовых.

Второй вариант перегонки оказался более выгодным, то есть имеет больший потенциал суммы светлых. Однако является и более трудным для реализации, так как требует поддержания жестких параметров технологического режима: высокой температуры сырья атмосферной колонны и повышенного расхода водяного пара в ее отгонную часть [61].

Как уже отмечалось, одним из способов реконструкции установок АВТ является изменение технологического режима работы колонной аппаратуры.

Такую модернизацию осуществил ОАО “Московский нефтеперерабатывающий завод”, что позволило улучшить экономические и экологические показатели.

Вакуумная колонна К-10 установки ЭЛОУ-АВТ-6 ОАО “Московский нефтеперерабатывающий завод” оборудована клапанными и ситчатыми, прямоточными тарелками. Мазут из колонны К-2 нагревается до температуры 390°С в печи П-3 и направляется в колонну К-10. Водяной пар подается как в низ колонны, так и в печь П-3. Пары с верха колонны направляются в три

водяных конденсатора Т-35, а затем откачиваются одной из двух трехступенчатых пароэжекторных установок. Сконденсированные соляровые пары совместно с водяными парами направляются в барометрический ящик и далее на сепарацию. В колонне имеются два циркуляционных орошения - ВЦО и СЦО. Продукты перегонки: фракция до 360°C, легкий вакуумный газойль, тяжелый вакуумный газойль и гудрон.

До модернизации температура на верху колонны К-10 составляла 130-135°C, а давление на верху колонны было равным 90-95 мм ртутного столба. Температура газов на выходе из конденсатора Т-35 составляла 35°C. Известно, что глубина вакуума или впускное давление $P_{вп}$ пароэжекторных установок напрямую зависит от количества откачиваемых паров, а рассматривая работу теплообменного оборудования совместно с вакуумсоздающей системой, можно увидеть прямую связь между температурой на выходе из конденсатора Т-35 и давлением $P_{вп}$ на входе в эжектор. Следовательно, углубить вакуум при существующей вакуумсоздающей системе возможно, только снизив температуру выхода из конденсаторов.

Снизить температуру на выходе из конденсаторов обычными способами оказалось затруднительно (возникает необходимость снизить температуру воды, увеличить ее расход, то есть требует строительства отдельной системы водоподготовки, то есть значительных затрат).

Другой путь снижения нагрузки на вакуумные эжекторы был разработан ЗАО "ПИРО" при модернизации колонны К-10 установки ЭЛОУ-АВТ-6.

Известно, что при работе вакуумной колонны с водяным паром в конденсаторы-холодильники вакуумной колонны поступает смесь водяных паров, паров дизельного топлива и неконденсируемых газов.

Понятно, что пары дизельного топлива было бы целесообразно конденсировать в вакуумной колонне и предотвратить их вынос в конденсаторы вместе с водяными парами. С этой целью было предложено снизить температуру выходящих из вакуумной колонны К-10 паров до 80°C (вынос дизельного топлива падает с 8,5 до 0,5 тонн в час).

Из-за затруднительности снижения температуры на верху колонны К-10, используя только существующие тарелки, установленные в колонне, было предложено установить небольшой орошаемый слой насадки над верхней тарелкой колонны К-10.

Такая модернизация позволила снизить температуру на верху колонны с 135°C до 80°C и ниже. Остаточное давление верха колонны составило 65 мм рт.ст.

Анализ потоков колонны после модернизации показывает, что качество выводимой из колонны фракции до 350°C значительно изменилось: она

содержит больше легкокипящих компонентов, содержание фракции до 360°C - 96-98% против 60-80% до модернизации.

Температура застывания дизельной фракции после модернизации составляет минус 10°C и ниже. Такое качество продукта позволяет использовать его в смеси фракции 240-290°C и 290-350°C колонны К-2 и получать продукт, соответствующий требованиям стандарта предприятия.

Наблюдается увеличение выхода широкой вакуумной фракции 350-500°C (вакуумного газойля - сырья каталитического крекинга) до 44,7% массовых на мазут (22,8% массовых на нефть). При этом можно отметить уменьшение коксуемости продукта до 0,09% массовых против 0,3-0,4% массовых до модернизации, что можно объяснить заменой физически отработавшего струйного отбойника на новый стержневой. Содержание фракций до 360°C изменяется в пределах от 5 до 12% при среднегодовом показателе до модернизации 15%.

После стабилизации режима колонны К-10 улучшилось качество гудрона, в котором содержание фракции до 500°C в отдельные дни достигает 9% объемных при среднем значении за дни обследования 13,3% объемных. При этом среднегодовой показатель до модернизации по содержанию фракции до 500°C в 1996 составлял 16,5% объемных, а в 1997 - 19% объемных, то есть можно однозначно говорить об улучшении качества гудрона после модернизации [62].

В работах [63, 64] показана возможность усовершенствования колонн установки получения моторных топлив и газоразделения с целью повышения четкости разделения путем частичной замены клапанных тарелок на новую неупорядоченную насадку.

Имеется также опыт реконструкции вакуумных колонн с применением регулярных насадок [65].

Таким образом, реконструкция установок АВТ на российских нефтеперерабатывающих заводах в последнее десятилетие было связано лишь с изменением технологических параметров работы колонной аппаратуры, а также с ее технической модернизацией. При этом техническая модернизация колонной аппаратуры сводилась к замене устаревших контактных устройств на более усовершенствованные. Следствием такой реконструкции стало улучшение качества разделения продуктов и гибкость работы установок.

Литература к главе 1

1. 1.Ахметов С.А. Физико-химическая технология глубокой переработки нефти и газа. Ч.1. – Уфа: Изд-во УГНТУ, 1996. – 279 с.

2. Гнусова С.П., Берго Б.Г., Фишман А.Л. Технологический прогресс в технологии сбора и стабилизации газового конденсата. – М.: ВНИИГазпром, 1990. – 256 с.
3. Алиева Р.Б. Современное состояние переработки и использования газовых конденсатов. – М.: ВНИИГазпром, 1978. – 198 с.
4. Эрих В.Н. Химия нефти и газа. – Л.: Химия, 1966. – 284 с.
5. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784 с.
6. Багиров И.Л. Современные установки первичной переработки нефти. – М.: Химия, 1974. – 235 с.
7. Михайлов С.Н., Чиркунов Э.В., Кузнецова И.М., Харлампиди Х.Э., Иванов Б.Н., Воробьев Е.С. Энерго-экономические аспекты химико-технологических систем. – Казань: КГТУ, 2000. – 114 с.
8. Малюсов В.А. Новые процессы и аппаратов для разделения и очистки веществ // ТОХТ. – 1987. – Т. 21. – № 1. – С. 26-34.
9. Лебедев Ю.Н. Совершенствование колонной аппаратуры для нефтеперерабатывающей, нефтехимической и газовой промышленности // IV Всесоюз. конф. по теории и практике ректификации: Тез. докл. – Северодонецк, 1991. – С. 32-38.
10. Теляшев Г.Г. Реконструкция и модернизация фракционирующего оборудования нефтеперерабатывающих заводов с использованием разработок и рекомендаций Б.К. Марушкина // Тез. докл. Всеросс. науч. конф. "Теория и практика массообменных процессов хим. технол." (Марушкинские чтения). – Уфа, 1996. – С.45-53.
11. Платонов В.М., Берго Б.Г. Разделение многокомпонентных смесей. – М.: Химия, 1965. – 368 с.
12. Кондратьев А.А. Схемы соединения простых ректификационных колонн в сложные колонны со связанными тепловыми потоками. В сб. тезисов докладов 4-ой Всесоюзной конференции по ректификации, Уфа, 1978. – С. 271-274.
13. Марушкин Б.К. О схемах колонн со связанными потоками. В сб. тезисов докладов 4-ой Всесоюзной конференции по ректификации, Уфа, 1978. – С. 275-277.
14. Кондратьев А.А., Умергалин Т.Г., Деменков В.Н. Повышение надежности работы сложных ректификационных колонн со связанными материальными и тепловыми потоками. В сб. тезисов докладов Всесоюзного совещания "Пути совершенствования, интенсификации и повышения надежности аппаратов в основной химии, Сумы, 1982. – С. 6.

15. Кондратьев А.А., Умергалин Т.Г., Деменков В.Н. Ректификация нефтяных фракций в сложных колоннах. В сб. тезисов докладов 5-ой Всесоюзной конференции по теории и практике ректификации, Северодонецк, 1984. – С. 267-268.
16. Деменков В.Н., Кондратьев А.А. Новые схемы фракционирования нефти и мазута. В сб. Проблемы углубления переработки нефти. Тезисы докладов 6-ой Республиканской научно-технической конференции, Уфа, 1985. – С. 134-141.
17. Сидоров М.Г., Деменков В.Н., Кондратьев А.А. Фракционирование нефти в колонне со связанными тепловыми потоками // Нефтепереработка и нефтехимия. – 1991. – № 12. – С. 15-17.
18. Деменков В.Н. Схемы фракционирования нефтяных смесей в сложных колоннах. В сб. тезисов докладов Всероссийской научно-технической конференции “Проблемы нефтегазового комплекса России”, Уфа, 1995. – С. 167.
19. Деменков В.Н., Сравнение схем разделения смеси на четыре продукта. В сб. тезисов докладов Республиканского семинара молодых ученых и специалистов “Актуальные проблемы нефтехимии”, Уфа, 1982. – С. 82-83.
20. Деменков В.Н. Новые технологические схемы фракционирования нефтяных смесей в сложных колоннах. Дисс... доктора технических наук, Уфа, 1996. – 342 с.
21. Деменков В.Н., Кондратьев Ю.А. Ввод бензина двумя потоками в стабилизационную колонну установок АВТ. В сб. тезисов докладов Республиканской научно-технической конференции “Химия, нефтехимия и нефтепереработка, Уфа, 1984. – С. 61.
22. Сидоров Г.М., Деменков В.Н., Кондратьев А.А. и др. Вывод бокового погона из стабилизатора прямогонного бензина. В сб. материалов 1-го съезда химиков, нефтехимиков, нефтепереработчиков и работников промышленности стройматериалов Республики Башкортостан “Нефтедобыча, нефтепереработка, нефтехимия и катализ”. Уфа, 1992. – С. 45-47.
23. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Ч.2. Массообменные процессы и аппараты. – М.: Химия, 1995. – 368 с.
24. Фарамазов С.А. Эксплуатация оборудования нефтеперерабатывающих заводов. – М.: Химия, 1969. – 304 с.
25. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник/ Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.А. и др.; Под ред. Е.Н. Судакова. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1979. – 568 с.

26. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е переработ. и доп. – М.: Химия, 1976. – 656 с.
27. Александров И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. – М.: Химия, 1981. – 352 с.
28. Гуревич И.Л. Технология переработки нефти и газа. – М.: Химия, 1972. – 360 с.
29. А.с. 1530195 СССР, МКИ В 01 D 3/30. Тарелки для теплообменных аппаратов / В.В. Солодовников. – №4391319/23-26; Опубликовано 23.12.89; №47.
30. Тарелки Трутна. Trutna trays/ Trutna W.R., Mantiner A.G. // Amer. Inst. Chem. Eng. Spring Nat. Meet., New Orleans, La March 29-Apr. 2, 1992, Extend. Abstr. (New York). – С.88. – Англ.
31. 4909968 США, МКИ В 01 F 31/04. Тарелки для массообменных аппаратов / Max Leva. – №403811; Опубликовано 20.03.90; НКИ 26113.
32. А.с. 1681878 СССР, МКИ В 01D3/26. Тарелки для контактирования газа и жидкости / Г.А. Малышев. – №4700242/26; Опубликовано 7.10.91; №37.
33. 2212415 Великобритания, МКИ В 01 D 3128 Массообменные тарелки / M. Levs. – №8727/49; Опубликовано 28.07.89; НКИ В1R.
34. А.с. 1503835 СССР, МК В 01 D 3/22. Массообменная тарелка / Р.В. Капитонов, И.Н. Солонский, В.И. Настека и др.; Гос. научно-исследовательский и проектно-конструкторский институт ЮжНИИгипрогаз. – № 4337033/23-26; Опубликовано 30.08.89; №32.
35. А.с. 1825637 СССР, МКИ В 0 D 3/22. Массообменная тарелка / Н.Г. Нечаев, Г.П. Есипов, К.В. Малошихин, П.А. Лупонов; Краснодар. Политехн. Ин-т. – №4945947/21; Опубликовано 7.07.93; №25.
36. Пат. 2094071 Россия, МКИ В 01 D 3/20. Колонна с прямоточными струйными тарелками / И.П. Слободянин – № 94030052125; Опубликовано 27.10.97; №30.
37. Совершенствование конструкции клапанных тарелок / Кузнецов П.В., Богатых К.Ф. // Материалы 46 научно-технической конференции студентов, аспирантов и молодых ученых Уфимского государственного нефтяного технического университета. – Уфа, 1995. – С.115.
38. А.с. 1530196 СССР, МКИ В 01 D 3/30. Клапанная тарелка / М.Н. Минуллин, В.Г. Испитев, В.Д. Сахаров и др.; Новоуфимский нефтеперерабатывающий завод. – №4396550123/26; Опубликовано 23.12.89; №47.
39. Тарелки нового типа. Nye Trays TM/ Nye J.O., Gangriwala H.A. // Amer. Inst. Chem. Eng. Spring Nat. Meet., New Orleans, La, Manh 29-Apr 2 1992 :Extend. Abstr.- [New York], 1992. – С.88. – Англ.

40. Новая структурированная насадка для ректификации абсорбции. Eine neue Stoffaustauschstruktur für Rektifikation und Absorption/ Suess Ph, Meier W., Plus R.C. // Chem.-Ind.-Techn. – 1995. – 67. – №7 – С. 814. – Нем.
41. А.с. 1699595 СССР, МКИ В 01 J 19/32. Насадка для теплообменных аппаратов / И.П. Филиппов, В.П. Шебелев, А.Л. Щупляк и др.; Научно-производственное гидролизное объединение Гидролизпром. – № 4772780/26; Опубликовано 23.12.91; №47.
42. А.с. 1699535 СССР, МКИ В 01 J 19/32. Пакет насадки. / Ю.П. Квурт, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько, В.Г. Гойдой; Ин-т нов. хим. пробл. АН СССР. – № 4745412/26; Опубликовано 15.08.91; №36.
43. А.с. 1662673 СССР, МКИ В 01 J 19/32. Регулярная модульная насадка для теплообменных аппаратов / А.В. Злокезов, Ю.А. Стрельцов. – № 4730014/26; Опубликовано 15.07.91; №26.
44. Пат. 5057250 США, МКИ В 01 F3/04. Жалюзийная насадка для колонн / Chen Gilbert K., Uckelvy Robert Bonilla Jorge., Don Glaspie; Glitsch. Inc. – № 618724; Опубликовано 15.10.91; МКИ 261/1122.
45. Конструирование и изготовление ректификационных колонн с регулярной насадкой / Горохов В.А., Бронштейн А.С., Мазаев В.В., Тарасов А.Н. // Хим. нефтегаз. машиностр. – 1999. – №9. – С. 13-14.
46. Создание комплекса технологического оборудования и освоение производства регулярной насадки для ректификационных колонн. / Куликов Ю.Ф., Лихман В.В. Плотников В.В. // Хим. нефтегаз. машиностр. – 1999. – №9. – С.12-13.
47. Холпанов Л.П., Квурт Ю.П. Эффективные регулярные контактные устройства массообменных аппаратов и методики определения основных их характеристик // Фундам. науки - нар. х-ву. – М., 1990. – С. 219-220
48. Фурсов А.В., Беляков Е.А., Осипов В.А., Белявский М.Ю., Особенности процесса тепло и массообмена в контактных аппаратах с насадкой каскадного типа. // Нефтепереработка и нефтехимия. – 1998. – №3. – С. 46-48.
49. Пат. 5200119 США. МКИ В 01 F3/04. Tower packing element / M. Leva – № 697806; Опубликовано 06.04.93; МКИ 261/94.
50. А.с. 1667910 СССР, МКИ В 01 J 19/30. Насадка для контактного теплообменного аппарата / В.Н. Говоров. – № 4667045/26; Опубликовано 01.08.91; №29.
51. А.с. 1669475 СССР, МКИ В 01 D 3/28. Насадка пленочного аппарата / Н.А. Войнов, А.А. Юзаков, Н.М. Коновалов, Н.А. Николаев; Сиб. технолог. ин-т. – № 4744425/26; Опубликовано 15.08.91; №30.

52. А.с. 1801539 СССР, МКИ В 01 D 3/26. Трубчатая насадка пленочного аппарата / Н.А. Войнов, Н.А. Николаев, В.Л. Марков, Н.В. Лаишевкин; Сиб. технолог. ин-т. – № 4909075/6; Опубликовано 15.03.93; №10.
53. Пат. 2035991 Россия, МКИ В 01 J 19/32. Насадочная колонна для контактных аппаратов / Б.Б. Жиков, А.М. Мустоев, В.И. Ивкин и др. – № 930/7924/26; Опубликовано 27.05.95; №15.
54. Владимирова А.И., Щелкунов В.А., Круглов С.А. Контактные устройства для массообменных аппаратов нефтегазоперерабатывающих производств // Химия и технология топлив и масел. – 2000. – №2. – С. 28-34.
55. Пат. 1336673 Канада. МКИ В 01 D 31/14. Gas-Liquid contacting apparatus / Chung Karl T; Xu Chorg-si, Chen Guan gviu: UOP. – №600890; Опубликовано 15.8.95.
56. Mass transfer unit/ Bungler H., Andreas J., Kellen J., Bartnel P.// Amer. Inst. Chem. Eng. Shring Nat. Meet, Sping Nat. Meet., New Orleans, La, Manh 29-Apr 2 1992 :Extend. Abstr. - [New York], 1992. – С.88. – Англ.
57. Гатауллина И.М., Минуллин М.Н. Перспективы усовершенствования оборудования на установках АВТ АО «Ново-Уфимский» НПЗ. // Нефтепереработка и нефтехимия. – 1989. – №1. – С.6.
58. Минуллин М.Н., Валимуллин М.М. Моделирование колонной аппаратуры на установках АВТ АО «Ново-Уфимский» НПЗ. // Нефтепереработка и нефтехимия. – 1989. – №7. – С.36.
59. Нестеров И.Д., Иванова Н.С. Колонное оборудование установок АВТ АООТ «Орскнефтеоргсинтез»
60. Бауелев А.Б. Модернизация атмосферной колонны С-100. // Нефтепереработка и нефтехимия. – 1999. – №11. – С.15.
61. Креймер М.Л., Гафиев В.В. Современная технология и конструкция колонны атмосферной перегонки // Нефтепереработка и нефтехимия. – 1998. – №9. – С. 15.
62. Маширгов С.В. Модернизация колонны К-10 установки ЭЛОУ-АВТ-6 Московского НПЗ // Нефтепереработка и нефтехимия. – 1999. – №4. – С.31.
63. Баглай В.Ф., Минеев Н.Г., Лаптев А.Г., Дьяконов Г.С., Фарахов М.И. Реконструкция установки получения моторных топлив. В сб. Массообменные процессы и аппараты хим. технол.: Межвузовский тематический сборник научных трудов, КГТУ, Казань, 1997. – С. 13-20.
64. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Дияров И.Н. Реконструкция изопентановой колонны для повышения четкости разделения // Химия и технология топлив и масел. – 1998. – №6. – С. 30-33.

- 65.Шабалина Т.Н., Лядин Н.М., Григорьев В.В. Опыт реконструкции вакуумных колонн с применением регулярных насадок // Химия и технология топлив и масел. – 1998. – №5. – С. 41-42.

ГЛАВА 2

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ

2.1. Общие принципы проектирования

Производство представляет собой сочетание различных химических, физических и механических процессов. Эффективность производств зависит от рациональности выбора последовательности технологических операций (технологии производства) и правильного выбора оборудования (аппаратурного оформления).

Важнейшая задача проектировщика заключается в обоснованной постановке и оптимальном аппаратурно-технологическом оформлении рассматриваемых процессов.

Условия протекания всех процессов во многом зависят от характера движения участвующих в них потоков, т.е. от гидродинамической обстановки. Таким образом, теоретической основой этих процессов являются законы термодинамики и гидромеханики.

Общие принципы расчета и проектирования тепломассообменных процессов состоят в том, что вначале на основе законов сохранения массы и энергии определяются материальные и тепловые потоки. Затем находится движущая сила процесса как мера отклонения рассматриваемой системы от состояния равновесия, рассчитываются основные показатели процесса. Все эти расчеты относятся к статике процесса. Далее рассматривается кинетика процесса, которая существенно зависит от аппаратурного оформления. Определение кинетических характеристик – наиболее сложная и важная часть проектных расчетов. На завершающей стадии выполняются расчеты основных размеров аппаратов и их прочностных характеристик.

2.2. Стадии проектирования

Проектирование технологических установок складывается из трех стадий: составления проектного задания, разработки технического проекта и выполнения рабочих чертежей. В некоторых случаях стадии проектирования могут совмещаться.

Проектное задание включает в сокращенном виде исходный материал для проектирования, например, техническое задание, содержащее принципиальные требования и пожелания к проекту, основные технологические чертежи,

исходные условия и материалы для проектирования (географическая привязка, сырьевая база, источники энергии).

В соответствии с проектным заданием проектируемый объект должен отвечать определенным технологическим и экономическим требованиям. По технологическим требованиям объект должен полностью соответствовать рабочим чертежам и техническим условиям выпуска заданной продукции. По экономическим требованиям сооружение объекта должно вестись с минимальными затратами труда и с минимальными издержками производства. Проектное задание получается наиболее полноценным, если в его составлении принимают участие специалисты, хорошо знакомые с современными аналогичными объектами и с общим направлением проектирования.

Задача проектирования технологических объектов характеризуется многовариантностью возможных решений. Из нескольких возможных вариантов выполнения проектного задания, равноценных с позиций технических требований, выбирается наиболее эффективный и рентабельный.

В техническом проекте дается окончательное техническое решение вопросов, поставленных в проектном задании, включающее основные элементы [1]:

- 1) принципиальные схемы технологического процесса, основные исходные технологические и энергетические параметры и схемы управления, контроля и автоматизации объекта;
- 2) чертежи общих видов основных технологических агрегатов и нестандартного вспомогательного оборудования;
- 3) компоновочные и строительные чертежи с необходимым количеством планов на различных отметках по высоте здания;
- 4) развернутые схемы энерго-, водо- и газоснабжения;
- 5) спецификации на все серийное и стандартное вспомогательное оборудование, контрольно-измерительные приборы и элементы схемы автоматизации и защиты;
- 6) перечень особых требований по технике безопасности, противопожарной, грозовой, паводковой и других видов защиты объекта;
- 7) сметы на оборудование, монтаж и наладку;
- 8) сметы на пробную эксплуатацию смонтированного оборудования;
- 9) пояснительную записку.

На основании технического проекта заказывают основное и вспомогательное оборудование, приборы контроля и автоматического регулирования и определяют объем затрат на реализацию проекта. После рассмотрения специалистами и утверждения проекта приступают к выполнению рабочих чертежей и к составлению спецификации на

строительные материалы, трубы, арматуру, кабели, монтажное оборудование и инструменты, вспомогательные материалы и средства механизации.

Комплект рабочих чертежей состоит из следующих частей:

- 1)чертежей транспортных, энергетических и канализационных коммуникаций;
- 2)строительных и монтажных чертежей;
- 3)чертежей основного оборудования в сборе со всеми коммуникационными трубопроводами, лестницами и площадками обслуживания;
- 4)чертежей узлов и отдельных элементов оборудования;
- 5)чертежей монтажно-коммуникационных схем щитов, пультов управления и установки приборов контроля и регулирования;
- б)чертежей различных специальных конструкций.

При изготовлении рабочих чертежей следует широко применять разработанные проектными организациями типовые чертежи и только в виде исключения выполнять специальные рабочие чертежи. В ряде случаев при наличии опытного монтажного персонала объем рабочих чертежей можно существенно сократить.

2.3. Проблема масштабного перехода

Актуальной и сложной задачей в различных отраслях промышленности является проектирование новых и реконструкция действующих массо- и теплообменных аппаратов большой единичной мощности, значительную часть которых составляют колонные аппараты для разделения многокомпонентных смесей в системах газ (пар) - жидкость и жидкость-жидкость. При этом одной из основных проблем является снижение эффективности процессов разделения смесей в промышленных массообменных колоннах при увеличении их размеров, что получило название "масштабного эффекта" [2-11]. Принято считать, что масштабный эффект имеет гидродинамическую природу и обусловлен увеличением неравномерности распределения фаз и полевых переменных на промышленном контактном устройстве по сравнению с его лабораторным макетом. Так, например, эффективность колпачковых и клапанных тарелок уменьшается примерно в два раза при увеличении их диаметра от одного до 3-4 метров.

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

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

3. Неравномерностями, вызванными дефектами монтажа;
4. Неравномерностями, обусловленными дефектами конструкции.

Роль каждого из этих факторов существенно зависит от типа аппарата.

Так, например, в тарельчатых колоннах с перекрестным движением фаз возникают как продольная, так и поперечная неравномерности в объемах газа и жидкости. Как правило, подобные неравномерности невозможно установить на физической модели небольшого диаметра, поэтому эти недостатки обнаруживаются и устраняются только путем промышленного испытания или гидродинамического моделирования контактных устройств на стендах промышленного размера.

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

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

2.4 Теоретические основы математического описания массотеплопереноса

Совершенствование методов расчета массообменных аппаратов неразрывно связано с математическим моделированием протекающих в них процессов. Математическое моделирование характеризуется системным подходом к процессам переноса, т.е. представлением их в виде "элементарных явлений" и составлением иерархических моделей. Описание процессов в аппарате многоуровневой моделью позволяет разбить сложные явления на ряд более простых и установить взаимодействие между ними. Однако, на данном этапе развития математическое моделирование в большинстве случаев не позволяет решить задачу масштабного перехода даже для процессов, где

гидродинамика хорошо изучена [2]. Тем более это относится к двухфазным системам со сложной организацией движения потоков на контактных устройствах, для которых не решены многие вопросы, связанные с математическим моделированием "масштабных эффектов".

Условия термодинамического равновесия и математические следствия законов сохранения в однофазных средах

Для моделирования массо- и теплообмена прежде всего необходимо знание предельного состояния, т.е. состояния равновесия, к которому стремится каждая система. Поэтому рассмотрение процессов переноса начинают с термодинамики, фундаментальной теории, которая определяет поведение систем с большим числом частиц в состоянии равновесия [12].

Согласно второму закону термодинамики, все самопроизвольные процессы сопровождаются увеличением энтропии системы. В изолированной системе энтропия S достигает максимального значения, поэтому $dS=0$. Кроме этого условия, математические условия равновесия формулируются как равенство нулю полного дифференциала параметров состояния, определяющих свойства вещества

$$DP=0; DT=0; D\mu_1=0,$$

где P – давление, T – температура, μ_1 – химический потенциал.

При отклонении системы от состояния равновесия возникает движущая сила процессов.

В реальных процессах разделения многокомпонентной смеси (МКС) в большинстве случаев происходит одновременный перенос массы, импульса и энергии. Поэтому анализ этих явлений представляет собой сущность теоретического исследования любого массообменного процесса. Для математического описания этих процессов необходимо иметь общую систему уравнений, которая описывает все основные виды переноса и их взаимное влияние. Из общей системы уравнений всегда можно получить частные формы, когда преобладает один из механизмов переноса.

Закон сохранения импульса. Запишем уравнение сохранения импульса в движущейся несжимаемой (плотность $\rho=\text{const}$) однофазной среде [13-16]

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{1}{\rho} \text{grad}P + \frac{1}{\rho} \text{div}\tau + F \quad (2.6)$$

с уравнением неразрывности

$$\frac{1}{\rho} \frac{d\rho}{d\theta} + \text{div}V = 0, \quad (2.7)$$

где V – трехмерный вектор осредненной скорости, компонентами которого являются его проекции на пространственные координатные оси Ox , Oy , Oz ; F – объемные силы; θ – время, τ – тензор напряжений.

Уравнение осредненного турбулентного движения (2.6) содержит произведения пульсационных компонент скорости, что делает его незамкнутым. Буссинеск в 1877 году предложил ввести понятие "турбулентной вязкости", что привело к возникновению различных полуэмпирических моделей, содержащих по меньшей мере две опытные "константы турбулентности". Развитие этого направления связано с работами Тейлора, Прандтля, Кармана, Колмогорова, Никурадзе и др.

Потоки импульса в уравнении (2.6) записываются в форме закона Ньютона

$$\tau_x = \rho(v + v_T) \frac{\partial U}{\partial x}; \quad \tau_y = \rho(v + v_T) \frac{\partial V}{\partial y}; \quad \tau_z = \rho(v + v_T) \frac{\partial W}{\partial z},$$

где коэффициенты турбулентного обмена v_T являются функциями пространственных координат и определяются механизмом турбулентности и принятой моделью.

Закон сохранения массы. Уравнение переноса массы компонентов смеси в однофазной среде имеет вид

$$\rho \frac{dC_i}{d\theta} + \text{div} j_i = r_i, \quad i=1,2,\dots,N, \quad (2.8)$$

где C_i – концентрация, j_i – диффузионный поток, r_i – скорость химической реакции i -го компонента.

Для описания переноса n компонентов в смеси необходимо $(n-1)$ независимых уравнений (2.8). Концентрация n -го компонента может быть определена по соотношению

$$\sum_i^n C_i = 1.$$

Если компоненты смеси не участвуют в химических превращениях, то источники химических реакций $r_i=0$.

Диффузионные потоки компонентов в уравнениях (2.8) запишем в форме закона Фика с учетом молекулярного и турбулентного переноса

$$j_{ix} = -\rho \sum_{i=1}^{n-1} (D_{ij} + \delta_{ij} D_T) \frac{\partial C_i}{\partial x}, \quad (2.9)$$

$$j_{iy} = -\rho \sum_{i=1}^{n-1} (D_{ij} + \delta_{ij} D_T) \frac{\partial C_i}{\partial y}, \quad (2.10)$$

$$j_{iz} = -\rho \sum_{i=1}^{n-1} (D_{ij} + \delta_{ij} D_T) \frac{\partial C_i}{\partial z}, \quad (2.11)$$

где δ_{ij} – символ Кронекера; D_{ij} – элементы квадратной матрицы коэффициентов молекулярной диффузии $[D]$ размерностью $(n-1) \times (n-1)$.

Уравнение (2.7) с потоковыми соотношениями (2.9)-(2.11) можно записать в матрично-векторном виде:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} + (v\nabla)C = \{([D] + I \cdot D_T)\nabla C\}, \quad (2.12)$$

где C – вектор-столбец, содержащий мольные концентрации компонентов смеси; I – единичный вектор.

Закон сохранения энергии. Уравнение переноса энергии записывается в форме

$$\rho \cdot c_p \frac{\partial T}{\partial \theta} = \text{div}q + \Phi, \quad (2.13.)$$

где Φ – диссипативная энергия, q – тепловой поток.

Величина диссипируемой энергии обычно невелика, поэтому в большинстве случаев принимается $\Phi = 0$.

Плотность тепловых потоков представим в виде закона Фурье

$$q_x = \rho \cdot c_p (a + a_T) \frac{\partial T}{\partial x}; \quad q_y = \rho \cdot c_p (a + a_T) \frac{\partial T}{\partial y}; \quad q_z = \rho \cdot c_p (a + a_T) \frac{\partial T}{\partial z}.$$

Преобразование уравнений переноса. Рассмотрим стационарное движение среды. Уравнения переноса импульса, массы и тепла (2.6)-(2.8), (2.13) запишем в векторной форме

$$(v\nabla)V = -\frac{1}{\rho_{ж}} \text{grad}P + \nabla[(v + v_T)\nabla V], \quad (2.14)$$

$$\text{div}V = 0 \quad (2.15)$$

$$(v\nabla)C = \nabla\{([D] + I \cdot D_T)\nabla C\}, \quad (2.16)$$

$$(v\nabla)T = \nabla[(a + a_T)\nabla T]. \quad (2.17)$$

Система дифференциальных уравнений (2.14)-(2.17), полученная на основе законов сохранения, вместе с соответствующими краевыми условиями и условиями равновесия составляет теоретическую основу моделирования массотеплопереноса в промышленных аппаратах.

Очевидно, что теоретический метод решения обладает преимуществами перед всеми остальными методами. Имея исходное описание в виде законов сохранения (2.14)-(2.17) и краевых условий можно теоретическим путем получить распределение полей V , C , T , рассчитать эффективность массотеплообменного процесса, выполнить проектирование аппарата.

В практике научных исследований широко используется подход, который называется оценкой членов математического описания. В промышленных

аппаратах всегда есть явления различных пространственно-временных масштабов. Учитывая данные обстоятельства, можно провести оценку, сократить математическое описание [17-20].

Законы сохранения в двухфазных многокомпонентных средах

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

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

Спонтанная межфазная конвекция, возникающая в результате гидродинамической неустойчивости границы раздела фаз при межфазном переносе вещества, изменяет поверхностное натяжение и может существенно интенсифицировать массопередачу [21-25].

Наличие поверхностно-активных веществ приводит в ряде случаев к уменьшению скорости движения межфазной поверхности пузырей и капель, гашению ряби на поверхности пленки, что вызывает уменьшение скорости массопереноса. Степень влияния поверхностно-активных веществ существенно зависит от их типа и концентрации [26-30].

Влияние тепловых эффектов между фазами может вызывать как увеличение, так и снижение скорости диффузионных процессов [31-34].

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

Один из методов построения математического описания процессов переноса в двухфазных средах заключается в том, что уравнения переноса импульса, массы и энергии, а также условия термодинамического равновесия записываются отдельно для сплошной и дисперсной фаз, находящихся в элементарном объеме двухфазного потока. Структура среды считается

известной. Такой подход при решении конкретных задач связан со значительными сложностями, т.к. элементы дисперсной фазы на промышленном контактном устройстве (КУ) имеют различные формы и размеры и случайным образом распределены в пространстве.

Известно, что в теории фильтрации фильтрующуюся жидкость принимают за сплошную среду, несмотря на то, что она находится в пористой среде. В работах Рахматуллина Х.А., Нигматуллина Р.И. [35, 36] выполнено обобщение теории фильтрации на тот случай, когда пористая среда подвижна. Фазы рассматриваются как два взаимопроникающих и взаимодействующих континуума, заполняющих один и тот же объем. Любая фаза в каждой точке данного объема имеет свои средние скорости, давление, концентрацию и другие параметры. Дифференциальные уравнения переноса импульса, массы и энергии записываются для элементарного объема среды отдельно для каждой фазы. В данной модели допускается нахождение в точке с заданными координатами одновременно несколько фаз. Как отмечается в [35], с точки зрения формальной логики такое допущение абсурдно, но позволяет описать очень сложные явления при движении многокомпонентных многофазных сред. К сожалению, полученная система уравнений для многих частных случаев является незамкнутой, так как содержит неизвестные функции, определение которых сопряжено со значительными трудностями.

Находит применение подход [37], когда исходная разрывная среда с помощью различных интегральных преобразований превращается в фиктивную неразрывную среду. Допускается, что каждая фаза равномерно распределена в выделенном объеме и является сплошной. Фиктивная среда, будучи эквивалентна исходной, в то же самое время состоит из непрерывной жидкой и непрерывной газовой (паровой) фаз, для которых уже может применяться аппарат дифференциального исчисления. Фазы рассматриваются как отдельные системы, между которыми происходит перенос импульса, массы и энергии.

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

Из-за значительной сложности решения полной системы дифференциальных уравнений переноса (2.14)-(2.17) часто применяется подход сокращения математического описания до двухмерных или одномерных

моделей. При этом должна сохраняться физическая картина процесса и требуемая точность вычисления при проектировании.

2.5 Элементы и перспективы развития САПР

За рубежом первые системы автоматизированного проектирования (САД-системы; computer-aided design) появились в 60-х годах. Практически первые системы являлись электронными кульманами, т.е. автоматизировали лишь процесс изготовления чертежей. В то время широкое применение САПР ограничивалось возможностями компьютеров.

С появлением быстродействующих ЭВМ и развитием программного обеспечения в начале 80-х годов на передний план вышло твердотельное (проволочное, каркасное, поверхностное) моделирование. Расчеты с применением метода конечных элементов позволили определять как простые характеристики распределения массы до более сложных исследований, включая прочностной, термический, вибрационный, кинематический и динамический анализ. Были решены вопросы модульного построения систем, трехмерной визуализации, автоматизации программирования станков с ЧПУ (числовым программным управлением).

В последнее время наиболее актуальными были вопросы интеграции разнообразных возможностей, автоматизации не отдельных этапов, а всего процесса проектирования, конструирования и производства. Практически во всех системах были реализованы средства параметрического моделирования, когда в ходе построения изделия система накапливает конструкционные параметры и соотношения между ними, а также формирует историю создания геометрии, позволяя простым изменением параметров легко модифицировать и регенерировать модель. Причем отмеченные процедуры выполняются пользователем в режиме диалога (интерактивно) без программирования.

Одной из современных тенденций развития САПР является объективная ориентированность, т.е. стремление построить систему таким образом, чтобы ее пользователь оперировал привычными для него понятиями предметной области. В этом случае стремятся к тому, чтобы используемые объекты обладали интуитивно понятными свойствами и поведением. Акцент вновь смещается от универсальных систем в сторону автономных подсистем САПР. Продолжаются работы по стандартизации интерфейсов и форматов обмена данными.

Процесс полной автоматизации проектирования сопряжен с большими капиталовложениями. Многофункциональные системы высокого уровня очень дорогостоящие. Поэтому при подходе к автоматизации проектирования

наиболее популярной среди пользователей CAD/CAM/CAE - систем стала так называемая пирамидальная схема. Данная схема предусматривает организацию нескольких рабочих мест, оснащенных системами высокого уровня, позволяющими выполнять концептуальную конструкторско - технологическую проработку нового изделия. Для детальной проработки предполагается организация нескольких десятков рабочих мест, оснащенных системами среднего уровня. И, наконец, для подготовки конструкторско-технологической документации и рабочих чертежей организуются рабочие места, оснащенные системами низшего (легкого) уровня.

Для бурного развития рынка САПР и систем управления производством в стране должна быть стабильная экономика. Полная автоматизация конструкторской деятельности и управления требует больших затрат времени и капитальных вложений. Чтобы сократить расходы и повысить эффективность вложения средств, необходимо тщательно планировать автоматизированную обработку информации, следуя при этом принципу разумной достаточности, то есть используя на рабочих местах программно-аппаратные комплексы такой степени сложности (и стоимость), которая там действительно необходима.

Одними из основных компонентов автоматизированного производства являются автоматизированные системы проектирования (САПР) - структуры, наиболее организованные методически и информационно [38-43].

САПР как научно-техническая дисциплина включает в себя:

1. Методологию автоматизированного проектирования (АП);
2. Математическое обеспечение;
3. Комплектация технических средств;
4. Разработка и использование программно-информационного обеспечения банков данных, пакетов прикладных программ, операционных систем ЭВМ.

В САПР входят подсистемы – специализированные части, ориентированные на решение задач определенного этапа проектирования: инженерных расчетов, конструирования, технологической подготовки производства, изготовления изделия и др. Задача конструирования (под конструированием условимся понимать разработку конструкции по предварительным расчетам, реализованную в конструкторской документации) является одной из важных и наиболее трудоемких в САПР. Ее решение осуществляется с помощью графической подсистемы автоматизации разработки и выполнения конструкторской документации (АКД) или в виде автономной (локальной) системы АКД со структурой и принципами построения, аналогичными САПР. Локальные системы АКД часто используются в производственной практике на начальной стадии внедрения

САПР, когда ее создание опережает разработку САПР, или когда система АКД инвариантна, т.е. применима ко многим САПР, а также в других случаях.

Автоматизация процесса конструирования и подготовки производства изделия на основе создания трехмерных геометрических моделей проектируемых изделий включает прочностные и кинематические расчеты, описание компоновки и технологических процессов сборки изделий, изготовления деталей и т.д. Таким образом, модель ГО, содержащая информацию о геометрии объекта, используется как для получения двумерной геометрической модели, так и для расчета различных характеристик объекта и технологических параметров его изготовления. Из этого следует, что геометрическое моделирование является ядром автоматизированного конструирования и технологической подготовки производства.

Литература к главе 2

1. Бакластов А.М. проектирование, монтаж и эксплуатация теплоиспользующих установок. Учебное пособие. – М.: «Энергия», 1970.
2. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования // Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др.; Под. ред. А.М. Розена. – М.: Химия, 1980.
3. Павлов В.П., Мартюшин Е.И. Масштабный переход от лабораторных и опытных исследований к производству // Химическая пром-ть. – 1986. – № 8. – С. 497-501.
4. Palmer Murray. Scale modelling of flow problems // Che. Eng. (Gr. Brit.). – 1986. – № 421. – P. 28-30.
5. Franz K., Borner Th., Joachim H., Burchholz R. Flow structures in bubble columns // Ger. Chem. Eng. – 1984. – V. 7. - № 6. – P. 365-374.
6. Geary Nicholas, Rice Richard. Circulation and scale-up in bubble columns // AIChE Journal. – 1992. – 38. – № 1. – С. 76-82.
7. Алексеев Ю.А., Мясищев Ю.Г. Использование результатов исследования тепло- и массообмена в промышленных ректификационных аппаратах при учете масштабного эффекта // Тепломассообмен. – VI. Материалы к VI Всесоюзн. конф. по тепломассообмену. – Минск, 1980. – Т. 5. – С. 10-16.
8. Тютюнников А.Б., Тарынин Е.К., Линтварев А.И. Проектирование и внедрение колонных аппаратов для крупнотонажных технологических линий химической и нефтехимической промышленности // Интенсификация процессов и повышение технологического уровня теплохимической аппаратуры: Сб. науч. тр. – М.: НИИхиммаш, 1982. – С. 81-90.

9. Solari R.B., Bell R.L. Fluid pattern and velocity distribution on commercial-scale sieve trays // *A.I.Ch.E.J.* – 1986. – V. 32. – № 4. – P. 640-649.
10. Шишкин З.А. Исследование нерастворимости распределения газовой фазы в барботажной колонне // *гидродинамика и явления переноса в двухфазных дисперсных системах*: Сб. науч. тр. / Иркутск, 1989. – С. 32-38.
11. Павлов В.П. К вопросу о возможности масштабных переходов при проектировании барботажных аппаратов // *Труды МИХМ.* – 1969. – Т. I. – Вып. I. – С. 181-185.
12. Базаров И.П. Термодинамика. – М.: Высш. шк., 1991.
13. Протодяконов И.О., Чесноков Ю.Г. Гидромеханические основы процессов химической технологии. – Л.: Химия, 1987.
14. Кейс В.М. Конвективный тепло- и массообмен. – Пер. с англ. М.: Энергия, 1972.
15. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. 6-е изд. – М.: Наука, 1987.
16. Протодяконов И.О., Марцулевич Н.А., Марков А.В. Явления переноса в процессах химической технологии. – Л.: Химия, 1981.
17. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. – Изд-во Казанского университета: Казань, 1993.
18. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Кафаров В.В. Сопряженное физическое и математическое моделирование в задачах проектирования промышленных аппаратов // *Журн. прикл. химии.* – 1986. – Т. 59. – № 9. – С. 1927- 1933.
19. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И. Решения инженерных задач в химической технологии с помощью ЭВМ: Учеб. Пособие. – Казань: КХТИ, 1987.
20. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Моделирование массотеплопереноса в промышленных аппаратах на основе исследования лабораторного макета // *Теор. основы хим. технол.* – 1993. – Т. 27. – № 1. – С. 4-18.
21. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – 3-е изд. – М.: Высшая школа, 1979.
22. Головин А.А., Поломарчук Н.И., Ермаков А.А. Расчет массопереноса в движущуюся каплю в условиях спонтанной межфазной конвекции при экстракции // *Теор. основы хим. технол.* – 1990. – Т. 24. – № 4. – С. 450-455.
23. Пикков Л.М., Рабинович Л.М. О расчете скорости массопереноса в жидкости при наличии эффекта Марангони // *Теор. основы хим. технол.* – 1989. – Т. 23. – № 2. – С. 166-170.
24. Слинько М.Г., Дильман В.В., Рабинович Л.М. О межфазном обмене при поверхностных конвективных структурах в жидкости // *Теор. основы хим. технол.* – 1985. – Т. 27. – № 1. – С. 10-14.

25. Гидродинамика межфазных поверхностей: Сб. статей 1979-1981 г.г. Перевод с англ./ Сост. Ю.А. Бувевич, Л.М. Рабинович. – М.: Мир, 1984.
26. Маминов О.В., Мутрисков А.Я. Гидродинамика и массообмен в пенном слое // Изв. Вузов «Химия и хим. технол.» – 1991. – Т. 34. – № 9. – С. 3-14.
27. Бояджиев Х., Бешков В., Массоперенос в движущихся пленках жидкости. Перевод с англ. – М.: Мир, 1988.
28. Гупало Ю.П., Полянин А.Д., Рязанцев Ю.С. Массотеплообмен реагирующих частиц с потоком. – М.: Наука, 1985.
29. Пикков Л.М., Лоорте Х.А., Сийрде Э.К. Движение и массопередача пузырьков воздуха в водных растворах // Журн. прикл. химии. – 1985. – Т. 58. – № 2. – С. 294-297.
30. Medina A.G., Modermott C., Ashton N. Surface tension effects in binary and multicomponent distillation // Chem. Eng. Scien. – 1987. – V. 33 – № 11. – P. 1489-1493.
31. Александров И.А., Гройсман С.А. Тепло- и массообмен при ректификации в барботажном слое // Теор. основы хим. технол. – 1975. – Т. 9. – № 1. – С. 11-19.
32. Холпанов Л.П., Кениг Е.Я., Малюсов В.А. и др. Расчет массообмена при ректификации многокомпонентных смесей с учетом тепловых эффектов // Теор. основы хим. технол. – 1981. – Т. 15. – № 1. – С.3-11.
33. Йоаранд Х.Э. Каллас Ю.И. Метод расчета межфазных потоков при сопряженных тепло- и массопередаче при ректификации многокомпонентной смеси // Гидродинамика и явление переноса в двухфазных дисперсных системах. – Иркутск: Изд-во ИПИ. – 1984. – С. 36-42.
34. Ruckenstein E., Smigelschi O. The thermal and the plate efficiency // Can. Journal of Chem. Eng. – 1967. – V. 45. – № 7. – P. 334-340.
35. Рахматулин Х.А. Газовая и волновая динамика. – М.: Изд-во Моск. ун-та, 1983.
36. Нигматуллин Р.И. Динамика многофазных сред. – М.: Наука, 1987. – Ч. I.
37. Дейч М.Е., Филипов Г.А. Газодинамика двухфазных сред. – М.: Энергоиздат, 1981.
38. Райан Д. Инженерная графика и САПР. М.: Мир, 1989.
39. Первухин Д. САПР в действительности это целая вселенная // Computer WORLD. Казань, 1998. – № 6. – С. 40-41.
40. Системы автоматизированного проектирования: Учеб. пособие для вузов: В 9 кн. / И.П. Норенков, Кн. 1. Принципы построения и структура. – М.: Высш. шк., 1986.

- 41.Мазурин А. САПР: итоги и перспективы развития // САПР и графика. – 1998. – № 1. – С. 49-51.
- 42.Лаптев А.Г. Компьютерная графика и основы автоматизированного проектирования: Учеб. пособие. Казань: КГТУ, 2000. – С. 116.
- 43.Лаптев А.Г. Основы САПР тепломассообменных установок: Учебное пособие. – Казань: КГЭУ, 2002. – 95 с.

ГЛАВА 3

МАТЕМАТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ И АЛГОРИТМЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ В КОЛОННЫХ АППАРАТАХ

Для расчета, выбора и анализа вариантов модернизации установок разделения в последующих разделах приводятся алгоритмы расчета процесса ректификации в простых и сложных тарельчатых колоннах. Разработана математическая модель структуры потоков на массообменных тарелках с учетом неравномерности распределения фаз. Показаны примеры расчета эффективности разделения смесей. Для расчета процессов разделения в насадочных колоннах приводится одномерная диффузионная модель.

3.1. Алгоритм расчета простых колонн

Первичная переработка нефти предусматривает разделение ее на фракции, выкипающие в широких интервалах температур. Известно, что в этом случае непрерывная смесь ведет себя как идеальный раствор, так как входящие в ее состав азеотропообразующие компоненты не оказывают сильного влияния на летучесть получаемых фракций. В связи с чем, процессы перегонки и ректификации непрерывных смесей рассчитывают, используя законы идеальных растворов.

Другое допущение, применяемое в расчетах, заключается в представлении состава непрерывной смеси. Существуют два метода представления непрерывной смеси: дифференциальный и интегральный [1-4].

Наибольшее распространение получил дифференциальный метод, который предусматривает дискретизацию непрерывной смеси по кривой ИТК на фракции, выкипающие в узком интервале температур [2-4]. Каждую узкую фракцию рассматривают как условный компонент с температурой кипения, равной средней температуре кипения фракции. Чем на больше число узких фракций разбита смесь, тем точнее результаты вычислений, но расчет становится более громоздким и трудоемким. В работах [2-4] даются рекомендации по разбиению смеси на фракции. Отмечается, что для процесса нечеткой ректификации, характерной для установок первичной переработки нефти, рекомендуется разбивать смесь на 10-15 узких фракций. На каждой тарелке рассматриваются два граничных условных компонента со средней температурой кипения фракции.

Блок-схема алгоритма моделирования процесса многокомпонентной ректификации в колонне представлена на рис.3.1. Исходными данными для расчета являются: число реальных тарелок в верхней и нижней секции колонны n_1 , n_2 и номер тарелки питания n_f ; состав и расход питания; доли отбора дистиллята β_D ; давление вверху колонны P_B [5-7].

Задается первое приближение эффективности $\eta_1^{(0)}$, $\eta_2^{(0)}$ верхней и нижней секции колонны, определяется число теоретических тарелок в секциях и колонне N

$$N = n_1 \eta_1^{(0)} + n_2 \eta_2^{(0)}, \quad (3.1)$$

а также номер тарелки питания

$$N_f = N - n_1 \eta_1^{(0)}. \quad (3.2)$$

В результате потарелочной процедуры расчета находятся концентрации компонентов и температуры на теоретических тарелках колонны, покомпонентные и общие потоки пара и жидкости в колонне.

Для тарелок $1, 2, \dots, N$ по рассчитанным составам и температурам находятся теплофизические константы смеси в паре и жидкости.

Гидравлический расчет для потоков пара и жидкости, поступающих на тарелки $1, 2, \dots, N$ позволяет определить сопротивление орошаемой тарелки $\Delta P_1, \Delta P_2, \dots, \Delta P_N$, а по известному числу реальных тарелок n_1 и n_2 давление куба колонны P_K .

На основе данных производится расчет следующих значений эффективности верхней $\eta_1^{(i)}$ и нижней $\eta_2^{(i)}$ секции колонны.

В качестве критерия окончания моделирования используются условия:

$$\left| \eta_1^{(i)} - \eta_1^{(i-1)} \right| \leq \varepsilon_1, \quad (3.3)$$

$$\left| \eta_2^{(i)} - \eta_2^{(i-1)} \right| \leq \varepsilon_2. \quad (3.4)$$

В результате находятся составы и расходы продуктов разделения, давление верха колонны.

В качестве потарелочной процедуры расчета процесса многокомпонентной ректификации применяется методика Тиле и Геддеса, способ независимого определения концентрации.

В качестве параметров для расчета использованы: количество и состав поступающей на вход смеси $F x_{f,i}$ ($i=1, 2, \dots, m$), где m - число компонентов; число теоретических ступеней разделения N ; номер тарелки питания N_f ; расход дистиллята D ; флегмовое число R ; распределение давления по колонне P_j ($j=0, 1, 2, \dots, N+1$). В результате расчета, т.е. решения системы уравнений материального баланса, находятся расходы и концентрации компонентов в кубе, дистилляте; распределение концентраций и температур по колонне.

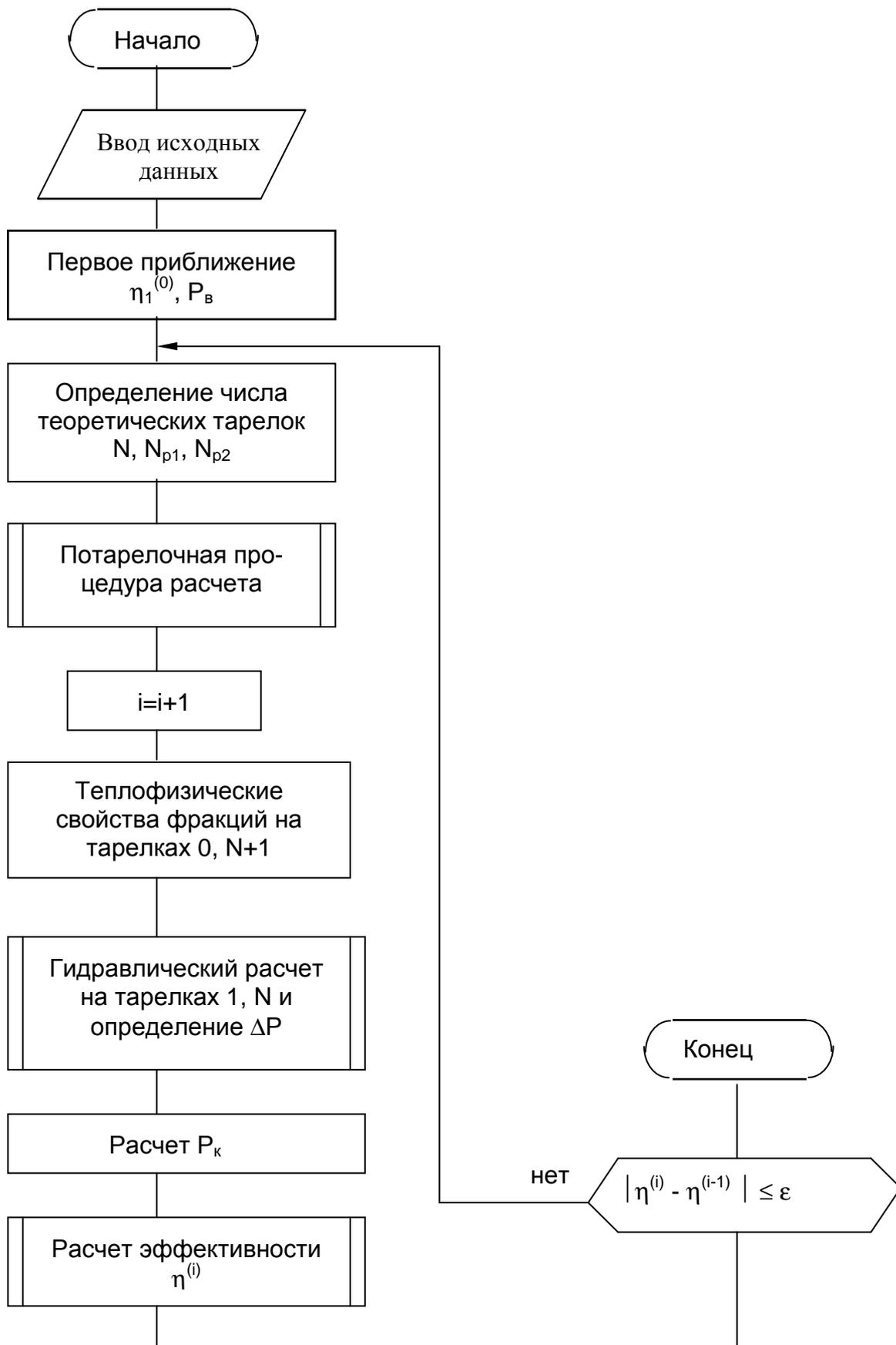


Рис.3.1. Блок-схема алгоритма моделирования процесса многокомпонентной ректификации.

При потарелочном расчете приняты известные допущения:

1. В качестве структуры потока жидкости на тарелке принято идеальное перемешивание.
2. Пар движется по колонне в режиме идеального вытеснения.
3. Пар уходит с тарелки с концентрацией, равновесной по отношению к жидкости на этой тарелке, т.е. используется концепция "теоретической тарелки".
4. Куб колонны рассматривается как равновесная ступень.
5. Дефлегматор парциальный, с заданной долей отбора паровой фазы, т.е. рассматривается как теоретическая тарелка.

Ниже приведены уравнения математической модели процесса в соответствии с принятыми допущениями.

Для тарелок укрепляющей части колонны:

$$\frac{v_{j,i}}{d_i} = A_{j-1,i} \frac{v_{j-1,i}}{d_i} + 1, \quad i=1,2,\dots,m; \quad (3.5)$$

$$A_{j,i} = \frac{L_j}{K_{j,i}V_j}, \quad j=2,3,\dots,N_{f-1}; \quad (3.6)$$

где $v_{i,j}$ – мольный поток i -го компонента в паре; d_i – мольный поток i -го компонента в дистилляте; j – номер тарелки; i – номер компонента; L_j – мольный поток жидкости, стекающей с j -ой тарелки; V_j – мольный поток пара, поднимающийся с j -ой тарелки; $K_{j,i}$ – константа равновесия для i -го компонента на j -ой тарелке.

Для тарелки питания определяется мольный расход пара i -го компонента:

$$\frac{v_{f,i}}{d_i} = A_{f-1,i} \frac{v_{f-1,i}}{d_i} + 1, \quad i=1,2,\dots,m. \quad (3.7)$$

Для куба колонны находится мольный поток i -го компонента в жидкости:

$$\frac{l_{N,i}}{b_i} = S_{N+1,i} + 1, \quad i=1,2,\dots,m; \quad (3.8)$$

где $l_{N,i}$ – мольный поток i -го компонента в жидкости, стекающей с нижней тарелки в куб колонны; b_i – мольный поток i -го компонента в кубовом продукте; $S_{N+1,i} = K_{N+1,i}(V_{N+1}/B)$ – фактор отпарки; $B = F - D - V_{CD}$; $K_{N+1,i}$ – константа равновесия для i -го компонента в кубе колонны.

Рассчитываются мольные потоки для тарелок исчерпывающей части колонны:

$$\frac{l_{j-1,i}}{b_i} = S_{j,i} \frac{l_{j,i}}{b_i} + 1, \quad i=1,2,\dots,m; \quad (3.9)$$

$$\frac{v_{j,i}}{b_i} = S_{j,i} \frac{l_{j,i}}{b_i}, \quad j=N, N-1, \dots, N_f, \quad (3.10)$$

$$S_{j+1,i} = \frac{K_{j+1,i} V_{j+1}}{L_{j+1}},$$

Общие потоки пара V_j и жидкости L_j определяются из теплового баланса ступеней разделения и колонны.

Для этого рассчитывается количество тепла, отбираемое в конденсаторе-холодильнике:

$$Q_{\text{охл}} = (L_0 + D)\Delta H_{v0} + (L_0 + D)(h_{0,\text{н}} - h_{0,\text{к}}), \quad (3.11)$$

где $h_{0,\text{н}}$, $h_{0,\text{к}}$ – энтальпия жидкой фазы при температуре конденсации и температуре смеси на выходе из конденсатора-холодильника $t_{\text{фл,к}}$; ΔH_{v0} – удельное тепло конденсации смеси в конденсаторе-холодильнике.

Для укрепляющей части колонны определяются мольные потоки пара и жидкости:

$$\left. \begin{aligned} L_{j-1} &= \frac{Q_{\text{охл}} + D(h_{0,\text{к}} - H_j)}{H_j - h_{j-1}} \\ V_j &= L_{j-1} + D \end{aligned} \right\} \quad j = 1, 2, \dots, N_{p1} + 1; \quad (3.12)$$

где H_j , h_j – энтальпия пара и жидкости с j -й тарелки.

Расход жидкости и пара в нижней секции колонны и для тарелки питания определяются по формулам:

$$\left. \begin{aligned} V_j &= \frac{B(h_{j-1} - h_{N+1}) + Q_R}{H_j - h_{j-1}} \\ L_{j-1} &= V_j + L_{N+1} \end{aligned} \right\} \quad j = N + 1, N, \dots, N_f + 1; \quad (3.13)$$

$$V_{N_f} = \frac{B(h_{N_f-1} - h_{N+1}) + L_F h_F - L_F h_{N_f-1} + Q_R}{H_{N_f} - h_{N_f-1}}, \quad (3.14)$$

где h_F – энтальпия исходной смеси, поступающей в колонну.

Расчет состава паровой и жидкой фазы на линии насыщения базируется на теории соответственных состояний. Согласно этой методике мольные доли в паре y_i и мольные доли в жидкости X_i связаны соотношением

$$y_i = X_i \frac{P_i(T)}{P} \cdot \gamma_i(X, T), \quad (3.15)$$

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

Расчет концентраций компонентов и температуры на тарелках ведется сверху вниз до тарелки питания и снизу вверх до тарелки питания.

3.2. Алгоритм расчета сложных колонн

В качестве примера рассмотрен алгоритм расчета процесса разделения смеси в сложной тарельчатой колонне К-1 и отпарных колонн К-2/1 и К-2/2 установки моторных топлив (УМТ). Описание УМТ дано в главе 6.

Колонна К-1 и отпарные колонны К-2/1 и К-2/2 УМТ связаны материальными и тепловыми потоками и рассматриваются как одна сложная колонна со стриппинг-секциями [5, 8, 9].

Исходными данными для расчета являются: число реальных тарелок в колонне К-1 n и отпарных колоннах n_{s1} , n_{s2} ; номер тарелки ввода питания n_f ; номера тарелок боковых отборов n_{p1} , n_{p2} и циркуляционного орошения $n_{ц1}$; фракционный состав, расход и температура питания; отбор бензиновой фракции с верха К-1 D ; отборов фракций из К-2/1 и К-2/2 W_1 , W_2 ; давление верха колонны К-1; конечная температура и расход циркуляционного орошения $L_{ц}$.

Задается первое приближение эффективности в колонне $E_{mг}$ в К-1 и $E_{mг(S1)}$, $E_{mг(S2)}$ в К-2/1, К-2/2. Определяется число теоретических тарелок для этих колонн:

$$\begin{aligned} N &= n \cdot E_{mг} , \\ N_{S1} &= n_{S1} \cdot E_{mг(S1)} , \\ N_{S2} &= n_{S2} \cdot E_{mг(S2)} \end{aligned} \quad (3.16)$$

для К-1 находится номер тарелки питания

$$N_f = n_f \cdot E_{mг} , \quad (3.17)$$

номера тарелок бокового отбора

$$N_{p1} = n_{p1} \cdot E_{mг} , \quad (3.18)$$

$$N_{p2} = n_{p2} \cdot E_{mг} ,$$

номер тарелки циркуляционного орошения

$$N_{ц1} = n_{ц1} \cdot E_{mг} , \quad (3.19)$$

В результате потарелочной процедуры расчета определяются концентрации компонентов и температур на теоретических тарелках колонн; потоки пара и жидкости на тарелках К-1, К-2/1 К-2/2; расходы продуктов разделения.

Для тарелок этих колонн по рассчитанным составам и температурам находятся теплофизические константы фракций в паре и жидкости.

Гидравлический расчет на тарелках 1, N_{p1} , N_{p1+1} , N_{p2} , N_{p2+1} , N_{f-1} , N_f , N_{f+1} , N позволяет определить сопротивление орошаемой тарелки ΔP_1 , $\Delta P_{N_{p1}}$, $\Delta P_{N_{p1+1}}$, $\Delta P_{N_{p2}}$, $\Delta P_{N_{p2+1}}$, $\Delta P_{N_{f-1}}$, ΔP_{N_f} , $\Delta P_{N_{f+1}}$, ΔP_N по известному числу реальных тарелок и давлению куба колонны P_k .

По полученным данным производится расчет следующих значений эффективности К-1 $E_{m\Gamma}$ и отпарных колоннах $E_{m\Gamma(s1)}$, $E_{m\Gamma(s2)}$.

Критерием окончания моделирования является выполнение условий:

$$\begin{aligned} \left[E_{m\Gamma}^{(i)} - E_{m\Gamma}^{(i-1)} \right] &\leq \varepsilon, \\ \left[E_{m\Gamma(s1)}^{(i)} - E_{m\Gamma(s1)}^{(i-1)} \right] &\leq \varepsilon, \\ \left[E_{m\Gamma(s2)}^{(i)} - E_{m\Gamma(s2)}^{(i-1)} \right] &\leq \varepsilon, \end{aligned} \quad (3.20)$$

где ε – требуемая точность расчета.

В результате находятся составы и расходы продуктов разделения, давление в кубе колонны и давление в отпарных колоннах К-2/1, К-2/2.

В основу использованного алгоритма потарелочного расчета процесса многокомпонентной ректификации положена известная методика Тиле и Геддеса, способ независимого определения концентраций и концепция "теоретической тарелки".

Исходные параметры для расчета:

- количество F и фракционный состав исходной смеси $x_{f,i}$ ($i=1,2,\dots,m$), где m – число узких фракций нефти;
- число теоретических тарелок N , номер тарелки питания N_f , номера тарелок боковых отборов: N_{p1} , N_{p2} ;
- номер тарелки $N_{ц1}$, конечная температура и расход циркуляционного орошения $L_{ц}$;
- расходы дистиллята D , отборов W_1 , W_2 из К-2/1 и К2/2;
- для К-1 флегмовое число R ;
- давление верха и куба колонны К-1;
- количество теоретических тарелок в отпарных колоннах (К-2/1 К-2/2) N_{s1} , N_{s2} .

В результате расчета, т.е. решения системы уравнений материального и теплового баланса, находятся расходы и фракционные составы продуктов разделения, отбираемых из К-1, К-2/1, К-2/2.

При моделировании были приняты следующие допущения:

1. В качестве структуры потока жидкости на тарелке принято идеальное перемешивание.
2. Пар движется по колонне в режиме идеального вытеснения.

3. Пар покидает тарелку с концентрацией, равновесной по отношению к жидкости на этой тарелке, т.е. используется концепция "теоретической тарелки".

Ниже приведены уравнения математической модели процесса для К-1 в соответствии с принятыми допущениями:

– покомпонентный баланс для дефлегматора К-1

$$\left. \begin{aligned} v_{1,i} &= \left(\frac{L_0}{D} \right) d_i + d_i \\ l_{1,i} &= \frac{L_1}{K_{1,i} V_i} v_{1,i} \end{aligned} \right\} \quad i = 1, 2, \dots, m \quad (3.21)$$

– верх колонны К-1 до отбора фракции 120-200°C:

$$\left. \begin{aligned} v_{j,i} &= l_{j-1,i} + d_i \\ l_{j,i} &= \frac{L_j}{K_{j,i} V_j} v_{j,i} \end{aligned} \right\} \quad \begin{aligned} i &= 1, 2, \dots, m \\ j &= 2, 3, \dots, N_{p1} + 2 \end{aligned} \quad (3.22)$$

– для секции колонны К-1 от отбора фракции 120-200°C до 200-280°C:

$$\left. \begin{aligned} w_{1,i}^* &= \frac{W_1^*}{L_{Np2}} l_{Np1,i} \quad i = 1, 2, \dots, m \\ v_{Np1+2,i} &= l_{Np1+1,i} + d_i + w_{1,i}^* - v_{R1,i} - l_{\text{ц},i} \\ l_{Np1+2,i} &= \frac{L_{Np1+2}}{K_{Np1+2,i}} v_{Np1+2,i} \end{aligned} \right\} \quad i = 1, 2, \dots, m \quad (3.23)$$

$$\left. \begin{aligned} v_{j,i} &= l_{j-1,i} + d_i + w_{1,i}^* - v_{R1,i} \\ l_{j,i} &= \frac{L_j}{K_{j,i} V_j} v_{j,i} \end{aligned} \right\} \quad \begin{aligned} i &= 1, 2, \dots, m \\ j &= N_{p1} + 3, N_{p1} + 4, \dots, N_{\text{ц}} + 1 \end{aligned} \quad (3.24)$$

$$\left. \begin{aligned} v_{j,i} &= l_{j-1,i} + d_i + w_{1,i}^* - v_{R1,i} \\ l_{j,i} &= \frac{L_j}{K_{j,i} V_j} v_{j,i} \end{aligned} \right\} \quad \begin{aligned} i &= 1, 2, \dots, m \\ j &= N_{\text{ц}} + 2, N_{\text{ц}} + 3, \dots, N_{p2} + 1 \end{aligned} \quad (3.25)$$

$$w_{2,i}^* = \frac{W_2^*}{L_{Np2}} l_{Np2,i} \quad i = 1, 2, \dots, m$$

– для секции колонны К-1 от отбора фракции 200-280°C до тарелки питания N_j :

$$\left. \begin{aligned} v_{j,i} &= l_{j-1,i} + d_i + w_{1,i}^* + w_{2,i}^* - v_{R1,i} - v_{R2,i} \\ l_{j,i} &= \frac{L_j}{K_{j,i} V_j} v_{j,i} \end{aligned} \right\} \begin{aligned} i &= 1, 2, \dots, m \\ j &= N_{p2} + 2, N_{p2} + 3, \dots, N_f - 1 \end{aligned} \quad (3.26)$$

– уравнения покомпонентного баланса для тарелок укрепляющей секции колонны:

$$\left. \begin{aligned} l_{j,i} &= \frac{K_{N+1,i} V_{N+1}}{B} b_i + b_i \\ \bar{v}_{N,i} &= \frac{K_{N,j} V_N}{L_N} l_{j,i} \end{aligned} \right\} i = 1, 2, \dots, m; \quad (3.27)$$

$$\left. \begin{aligned} l_{j-1,i} &= v_{j,i} + b_i \\ \bar{v}_{j-1,i} &= \frac{K_{j-1,j} V_{j-1}}{L_{j-1}} l_{j-1,i} \end{aligned} \right\} \begin{aligned} i &= 1, 2, \dots, m \\ j &= N - 1, N - 2, \dots, N_f - 1; \end{aligned} \quad (3.28)$$

где $v_{j,i}$, $l_{j,i}$ – поток i -й фракции в паре и жидкости на j -й тарелке; L_j – поток жидкости, поднимающейся с j -й тарелки; V_j – поток пара, поднимающейся с j -й тарелки; $K_{j,i}$ константа равновесия для i -й фракции на j -й тарелке; D , d_i , B , b_i , – общие и покомпонентные расходы дистиллята и кубового продукта; W_1^* , W_2^* , $w_{1,i}^*$, $w_{1,i}^*$ – общие и покомпонентные расходы боковых отборов К-1.

Общие потоки пара V_j и жидкости L_j определяются из теплового баланса ступеней разделения и колонны.

Для этого рассчитывается количество тепла, отбираемое в воздушных конденсаторах-холодильниках $X_B-1/1-4$:

$$Q_{\text{охл}} = (L_0 + D)\Delta H_{v0} + (L_0 + D)(h_{0,\text{н}} - h_{0,\text{к}}), \quad (3.29)$$

где $h_{0,\text{н}}$, $h_{0,\text{к}}$ – энтальпия жидкой фазы при температуре конденсации и температуре смеси на выходе из конденсатора-холодильника $t_{\text{фл,к}}$; ΔH_{v0} – удельное тепло конденсации смеси в $X_B-1/1-4$.

Для укрепляющей части колонны К-1 определяются мольные потоки пара и жидкости:

$$\left. \begin{aligned} L_{j-1} &= \frac{Q_{\text{охл}} + D(h_{0,\text{к}} - H_j)}{H_j - h_{j-1}} \\ V_j &= L_{j-1} + D \end{aligned} \right\} j = 1, 2, \dots, N_{p1} + 1; \quad (3.30)$$

$$\left. \begin{aligned} L_{j-1} &= \left[Q_{\text{охл}} + Dh_{0,\text{к}} + W_1^*(h_{Np1} - H_j) + \right. \\ &\quad \left. + V_{R1}(H_j - H_{R1}) + L_{\text{ц}}(H_j - h_{\text{ц,к}}) - \right. \\ &\quad \left. - DH_j \right] / (H_j - h_{j-1}) \\ V_j &= L_{j-1} - L_{\text{ц}} + W_1^* + D \end{aligned} \right\} j = N_{p1} + 2, N_{p1} + 3, \dots, N_{\text{ц}} + 1; \quad (3.31)$$

$$\left. \begin{aligned}
 L_{j-1} &= \left[Q_{\text{охл}} + Dh_{0,\text{к}} + W_1^*(h_{N_{p1}} - H_j) + \right. \\
 &\quad \left. + V_{R1}(H_j - H_{R1}) + L_{\text{ц}}(h_{\text{ц},0} - h_{\text{ц},\text{к}}) - \right. \\
 &\quad \left. - DH_j \right] / (H_j - h_{j-1}) \\
 V_j &= L_{j-1} - V_{R1} + W_1^* + D
 \end{aligned} \right\} j = N_{\text{ц}} + 2, N_{\text{ц}} + 3, \dots, N_{p2} + 1; \quad (3.32)$$

$$\left. \begin{aligned}
 L_{j-1} &= \left[Q_{\text{охл}} + Dh_{0,\text{к}} + W_1^*(h_{N_{p1}} - H_j) + \right. \\
 &\quad \left. + W_2^*(h_{N_{p2}} - H_j) + V_{R1}(H_j - H_{R1}) + \right. \\
 &\quad \left. + L_{\text{ц}}(h_{\text{ц},0} - h_{\text{ц},\text{к}}) - DH_j \right] / (H_j - h_{j-1}) \\
 V_j &= L_{j-1} - V_{R1} - V_{R2} + W_1^* + W_2^* + D
 \end{aligned} \right\} j = N_{p2} + 2, N_{p2} + 3, \dots, N_f; \quad (3.33)$$

где H_j, h_j – энтальпия пара и жидкости с j -й тарелки.

Рассчитывается тепло, поступающее в К-1 с рециркулятом из куба колонны:

$$Q_R = W_1^* h_{p1} + W_2^* h_{p2} + Dh_{0,\text{к}} + Q_{\text{охл}} + Bh_{N+1} - Q_{R1} - Q_{R2} - Fh_F, \quad (3.34)$$

где h_F – энтальпия исходной смеси, поступающей в К-1.

Расход жидкости и пара в нижней секции колонны и для тарелки питания определяются по формулам:

$$\left. \begin{aligned}
 V_j &= \frac{B(h_{j-1} - h_{N+1}) + Q_R}{H_j - h_{j-1}} \\
 L_{j-1} &= V_j + L_{N+1}
 \end{aligned} \right\} j = N + 1, N, \dots, N_f + 1 \quad (3.35)$$

$$V_{N_f} = \frac{B(h_{N_f-1} - h_{N+1}) + L_F h_F - L_F h_{N_f-1} + Q_R}{H_{N_f} - h_{N_f-1}}. \quad (3.36)$$

Фазовое равновесие описывается уравнением Дальтона-Рауля:

$$y_{j,i}^* = K_{j,i} x_{j,i}. \quad (3.37)$$

Константы фазового равновесия компонентов $K_{j,i}$ определяются как отношение давления насыщенных паров компонентов P_{ij}^* к общему давлению на тарелке P_j :

$$K_{j,i} = \frac{P_{j,i}^*}{P_j}, \quad (3.38)$$

где P_{ij}^* – находится по формулам Ашворта или Максвелла.

Уравнения покомпонентного баланса для отпарных колонн К-2/1, К-2/2:

$$\left. \begin{aligned} l_{M,i}^{(e)} &= \frac{K_{M+1,i} V_{M+1}}{W_e} + w_{e,i} \\ v_{M,i}^{(e)} &= \frac{K_{M,i} V_M}{L_M} l_{M,i}^{(e)} \end{aligned} \right\} \quad i = 1, 2, \dots, m \quad (3.39)$$

$$\left. \begin{aligned} l_{j,i}^{(e)} &= v_{j+1,i}^{(e)} + w_{e,i} \\ v_{j,i}^{(e)} &= \frac{K_{j,i} V_j}{L_j} l_{j,i}^{(e)} \end{aligned} \right\} \quad \begin{aligned} i &= 1, 2, \dots, m \\ j &= M-1, M-2, \dots, 1. \end{aligned} \quad (3.40)$$

Из уравнений теплового баланса находятся расходы пара и жидкости в К-2/1 и К-2/2:

$$\left. \begin{aligned} V_j &= \frac{Q_R^{(e)} - W_e (h_{M+1} - h_{j-1})}{H_j - h_{j-1}} \\ L_{j-1} &= V_j + W_e \end{aligned} \right\} \quad j = M-1, M-2, \dots, 1; \quad (3.41)$$

где $e = 1, 2$ – номер отпарных колонн; M – число теоретических тарелок отпарных колонн; $Q_R^{(e)}$ – тепло, подводимое в отпарные колонны, находится из тепловых балансов К-2/1 и К-2/2:

$$Q_R^{(e)} = W_e h_{M+1} + V_{R,e} H_1 - W_e^* h_e^*. \quad (3.42)$$

Расчет фракционного состава и температуры на тарелках К-1 ведется сверху вниз до тарелки питания N_F и снизу вверх до N_F . Для отпарных колонн расчет по уравнениям (3.39)-(3.42) производится снизу вверх.

Задается температура и давление на тарелках колонн К-1, К-2/1 и К-2/2, расход и состав паровых потоков из К-2/1 и К-2/2: $V_{R1}, y_{R1,i}, V_{R2}, y_{R2,i}$.

Затем определяются расходы:

дистиллята	$D = \beta_D F$
отборов из К-2/1 и К-2/2:	$W_1 = \beta_1 F$
	$W_2 = \beta_2 F;$
кубового продукта	$B = F - D - W_1 - W_2;$
боковых отборов из К-1	$W_1^* = W_1 + V_{R1}$
	$W_2^* = W_2 + V_{R2}.$

Рассчитываются расход флегмы $L_0 = RD$; константы фазового равновесия $K_{j,i}$ и $K_{j,i}^{(e)}$; мольные потоки пара, жидкости из уравнений материального баланса К-1 (3.21)-(3.34) и отпарных колонн К-2/1 и К-2/2 (3.39)-(3.42).

По величине рассогласования потоков $\bar{v}_{Nf,i}$ и $v_{Nf,i}$ для К-1 и рассчитанному значению $v_{1,i}^{(e)}$ находятся новые приближения состава

продуктов разделения К-1, К-2/1 и К-2/2. На их основе определяются константы фазового равновесия ведущего компонента на тарелках колонн, а из формулы Ашворта – температура жидкости на тарелках до сходимости потарелочной процедуры расчета и выполнения условия:

для К-1

$$|D - D_S| \leq \varepsilon_D, \quad (3.43)$$

для К-2/1 и К-2/2

$$|V_R^{(e)} - \bar{V}_R^{(e)}| \leq \varepsilon_V, \quad (3.44)$$

где D_S , $\bar{V}_R^{(e)}$ – рассчитанные значения верхних отборов К-1, К-2/1 и К-2/2; ε_D , ε_V – погрешность вычисления дистиллята и рециркулятов.

Зная покомпонентные расчеты в паре и жидкости, находят составы этих потоков в К-1, К-2/1, К-2/2 и продуктах разделения:

$$\left. \begin{aligned} x_{j,i} &= \frac{l_{j,i}}{\sum_{i=1}^m l_{j,i}} \\ y_{j,i} &= \frac{v_{j,i}}{\sum_{i=1}^m v_{j,i}} \end{aligned} \right\} \begin{aligned} j &= 1, 3, \dots, N \\ i &= 1, 2, \dots, m \end{aligned} \quad (3.45)$$

$$\left. \begin{aligned} x_{j,i}^{(e)} &= \frac{l_{j,i}^{(e)}}{\sum_{i=1}^m l_{j,i}^{(e)}} \\ y_{j,i}^{(e)} &= \frac{v_{j,i}^{(e)}}{\sum_{i=1}^m v_{j,i}^{(e)}} \end{aligned} \right\} \begin{aligned} j &= 1, 3, \dots, N \\ i &= 1, 2, \dots, m \\ y &= 1, 2. \end{aligned}$$

Уточняется состав рецикла из К-2/1 и К-2/2 и процедура расчета сложной колонны, включающей К-1, К-2/1 и К-2/2, повторяется до выполнения условия:

$$\left. \begin{aligned} |y_{R1,i} - y_{R1,i}^*| &\leq \varepsilon_i \\ |y_{R2,i} - y_{R2,i}^*| &\leq \varepsilon_i \end{aligned} \right\} i = 1, 2, \dots, m, \quad (3.46)$$

где $y_{R1,i}$, $y_{R1,i}^*$, $y_{R2,i}$, $y_{R2,i}^*$ – предыдущие и последующие приближения состава рециркулята из отпарных колонн, ε_i – точность решения уравнений материального баланса К-2/1 и К-2/2.

Разработанная математическая модель, реализованная в виде алгоритмов расчета на ЭВМ, используется для анализа, диагностики и выбора вариантов реконструкции установки разделения и получения моторных топлив (глава 6).

3.3. Определение эффективности массообменных тарелок

Разработка технических решений по модернизации массообменных тарелок невозможна без определения эффективности разделения смеси при различных конструктивных и режимных параметрах.

Определение эффективности разделения на контактных устройствах является одной из важных задач в теории и практике массообменных процессов. В большинстве случаев эти задачи имеют полуэмпирический характер решения, который ограничен определенным интервалом работы и заданной конструкцией контактной тарелки. Известно, что существенную роль в эффективности массообменного процесса играет структура потоков в аппарате. Так, например, при описании структуры потоков диффузионной или секционной моделями полуэмпирическими являются такие параметры, как коэффициент продольного (обратного) перемешивания и число секций ячеек полного перемешивания. Из данных моделей составляются комбинированные модели, осложненные байпасными и рециркулирующими потоками. Построенное таким образом математическое описание структуры потока имеет ограниченную область применения, вызванную конструкцией и размерами контактного устройства. Как видно из многочисленных исследований и промышленной практики при увеличении размера аппарата (тарелки) структура потоков значительно меняется, появляется большое число застойных зон, усиливается обратное перемешивание, снижается движущая сила процесса, это вызывает падение эффективности массообмена. Так, например, при увеличении диаметра колонны в два раза КПД может уменьшиться в 2-3 раза [10, 11]. Отсюда следует вывод, что при моделировании процессов разделения в аппаратах большого масштаба (диаметром более 2-3 метров) необходимо учитывать отмеченные факторы и принимать конструктивные решения для ослабления их влияния или полного устранения.

Известны математические модели, построенные с учетом тех или иных масштабных эффектов [12-38]. Данные модели имеют очень сложный математический аппарат и их использование для частых практических расчетов промышленных аппаратов (в условиях производства) затруднительно.

В данном разделе основное внимание сосредоточено на построении относительно простой модели структуры потока жидкой фазы на клапанной тарелке, которая учитывает влияние некоторых факторов масштабного эффекта и позволяет выбирать вариант реконструкции контактного устройства при изменении условий работы [9, 24, 25].

Основными видами неравномерности в колонне и на тарелке является градиент уровня жидкости Δ и скорости пара W_i в сечении входа на контактное устройство (рис.3.2.).

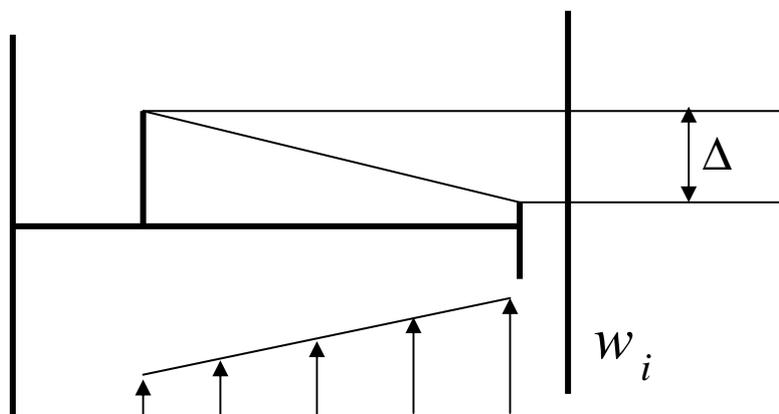
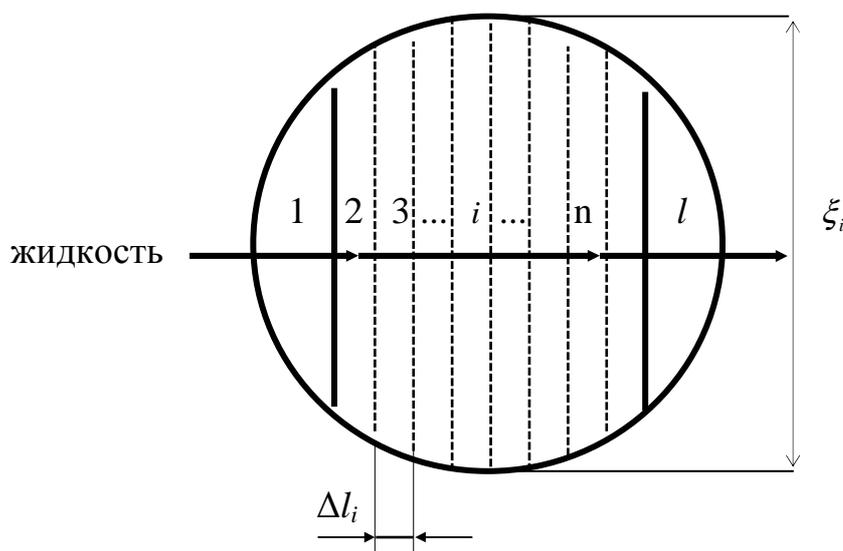


Рис.3.2 Виды неравномерностей



ξ_i – ширина i -ой ячейки

Рис.3.3. Условное деление тарелки на ячейки

Используем секционную математическую модель для описания структуры потока жидкой фазы с учетом отмеченных неравномерностей.

Число секций (ячеек) принято равным числу рядов клапанов от приемной планки к сливной (рис.3.3.).

В каждой секции согласно модели происходит полное перемешивание жидкости, а паровой поток движется в режиме идеального вытеснения. Между секциями перемешивание отсутствует.

Как известно, уравнение математической модели по жидкой фазе для i -ой секции имеет вид:

$$u_i \frac{(x_{i-1} - x_i)}{\Delta l_i} = (ka)_i (x_i - x_i^*), \quad i = 1, 2, 3, \dots, n, \quad (3.47)$$

где x (с соответствующим индексом) – концентрация компонента в жидкой фазе; x_i^* – равновесная концентрация жидкости к концентрации пара в секции $x_i^* = f(y_n)$, Δl_i – размер секции в продольном направлении; n – число секций; u_i – средняя скорость жидкости в секции, м/с.

Член в правой части уравнения (3.47) описывает источник массы.

Источник массы зависит от значения объемного коэффициента массопередачи в секции и движущей силы процесса. Обычно коэффициенты массопередачи находят по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений, где коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой (паровой) фазах вычисляются по критериальным выражениям различных авторов (Соломахи Г.П., Родионова А.И., Дильмана В.В., Чехова О.С. и др.). В этих случаях коэффициенты массоотдачи являются средней интегральной характеристикой для всего барботажного слоя и учесть локальные неоднородности не представляется возможным. Уравнения, связывающие коэффициенты массоотдачи с локальными характеристиками работы газораспределительных элементов (колпачков, клапанов и др.) получены в работах Холпанова Л.П. – массоотдача в газовой фазе и в работах Дьяконова С. Г., Елизарова В.И., Лаптева А.Г. – массоотдача в газовой и жидкой фазах. Появилась возможность учесть в каждой секции высоту столба жидкости, скорость пара в отверстиях газораспределительных элементов, эквивалентный диаметр отверстия и физические свойства смесей [20-27]. Поэтому в уравнении секционной модели значения объемных коэффициентов массопередачи будем вычислять для каждой ячейки с учетом реальной гидродинамической обстановки.

Среднюю скорость жидкости в секции найдем с учетом градиента уровня жидкости, принимая линейное распределение от приемной планки к сливной.

$$u_i = \frac{L}{\rho_{ж} (h_{ст} + \Delta_i) \xi_i}, \quad (3.48)$$

где L – массовый расход жидкости на тарелке, кг/с; $\rho_{ж}$ – плотность жидкости, кг/м³; $h_{ст}$ – средняя высота статического столба жидкости (вычисляется по эмпирическим выражениям), м; Δ_i – градиент уровня жидкости в i -ой ячейке.

Концентрацию пара, покидающего i -ю ячейку, найдем из уравнения материального баланса:

$$G_i (y_i - y_n) = L (x_{i-1} - x_i). \quad (3.49)$$

Учитывая, что в межтарельчатом пространстве колонны происходит практически полное перемешивание пара, уравнение (3.49) можно записать для всего контактного устройства:

$$G(y_k - y_n) = L(x_n - x_k). \quad (3.50)$$

При известных значениях начальных концентраций в паре и жидкости (y_n, x_n) на входе тарелки из решения системы уравнений (3.47-3.50) находится профиль концентрации в жидкой фазе по длине контактного устройства и значение концентраций на выходе – x_k, y_k . Из уравнений (3.47)(3.48), учитывая, что $x^* = y/\bar{m}$ найдем концентрацию в i -ой ячейке [24, 25]:

$$x_i = \frac{x_{i-1} + b \frac{y_n}{\bar{m}} + b \frac{Lx_{i-1}}{G\bar{m}}}{\left[b\bar{m} + 1 + b \frac{L}{G} \right]}, \quad i = 1, 2, 3, \dots, n, \quad (3.51)$$

где $b = \frac{(ka)_i \Delta l_i}{u_i \bar{m}}$, \bar{m} – коэффициент распределения.

Данное выражение позволяет в явном виде вычислить концентрацию в жидкой фазе по длине пути жидкости на тарелке.

Эффективность разделения смеси на тарелке (КПД по Мерффри) найдем по известным выражениям:

$$\text{в жидкой фазе} \quad \eta_x = \frac{x_n - x_k}{x_n - x^*}, \quad (3.52)$$

$$\text{в паровой фазе} \quad \eta_y = \frac{y_k - y_n}{y^* - y_n}. \quad (3.53)$$

На основе использования приведенной выше математической модели можно оценить влияние режимных и конструктивных параметров на процесс разделения смеси.

Профиль скорости газового (парового) потока в поперечном сечении колонны связан с гидравлическим сопротивлением барботажной тарелки в выделенной секции. В секции, расположенной у приемной планки, вследствие большого значения столба жидкости скорость пара будет иметь наименьшее значение, а в секции у сливной планки, где высота столба жидкости минимальна, скорость пара наибольшая. Чем больше градиент уровня жидкости на тарелке, тем больше эти неравномерности. Перераспределение парового потока также может быть вызвано дефектами монтажа контактного устройства.

Известно уравнение [28], связывающее скорость пара с гидравлическим сопротивлением зон (с различным уровнем столба жидкости). Это уравнение имеет вид:

$$\frac{W_i}{W_{i+1}} = \sqrt{\frac{\Delta P_{i+1}}{\Delta P_i}}, \quad i = 1, 2, \dots, n; \quad (3.54)$$

где W_i – скорость пара в i - зоне; ΔP_i – гидравлическое сопротивление i - зоны;

$$\Delta P_i = \Delta P_{\text{сухи}} + \Delta P_{\text{сти}} + \Delta P_{\sigma} . \quad (3.55)$$

Здесь $\Delta P_{\text{сухи}}$ – сопротивление сухой тарелки; $\Delta P_{\text{сти}} = \rho_{\text{ж}} g h_{\text{сти}}$ – сопротивление столба жидкости; ΔP_{σ} – сопротивление, вызванное силами поверхностного натяжения.

Запишем уравнение для расчета статического столба жидкости с учетом градиента по длине тарелки. Введем безразмерную координату $z = z'/1$.

При $z=0$ (у приемной планки) имеем:

$$h_{\text{ст}}(z) = h_{\text{ст}} + \Delta/2 .$$

При $z=1$ (у сливной планки) запишем:

$$h_{\text{ст}}(z) = h_{\text{ст}} - \Delta/2 .$$

Отсюда найдем:

$$h_{\text{ст}}(z) = -\Delta z + h_{\text{ст}} + \Delta/2 . \quad (3.56)$$

Данное уравнение позволяет вычислить значение статического столба жидкости в каждой секции по длине тарелки.

Для клапанных тарелок значения $\Delta P_{\text{сух}}$ и $\Delta P_{\text{ст}}$ определяются по известным выражениям, а значением ΔP_{σ} можно пренебречь.

Уравнение (3.54) решается совместно с уравнением неразрывности газового потока в интегральном виде:

$$S_{\text{к}} W_{\text{к}} = \sum_i^m S_i W_i \quad (3.57)$$

где $S_{\text{к}}$ – площадь поперечного сечения колонны; $W_{\text{к}}$ – средняя скорость газа в свободном сечении колонны; S_i – площадь; W_i – скорость пара в i -ой зоне.

При решении системы уравнений (3.54), (3.57) принимается, что в секции, расположенной в центре тарелки, скорость газа равна средней скорости газа в колонне $W_{\text{к}}$.

Таким образом, при известных значениях среднего столба жидкости $h_{\text{ст}}$ и градиенте уровня жидкости Δ из решения системы уравнений (3.54), (3.47) находится профиль скорости газа в поперечном сечении колонны по выделенным зонам. Если $\Delta = 0$, то неравномерности отсутствуют и профиль скорости плоский. Чем больше Δ , тем больше неравномерность по жидкой и газовой фазам, тем больше влияние этих факторов на эффективность разделения.

Корреляция экспериментального (1) и расчетного (2) профиля концентрации низкокипящего компонента (НК) в жидкой фазе барботажного слоя на клапанной тарелке представлена на рис.3.4.

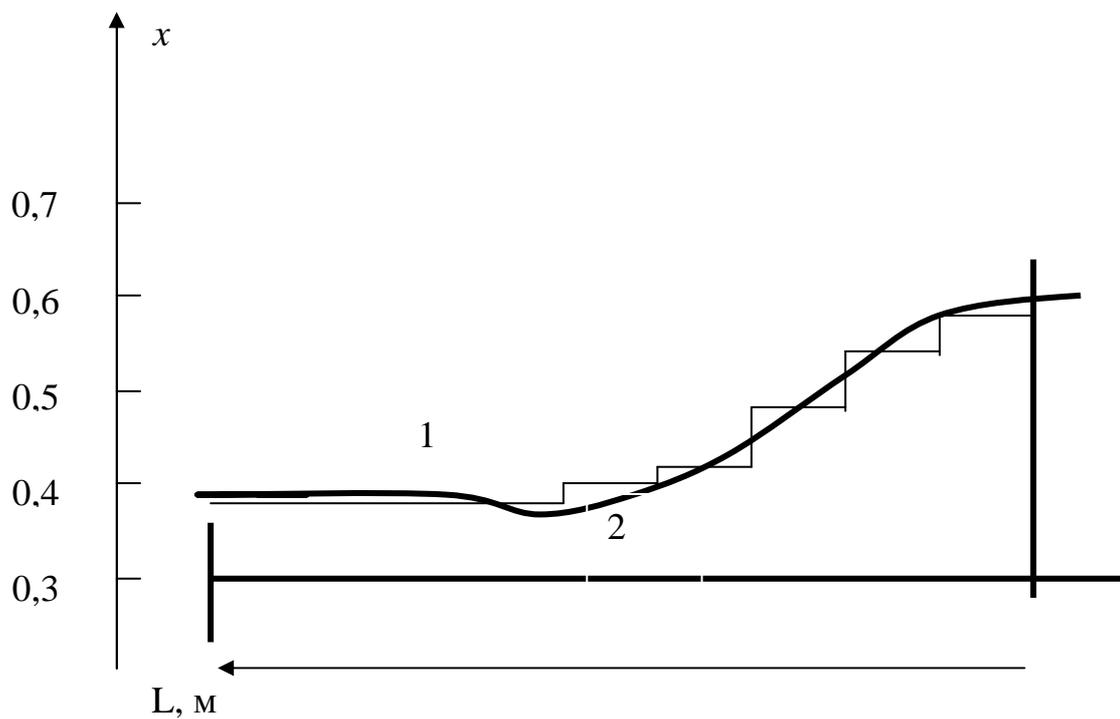


Рис.3.4. 1 – эксперимент [29], 2 – расчет по уравнению (3.40).

Зависимость КПД по Мэрфри в паровой фазе от скорости пара в колонне при ректификации изображена на рис. 3.5.

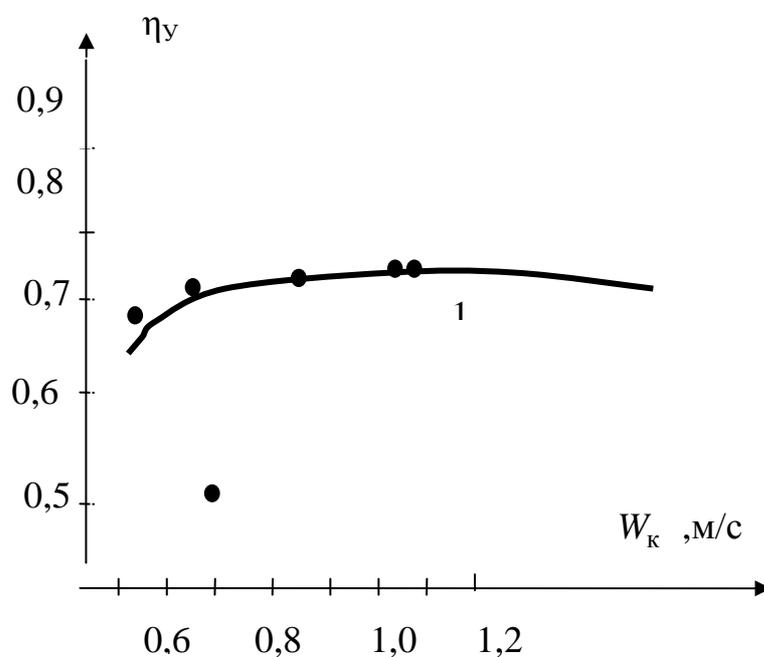


Рис. 3.5. 1 – расчет по математической модели, 2 – эксперимент [30].

Зависимость КПД по Мэрфри в паровой фазе от скорости пара в колонне при различных Δ представлена на рис.3.6.

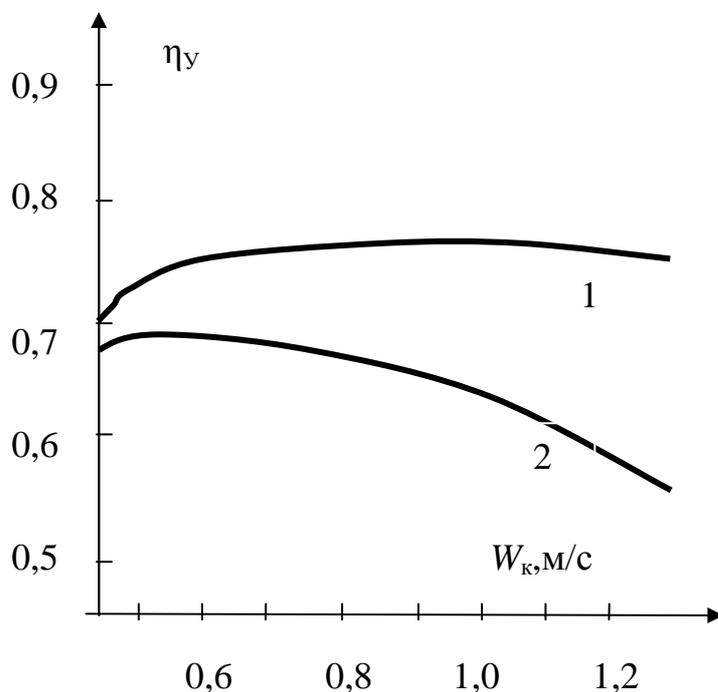


Рис. 3.6. 1,2-расчет по математической модели;
1 – расчет при $\Delta=0$; 2 – при $\Delta =0,01 м$.

При увеличении Δ от 0 до 10 мм КПД снижается на 5-25% (в зависимости от скорости пара в колонне).

Из представленных рисунков следует удовлетворительное согласование результатов расчета с экспериментальными данными [29, 30] как профиля концентрации, так и эффективности разделения.

В результате следует вывод о том, что приведенную математическую модель можно использовать для оценки эффективности разделения при выборе вариантов модернизации.

3.4. Математическая модель реакционно-ректификационного процесса на барботажных тарелках

В данном разделе в качестве эффективного инструмента для решения задач проектирования или модернизации рассматривается применение модели раздельного течения (двужидкостной модели) для описания процессов переноса импульса, массы и энергии в двухфазном потоке пар-жидкость на тарелках колонных аппаратов. Целью моделирования процессов переноса

является определение профилей скорости, концентраций и температур в фазах для оценки эффективности процесса разделения.

3.4.1. Двужидкостная модель процессов переноса в двухфазном потоке на барботажной тарелке

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

Законы сохранения импульса, массы и энергии записываются для некоторого малого объема двухфазной смеси для каждой фазы отдельно. В отличие от однофазного потока уравнения включают члены, учитывающие обмен массой, импульсом и энергией не только с внешней (по отношению к выделенному объему) средой, но и обмен массой, импульсом и энергией между фазами внутри данного объема.

Взаимодействие фаз на тарелке происходит при диспергировании потока газа (пара) через отверстия массообменной тарелки в слой жидкости. При этом дисперсная фаза (пар) распределяется в сплошной (жидкость) в виде пузырей различного размера. Движение сплошной и дисперсной фаз в межтарельчатом пространстве перекрестное. Различают три гидродинамических режима работы барботажной тарелки: пузырьковый, пенный и режим уноса. Рабочим режимом работы тарелок является пенный режим. При пенном режиме работы тарелки газовая струя на некоторой высоте слоя, распадается на пузыри. Таким образом, на тарелке можно выделить две области (рис.3.7) [33]:

- 1) Область струй (зона барботажа);
- 2) Пенный слой.

Интенсивность взаимодействия фаз на барботажной тарелке зависит от скорости движения фаз, площади поверхности раздела и определяется конструкцией контактного устройства, режимными параметрами работы массообменного аппарата.

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

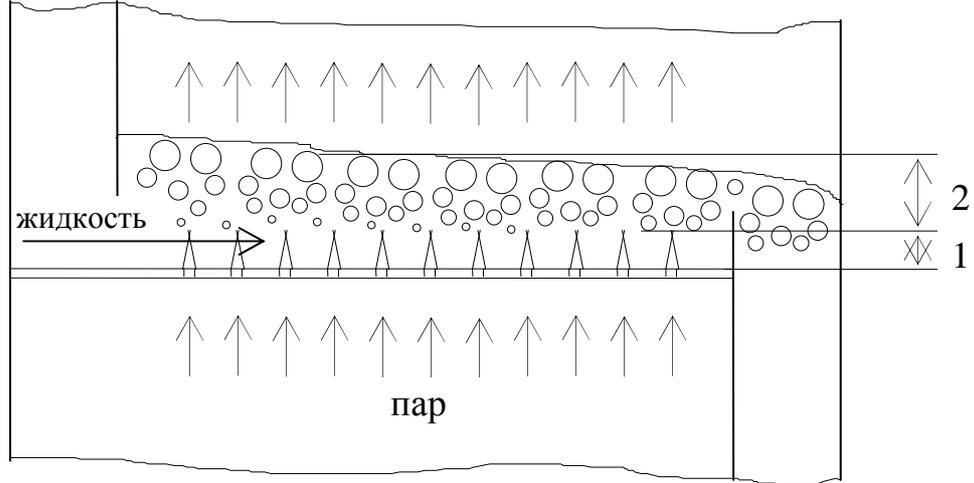


Рис.3.7. Схема движения потоков на барботажной тарелке и структура барботажного слоя:
1 – область струй (зона барботажного слоя); 2 – пенный слой

Согласно двухжидкостной модели уравнение движения для сплошной (жидкой) фазы имеет вид [34, 35]:

$$\rho_L \frac{\partial[(1-\varphi)\vec{v}_L]}{\partial t} + \rho_L \nabla \cdot [(1-\varphi)\vec{v}_L\vec{v}_L] = -\nabla \cdot [(1-\varphi)\tau_L] - (1-\varphi)\nabla P + (1-\varphi)\rho_L \vec{g} + \vec{F}. \quad (3.58)$$

Уравнение неразрывности для сплошной фазы [34]:

$$\rho_L \frac{\partial(1-\varphi)}{\partial t} + \rho_L \nabla \cdot [(1-\varphi)\vec{v}_L] = r_v. \quad (3.59)$$

Уравнение движения для дисперсной (газовой) фазы [34]:

$$\rho_G \frac{\partial(\varphi\vec{v}_G)}{\partial t} + \rho_G \nabla \cdot (\varphi\vec{v}_G\vec{v}_G) = -\nabla \cdot (\varphi\tau_G) - \varphi\nabla P + \varphi\rho_G \vec{g} - \vec{F}. \quad (3.60)$$

Уравнение неразрывности для дисперсной фазы [34]:

$$\rho_G \frac{\partial\varphi}{\partial t} + \rho_G \nabla \cdot (\varphi\vec{v}_G) = -r_v. \quad (3.61)$$

Тензор касательных напряжений в жидкой фазе τ_L [34]:

$$\tau_L = -\mu_{eff,L} \left[\nabla\vec{v}_L + (\nabla\vec{v}_L)^T - \frac{2}{3}I(\nabla \cdot \vec{v}_L) \right], \quad (3.62)$$

$$\mu_{eff,L} = \mu_L + \mu_{T,L} + \mu_{BI,L}. \quad (3.63)$$

Для расчета составляющей коэффициента турбулентной вязкости учитывающей турбулизацию слоя при движении пузырей предлагается уравнение [36]:

$$\mu_{BI,L} = C_{\mu,BI} \cdot \rho_L \cdot \varphi \cdot d_B |\vec{v}_G - \vec{v}_L|. \quad (3.64)$$

Тензор касательных напряжений в газовой фазе τ_G :

$$\tau_G = -\mu_{eff,G} \left[\nabla \bar{v}_G + (\nabla \bar{v}_G)^T - \frac{2}{3} I (\nabla \cdot \bar{v}_G) \right]. \quad (3.65)$$

Эффективная вязкость газовой фазы связана с эффективной вязкостью жидкой фазы соотношением [35]:

$$\mu_{eff,G} = \frac{\rho_G}{\rho_L} \mu_{eff,L}. \quad (3.66)$$

Сила межфазового взаимодействия фаз \vec{F} в общем случае включает силу сопротивления, подъемную силу, силу виртуальной массы и другие силы. Сравнение результатов эксперимента с численными расчетами силы \vec{F} по различным методикам, проведенное в работе [34], показало, что в зоне барботажа преобладающей является сила сопротивления [34]:

$$F_i = -\frac{3}{4} \phi (1 - \phi) \rho_L \frac{C_D}{d_b} |\bar{v}_G - \bar{v}_L| (v_{G,i} - v_{L,i}). \quad (3.67)$$

Закон сохранения массы компонента в соответствии с двухжидкостной моделью записывается для k -фазы в следующей форме [37]:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_k \phi_k C_k) + \nabla \cdot (\rho_k \phi_k \vec{v}_k C_k) = \nabla \cdot (\rho_k \phi_k \Gamma_k \nabla C_k) + \phi_k R_k + r_{C,k}. \quad (3.68)$$

Уравнение переноса тепла для k -фазы имеет вид [38]:

$$\begin{aligned} & \frac{\partial (\rho_k \phi_k H_k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_k \phi_k H_k \vec{v}_k) = \\ & - \nabla \cdot \phi_k (q_k + q_k^t) + \phi_k \frac{D P_k}{Dt} + H_{k,s} r_V + \Phi_k + r_{T,k} + r_{T,k,хим}. \end{aligned} \quad (3.69)$$

Известно, что неравномерность распределения фаз становится значительной при увеличении диаметра колонны. При диаметре до 1,5 метров распределение потоков в аппарате может считаться равномерным [10]. При допущении о равномерном распределении дисперсной фазы в двухфазном потоке на тарелке имеем $\phi = \text{const}$ по пространственным координатам.

Рассмотрим уравнения переноса массы компонента в дисперсной (газовой) фазе (без химической реакции):

$$\begin{aligned} u_G \frac{\partial C_G}{\partial x} + v_G \frac{\partial C_G}{\partial y} + w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} = & \frac{\partial}{\partial x} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial x} \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial y} \right] + \\ & + \frac{\partial}{\partial z} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial z} \right] + \frac{r_{c,G}}{\rho_G \phi}. \end{aligned} \quad (3.70)$$

Поскольку изменение теплофизических свойств фаз на тарелке незначительно, уравнение переноса энтальпии (3.69) можно записать, используя температуру

($C_p = \text{const}$). Слагаемыми $\frac{D P_k}{Dt}$ и Φ_k в уравнении (3.69) в виду их малости по

сравнению с другими членами можно пренебречь. Обратимся к уравнению переноса тепла в этой фазе:

$$u_G \frac{\partial T_G}{\partial x} + v_G \frac{\partial T_G}{\partial y} + w_G \frac{\partial T_G}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[(a_G + a_{TG}) \frac{\partial T_G}{\partial x} \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[(a_G + a_{TG}) \frac{\partial T_G}{\partial y} \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[(a_G + a_{TG}) \frac{\partial T_G}{\partial z} \right] + \frac{r_{T,G}}{\rho_G \Phi} \quad (3.71)$$

Здесь источник массы $r_{c,G}$:

$$r_{c,G} = \rho_G \cdot [K_G^*] \cdot (C_G^* - C_G) \quad (3.72)$$

источник тепла $r_{T,G}$:

$$r_{T,G} = K_T^* \cdot (T_L - T_G) \quad (3.73)$$

Особенностью движения двухфазного потока газ-жидкость на барботажной тарелке является то, что скорость дисперсной (газовой) фазы намного больше скорости сплошной фазы. Отсюда, с учетом перекрестного движения фаз, следует: $w_G \gg u_G$, $w_G \gg v_G$.

Оценка слагаемых в уравнении сохранения массы в газовой фазе (3.70) показывает, что:

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

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} \gg \frac{\partial}{\partial x} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial x} \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial y} \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[([D_G] + [D_{TG}]) \frac{\partial C_G}{\partial z} \right]. \quad (3.74)$$

После проведенной оценки уравнение переноса массы компонента (3.70) примет вид:

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} = \frac{r_{c,G}}{\rho_G \Phi} \quad (3.75)$$

Рассмотрим двухфазную смесь объемом δV на барботажной тарелке (Рис.3.8). Заменяя производную в выражении (3.75) конечной разностью $\partial C_G / \partial z \approx (C_G - C_{GH}) / \delta z$, умножая обе части на $\delta S \cdot \rho_G$, найдем:

$$(\delta S \cdot \rho_G) w_G \frac{C_G - C_{GH}}{\delta z} = \frac{r_{c,G}}{\rho_G \Phi} (\delta S \cdot \rho_G) \quad (3.76)$$

$$\text{или} \quad \delta G (C_G - C_{GH}) = \delta M_G, \quad (3.77)$$

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

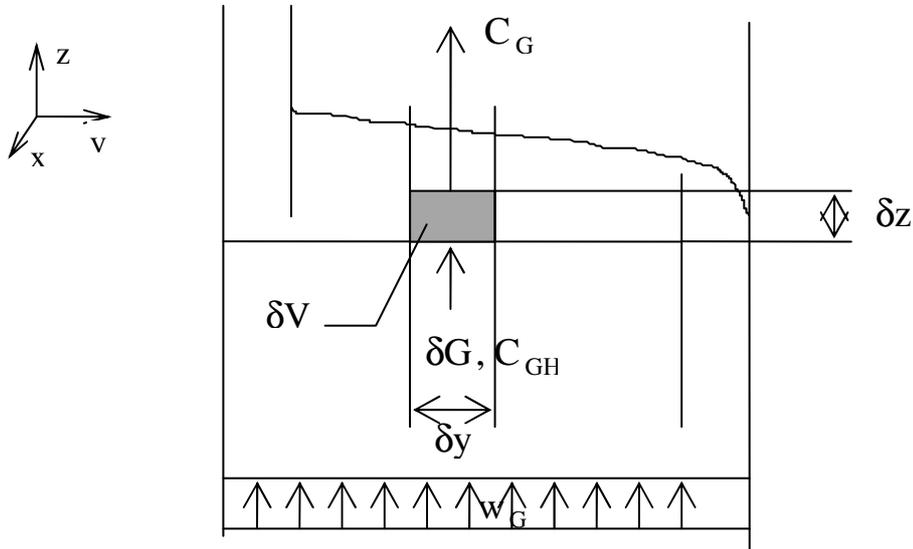


Рис. 3.8. Схема движения газа в выделенном объеме двухфазного потока на тарелке перекрестного типа ($\delta V = \delta x \cdot \delta y \cdot \delta z$; $\delta S = \delta x \cdot \delta y$).

Аналогично получим уравнение сохранения тепла в газовой фазе (без химической реакции):

$$\delta G(H_G - H_{GH}) = \delta Q. \quad (3.78)$$

Уравнения (3.77) и (3.78) – известные уравнения материального и теплового балансов для тарелок перекрестного типа [28].

Для объема двухфазной смеси δV справедливо уравнение баланса массы компонента с химической реакцией в жидкой фазе:

$$\delta M_G = -(\delta M_L + \delta M_{\text{хим}}), \quad (3.79)$$

где $\delta M_G, \delta M_L$ – изменение потока массы компонента в газовой и жидкой фазах, соответственно, $\delta M_G = r_{c,G} \cdot \delta V$, $\delta M_L = r_{c,L} \cdot \delta V$.

Уравнение баланса потока тепла в объеме δV с химической реакцией:

$$\delta Q_G = -(\delta Q_L + \delta Q_{\text{хим}}), \quad (3.80)$$

где $\delta Q_G, \delta Q_L$ – изменение потока тепла в газовой и жидкой фазах, соответственно, $\delta Q_G = r_{T,G} \cdot \delta V$, $\delta Q_L = r_{T,L} \cdot \delta V$.

С учетом химической реакции уравнение сохранения массы компонента в газовой фазе примет вид:

$$\delta G(C_G - C_{GH}) = -(\delta M_L + \delta M_{\text{хим}}), \quad (3.81)$$

Поток массы i -компонента $\delta M_{i,\text{хим}}$:

$$\delta M_{i,\text{хим}} = M_{Mi} \cdot \delta V \cdot \sum_{\alpha=1}^f (\lambda_{i,\alpha} \cdot r_{\alpha,\text{хим}}), \quad (3.82)$$

$$r_{\alpha,\text{хим}} = k_{\alpha} \prod_{i=1}^m X_i^{\pi_i}. \quad (3.83)$$

Уравнение сохранения тепла в газовой фазе с учетом химической реакции:

$$\delta G(H_G - H_{GH}) = -(\delta Q_L + \delta Q_{\text{хим}}). \quad (3.84)$$

Поток тепла $\delta Q_{\text{хим}}$:

$$\delta Q_{\text{хим}} = \delta V \cdot \sum_{\alpha=1}^f (r_{\alpha,\text{хим}} \cdot Q_{\alpha}). \quad (3.85)$$

Проведенный анализ особенностей взаимодействия фаз на тарелке показывает, что можно упростить математическое описание процессов переноса в двухфазном потоке. Предлагается записывать уравнение переноса импульса, массы и тепла для сплошной (жидкой) фазы. Влияние дисперсной фазы учитывается с помощью источниковых членов и коэффициентов турбулентного обмена.

3.4.2. Двумерная модель барботажного слоя

Пенный режим работы барботажной тарелки характеризуется развитой турбулентностью в жидкой фазе. Экспериментальные исследования показывают, что в этом режиме происходит практически полное перемешивание по высоте барботажного слоя в ядре жидкой фазы, поэтому справедливы следующие допущения:

$$\frac{\partial u_L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial v_L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial w_L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial C_L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial T_L}{\partial z} = 0. \quad (3.86)$$

При установившемся режиме работы колонны процессы переноса в двухфазном потоке на контактном устройстве являются стационарными. Движение газа в слое жидкости на тарелке происходит преимущественно в вертикальном направлении. Поскольку скорость газовой фазы в двухфазном потоке намного больше скорости сплошной фазы, имеем $\vec{v}_G \gg \vec{v}_L$. Составляющие силы межфазового взаимодействия \vec{F} в проекции на плоскость тарелки можно принять равным нулю:

$$F_x \approx 0; \quad F_y \approx 0. \quad (3.87)$$

Распределение дисперсной фазы в сплошной фазе двухфазного потока принимается равномерным $\varphi = \text{const}$ [10].

С учетом принятых допущений система уравнений переноса импульса (3.58), (3.59), массы (3.68) и тепла (3.69) в жидкой фазе преобразуются к виду:

$$u_L \frac{\partial u_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial u_L}{\partial y} = -\frac{1}{\rho_L} \frac{\partial P}{\partial x} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu_{eff,L} \frac{\partial u_L}{\partial x} \right] + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu_{eff,L} \frac{\partial u_L}{\partial y} \right], \quad (3.88)$$

$$u_L \frac{\partial v_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial v_L}{\partial y} = -\frac{1}{\rho_L} \frac{\partial P}{\partial y} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu_{eff,L} \frac{\partial v_L}{\partial x} \right] + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu_{eff,L} \frac{\partial v_L}{\partial y} \right], \quad (3.89)$$

$$\frac{\partial u_L}{\partial x} + \frac{\partial v_L}{\partial y} = \frac{r_v}{\rho_L(1-\varphi)}, \quad (3.90)$$

$$u_L \frac{\partial C_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial C_L}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left[([D_L] + [D_{TL}]) \frac{\partial C_L}{\partial x} \right] + \quad (3.91)$$

$$+ \frac{\partial}{\partial y} \left[([D_L] + [D_{TL}]) \frac{\partial C_L}{\partial y} \right] + \frac{r_{c,L}}{\rho_L(1-\varphi)}$$

$$u_L \frac{\partial T_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial T_L}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left[(a_L + a_{TL}) \frac{\partial T_L}{\partial x} \right] + \quad (3.92)$$

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

$$r_v = \sum_{i=1}^m r_{C,L_i}. \quad (3.93)$$

С учетом химических реакций в жидкой фазе уравнения (3.91)-(3.93) записываются следующим образом:

$$u_L \frac{\partial C_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial C_L}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left[([D_L] + [D_{TL}]) \frac{\partial C_L}{\partial x} \right] + \quad (3.94)$$

$$+ \frac{\partial}{\partial y} \left[([D_L] + [D_{TL}]) \frac{\partial C_L}{\partial y} \right] + \frac{r_{c,L} + (1-\varphi)r_{c,хим}}{\rho_L(1-\varphi)}$$

$$u_L \frac{\partial T_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial T_L}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left[(a_L + a_{TL}) \frac{\partial T_L}{\partial x} \right] + \quad (3.95)$$

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

$$r_v = \sum_{i=1}^m (r_{C,Li} + r_{C,\text{хим}i}). \quad (3.96)$$

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

$$r_{C,L} = \rho_L \cdot [K_L^*] \cdot (C_L^* - C_L). \quad (3.97)$$

Источник тепла:

$$r_{T,L} = K_T^* \cdot (T_G - T_L), \quad (3.98)$$

источник массы i -компонента $r_{C,\text{хим}i}$ за счет химических реакций

$$r_{C,\text{хим}i} = \sum_{\alpha=1}^f r_{\alpha,\text{хим}} \lambda_{i,\alpha}, \quad r_{\alpha,\text{хим}} = k_{\alpha} \prod_{i=1}^m X_i^{\pi_i}. \quad (3.99)$$

Источник тепла $r_{T,\text{хим}}$ за счет химических реакций будет

$$r_{T,\text{хим}} = \sum_{\alpha=1}^f r_{\alpha,\text{хим}} Q_{\alpha}. \quad (3.100)$$

Для системы уравнений (3.88)-(3.90), (3.94), (3.95) устанавливаются следующие граничные условия (рис. 3.9):

$$\text{при } x=0 \quad u_L = u_{L0}, \quad v_L = 0, \quad C_L = C_{L0}, \quad T_L = T_{L0};$$

$$\text{при } x=\xi \quad \frac{\partial u_L}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial v_L}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial C_L}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial T_L}{\partial x} = 0;$$

$$\text{при } y=0 \quad \frac{\partial u_L}{\partial y} = 0, \quad v_L = 0, \quad \frac{\partial C_L}{\partial y} = 0, \quad \frac{\partial T_L}{\partial y} = 0;$$

$$\text{при } y = y_{\text{ст}}(x) \quad u_L = 0, \quad v_L = 0, \quad \frac{\partial C_L}{\partial n} = 0, \quad \frac{\partial T_L}{\partial n} = 0; \quad \left(\frac{\partial P}{\partial n} \right) = \mu_L \frac{\partial^2 v_n}{\partial n^2}.$$

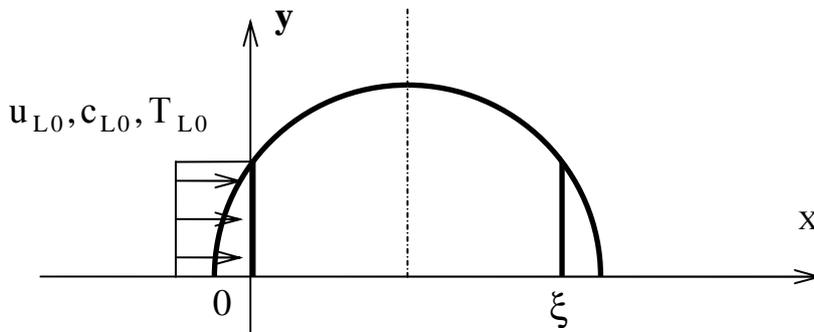


Рис. 3.9. Двумерная модель тарелки
(ξ -длина пути жидкости)

Система уравнений (3.88)-(3.90), (3.94), (3.95) описывает распределение

полей скоростей, концентраций и температур в жидкой фазе двухфазного потока на тарелке.

Для дисперсной фазы уравнения сохранения массы и тепла, как показано выше, имеют вид уравнений материального (3.81) и теплового (3.84) баланса.

Для замыкания системы уравнений (3.88)-(3.90),(3.94),(3.95) необходимо определить коэффициенты турбулентного обмена $\mu_{T,L}$, $D_{T,L}$, $a_{T,L}$, источники массы $r_{c,L}$ и тепла $r_{T,L}$. Последние, в свою очередь, находятся с помощью коэффициентов массопередачи $[K_L^*]$ и теплопередачи K_T^* .

3.4.3. Определение коэффициентов массопередачи в барботажном слое

В работе [20] предложен метод определения матрицы объемных коэффициентов массоотдачи в барботажном слое на основе использования концепции активного (входного) участка. Для расчета элемента диагональной матрицы коэффициентов массоотдачи получено уравнение:

$$\text{для жидкой фазы} \quad \check{\beta}_{L,i} = \frac{u_{*L} [S_0 (\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{CT}) - \rho_G S_k W_k^2 / 2]}{\arctg \sqrt{R_{1L} Sc_{L,i}} \sqrt{R_{1L}} (u_{*L}^2 \rho_L + 2\sigma / R_{ek}) V_L}, \quad (3.101)$$

$$\text{для паровой фазы} \quad \check{\beta}_{G,i} = \frac{u_{*G} [S_0 (\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{CT}) - \rho_G S_k W_k^2 / 2]}{\arctg \sqrt{R_{1G} Sc_{G,i}} \sqrt{R_{1G}} (u_{*G}^2 \rho_G + 2\sigma / R_{ek}) V_L}. \quad (3.102)$$

Переход от диагональной матрицы коэффициентов массоотдачи к квадратной матрице коэффициентов массоотдачи производится по теореме Сильвестра [39]:

$$[\beta] = \sum_{k=1}^{m-1} z_{Ok} \cdot \check{\beta}_k, \quad z_{Ok} = \frac{\prod_{j=1, j \neq k}^{m-1} \{ [D]^{-1} - L_j^{-1} [I] \}}{\prod_{j=1, j \neq k}^{m-1} (L_k^{-1} - L_j^{-1})}. \quad (3.103)$$

Значения параметров пограничного слоя u_* и R_1 определяются с использованием выражений [20]:

в жидкой фазе

$$u_{*L} = \sqrt{\frac{\rho_G (W_0^2 - W_{II}^2)}{4\rho_L} + \frac{gh_\Phi}{2}}, \quad (3.104)$$

$$R_{1L} = 11,6 \frac{U_{rp}}{u_{*L}} \sqrt{\frac{C_{foL}}{2}}, \quad (3.105)$$

$$C_{foL} = \frac{0,073}{Re_{oL}^{0,2}}, \quad Re_{oL} = \frac{U_{rp} l}{\nu_L}, \quad U_{rp} = W_\infty - u_{*G} \sqrt{R_{1G}} \arctg \sqrt{R_{1G}}; \quad (3.106)$$

в газовой фазе

$$u_{*G} = \sqrt{\frac{W_0^2 - W_{II}^2}{4} + \frac{\rho_L g h_{\Phi}}{2\rho_G}}, \quad (3.107)$$

$$R_{1G} = 11,6 \frac{W_{\infty}}{u_{*G}} \sqrt{\frac{C_{foG}}{2}}, \quad (3.108)$$

$$C_{foG} = \frac{0,073}{Re_{oG}^{0,2}}, \quad Re_{oG} = \frac{W_{\infty} l}{\nu_G}. \quad (3.109)$$

Влияние поперечного потока массы на коэффициенты массоотдачи при неэквимолярном процессе учитывается с помощью корректирующей матрицы $[\Xi]$ [40]:

$$[\beta^{\bullet}] = [\beta][\Xi]; \quad [\Xi] = [\psi][\exp[\psi] - [I]]^{-1}; \quad [\psi] = \frac{N_t [\beta]}{\rho_M}; \quad N_t = \sum_{i=1}^m N_i. \quad (3.110)$$

Основными параметрами рассмотренной выше модели массоотдачи, от достоверности определения которых зависит точность расчета коэффициентов переноса (3.101), (3.102), являются: площадь сечения газового (парового) потока на входе в слой жидкости S_0 , средняя скорость газа W_0 в сечении S_0 , эквивалентный радиус отверстия газораспределительного элемента R_{ek} и статический столб жидкости над геометрическим центром отверстия h_{CT} .

Методика расчета параметров газораспределительных элементов S_0 , W_0 , R_{ek} , h_{CT} в зависимости от типа барботажной тарелки приводится в работах [20].

Расчет коэффициентов массопередачи рекомендуется проводить в следующем порядке:

Задаются входные параметры: скорость газа в колонне W_K , статический столб жидкости h_{CT} , конструктивные параметры тарелки и средние составы смесей.

1) Определяются физические свойства многокомпонентной смеси и матрица $[D]$ по известным методикам.

2) Из решения характеристического уравнения [42]

$$\det([D^{-1}] - L^{-1}[I]) = 0$$

вычисляются собственные значения матрицы $[D^{-1}]$.

4) Для заданного типа контактного устройства определяются площадь сечения газового (парового) потока на входе в слой жидкости S_0 , скорость газа W_0 в данном сечении [26, 43] и параметры R_1, u_* .

5) По уравнениям (3.101) и (3.102) вычисляются элементы диагональных матриц $\overset{\vee}{[\beta_L]}$, $\overset{\vee}{[\beta_G]}$.

6) По уравнениям (3.103) вычисляют матрицы эквимольных коэффициентов массоотдачи $[\beta_L]$, $[\beta_G]$.

7) Расчет поперечного потока массы $N_t = \sum_{i=1}^m N_i$.

8) Расчет матриц коэффициентов массоотдачи с учетом поперечного потока массы $[\beta_L^\bullet]$ и $[\beta_G^\bullet]$ по уравнениям (3.110).

9) Расчет матрицы коэффициентов массопередачи на основе уравнения аддитивности фазовых сопротивлений

$$[K_L^\bullet]^{-1} = [\beta_L^\bullet]^{-1} + [m]^{-1}[\beta_G^\bullet]^{-1}, \quad (3.111)$$

где $[m]$ – матрица коэффициентов распределения [44].

3.4.4. Определение коэффициентов теплопередачи в барботажном слое

На основе теории диффузионного пограничного слоя в работах [20, 45] предлагается способ теоретического определения коэффициентов теплоотдачи в барботажном слое. Для расчета коэффициентов теплоотдачи получено уравнение [20]:

$$\text{для жидкой фазы } \alpha_L = \frac{u_{*L} [S_0 (\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{CT}) - \rho_G S_k W_k^2 / 2]}{\arctg \sqrt{R_{1L}} \text{Pr}_L \sqrt{R_{1L}} (u_{*L}^2 \rho_L + 2\sigma / R_{ek}) V_L} \rho_L C_{P,L}, \quad (3.112)$$

$$\text{для паровой фазы } \alpha_G = \frac{u_{*G} [S_0 (\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{CT}) - \rho_G S_k W_k^2 / 2]}{\arctg \sqrt{R_{1G}} \text{Pr}_G \sqrt{R_{1G}} (u_{*G}^2 \rho_G + 2\sigma / R_{ek}) V_L} \rho_G C_{P,G}. \quad (3.113)$$

С учетом поперечного потока массы коэффициенты теплоотдачи рассчитываются по выражениям [40]:

$$\alpha^\bullet = \alpha \cdot \Xi_T; \quad \Xi_T = \phi_T / (\exp(\phi_T) - 1); \quad \phi_T = \left(\sum_{i=1}^m N_i C_{pi} \right) / \alpha. \quad (3.114)$$

Коэффициент теплопередачи при неэквимольном процессе K_T^\bullet определяется по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений:

$$\frac{1}{K_T^\bullet} = \frac{1}{\alpha_G^\bullet} + \frac{1}{\alpha_L^\bullet}. \quad (3.115)$$

3.4.5. Характеристики турбулентного обмена

Турбулентная вязкость жидкости в барботажном слое обусловлена, главным образом, движением газовых струй и пузырей. Влияние стенок различных устройств на тарелке на развитие турбулентности в жидкой фазе пренебрежимо мало по сравнению с влиянием газового потока. Например, если средняя скорость жидкой фазы в продольном направлении на массообменной тарелке составляет всего несколько сантиметров в секунду, то скорость газа (пара) в струе достигает 10-20 м/с.

Характеристики турбулентного обмена в ядре жидкой фазы $\mu_{T,L}$, $D_{T,L}$ и $a_{T,L}$ в уравнениях (3.88)-(3.90), (3.94)-(3.96) определяются характеристиками турбулентного движения; $v_{T,L}$ – величиной пульсационной скорости v_T и масштабом турбулентных пульсаций l :

$$v_{T,L} = v_T l. \quad (3.116)$$

На основе теории изотропной турбулентности в работе [20] получено выражение для расчета коэффициента турбулентной вязкости:

$$v_{T,L} = 1,1 \frac{u_{*L}^4}{\varepsilon}. \quad (3.117)$$

Диссипация энергии газового потока в жидкой фазе ε на массообменной тарелке определяется по формуле [46]:

$$\varepsilon = \frac{S_0 W_0 (\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{CT}) - S_K \rho_G W_K^3 / 2}{\rho_L V_L}, \quad (3.118)$$

где $V_L = h_{CT} S_{ТАР}$ – объем жидкости на тарелке, м³; S_0 , S_K – свободное сечение тарелки и колонны.

Для ядра жидкой фазы, используя приближенное равенство $Pr_T \approx Sc_T \approx 1$, имеем $v_{T,L} \approx D_{T,L} \approx a_{T,L}$.

3.4.6. Численное решение системы уравнений переноса импульса, массы и тепла

В соответствии с моделью изотропной турбулентности в ядре жидкой фазы коэффициенты турбулентного обмена $v_{T,L} = \text{const}$, $D_{T,L} = \text{const}$, $a_{T,L} = \text{const}$. Поскольку $D_{T,L} \gg D_L$, $a_{T,L} \gg a_L$ уравнения (3.94) и (3.95) можно преобразовать следующим образом:

$$u_L \frac{\partial C_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial C_L}{\partial y} = [D_{TL}] \left(\frac{\partial^2 C_L}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_L}{\partial y^2} \right) + \frac{r_{c,L} + (1-\varphi)r_{c,ХИМ}}{\rho_L(1-\varphi)}, \quad (3.119)$$

$$u_L \frac{\partial T_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial T_L}{\partial y} = a_{TL} \left(\frac{\partial^2 T_L}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T_L}{\partial y^2} \right) + \frac{r_{T,L} + (1-\varphi)r_{T,\text{хим}}}{\rho_L(1-\varphi)C_{P,L}}. \quad (3.120)$$

Определение эффективной вязкости, источников массы и тепла позволяет получить замкнутое математическое описание процесса переноса в двухфазном потоке при совмещенной ректификации на контактном устройстве.

При моделировании процессов переноса в двухфазном потоке, в соответствии с предлагаемым подходом, необходимо решить систему уравнений движения для сплошной фазы (3.88)-(3.90), (3.96) при заданных граничных условиях. Рассчитанное поле скорости жидкости используется для решения уравнения переноса массы компонента в сплошной фазе (3.119) совместно с уравнением переноса массы компонента в дисперсной фазе в форме уравнения материального баланса для тарелки перекрестного типа (3.81). Профиль температуры в фазах определяется из совместного решения уравнения переноса тепла в сплошной фазе (3.120) и уравнения теплового баланса для тарелки перекрестного типа (3.84).

Рассчитанные профили концентрации компонентов и температур в фазах используются для определения эффективности тарелки по Мерффри:

$$E_{L,i} = \frac{C_{L0,i} - C_{LK,i}}{C_{L0,i} - C_{LK,i}^*}; \quad E_{G,i} = \frac{C_{G0,i} - C_{GK,i}}{C_{G0,i} - C_{GK,i}^*}. \quad (3.121)$$

Концентрации компонентов C_{LK}, C_{GK} на выходе потоков из тарелки рассчитывались как средние по сечению.

Существуют различные методы численного решения уравнений переноса. В работе [47] предложен алгоритм решения трехмерных уравнений движения однофазного потока методом Мак-Кормака. Известно [48], что при численном исследовании реагирующих многофазных потоков для решения уравнений движения фаз применяются алгоритмы, разработанные для однофазных потоков.

Применим метод Мак-Кормака для решения уравнений движения, массопереноса и теплопереноса в сплошной фазе двухфазного газожидкостного потока. В соответствии с данным методом перепишем эти уравнения (3.88)-(3.90), (3.119), (3.120) в компактной векторной форме:

$$\frac{\partial U}{\partial t} + \frac{\partial E}{\partial x} + \frac{\partial F}{\partial y} = R_P, \quad (3.122)$$

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

$$U = \begin{bmatrix} \beta P \\ \rho u_L \\ \rho v_L \\ C_L \\ T_L \end{bmatrix}, \quad E = \begin{bmatrix} \rho u_L \\ \rho u_L^2 + P - \tau_{XX} \\ \rho u_L v_L - \tau_{XY} \\ u_L C_L - [D_{TL}] \frac{\partial C_L}{\partial x} \\ u_L T_L - a_{TL} \frac{\partial T_L}{\partial x} \end{bmatrix}, \quad (3.123)$$

$$F = \begin{bmatrix} \rho v_L \\ \rho u_L v_L - \tau_{XY} \\ \rho v_L^2 + P - \tau_{YY} \\ v_L C_L - [D_{TL}] \frac{\partial C_L}{\partial y} \\ v_L T_L - a_{TL} \frac{\partial T_L}{\partial y} \end{bmatrix}, \quad R_P = \begin{bmatrix} R_V \\ 0 \\ 0 \\ R_C \\ R_T \end{bmatrix}. \quad (3.124)$$

Здесь R_V – суммарный источник массы, $R_V = r_v / [\rho_L(1-\phi)]$; R_C – источник массы, $R_C = (r_c + r_{c,хим}) / (\rho_L(1-\phi))$; R_T – источник тепла, $R_T = (r_T + r_{T,хим}) / (\rho_L(1-\phi)C_{P,L})$; τ – тензор сдвиговых напряжений; $P\beta = \rho$ – искусственное уравнение состояния; β – коэффициент искусственной сжимаемости,

$$\begin{aligned} \tau_{XX} &= \frac{2}{3} \mu_{eff,L} \left(2 \frac{\partial u_L}{\partial x} - \frac{\partial v_L}{\partial y} \right), \\ \tau_{YY} &= \frac{2}{3} \mu_{eff,L} \left(2 \frac{\partial v_L}{\partial y} - \frac{\partial u_L}{\partial x} \right), \\ \tau_{XY} &= \mu_{eff,L} \left(\frac{\partial u_L}{\partial y} + \frac{\partial v_L}{\partial x} \right) = \tau_{YX}. \end{aligned}$$

Первая строка векторного уравнения (3.118)-(3.119) соответствует уравнению неразрывности, вторая и третья – уравнению движения, четвертая – уравнению переноса массы, а пятая – уравнению переноса тепла.

Применение схемы Мак-Кормака приводит к следующему алгоритму [49]:

предиктор

$$U_{ij}^{\overline{n+1}} = U_{ij}^n + R_{Pij}^n \Delta t - \frac{\Delta t}{\Delta x} (E_{i+1,j}^n - E_{i,j}^n) - \frac{\Delta t}{\Delta y} (F_{i,j+1}^n - F_{i,j}^n), \quad (3.125)$$

корректор

$$U_{ij}^{n+1} = \frac{1}{2} \left[U_{ij}^n + R_{pij}^n \Delta t + U_{ij}^{\overline{n+1}} - \frac{\Delta t}{\Delta x} (E_{ij}^{\overline{n+1}} - E_{i-1j}^{\overline{n+1}}) - \frac{\Delta t}{\Delta y} (F_{ij}^{\overline{n+1}} - F_{ij-1}^{\overline{n+1}}) \right]. \quad (3.126)$$

Эта явная схема имеет второй порядок как по пространству, так и по времени. На шаге *предиктор* для аппроксимации всех пространственных производных используется разность вперед, а на шаге *корректор* – разность назад.

После каждого шага предиктора или корректора можно найти примитивные переменные P, u_L, v_L, C_L, T_L , «декодируя» вектор U ,

$$U = \begin{bmatrix} \beta P \\ \rho u_L \\ \rho v_L \\ C_L \\ T_L \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \\ U_3 \\ U_4 \\ U_5 \end{bmatrix}, \quad (3.127)$$

следующим образом:

$$P = \frac{U_1}{\beta}, \quad u_L = \frac{U_2}{\rho}, \quad v_L = \frac{U_3}{\rho}, \quad C_L = U_4, \quad T_L = U_5.$$

Шаг по времени ограничен условием устойчивости Куранта-Фридрихса-Леви.

$$\Delta t \leq \frac{1}{(|u|/\Delta x) + (|v|/\Delta y) + \alpha \sqrt{[1/(\Delta x)^2] + [1/(\Delta y)^2]}}, \quad (3.128)$$

где α – скорость звука в среде.

Для расчета профиля давления в данной схеме предлагается использовать метод искусственной сжимаемости [47], то есть в уравнении неразрывности включен член с искусственной сжимаемостью, который обращается в нуль, когда решение устанавливается во времени.

Искусственная плотность связана с давлением соотношением, называемым искусственным уравнением состояния

$$P^* = \tilde{\rho}^* / \beta. \quad (3.129)$$

Искусственная скорость звука

$$\tilde{\alpha}^* = \frac{1}{\beta^{1/2}}. \quad (3.130)$$

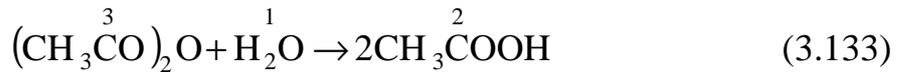
Так как максимальное искусственное число Маха \tilde{M}_{max} должно быть меньше единицы, получаем следующее дополнительное соотношение:

$$\tilde{M}_{max} = \frac{V_{max}^*}{\tilde{\alpha}^*} = \beta^{1/2} V_{max}^* < 1, \quad (3.131)$$

где V_{max}^* – максимальное значение V^* , выраженное в виде

$$V^* = \sqrt{(u^*)^2 + (v^*)^2}. \quad (3.132)$$

Предложенная модель была использована для расчета реакционно-ректификационного процесса разделения на тарельчатом контактном устройстве. Экспериментальные данные по ректификации смеси вода - уксусная кислота - уксусный ангидрид получены Marek [50] в колонне с 30-ю колпачковыми тарелками диаметром 0,6 м. В данной системе в жидкой фазе протекает реакция:



Константа скорости химической реакции для данной реакции второго порядка ($\pi_1 = 1$, $\pi_2 = 0$, $\pi_3 = 1$) [50]:

$$\lg K = 11.65611 - \frac{2991.3}{T}. \quad (3.134)$$

Профиль скорости в жидкой фазе на тарелке, рассчитанный по уравнениям модели, приводится на рис. 3.10 [51, 52].

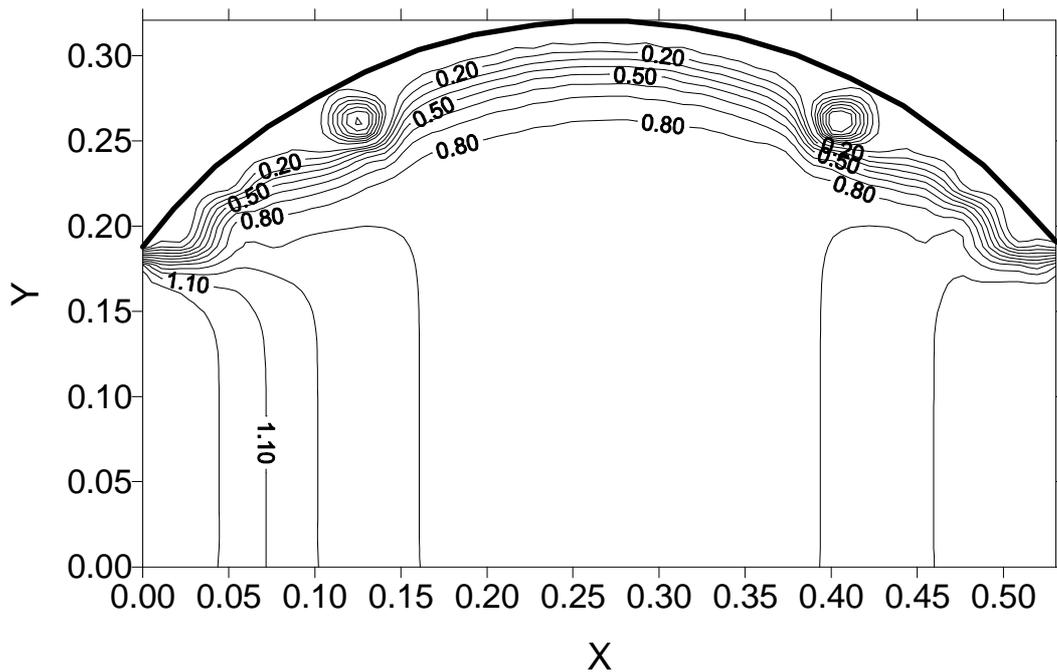


Рис. 3.10. Профиль скорости жидкости u_L/u_{L0} на 10 тарелке.

Как видно из рис.3.10, сложное движение жидкости на тарелке (расширение и сужение потока) приводит к возникновению вторичного течения около стенок колонны. Рассчитанные на основе полученного профиля скорости профиль концентрации компонента $(C_{L0} - C_L)/(C_{L0} - C_L^*)$ и профиль температур в жидкой фазе на тарелке приводятся на рис.3.11 и рис.3.12, соответственно.

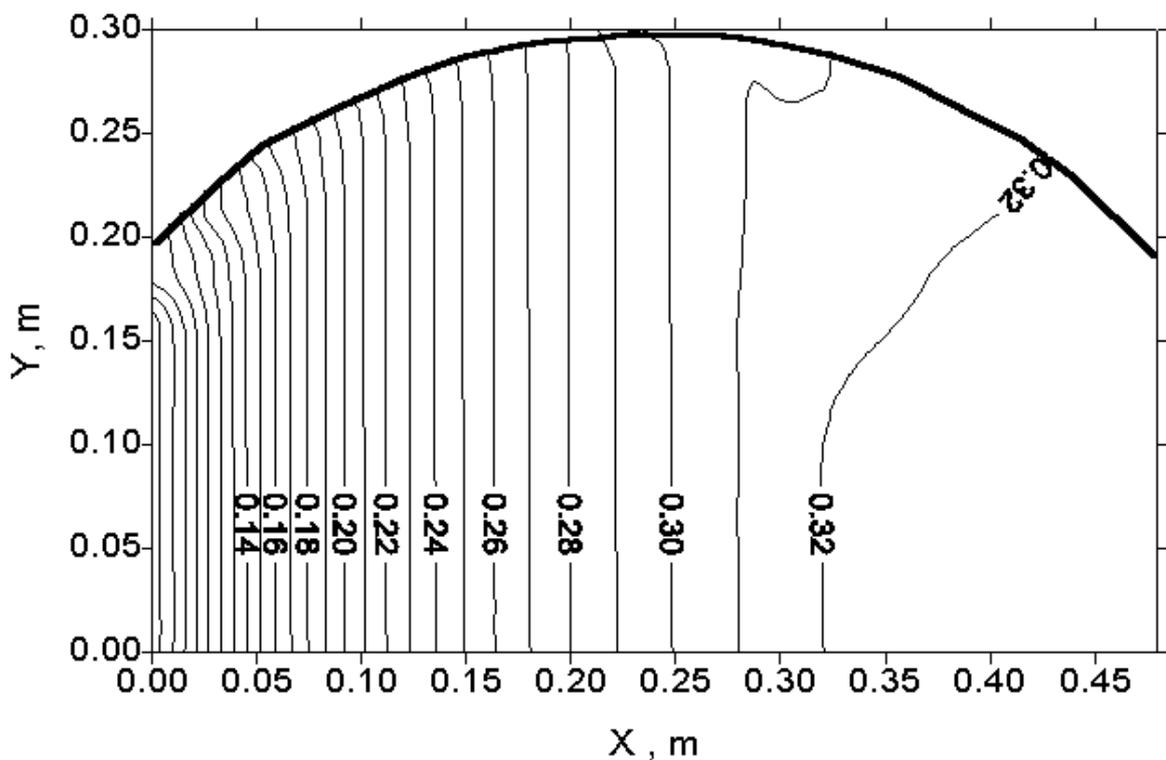


Рис. 3.11. Профиль концентрации уксусной кислоты $(C_{L0} - C_L)/(C_{L0} - C_L^*)$ в жидкой фазе на тарелке.

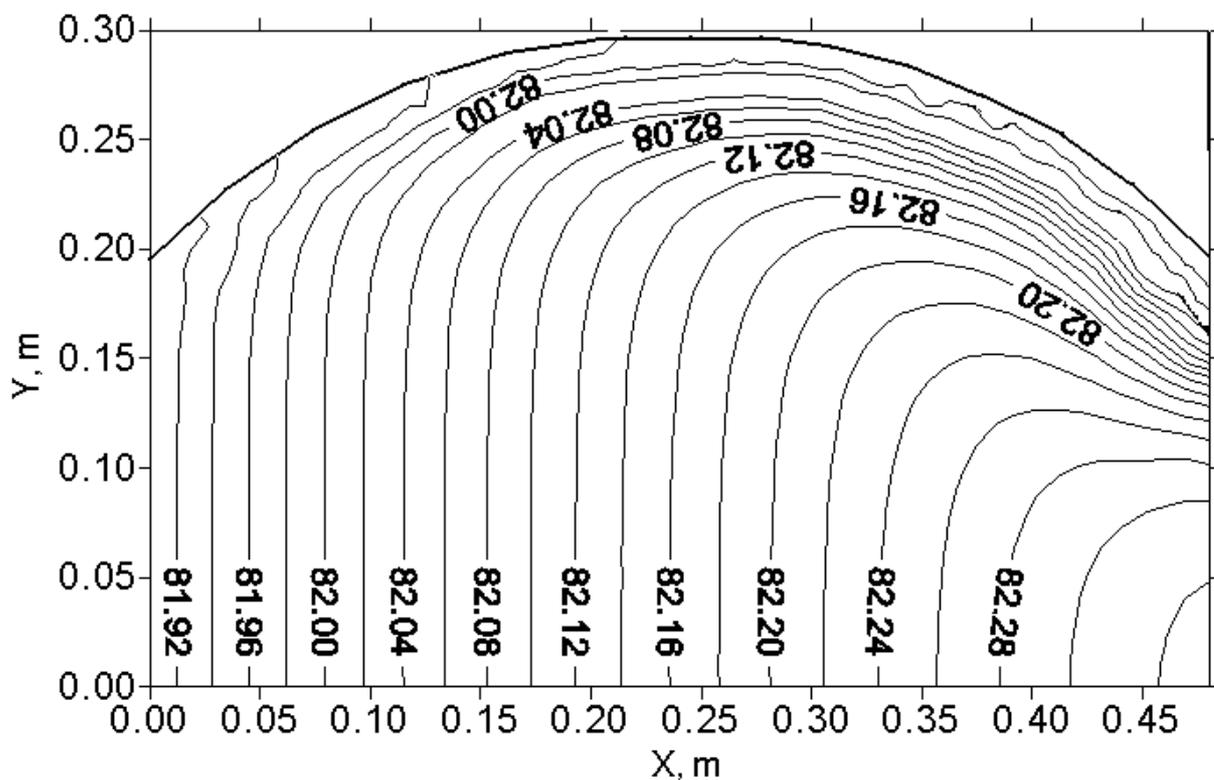


Рис. 3.12. Профиль температуры в жидкой фазе на тарелке ($^{\circ}\text{C}$).

Вектор-столбец эффективности по Мерффри, рассчитанный по профилям концентраций на тарелке в верхней и нижней частях колонны, дан в таблице 3.1. Экспериментальный КПД колонны 0.5 [50].

ТАБЛИЦА 3.1. Вектор столбец матрицы эффективности по Мерффри, рассчитанный по модели

Верхняя часть колонны	$E_{L,H_2O} = 0.841,$	$E_{L,CH_3COOH} = 0.325,$	$E_{L,(CH_3CO)_2O} = 0.039;$
	$E_{G,H_2O} = 0.925,$	$E_{G,CH_3COOH} = 0.330,$	$E_{G,(CH_3CO)_2O} = -1.02;$
Нижняя часть колонны	$E_{L,H_2O} = 0.635,$	$E_{L,CH_3COOH} = 0.105,$	$E_{L,(CH_3CO)_2O} = 0.096;$
	$E_{G,H_2O} = 0.388,$	$E_{G,CH_3COOH} = 0.024,$	$E_{G,(CH_3CO)_2O} = 0.15;$

На основе полученных результатов [51-53] можно сделать выводы о том, что эффективным инструментом при решении задач проектирования и модернизации контактных устройств является двухжидкостная модель процессов переноса на барботажных тарелках колонных аппаратов при проведении реакционно-ректификационного процесса.

3.5. Определение высоты насадочного слоя в колоннах

Следует отметить, что в девяностых годах наметилась тенденция в замене устаревших барботажных тарелок на новые насадочные элементы. В этом направлении работают многие зарубежные и отечественные фирмы и промышленные предприятия. Обоснованная замена тарелок на высокоэффективные насадки позволяет повысить эффективность разделения на 30-60%, а производительность в 1,5-2 раза [54-63]. Поэтому в данном разделе рассмотрена приближенная математическая модель для расчета высоты насадочного слоя в массообменных колоннах.

Эффективность процессов разделения смесей на целевые компоненты существенно зависит от гидродинамики потоков газа (пара) и жидкости.

Гидродинамические закономерности потоков газа и жидкости в насадочных колоннах определяются геометрией каналов, способами размещения и размерами насадок в слое. Другими факторами являются форма насадки, скорости потоков и физико-химические свойства фаз. Сложные зависимости перечисленных факторов и их взаимодействие делают строгое математическое описание полей скоростей и давлений затруднительным.

Поэтому обычно принимаются различные допущения. Приемлемость допущений проверяется экспериментально.

Для расчета гидродинамики часто используют различные модификации уравнения Дарси [65, 66] ($Re < 4$) и уравнения Эргана [67, 68], учитывающие силы инерции и вязкости. При $Re \gg 4$ обычно используется уравнение Эргана, содержащее только квадратичный член [69, 70]. Зернистая среда, или насадочный слой, часто моделируется как случайный массив ячеек идеального перемешивания с определенными связями между ними [71, 72].

В работе [73] рассмотрена двумерная модель насадочного слоя и получена система уравнений для расчета профилей скорости и концентрации. Использование вариационного метода для расчета физических полей в насадочных колоннах представлено в работах [74-76].

Для приближенных расчетов высоту насадки в колонне можно найти как произведение числа единиц переноса на высоту единиц переноса или используя основное уравнение массопередачи (см. главу 5).

В данном разделе приводится наиболее простой метод расчета в виде однопараметрической диффузионной модели.

В реальных аппаратах всегда существует обратное (продольное) перемешивание потоков, что уменьшает эффективность разделения. Для описания структуры потока с учетом обратного перемешивания при движении газа и жидкости в насадочной колонне наиболее часто используется однопараметрическая диффузионная модель. Схема потоков представлена на рис. 3.13.

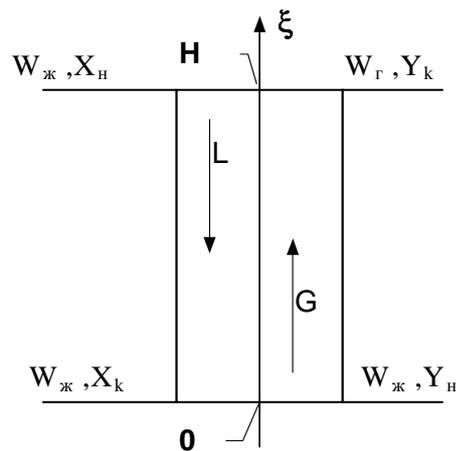


Рис.3.13. Одномерная модель насадочного аппарата

В основе диффузионной модели лежит допущение, что структура потока описывается уравнением, аналогичным уравнению молекулярной диффузии, однако, в качестве коэффициента переноса используется коэффициент продольного перемешивания $D_{\text{п}}$, определяемый из эксперимента [15, 31, 32]. Данная модель позволяет получить распределение концентраций компонентов по высоте аппарата с учетом продольного перемешивания в жидкой и газовой фазах и рассчитать требуемую высоту насадки при заданной степени извлечения компонента.

Уравнения однопараметрической диффузионной модели для жидкой и газовой фаз имеют вид:

$$\begin{cases} W_{\text{ж}} \frac{\partial X}{\partial \xi} = D_{\text{пж}} \frac{\partial^2 X}{\partial \xi^2} + r_X, \\ W_{\text{г}} \frac{\partial Y}{\partial \xi} = D_{\text{пг}} \frac{\partial^2 Y}{\partial \xi^2} - r_Y, \end{cases} \quad (3.135)$$

где $D_{\text{пж}}$, $D_{\text{пг}}$ – коэффициенты продольного перемешивания в жидкой и газовой фазах, $\text{м}^2/\text{с}$; $r_Y = (Y, \xi)$; $r_X = (X, \xi)$ – источники массы в фазах; ξ – продольная координата. Для известных типов насадок коэффициенты продольного перемешивания рассчитываются по эмпирическим зависимостям [32]:

$$D_{\text{пж}} = 0.527 \text{Re}_{\text{ж}}^{1/2} \text{Ga}^{1/3} \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}}, \quad D_{\text{пг}} = \frac{W d_{\text{э}}}{0.83 \text{Re}_{\text{г}}^{0.2} 10^z}, \quad (3.136)$$

где $z = 0.088 \frac{d_{\text{э}}}{D_{\text{к}}} \text{Re}_{\text{ж}}$; $D_{\text{к}}$ – диаметр колонны, м.

Источник массы r_Y , r_X определяет количество массы перераспределяемого компонента, переходящее из одной фазы в другую в единице объема, и имеет вид:

$$r_Y = K_{\text{ог}} a_v \psi_a (Y - Y^*); \quad r_X = K_{\text{ок}} a_v \psi_a (X^* - X). \quad (3.137)$$

Граничные условия на входе и на выходе из аппарата представлены в виде:

$$\begin{cases} \xi = 0, \quad \frac{dX}{d\xi} = 0; \quad W_{\text{г}} Y + D_{\text{пг}} \frac{dY}{d\xi} = 0, \\ \xi = H, \quad \frac{dY}{d\xi} = 0; \quad -W_{\text{ж}} X + D_{\text{пж}} \frac{dX}{d\xi} = 0. \end{cases} \quad (3.138)$$

Система дифференциальных уравнений (3.135) с граничными условиями (3.138) записывается в конечно-разностном виде и решается численными методами на ЭВМ. Решение этой системы дает распределение поля концентраций в жидкой и газовой фазах по высоте колонны, позволяет рассчитать высоту слоя насадки в колонне с учетом перемешивания, выбрать вариант модернизации.

Обозначения

a , a_T – коэффициенты молекулярной и турбулентной теплопроводности, $\text{м}^2 \cdot \text{с}^{-1}$;

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

C – вектор-столбец концентраций компонентов, масс.д.;

$C_{\mu, \text{ВІ}}$ – константа, $C_{\mu, \text{ВІ}} = 0,6$;

C_D – коэффициент трения;

$C_{L,i}^*$ – концентрация компонента i в жидкой фазе равновесная с концентрацией компонента в уходящем паре, масс.д.;

C_{GH} – вектор-столбец концентраций компонентов на входе в объем δV (рис.3.9), масс.д.;

C_p – удельная теплоемкость, Дж·(кг·К)⁻¹;

d_3 – эквивалентный диаметр насадки, м;

d_B – диаметр пузыря, м;

d – число собственных значений матрицы $[D]^{-1}$;

$[D]$ – матрица коэффициентов диффузии, м²·с⁻¹;

$[D]^{-1}$ – инвертированная матрица коэффициентов диффузии, с·м⁻²;

$[D_T]$ – диагональная матрица коэффициентов турбулентной диффузии,

$$[D_T] = D_T [I], \text{ м}^2 \cdot \text{с}^{-1};$$

E – эффективность по Мерфри;

f – количество химических реакций;

\bar{g} – ускорение свободного падения, $\bar{g} = 9.81 \text{ м} \cdot \text{с}^{-2}$;

δG – поток газа(пара) в объем δV (рис. 3.9), $\delta G = \delta S \cdot \rho_G w_G \Phi$, кг·с⁻¹;

H_{GH} – энтальпия газового (парового) потока на входе в объем δV (рис. 3.9), Дж·кг⁻¹;

H – энтальпия, Дж·кг⁻¹;

h_{CT} – высота статического столба жидкости, м;

$[I]$ – единичная матрица;

$[K_L^\bullet]$ – матрица коэффициентов массопередачи, с⁻¹;

K_T^\bullet – коэффициент теплопередачи, Вт·(м³·К)⁻¹;

$K_{L,ij}^\bullet$ – элементы матрицы коэффициентов массопередачи в жидкой фазе, с⁻¹;

K_{oy}, K_{ox} – коэффициенты массопередачи, м/с;

K – константа скорости химической реакции;

$[L]$ – диагональная матрица собственных значений матрицы $[D]$, с·м⁻²;

δM – вектор-столбец потока массы компонента переданный из одной фазы в другую в объеме δV (рис. 3.9), $\delta M = r_c \cdot \delta V$, кг·с⁻¹;

$\delta M_{хим}$ – вектор-столбец потока массы за счет химических реакций в объеме δV (рис. 3.9), кг·с⁻¹;

\vec{F} – вектор силы взаимодействия фаз, Н·м⁻³;

M_{Mi} – мольная масса i -го компонента, кг/кмоль;

m – количество компонентов;

N_t – суммарный поток массы, $N_t = \sum_{i=1}^m N_i$, кмоль·(с·м³)⁻¹;

N – поток массы компонента, кмоль·(с·м³)⁻¹;

n – нормаль к стенке;

P – давление, Па;

q – средняя плотность потока тепла, Вт·м⁻²;

q^t – средняя плотность турбулентного потока тепла, Вт·м⁻²;

δQ – поток тепла из одной фазы в другую в объем δV (рис. 3.9), $\delta Q = r_T \cdot \delta V$,
Вт.;

$\delta Q_{\text{хим}}$ – поток тепла за счет химических реакций в объем δV (рис.3.9),
 $\delta Q_{\text{хим}} = r_{T,\text{хим}} \cdot \delta V$, Вт;

Q – тепловой эффект химической реакции, Вт·моль⁻¹;

r_c – вектор-столбец источников массы при массообмене между фазами,
кг·(м³·с)⁻¹;

$r_{c,\text{хим}}$ – вектор столбец источников массы за счет химических реакций,
кг·(м³·с)⁻¹;

r_T – источник тепла при теплообмене между фазами, Вт·м⁻³;

$r_{T,\text{хим}}$ – источник тепла за счет химических реакций, Вт·м⁻³;

r_V – суммарный источник массы, кг·(м³·с)⁻¹;

$r_{\alpha,\text{хим}}$ – скорость α химической реакции, моль·м⁻³·с⁻¹;

Γ – коэффициент переноса компонента в фазе (диффузия, турбулентный перенос), м²·с⁻¹;

R – источник массы компонента за счет химической реакции, кг·(м³·с)⁻¹;

R_1 – число Рейнольдса для вязкого подслоя диффузионного пограничного слоя;

R_{ek} – эквивалентный радиус отверстия, м;

S_0 – площадь отверстий в газораспределительных элементах, занятая газовым потоком на входе в слой жидкости, м²;

S_k – площадь свободного сечения колонны, м²;

δS – площадь поперечного сечения потока в объеме δV (рис. 3.8), $\delta S = \delta x \cdot \delta y$,
м²;

T – температура, К;

t – время, с;

u_* – динамическая скорость, м·с⁻¹;

\vec{v} – вектор скорости, м·с⁻¹;

δV – объем двухфазной смеси (рис. 3.9), $\delta V = \delta S \cdot \delta z$, м³;

- V_L – удерживающая способность тарелки по жидкости, м^3 ;
 W_k – средняя скорость газа в свободном сечении колонны, $\text{м}\cdot\text{с}^{-1}$;
 W_0 – средняя скорость газа в сечении S_0 , $\text{м}\cdot\text{с}^{-1}$;
 X – концентрация компонента в жидкой фазе, моль.д.;
 v, u, w – продольная, поперечная и вертикальная составляющие вектора \vec{v} , $\text{м}\cdot\text{с}^{-1}$;
 x, y, z – продольная, поперечная и вертикальная координата на плоскости тарелки;
 $y = y_{CT}(x)$ – функция, задающая форму стенки;
 Y – концентрация компонента в газовой фазе, моль. д.;
 α – коэффициент теплоотдачи при $N_t=0$, $\text{Вт}\cdot(\text{м}^3\cdot\text{К})^{-1}$;
 α^\bullet – коэффициент теплоотдачи с учетом поперечного потока массы N_t , $\text{Вт}\cdot(\text{м}^3\cdot\text{К})^{-1}$;
 $[\check{\beta}]$ – диагональная матрица эквимольных коэффициентов массоотдачи ($N_t=0$), с^{-1} ;
 $[\beta]$ – матрица эквимольных коэффициентов массоотдачи ($N_t=0$), с^{-1} ;
 $[\beta^\bullet]$ – матрица не эквимольных коэффициентов массоотдачи, с^{-1} ;
 λ – стехиометрический коэффициент;
 μ_{eff} – эффективная вязкость, $\text{Па}\cdot\text{с}$;
 μ, μ_T, μ_{BI} – коэффициент молекулярной вязкости, коэффициент турбулентной вязкости и коэффициент турбулентной вязкости вызванной движением пузырей, соответственно, $\text{Па}\cdot\text{с}$;
 ν – кинематическая вязкость, $\nu = \mu / \rho$, $\text{м}^2\cdot\text{с}^{-1}$;
 ν_T – коэффициент турбулентной вязкости, $\nu_T = \mu_T / \rho$, $\text{м}^2\cdot\text{с}^{-1}$;
 π_i – порядок химической реакции по компоненту i ;
 ρ – плотность, $\text{кг}\cdot\text{м}^{-3}$;
 ρ_M – молярная плотность, моль $\cdot\text{м}^{-3}$;
 τ – тензор касательных напряжений, Па ;
 ϕ – объемная доля дисперсной фазы (газосодержание);
 ψ_a – коэффициент активной поверхности массопередачи;
 $[\psi]$ – матрица, $[\psi] = N_t [\beta]^{-1} / \rho_M$;
 $[\Xi]$ – матрица корректирующих факторов, $[\Xi] = [\psi][\exp[\psi] - [I]]^{-1}$;
 Ξ_T – корректирующий коэффициент, $\Xi_T = \phi_T / (\exp(\phi_T) - 1)$;
 ϕ_T – коэффициент, $\phi_T = \left(\sum_{i=1}^m N_i C_{pi} \right) / \alpha$;

Φ – диссипация энергии, Вт·м⁻³;
 ε – диссипация энергии газового потока, Вт·м⁻³;
 ξ – длина пути жидкости на тарелке, м;
 θ – коэффициент искусственной сжимаемости;
 σ – поверхностное натяжение, Н·м⁻¹.

Комплексы

$Sc_i = \nu / L_i$ – число Шмидта;
 $Pr = \nu / a$ – число Прандтля;
 $Sc_T = \nu_T / D_T$ – турбулентное число Шмидта;
 $Pr_T = a_T / D_T$ – турбулентное число Прандтля;
 Ga – число Галилея.

Нижние индексы

G – газовая (паровая) фаза;
 L – жидкая фаза;
 k – фаза;
 s – граница раздела фаз;
 i, j – номер компонента, $i, j = 1, 2, \dots, m$;
 $0, K$ – значения параметров на входе и на выходе контактного устройства;
 α – номер химической реакции, $\alpha = 1, 2, \dots, f$.

Литература к главе 3

1. Александров И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. М.: Химия, 1981. – 352 с.
2. Кондратьев А.А., Марушкин Б.К. и др. О представлении непрерывной смеси в виде дискретной при расчете ректификационных колонн // Материалы республиканской научно-технической конференции работников нефтегазовой, нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности Башкирии (тезисы докладов). – Уфа, 1970 – С. 255-256.
3. Марушкин Б.К., Теляшев Г.Г., Пручай В.С., Сабирова Н.Х. Разделение нефтяных фракций на условные компоненты при расчете ректификационных колонн. // Технология нефти и газа. Вопросы фракционирования. – Уфа, Башкирское книжное изд-во, 1971. – Вып. 2. – С. 91-110.
4. Марушкин Б.К., Теляшев Г.Г. Оценка эффективности тарелок по Мерффри при ректификации многокомпонентных смесей. // Технология нефти и газа. Вопросы фракционирования. – Уфа, Башкирское книжное изд-во, 1975. – Вып. 3. – С. 87-105.

5. Дьяконов С.Г., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Данилов В.А., Баглай В.Ф. Математическое моделирование процессов разделения углеводородного сырья // Межвуз. сб. науч. тр. «Массообменные процессы и аппараты химической технологии», Казань, 1997. – С 4-13.
6. Лаптев А.Г., Мальковский П.А., Баглай В.Ф., Солодов П.А. Моделирование процессов разделения углеводородных смесей в колонных аппаратах // Тез. докл. 12-й Междун. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях». Н. Новгород, 1999, Т. 4. – С. 199-200.
7. Лаптев А.Г., Мальковский П.А., Солодов П.А., Еланцев С.В., Минеев Н.Г. математическое моделирование массообмена в колонных аппаратах и повышение эффективности установок разделения на Сургутском ЗСК // Тез. докл. V-й междун. конф. «Методы кибернетики хим.-техн. процессов» (КХТП-V-99) Казань, 1999. – С. 14-15.
8. Баглай В.Ф. Моделирование процесса разделения углеводородного сырья и реконструкция колонн установки получения моторных топлив: Автореф. дис. канд. техн. наук. Казань, 1997. – 16 с.
9. Солодов П.А. Модернизация аппаратурного оформления и технологической схемы установки получения моторных топлив : Автореф. дис. канд. техн. наук. Казань, 2001. – 18 с.
10. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др.; Под ред. А.М. Розена. – М.: Химия, 1980.
11. Вертузаев Е.Д. Опыт масштабного перехода при разработке промышленных массообменных аппаратов // Химическая промышленность. – 1990. – № 4. – С. 223-227.
12. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г., Моделирование массотеплопереноса на основе исследования лабораторного макета // Теор. основы хим. технол. – 1993. – Т.27. – №1. – С. 4-18.
13. Лаптев А.Г. Массообмен в барботажном слое и описание структуры потоков на контактных устройствах методом сопряженного физического и математического моделирования.: Дис... канд. техн. наук. – Казань: КХТИ, 1988.
14. Дьяконов Г.С. Моделирование однофазного массопереноса в жидких смесях: Дис... канд. техн. наук. – Одесса, 1988.
15. Кафаров В. В. Основы массопередачи. 3-е изд. – М.: Высшая школа, 1979.
16. Кафаров В.В., Комиссаров Ю.А., Ветохин В.Н. и др. Исследование влияния деформации параметров структуры потоков пара и жидкости на

- эффективность тарельчатых массообменных аппаратов // Журн. прикл. химии. – 1990. – Т. 63. – № 9. – С.1994-1998.
17. Biddulph M.W., Dribika M.M. Distillation Efficiencies on a Large Sieve Plate with Small-Diameter Holes // AIChE Journal. – 1986. – V. 32. – № 8. – P.1383-1388.
18. Кафаров В.В., Шестопапов В.В., Комиссаров Ю.А. и др. Исследование структуры потока на клапанной тарелке // Тр. МХТИ – 1975. – Вып. 88 – С.118-120.
19. Данилычев И.А., Плановский А.Н., Чехов О.С. Исследование массообмена в жидкой фазе на ситчатых тарелках с учетом степени продольного перемешивания // Хим. пром-ть. – 1965. – № 10. – С. 46.49.
20. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. - Казань: Изд-во КГУ, 1993. – 437 с.
21. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Моделирование процессов разделения на контактных устройствах промышленных колонн // Журн. прикл. химии. – 1993. – Т. 66 – № 1. С. 92-103.
22. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические методы описания массо- и теплоотдачи в газо-(паро)жидкостных средах на контактных устройствах // Изв. вузов «Химия и хим. технология». – 1991. – Т 34. – Вып. 8. – С. 3-13.
23. Лаптев А.Г. Моделирование элементарных актов переноса в двухфазных средах и определение эффективности массо- и теплообмена в промышленных аппаратах.: Дис... докт. техн. наук. – Казань: КГТУ, 1995.
24. Мальковский П.А., Солодов П.А., Лаптев А.Г. Определение эффективности промышленных клапанных тарелок // Мужвуз сб. «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань, 2001. – С. 207-212
25. Лаптев А.Г., Мальковский П.А. Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 1. Постановка задачи. Описание установки. Математическая модель процесса // Проблемы энергетики. – 2002. – № 5-6.
26. Дьяконов С.Г., Данилов В.А., Лаптев А.Г. Определение объемных коэффициентов массоотдачи на прямоточных клапанных тарелках с помощью математической модели // Хим. пром-ть. 1991. – № 8. – С. 499-501.
27. Дьяконов С.Г., Лаптев А.Г., Елизаров В.И. Определение объемных коэффициентов массоотдачи в газо(паро)-жидкостном слое на промышленных контактных устройствах при масштабном переходе // Изв. Вузов «Химия и химическая технология». – 1991. – № 6. – Т. 34. – С. 80-84.

28. Скобло А.И., Трегубова И.А., Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1982 – 584 с.
29. Janusz K., Ruszardk K., Zbigniew P. Stoffbertragung bei zweisichtigung der flussigkeitsdurchmischung // Chem. Tech. (DDR). – 1977. – V 29 – № 7. – P. 374-377.
30. Выборнов В.Г. Исследование влияния негоризонтальности клапанной тарелки на эффективность ее работы // Эффективные технологические конструкции тарелок для ректификационных колонн. – М.: ЦИНТИИТЭХИМ, 1968. – С. 46-52.
31. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, 1978. – 280 с.
32. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е., М.: Химия, 1976. – 656 с.
33. Протодяконов И.О., Чесноков Ю.Г. Гидромеханические основы процессов химической технологии: Учебное пособие для вузов.- Л.: Химия, 1987. – 360 с.
34. Deen N.G., Solberg T., Hjertager B.H. Numerical Simulation of the Gas-Liquid Flow in a Cross-sectioned Bubble Column// 14th Int. Congr. of Chem. and Process Eng. – Praha, Aug. 27-13. – 2000. – P. 1-18.
35. Jakobsen H.A. Sannaes B.H., Grecskott S., Svendsen H.F. Modeling of vertical bubble-driven flows, Ind. Chem. Res., 1997, 36, p.4052-4074.
36. Sato Y., Sekoguchi K. Liquid velocity distribution in two-phase bubble flow// Int. J. Multiphase Flow, 1975, v.2, p.79.
37. Markatos N.C. Mathematical modelling of single and two-phase flow problems in the process industries// Revue de l'Institut Frangais du Pe'trole, 1993. – V.48. – № 6. – P. 631-662.
38. Hewitt G.F. et al., Multiphase science and technology // Washington-N.J.- London, Hemisphere Publishing Corporation, 1987.
39. Ланкастер П. Теория матриц. Перевод с англ.- М.: Наука, 1982. – 280 с.
40. Taylor R., Krishna R. Multicomponent mass transfer. New York, Wiley, 1993.
41. Карпова Ю.Г. Термодинамическое исследование абсорбционных процессов очистки газов от двуокиси углерода. Дисс... канд. тех. наук. М.: ГИАП. 1972. – 132 с.
42. Шуп Т. Прикладные численные методы в физике и технике: Перевод с англ. – М.: Высш.шк., 1990.
43. Данилов В.А., Лаптев А.Г., Елизаров В.И., Дьяконов С.Г. Гидравлический расчет газораспределительных элементов массообменных клапанных тарелок с учетом неоднородности распределения потоков в барботажном слое // Инж.- физ. журнал. – 1991. – Т.60. – №6. – с. 1041.

44. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. – М.: Химия, 1975. – 320 с.
45. Данилов В.А. Моделирование процессов разделения многокомпонентных смесей в газо(паро)- жидкостном слое и определение эффективности промышленных тарелок: Дис. ... канд. техн. наук. – Казань: КХТИ, 1992.
46. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Модель массоотдачи в барботажном слое на основе концепции активного (входного) участка// ТОХТ. – 1991. – Т.25. – №6. – с.783-795.
47. Андерсон Д., Таннехилл Дж., Плеттер Р. Вычислительная гидромеханика и теплообмен: В 2-х т. – М.: Мир, 1990.
48. Оран. Э., Борис Дж. Численное моделирование реагирующих потоков: Пер. с англ. – М.: Мир, 1990. – 660 с.
49. Яненко Н.Н. Метод дробных шагов решения многомерных задач математической физики. – 1967. – 197 с.
50. Marek, J. Rectification with chemical reaction. II. Plant rectification of a water-acetic acid-acetic anhydride mixture // Coll. Czech. Chem. Commun., 1956, v.21, pp. 1560-1568.
51. Карпеев С.В. Снижение энергозатрат и модернизация установки разделения формальдегид-метанол-водной смеси. – Дисс... канд. техн. наук. – Казань, 2001. – 135 с.
52. Латева А.Г., Данилов В.А., Минеев Н.Г., Карпеев С.В. Снижение энергозатрат и реконструкция тепло-массообменной установки в производстве изопрена-мономера // Изв. Вузов. Проблемы энергетики. – 2001. – №9-10. – С. 68-76.
53. Danilov V.A., Laptev A.G., Karpeev S.V., Vogelpohl A. Determination of Efficiency of a Tray on Multicomponent Reactive Distillation // Chem. Ing. Tech. – 2001. – V. 73. – №6. – P. 651.
54. Кудряшов В.Н., Черевин В.Ф., Мухитов И.Х., Лаптев А.Г. Энергосбережение при проведении процессов разделения: повышение производительности и эффективности массообменных колонн // Материалы научно-практической конференции «Энергосбережение в химической технологии 2000», Казань, 2000. – С. 35-41.
55. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Дияров И.И. Повышение производительности и четкости разделения в колонне путем замены клапанных тарелок на современную высокоэффективную насадку // Межвуз. темат. сб. науч. тр. «Массообменные процессы и аппараты химической технологии», Казань, 1998. – С 206-210.
56. Еланцев С.В., Мальковский П.А., Баглай В.Ф., Лаптев А.Г. Получение товарного бутана и изобутана на существующем колонном оборудовании

- ЗСК // Межвуз. темат. сб. науч. тр. «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии», Казань, 2001. – С. 197-201.
- 57.. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Лаптев А.Г. и др. Высокоэффективные нерегулярные насадки для массообменных колонн // Тез. докл. 12-й Междун. науч. конф. «Математические методы в химии и технологиях». В. Новгород, 1999. – С. 199-200.
58. Мальковский П.А., Ишмурзин А.В., Лаптев А.Г. Использование насадочных элементов для реконструкции колонны К-4 УМТ // Межвуз. темат. сб. науч. тр. «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии», Казань, 2001. – С. 177-183.
59. Лаптев А.Г., Данилов В.А., Фарахов М.И. и др. Повышение узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена // Химическая промышленность. – 2001. – № 10. – С. 24-33.
60. Мальковский П.А. Производство пропилена, изобутана и н-бутана из широкой фракции легких углеводородов Уренгойского конденсата // Дисс... канд. тех. наук. – Казань, 1998.
61. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Шигапов И.М., Ясавеев Х.Н. Проектирование новых насадочных элементов для реконструкции массообменных колонн // Тез. докл. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях». (ММТТ-14). Т.6, Смоленск, 2001. – С. 30.
62. Лаптев А.Г., Ясавеев Х.Н., Фарахов М.И. и др. Проектирование контактных элементов для массообменных насадочных колонн // Межвуз. научно-метод. сб. «Совершенствование подготовки учащихся и студентов в области графики, конструирования и стандартизации», Саратов, 1999. – С. 115-118.
63. Габутдинов М.С., Черевин В.Ф., Мухитов И.Х. и др. Высокоэффективные насадки для массообменных колонн // Тез. докл. V-й Междун. конф. по интенсификации нефтехимических процессов «Нефтехимия 99», Нижнекамск, 1999, Т. 2. – С. 162-163.
64. Ишмурзин А.В., Мальковский П.А., Лаптев А.Г. Высокоэффективные насадочные элементы для аппаратов разделения // Материалы докл. Всероссийской школы-семинара «Проблемы тепломассообмена и гидродинамики в энергомашиностроении», Казань, 2002. – С. 149.
65. Слеттери Дж. Теория переноса импульса, энергии и массы в сплошных средах. – М.: Мир, 1978.
66. Шейдеггер А.Э. Физика течения через пористые среды. – М.: Гостехиздат, 1960.
67. Ergun S. Fluid Flow through Packed Columns // Chem. Eng. Progr. – 1952. – V.48. – №42. – P.89.

68. Vortmeyer D., Shuster J. Evaluation of Steady Flow Profiles in Rectangular and Circular Packed Beds by a Variational Method // Chem. Eng. Sci. – 1983. – V.38. – №10. – P.1691.
69. Гольдштик М.А. Процессы переноса в зернистом слое. – Новосибирск: Ин-т теплофизики СО АН СССР, 1984.
70. Штерн П.Г., Руденчик Е.А., Турунтаев С.В. и др. Изотермическое осесимметричное течение несжимаемой жидкости в контактных аппаратах радиального типа // Инж.-физ. журнал. – 1989. – Т. 56. – №4. – С. 555.
71. Иоффе И.И., Письмен Л.М. Инженерная химия гетерогенного катализа. – М.: Химия, 1965.
72. Штерн П.Г., Руденчик Е.А., Лукьяненко И.С. и др. Процессы переноса в зернистом слое // ТОХТ. – 1997. – Т. 31. – №4. – С. 428-433.
73. Лаптев А.Г., Данилов В.А. Моделирование процесса хемосорбции в насадочной колонне // Химическая промышленность. – 1998. – № 1. – С. 23-26.
74. Дьяконов Г.С., Лаптев А.Г., Данилов В.А. и др. Определение ВЭТТ для насадочных колонн при ректификации газового конденсата // Газовая промышленность. – 1998. – № 10. – С. 20-22.
75. Дьяконов С.Г., Лаптев А.Г., Данилов В.А., Ясавеев Х.Н. Определение ВЭТТ для насадочных колонн вариационным методом // Межвуз. темат. сб. науч. тр. Вестника КГТУ «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии», Казань, 1998. – С. 10-17.
76. Ясавеев Х.Н. Реконструкция дебутанизатора и изопентановой колонн на ГФУ // Автореф. канд. техн. наук. – Казань, 1998.

ГЛАВА 4

ПРОЕКТИРОВАНИЕ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

В данной главе приводятся описание простой ректификационной установки и алгоритм расчета тарельчатой колонны с основным оборудованием. Целью расчета является выбор режимных и конструктивных характеристик, удовлетворяющих требованиям технического задания на проектирование.

Приведенный алгоритм не имеет научной новизны, однако, позволяет достаточно быстро выполнить предпроектные расчеты новых колонн или анализ работы действующих. Более точные расчеты эффективности разделения и числа теоретических тарелок следует выполнять по алгоритмам, приведены в 3 главе.

4.1. Общие сведения и схема процесса

Перегонка жидкостей – процесс разделения жидких смесей, доведенных до температуры кипения, когда образующийся пар отбирается и конденсируется. Полученная жидкость – конденсат отличается от состава исходной смеси. Повторяя многократно этот процесс можно практически полностью разделить исходную смесь на чистые компоненты.

Процесс основан на том, что в паре содержится больше легколетучего (низкокипящего) (НК) компонента, а в жидкости больше труднолетучего или высококипящего (ВК).

В самом простом случае смесь состоит из двух компонентов А и В (бинарная смесь).

Для идеальных растворов по закону Рауля

$$P_A = P_A^* X_A \quad \text{и} \quad P_B = P_B^* (1 - X_A), \quad (4.1)$$

где P_A, P_B – давление насыщенных паров.

По правилу фаз

$$C = K - \Phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2 - \quad (4.2)$$

две степени свободы из трех P, t, X . Возможны варианты:

$P - t$ ($x = \text{const}$); $P - x$ ($t = \text{const}$);
 $t - x$ ($P = \text{const}$) - фазовые диаграммы.

Наиболее важной является $t - x, y$ - диаграмма, т.к. процесс перегонки проводят при $P = \text{const}$.

Перегонку разделяют на два основных вида: простую перегонку (или дистилляцию) и ректификацию.

Простая перегонка – процесс однократного частичного испарения исходной жидкой смеси и конденсации образующихся паров. Её применяют для предварительного разделения, очистки веществ от примесей, загрязнений. Сконденсированные пары называют дистиллятом, а оставшуюся жидкость – остатком.

Ректификация – наиболее полное разделение смесей жидкостей. Процесс заключается в многократном взаимодействии паров с жидкостью – флегмой, полученной при конденсации паров.

Ректификационная колонна I (рис. 4.1) имеет цилиндрический корпус, внутри которого установлены контактные устройства в виде тарелок или насадки. Снизу вверх по колонне движутся пары, поступающие в нижнюю часть аппарата из кипятильника 2. Пары проходят через слой жидкости на тарелках снизу вверх и конденсируются в дефлегматоре 3. Получаемая жидкость разделяется на дистиллят и флегму, которая направляется на верхнюю тарелку колонны. С помощью дефлегматора в колонне создается нисходящий поток жидкости.

Дистиллят охлаждается в холодильнике 4 и отводится в сборник верхнего продукта. Жидкость, поступающая на орошение колонны (флегма), представляет собой почти чистый НК – низкокипящий компонент.

Однако, стекая по колонне и взаимодействуя с паром, жидкость все более обогащается высококипящим компонентом (ВК), конденсирующимся из пара.

Часть жидкости поступает в кипятильник 2, обогреваемый глухим паром или другим теплоносителями, а другая часть отводится из колонны в виде кубового остатка (нижнего продукта) и охлаждается в холодильнике 6.

На некотором расстоянии от верха колонны к жидкости из дефлегматора присоединяется исходная смесь, которая поступает на питающую тарелку колонны. Эта тарелка условно делит колонну на две части: укрепляющую секцию (от питающей до верхней тарелки) Ia и исчерпывающую секцию (от питающей до нижней тарелки) Ib.

Для того чтобы уменьшить тепловую нагрузку кипятильника, исходная смесь предварительно нагревается в подогревателе 5 до температуры кипения жидкости на питающей тарелке.

В ректификационных установках применяются главным образом аппараты двух типов: насадочные и тарельчатые (барботажные).

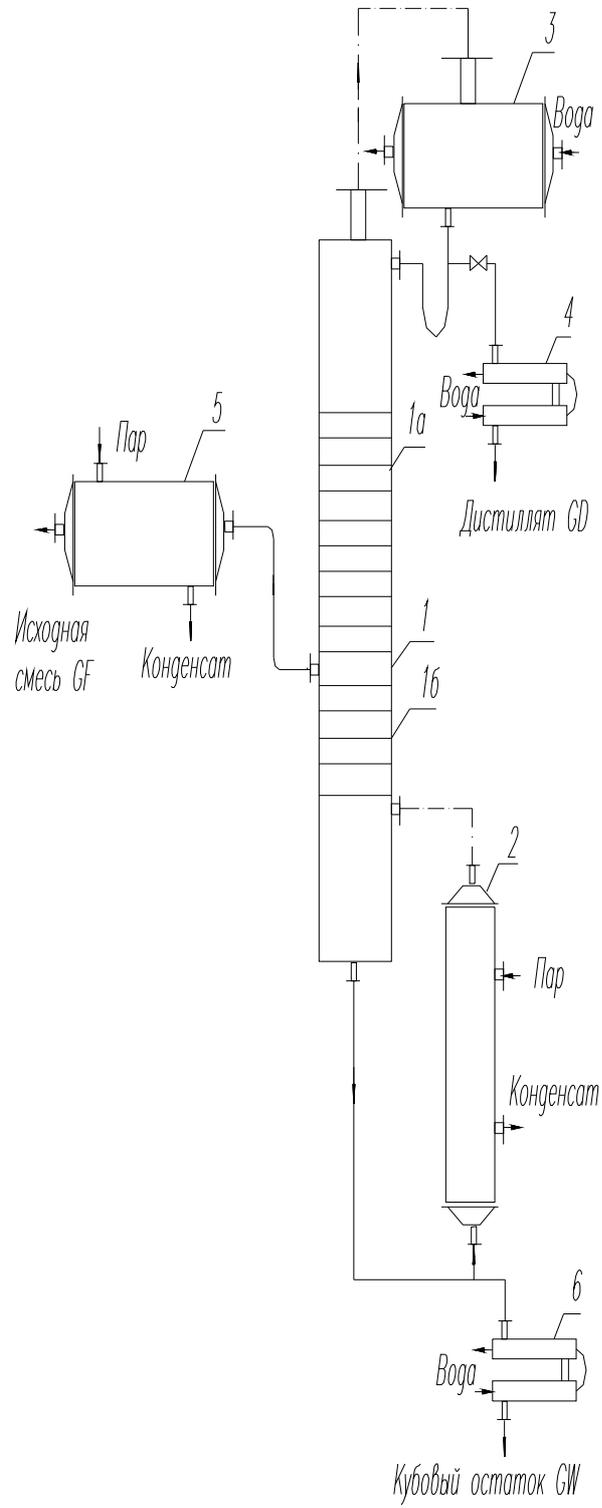


Рис. 4.1. Схема ректификационной установки

4.2. Алгоритм проектирования ректификационных колонн

Приведенный алгоритм проектирования предназначен для расчета тарельчатых ректификационных аппаратов с ситчатыми, колпачковыми и клапанными тарелками.

На рис. 4.2 представлена блок-схема алгоритма технологического расчета установки [1, 2]. Алгоритм реализован по модульному принципу, где каждый модуль представляет собой функционально законченный элемент расчета и обозначается на блок - схеме буквой М с соответствующим номером.

В техническом задании на проектирование указываются следующие исходные данные:

1. Смесь, подлежащая разделению. Легколетучему компоненту присваивается номер 1, а другому компоненту – номер 2.
2. Расход исходной смеси G_F , кг/ч.
3. Концентрация X_2 легколетучего компонента в дистилляте, мас. доли.
4. Концентрация X_3 легколетучего компонента в кубовом остатке, мас. доли.
5. Тип контактного устройства ректификационной колонны.
6. Давление (абсолютное) греющего водяного пара, кгс/см².
7. Температура исходной смеси перед подогревателем, температура дистиллята и кубового остатка из холодильников.

4.3. Расчет флегмового числа и теоретических тарелок

Первоначально выполняются расчет расходов и перевод состава продуктов в мольные доли. При выполнении расчетов потребуются данные по фазовому равновесию, которые имеются в работах [3, 4].

Теплофизические свойства компонентов смеси можно найти по справочным данным работы [5] или получить расчетным путем по зависимостям, приведенным в работах [4, 6].

1. Из уравнения общего и покомпонентного материального балансов ректификационной колонны определяются расходы дистиллята и кубового остатка:

$$G_D = \frac{G_F (x_1 - x_2)}{x_2 - x_3}, \quad G_w = G_F - G_D. \quad (4.3)$$

2. Находятся мольные массы 1-го и 2-го компонентов разделяемой смеси M_1 и M_2 по справочным данным. Для дальнейших расчетов используются концентрации исходной смеси, дистиллята, кубового остатка в мольных долях.

3. Перевод массовых долей в мольные, например, для концентрации легколетучего компонента в исходной смеси, производится по следующей формуле:

$$X_w = \frac{x_1/M_1}{x_1/M_1 + (1-x_1)/M_2} \quad (4.4)$$

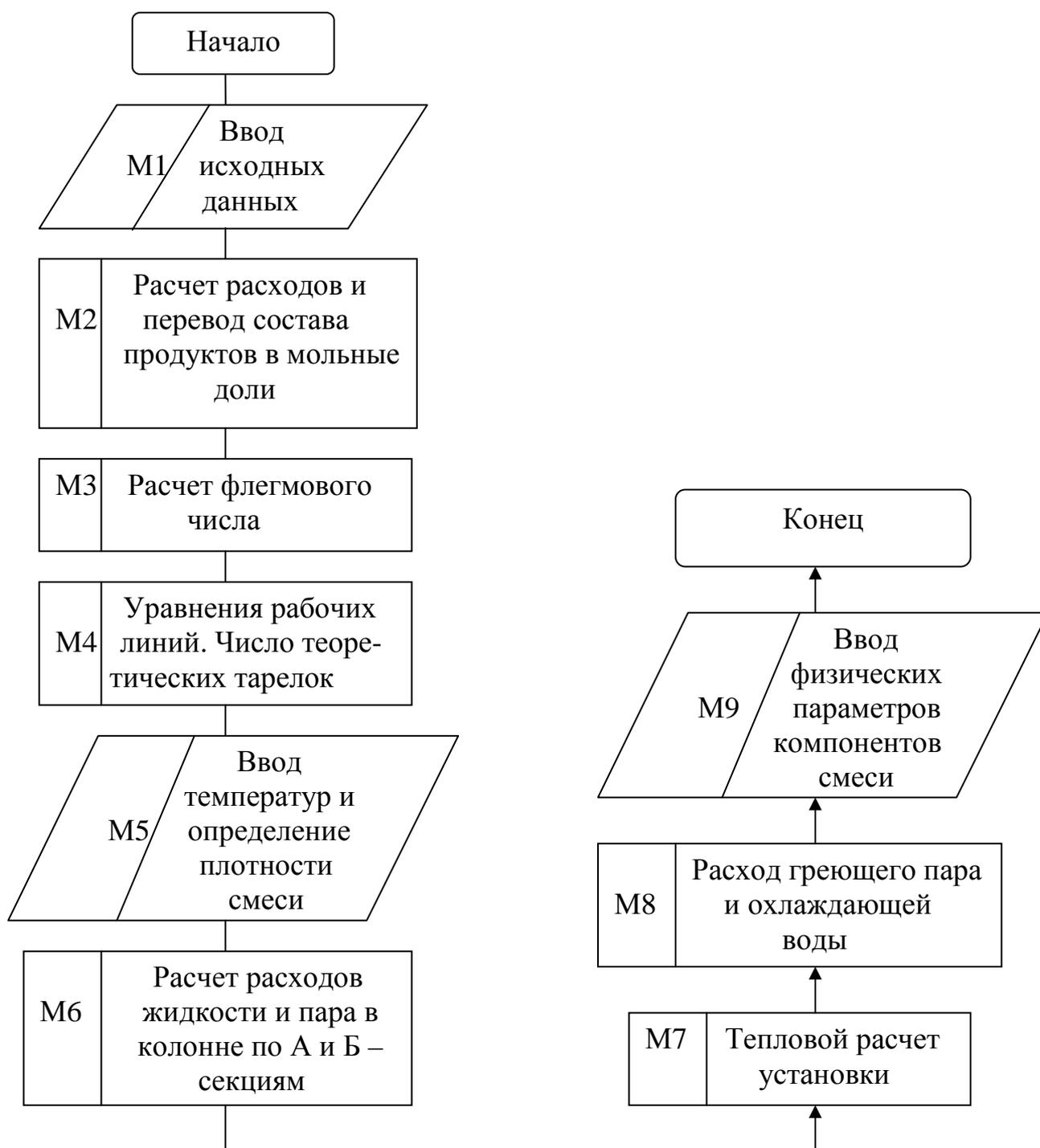


Рис.4.2. Блок-схема алгоритма технологического расчета ректификационной колонны

Аналогично рассчитываются мольные доли 1-го компонента в кубовом остатке x_W и дистилляте x_D .

Расчет действительного флегмового числа

1. Действительное флегмовое число определяется на основе минимального R_{min} . В том случае, если кривая равновесия имеет вид, изображенный на рис. 4.3, R_{min} определяются по формуле [1]:

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (4.5)$$

где y_F^* – равновесная концентрация легколетучего компонента в паровой фазе с жидкостью состава X_F (определяется по диаграмме $y-x$).

Если кривая равновесия смеси имеет перегиб, то R_{min} рассчитывается по диаграмме $y-x$ (рис. 4.4). Для определения R_{min} из точки А проводится касательная к кривой равновесия. Касательная АВ отсекает на оси ординат отрезок ВО. Проводятся необходимые построения и находится длина отрезка ВО. По величине отрезка ВО определяется R_{min} [1]:

$$R_{min} = (x_D - a) / a, \quad (4.6)$$

где a – длина отрезка ВО.

2. Рабочее флегмовое число рассчитывается по формуле

$$R = 1.3 \cdot R_{min} + 0,3. \quad (4.7)$$

От флегмового числа зависят затраты на процесс разделения исходной смеси. Оптимальное флегмовое число определяется на основе анализа эксплуатационных, капитальных и общих затрат на ректификацию.

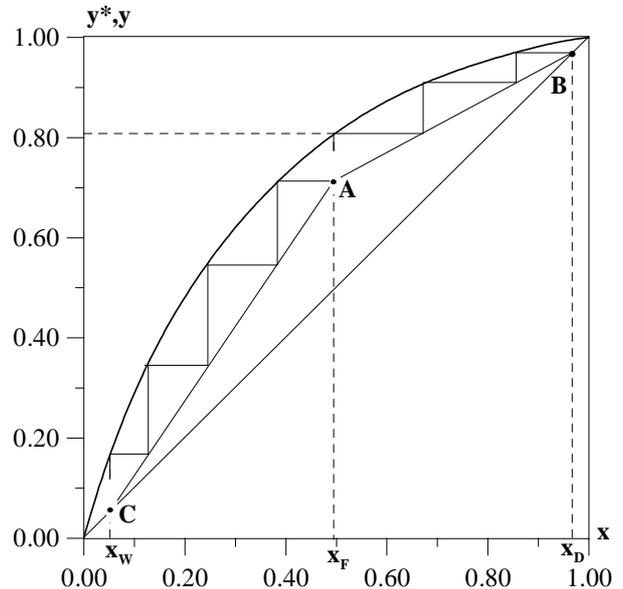


Рис. 4.3. Определение числа теоретических тарелок

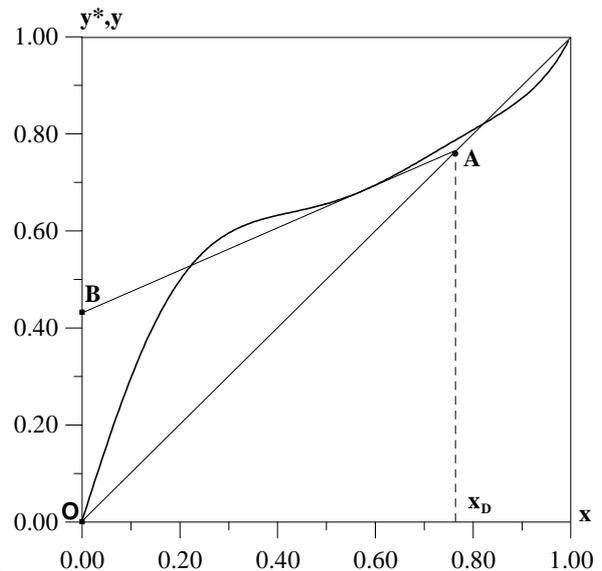


Рис. 4.4. Определение минимального флегмового числа R_{min}

Расчет числа теоретических тарелок

Число теоретических тарелок находят, используя уравнения рабочих линий и кривую равновесия (рис. 4.3).

1. Рассчитывается относительный мольный расход смеси:

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}. \quad (4.8)$$

2. По координатам X , Y в соответствии с уравнениями рабочих линий для А – секции

$$Y = \frac{R}{R+1} \cdot X + \frac{X_D}{R+1}, \quad (4.9)$$

и Б – секции

$$Y = \frac{R+F}{R+1} \cdot X + \frac{F-1}{R+1} X_W. \quad (4.10)$$

На x , y - диаграмму фазового равновесия наносятся точки А, В, С (рис. 4.3). После соединения точек А и С, а также А и В прямыми линиями, получим:

АВ – рабочую линию А – секции;

АС – рабочую линию Б – секции.

3. Начиная от точки В, строится ломанная ступенчатая линия, число вертикальных участков которой равно числу теоретических ступеней разделения (теоретических тарелок).

Температуры пара и жидкости и определение плотности смеси

1. Для расчета теплофизических свойств смеси определяются средние концентрации жидкости по секциям

$$\text{А – секция: } X_{\text{ср.}} = \frac{X_F + X_D}{2}, \text{ моль. доли}; \quad (4.11)$$

$$\text{Б – секция: } X_{\text{ср.}} = \frac{X_F + X_D}{2}, \text{ моль. доли.}$$

2. Вычисляются по уравнениям рабочих линий для $X_{\text{ср.А}}$ и $X_{\text{ср.Б}}$ средние концентрации паровой фазы $Y_{\text{ср.А}}$ и $Y_{\text{ср.Б}}$.

3. Из $t-x-y$ диаграммы по значениям $X_{\text{ср.А}}$, $X_{\text{ср.Б}}$, $Y_{\text{ср.А}}$, $Y_{\text{ср.Б}}$ находятся значения средних температур пара и жидкости.

4. Определяются средние плотности пара в А и Б – секциях колонны:

$$\rho'_{\text{ср.}} = \frac{M'_{\text{ср.}} \cdot 273}{22,4 \cdot (t_{\text{ср.}} + 273)}, \text{ кг/м}^3, \quad (4.12)$$

где $t_{\text{ср.}}$ – средняя температура пара в секции, °С; $M'_{\text{ср.}}$ – средняя молярная масса паровой фазы:

$$M'_{\text{ср.}} = M_1 Y_{\text{ср.}} + M_2 (1 - Y_{\text{ср.}}), \quad \text{кг/кмоль},$$

где $Y_{\text{ср.}}$ – средняя концентрация паровой фазы в секции колонны, моль. доли.

5. Из диаграммы (рис. 4.5) при концентрациях X_D и X_w находятся значения температур жидкой фазы на верхней тарелке t_D и в кубе колонны t_w .
6. По табличным данным или в результате расчета находятся значения плотности компонентов смеси при температурах t_D и t_w .
7. Рассчитываются плотности жидкой фазы на верхней тарелке ρ_D и в кубе ρ_w по уравнению:

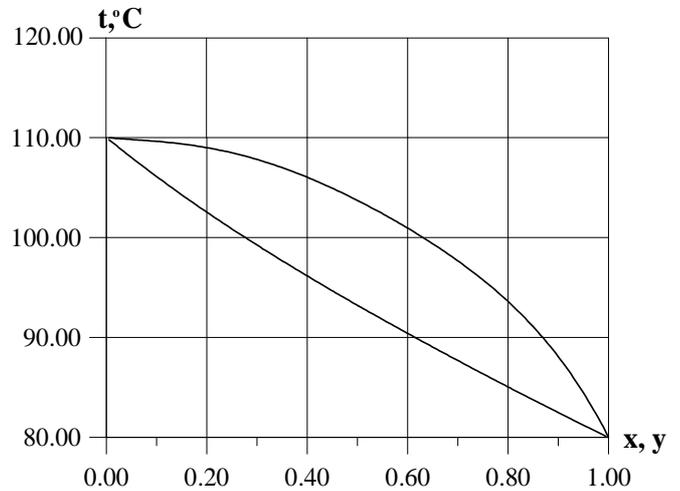


Рис. 4.5. t-x, y диаграмма

$$\rho_{\text{см.}} = \frac{\rho_1 \cdot \rho_2}{X \cdot \rho + (1 - X) \cdot \rho_2}, \quad \text{кг/м}^3, \quad (4.13)$$

где ρ_1, ρ_2 – плотности компонентов смеси; X – концентрация одного из компонентов смеси, мас. доли.

8. Вычисляется средняя плотность жидкости в колонне:

$$\rho_{\text{ж}} = \frac{\rho_D + \rho_w}{2}, \quad \text{кг/м}^3. \quad (4.14)$$

Расчет расходов жидкости и пара в колонне по А и Б – секциям

А – секция: расход пара $G_{\text{пА}} = L_A + G_D, \text{ кг/ч};$ (4.15)

 расход жидкости $L_A = R G_D, \text{ кг/ч};$

Б – секция: расход пара $G_{\text{пБ}} = L_B - G_w, \text{ кг/ч};$ (4.16)

 расход жидкости $L_B = L_A + L_F, \text{ кг/ч}.$

4.4. Тепловой расчет

Рассчитываются тепловые потери в конденсаторе, холодильниках дистиллята и кубового остатка, кипятивнике куба колонны и подогревателе исходной смеси.

1. При температуре дистиллята t_D находится теплота конденсации компонентов смеси r_1, r_2 ккал/кг.

2. Определяется теплота конденсата смеси при

$$r_D = 4190 \cdot (X_2 \cdot r_1 + (1-X_2) \cdot r_2), \text{ Дж/кг.} \quad (4.17)$$

3. Вычисляется расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе

$$Q_D = G_{\text{ПА}} \cdot r_D / 3600, \text{ Вт.} \quad (4.18)$$

4. При соответствующих температурах находятся теплоемкости компонентов смеси, ккал/(кг. град).

5. Вычисляется теплоемкость смеси в жидкой фазе

$$C_{\text{см}} = 4190 \cdot [C_1 X + C_2 \cdot (1-X)], \text{ Дж/(кг·град),} \quad (4.19)$$

где C_1, C_2 – теплоемкости 1-го и 2-го компонентов смеси, ккал/(кг·град):

X – концентрация 1-го компонента в жидкой фазе, мас. доли.

6. Из уравнения теплового баланса ректификационной колонны определяется количество тепла, получаемого в кубе-испарителе от греющего пара

$$Q_k = Q_D + G_D \cdot C_D \cdot t_D + G_W \cdot C_W \cdot t_W - G_F \cdot C_F \cdot t_F + Q_{\text{пот}}, \text{ Вт,} \quad (4.20)$$

где C_D, C_W, C_F – теплоемкость дистиллята, кубового остатка и исходной смеси соответственно при температурах t_D, t_W, t_F ; $Q_{\text{пот}}$ – потери тепла (принимаются равными 3% от полезно затрачиваемого тепла).

7. Вычисляется расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята

$$Q'_D = G_D \cdot C'_D \cdot (t_D - t_{D, \text{кон}}), \text{ Вт,} \quad (4.21)$$

где C'_D – удельная теплоемкость дистиллята при средней температуре

$$t_{D, \text{ср.}} = \frac{t_D + t_{D, \text{кон}}}{2},$$

$t_{D, \text{кон}}$ – конечная температура дистиллята на выходе из холодильника, °С.

8. Определяется расход тепла в подогревателе исходной смеси:

$$Q'_F = 1.05 \cdot G_F \cdot C'_F \cdot (t_F - t_{F, \text{нач}}) / 3600, \text{ Вт,} \quad (4.22)$$

где C'_F – удельная теплоемкость исходной смеси при средней температуре:

$$t_{F, \text{ср.}} = \frac{t_F + t_{F, \text{нач.}}}{2}.$$

9. Рассчитывается расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка

$$Q'_W = G_W \cdot C'_W \cdot (t_W - t_{W, \text{кон}}) / 3600, \text{ Вт,} \quad (4.23)$$

где C'_W – удельная теплоемкость кубового остатка при средней температуре

$$t_{W, \text{ср.}} = \frac{t_W + t_{W, \text{кон}}}{2}$$

($t_{W, \text{кон}}$ – конечная температура кубового остатка в холодильнике).

Расчет расходов греющего пара и охлаждающей воды

1. При заданном давлении находится теплота конденсации греющего водяного пара $r_{г.п.}$, кДж/кг.
2. Определяется расход греющего водяного пара заданного давления:
 - а) в кубе испарителя –

$$G_{г.п.1} = \frac{Q_k}{1000 \cdot r_{г.п.}}, \text{ кг/с;} \quad (4.24)$$

- б) в подогревателе исходной смеси –

$$G_{г.п.2} = \frac{Q'_F}{1000 \cdot r_{г.п.}}, \text{ кг/с.} \quad (4.25)$$

3. Вычисляется расход охлаждающей воды:
 - а) в дефлегматоре –

$$V_{В.1} = \frac{Q_D}{C_B(t_{кон.} - t_{нач.}) \cdot \rho_B}, \text{ м}^3/\text{с}, \quad (4.26)$$

где ρ_B – плотность воды при 20°C ; $t_{кон.} - t_{нач.} = 20^\circ\text{C}$;

- б) в водяном холодильнике дистиллята –

$$V_{В.2} = \frac{Q'_D}{C_B(t_{кон.} - t_{нач.}) \cdot \rho_B}, \text{ м}^3/\text{с}; \quad (4.27)$$

- в) в водяном холодильнике кубового остатка –

$$V_{В.3} = \frac{Q'_W}{C_B(t_{кон.} - t_{нач.}) \cdot \rho_B}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (4.28)$$

4. Определяется общая потребность греющего пара и охлаждающей воды для работы ректификационной установки:

- а) расход греющего пара

$$G_{г.п.} = 3600 \cdot (G_{г.п.1} + G_{г.п.2}), \text{ кг/ч;} \quad (4.29)$$

- б) расход охлаждающей воды при нагреве на 20°C

$$V_B = 3600 \cdot (V_{В.1} + V_{В.2} + V_{В.3}), \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (4.30)$$

Расходы греющего пара и охлаждающей воды необходимы для расчета теплообменных аппаратов ректификационной установки.

Расчет физических параметров компонентов смеси

1. При средней температуре жидкой фазы в А и Б–секциях выбираются значения коэффициентов поверхностного натяжения 1-го и 2-го компонентов, дин/см.
2. Определяется поверхностное натяжение жидкости по А и Б – секциям

$$\sigma = 0,001 \cdot [\sigma_1 \cdot X + \sigma_2 \cdot (1-X)], \text{ Н/м}, \quad (4.31)$$

где σ_1, σ_2 – поверхностное натяжение компонентов смеси, дин/см;

X – средняя концентрация жидкой фазы секции колонны, мас. доли.

3. Находятся значения коэффициентов динамической вязкости компонентов смеси μ_1, μ_2 , сП.

4. Рассчитывается коэффициент динамической вязкости смеси жидкой фазы в А и Б – секциях [6]

$$\mu_{см.} = 0,001 \cdot \mu_1^{X_{ср}} \cdot \mu_2^{(1-X_{ср})}, \quad \text{Па}\cdot\text{С}, \quad (4.32)$$

где $X_{ср.}$ – средняя концентрация 1-го компонентов жидкой фазы, моль. доли.

Коэффициент динамической вязкости паровой фазы разделяемой смеси определяется из уравнения:

$$\frac{M_{ср.}}{\mu_{ср.}} = \frac{Y_1 \cdot M_1}{\mu_1} + \frac{(1-Y_2) \cdot M}{\mu_2}, \quad (4.33)$$

или

$$\mu_{ср.} = \frac{0,001 \cdot M_{см.} \cdot \mu_1 \cdot \mu_2}{Y_1 \cdot \mu_2 M_1 + (1-Y_1) \cdot \mu_1 M_2}, \quad \text{Па}\cdot\text{С}, \quad (4.34)$$

где $M_{см.}, M_1, M_2$ – мольные массы смеси газов и отдельных компонентов; Y_1 – мольная доля 1-го компонента в паровой фазе смеси; M_1, M_2 – динамический коэффициент вязкости компонентов смеси в паре, сП.

Технологический расчет ректификационной установки закончен.

4.5. Гидравлический расчет

Цель гидравлического расчета – определение максимальных нагрузок, диаметра и высоты ректификационной колонны, гидравлического сопротивления.

Блок - схема алгоритма гидравлического расчета представлена на рис. 4.6.

Расчет максимальной скорости пара в колонне

1. Расстояние между тарелками H (мм) выбирается из ряда: 200; 250; 300; 350; 400; 450; 500 550; 600; 650; 700; 750; 800; 850; 900; 950; 1000. Для выбора оптимальных размеров колонны расстояние между тарелками должно определяться одновременно с диаметром аппарата. Расчеты показывают, что размеры колонны, близкие к оптимальным, можно получить, если расстояние между тарелками выбирается в соответствии со следующими данными [1]:

$D, \text{ м}$	0,8	0,8 - 1,6	1,6 - 2,0	2,0 - 2,4	2,4
$H, \text{ мм}$	200 - 350	350 - 400	400 - 500	500 - 600	600

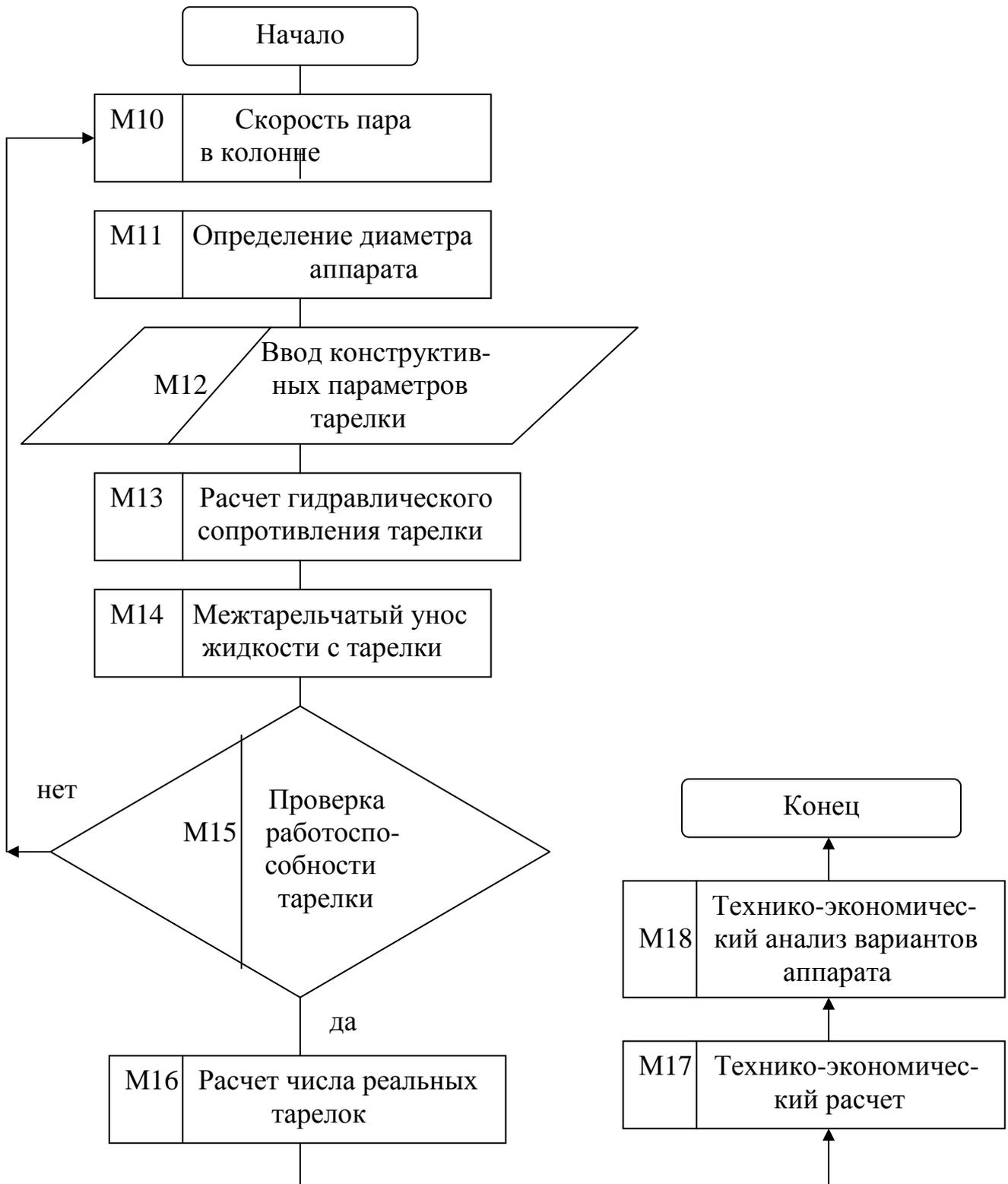


Рис. 4.6. Блок-схема алгоритма гидравлического расчета ректификационного аппарата

Производится проверка выбранных размеров контактного устройства и расстояния между ними. В случае необходимости расстояние между тарелками уточняется.

1. Определяется максимальная скорость паровой фазы по А и Б - секциям [1]:

$$\omega_{\max} = C_{\max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}}, \quad \text{м/с}, \quad (4.35)$$

где $\rho_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{п}}$ – средняя плотность жидкой и газовой фаз, кг/м³;

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot [k_1 \cdot C_1 - k_2 \cdot (\lambda - 35)]. \quad (4.36)$$

Коэффициенты k_1 , k_2 принимают следующие значения:

Таблица 4.1

Вид контактного устройства	k_1	k_2
Колпачковый	1,0	4
Из S – образных элементов	1,0	4
Клапанный ($F_{\text{св.}} = 0,1$)	1,15	4
Ситчатый и струйный ($F_{\text{св.}} = 0,8$)	1,2	5
Ситчатый с отбойными элементами	1,4	4

В соответствии с рис. 4.7 находятся значение C_1 .

Величина λ определяется по уравнению

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot L}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})/\rho_{\text{п}}}}, \quad (4.37)$$

где L – расход жидкости в секции колонны, кг/ч; V – объемный расход пара в секции колонны, м³/ч.

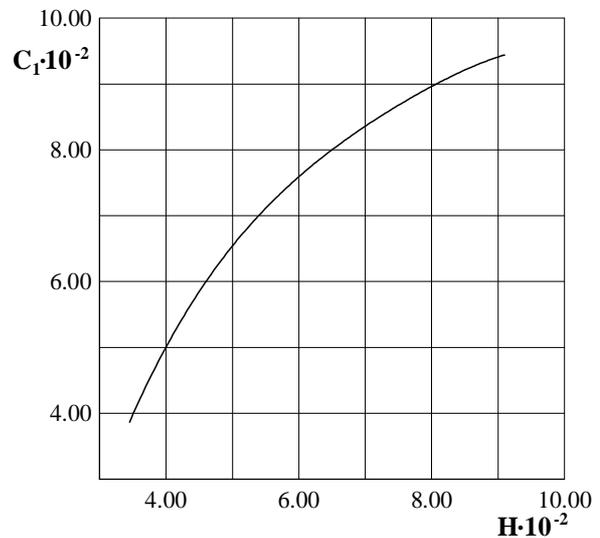


Рис. 4.7. Зависимость коэффициента C_1 от расстояния между тарелками H

Определение диаметра аппарата

1. По значению ω_{\max} рассчитываются диаметры А и Б - секций колонны:

$$D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot \omega_{\max}}}, \quad \text{м}. \quad (4.38)$$

2. Анализируя значения диаметров $D_{\text{расч.}}$ по А и Б – секциям, проектировщик решает продолжить дальнейший расчет

а) при различных значениях диаметров по А и Б – секциям

или

б) при одинаковых значениях диаметров.

В случае значительных расхождений диаметров колонны по А и Б – секциям дальнейший расчет производится при различных их значениях. Из таблиц нормализованных конструкции [7] выбирается контактное устройство с диаметром, ближайшим к расчетной величине.

3. Задаются значения выбранного диаметра контактного устройства D (или D_A и D_B), м.

4. По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в секциях колонны:

$$\omega_{\text{max}} = \frac{4 \cdot V}{3600 \cdot \pi \cdot D^2}, \text{ м/с.} \quad (4.39)$$

Конструктивные параметры заданного типа контактного устройства

В таблицах нормализованных конструкций контактных устройств приведены конструктивные параметры ситчатых, колпачковых и клапанных тарелок. Для заданного типа контактного устройства при выбранном диаметре (или диаметрах) секций принимаются значения конструктивных параметров тарелки. Рекомендуемая высота сливного порога равна 40 мм.

Расчет гидравлического сопротивления тарелки

1. Определяется сопротивление сухой тарелки [1]

$$\Delta P_{\text{сух.}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{п}}, \text{ Па,} \quad (4.40)$$

где ξ – коэффициент сопротивления; $\xi = 1,82$ (ситчатая тарелка); $\xi = 3,66$ (клапанная тарелка); $\xi = 4,0 - 5,0$ (колпачковая тарелка), ω_0 – скорость пара в отверстиях тарелки, м/с

$$\omega_0 = 100 \cdot \omega_{\text{max}} / F_{\text{св}},$$

$F_{\text{св}}$ – относительная свободная площадь тарелки, %.

2. Для ситчатой тарелки учитывается сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения

$$\Delta P_{\delta} = \frac{4000 \cdot \sigma_{\text{см}}}{d_0}, \text{ Па,} \quad (4.41)$$

d_o – диаметр отверстий в полотне тарелки, мм.

3. Рассчитывается расход жидкости на единицу периметра слива:

$$L_v = \frac{L}{\rho_{ж} \cdot B}, \quad \text{м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч}), \quad (4.42)$$

где B – периметр слива, м; L – расход жидкости в секции колонны, кг/ч; $\rho_{ж}$ – средняя плотность жидкости в колонне, кг/м³.

4. Из рис. 4.8 определяется значение коэффициента K_2 , учитывающего сжатие потока жидкости.

5. Вычисляется подпор жидкости над сливным устройством [1]:

$$\Delta h = 3,2 \cdot K_2 \cdot L_v^{2/3}, \quad \text{мм}. \quad (4.43)$$

6. Определяется сопротивление слоя жидкости на клапанной тарелке [1]:

$$\Delta P_{ж} = 0,001 \cdot (h_{п} + \Delta h) \cdot g \cdot \rho_{ж}, \quad \text{Па} \quad (4.44)$$

где $h_{п}$ – высота сливной пленки, мм; g – ускорение свободного падения, равное 9,81 м/с².

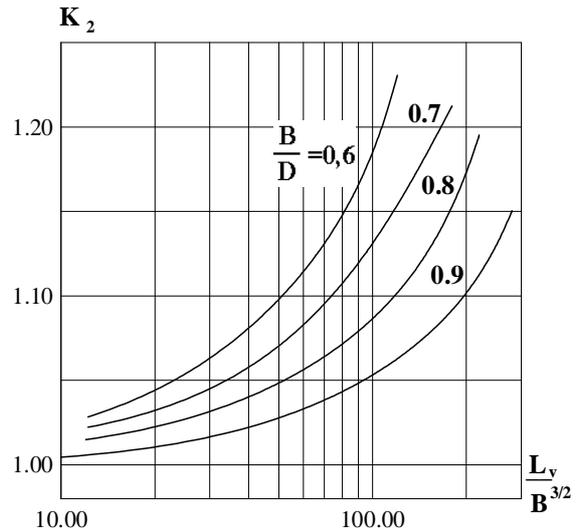


Рис. 4.8. Зависимость коэффициента K_2 от комплексов B/D и $L_v/B^{3/2}$

7. Рассчитывается сопротивление парожидкостного слоя на ситчатой и колпачковых тарелках [1]:

$$\Delta P_{п.ж.} = 0,0013 \cdot (h_{п} + \Delta h) \cdot K \cdot \rho_{ж} \cdot g, \quad \text{Па}, \quad (4.45)$$

где $K = \frac{\rho_{п.ж.}}{\rho_{ж}}$ – отношение плотности парожидкостного слоя (пены) к

плотности жидкости; приближенно принимается $K = 0,5$.

8. Определяется общее гидравлическое сопротивление клапанной и колпачковой тарелок:

$$\Delta P_c = \Delta P_{сух.} + \Delta P_{ж}, \quad \text{Па}. \quad (4.46)$$

9. Находится общее гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки:

$$\Delta P_c = \Delta P_{сух.} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{ж}, \quad \text{Па}. \quad (4.47)$$

10. Общее гидравлическое сопротивление колонны составит

$$\Delta P_k = \Delta P_c \cdot n, \quad \text{Па}, \quad (4.48)$$

где n – число реальных тарелок (см. раздел 4.6).

Расчет межтарельчатого уноса жидкости

От значения уноса жидкости зависит эффективность раздела смеси (КПД тарелки). При большом уносе КПД резко падает.

1. Определяется коэффициент m , используемый в формуле для уноса жидкости [1].

$$m = 1.15 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{\sigma}{\rho_{\text{п}}} \right)^{0.295} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} \right)^{0.425}, \quad (4.49)$$

где $\mu_{\text{п}}$ – коэффициент динамической вязкости паровой фазы смеси, Па·с; σ – поверхностное натяжение жидкой фазы смеси, Н/м.

2. Рассчитывается унос жидкости с тарелки [1]:

$$e = \frac{A \cdot (0,052 \cdot h_{\delta} - 1,72)}{H^{\beta} \cdot \psi^2} \cdot \left(\frac{\omega}{\varepsilon_{\text{пр}} \cdot m} \right)^{3,7}, \quad \text{кг / кг}, \quad (4.50)$$

где ω – максимальная скорость паровой фазы, м /с; H – расстояние между тарелками, мм; h_{δ} – глубина барботажа, мм; $h_{\delta} \geq 52$ мм (в расчете примем $h_{\delta} = 72$ мм); ψ , A и β – коэффициенты:

при $H < 400$ мм $A = 9,48 \cdot 10^7$, $\beta = 4,36$;

при $H \geq 400$ мм $A = 0,159$, $\beta = 0,95$;

$\psi = 0,8$ (клапанная тарелка), $\psi = 0,9$ (ситчатая), $\psi = 0,6$ (колпачковая).

Унос жидкости не должен превышать 0,1 кг/кг. При повышенном уносе жидкости расстояние между тарелками следует увеличить.

Проверка работоспособности тарелок

При расчете переливного устройства следует учитывать межтарельчатый унос жидкости. Если его величина превышает 20% от соотношения расходов жидкости и пара, то расход жидкости равен

$$L_{V \text{ расч.}} = L_V \left(1 + \frac{eV}{L} \right). \quad (4.51)$$

1. Определяется сопротивление движению жидкости в переливе:

$$\Delta P_{\text{ж.п.}} = K \cdot g \cdot \left(\frac{L_V}{3600 \cdot a} \right)^2, \quad \text{Па}, \quad (4.52)$$

где a – линейный размер наиболее узкого сечения перелива, м;

$a \approx 0,04$ м [4]; K – коэффициент, для тарелок с затворной планкой $K = 350$.

2. Рассчитывается высота слоя не вспененной жидкости в сливном устройстве [1]:

$$h' = h_{\text{п}} + \Delta h + \Delta + \left(0,001 \frac{\Delta P_c}{\rho_{\text{ж}}} + \Delta P_{\text{ж.п.}} \right) \cdot \frac{1}{g}, \text{ мм}, \quad (4.53)$$

где $h_{\text{п}}$ – высота сливной планки, мм; Δh – подпор жидкости над сливной планкой, мм; Δ – градиент уровня жидкости на тарелке, мм (при расчете эта величина не учитывается); ΔP_c – общее гидравлическое сопротивление тарелки, Па.

3. Находится величина вылета ниспадающей струи в переливе [1]:

$$y = \left(4,5 \cdot \frac{L_v}{\Delta h} - 0,36 \right) \cdot \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_{\text{п}} + 1,7 \cdot \Delta h - h')} , \text{ м}, \quad (4.54)$$

$[L_v] = \text{м}^3/\text{м}\cdot\text{с}$.

4. Определяется высота парожидкостного слоя в переливе

$$H'_{\text{п}} = \frac{h'}{\rho_{\text{п}}}, \text{ мм}, \quad (4.55)$$

где $\rho'_{\text{п}}$ – средняя относительная плотность вспененной жидкости (табл. 4.2)

Таблица 4.2

Интенсивность пенообразования	$\rho'_{\text{п}}$ при различных значениях расхода жидкости, м ³ /(м·ч)		
	65	65-100	100
Слабая	0,65	0,6	0,5
Средняя	0,55	0,5	0,4
Большая	0,4	-	-

5. Рассчитывается максимальная ширина сливного устройства:

$$S = \frac{1}{2} \cdot \left(D - \sqrt{D^2 - B^2} \right), \text{ м}, \quad (4.56)$$

где B – периметр слива, м.

6. Определяется минимальная допустимая скорость пара в колонне с ситчатыми тарелками, при которой участвуют в работе все отверстия контактного устройства [1]:

$$\omega_{\text{min}} = 0,0067 \cdot F_{\text{св.}} \cdot \sqrt{\frac{g \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot h_{\text{п.ж.}}}{\xi \cdot \rho_{\text{п}}}}, \text{ м / с}, \quad (4.57)$$

где $\xi = 1.82$ – коэффициент сопротивления ситчатой тарелки; $h_{\text{п.ж.}}$ – высота парожидкостного слоя на тарелке, м; $F_{\text{св.}}$ – относительная свободная поверхность тарелки, %.

7. Минимальная допустимая скорость пара в А и Б – секциях
а) для колонны с клапанными тарелками [1]

$$\omega_{min} = 0,05 \frac{F_{cb.}}{\sqrt{\rho_{\pi}}}, \text{ м / с}; \quad (4.58)$$

б) для колонны с колпачковыми тарелками [1]

$$\omega_{min} = 0,0415 \cdot F_{cb.} \cdot \rho_{\pi}^{-0.5}, \text{ м / с}, \quad (4.59)$$

где ρ_{π} – плотность пара, кг/м³.

8. Диапазон устойчивости работы тарелок в секциях колонны $N = \omega_{max} / \omega_{min}$ указывает, во сколько раз можно изменить производительность колонны без заметного понижения эффективности разделения.
9. Осуществляется проверка условий работоспособности контактных устройств колонны согласно
1. $H'_{\pi} < H + h_{\pi}$
 2. $y < S$
 3. $N > 1$

Если не выполняется условие 1, необходимо повторить гидравлический расчет, изменяя при этом межтарельчатое расстояние H ; если не выполняется условие 2, т.е. недостаточен размер переливного устройства, необходимо увеличить значение диаметра контактного устройства, произвести повторный гидравлический расчет секции или гидравлический расчет всей колонны; если не выполняется условие 3, нужно уменьшить диаметр колонны или при прежнем его значении выбрать тарелку с меньшей величиной $F_{cb.}$.

4.6. Расчет числа реальных тарелок

Число реальных тарелок в колонне всегда больше теоретических, т.к. КПД < 1. КПД (эффективность разделения) характеризует степень приближения смеси на тарелке к равновесному состоянию. Ниже приводится эмпирический метод вычисления КПД ситчатых, колпачковых и клапанных тарелок.

1. По справочным данным или расчетным путем находится мольный объем 1-го компонента v_1 , см³ / моль.
2. Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе

$$D_{ж} = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(\beta \cdot M_1)^{1/2} \cdot (t + 273)}{\mu \cdot v_1^{0.6}}, \text{ м}^2 / \text{ с}, \quad (4.60)$$

где M_1 – мольная масса 1-го компонента; μ – динамический коэффициент вязкости 1-го компонента в жидкой фазе, мПа·с; β – параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя. Для воды $\beta = 2,6$, для метилового спирта – 1,9, этилового спирта – 1,5, для неассоциируемых жидкостей – 1.

3. Рассчитывается средний КПД ситчатой и колпачковой тарелок по эмпирическому выражению [3]:

$$\eta_0 = 0,068 \cdot K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115}, \quad (4.61)$$

где K_1, K_2 – безразмерные комплексы

$$K_1 = \frac{0,1 \cdot \omega \cdot h_{\text{п}} \cdot \rho_{\text{п}}}{F_{\text{св.}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}}}; \quad K_2 = \frac{\sigma}{\omega \rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}.$$

Здесь ω – скорость пара в колонне, м/с; $F_{\text{св.}}$ – относительная свободная площадь тарелки, %; $h_{\text{п}}$ – высота сливной перегородки, мм; $\rho_{\text{п}}, \rho_{\text{ж}}$ – средние плотности пара и жидкости в А и Б - секциях колонны, кг/м³; $D_{\text{ж}}$ – коэффициент диффузии в жидкой фазе, м²/с; σ – поверхностное натяжение жидкой фазы в секции колонны, Н/м.

4. Находится средний к.п.д. клапанной тарелки [5]

$$\eta_0 = 0,0865 (\mu_{\text{ж}} \alpha_{1-h})^{-0,245} \left(\frac{L}{V} \right)^{0,3} \cdot 10^{0,3h_{\text{п}}}, \quad (4.62)$$

где $\mu_{\text{ж}}$ – средняя вязкость жидкой фазы в секции, Па·с; V, L – расход пара и жидкости в секции, кг/ч; α_{1-h} – относительная летучесть 1 - го компонента по отношению ко 2 - му компоненту

$$\alpha_{1-h} = \frac{P_1}{P_h},$$

где P_1, P_h – давление насыщенного пара 1 - го и 2 - го компонентов.

5. Рассчитывается число реальных тарелок

$$n = \frac{n_{\text{т}}}{\eta_0}, \quad (4.63)$$

где $n_{\text{т}}$ – число теоретических тарелок в секции; η_0 – средний к.п.д. тарелки.

6. Вычисляется высота обечайки аппарата $H_{\text{об}}$:

$$H_{\text{об}} = (n - 1) \cdot H, \quad \text{м.} \quad (4.64)$$

На этом завершается гидравлический расчет ступеней разделения.

Следует отметить, что расчет КПД (эффективности разделения) является очень сложной и ответственной задачей. Формулы (4.61) и (4.62) справедливы для ограниченных типов тарелок в узком интервале работы. Определение КПД тарелок других типов следует проводить или на основе обобщения многочисленных экспериментальных исследований или теоретическим путем из решения системы дифференциальных уравнений переноса [8-11] (глава 3).

4.7. Техничко-экономический расчет и анализ проекта

1. Из таблиц нормализованных конструкций [7] выбирается масса выбранного контактного устройства M_o (кг) и определяется масса тарелок колонны

$$M_T = (N_1 + N_2) \cdot M_o, \text{ кг}, \quad (4.65)$$

где N_1, N_2 – число тарелок верхней и нижней секций колонны.

2. Находится толщина обечайки колонны $\delta_{об.}$

$$\delta_{об.} = 1,18D \left(\frac{P_H}{E} \cdot \frac{H_{об.}}{D} \right)^{0.4} + C_{окр.}, \text{ м}, \quad (4.66)$$

где P_H – наружное давление, $P_H = 0,101$ МПа; $C_{окр.}$ – величина округления до ближайшего нормального значения; $H_{об.}$ – длина обечайки, м; D – диаметр колонны, м; E – модуль упругости материала обечайки при ее расчетной температуре (табл. 4.3).

Таблица 4.3

$t, ^\circ\text{C}$	Модуль упругости, $E \cdot 10^{-5}, \text{ МН / м}^2$	
	Углеродистая сталь	Легированная сталь
20	1,99	2,0
100	1,91	2,0
200	1,81	1,97
300	1,71	1,91
400	1,55	1,81
500	–	1,68
600	–	1,61

Минимальная толщина стенок корпуса колонного аппарата в зависимости от диаметра приведена в табл. 4.4.

Таблица 4.4

Диаметр аппарата $D, \text{ мм}$	Толщина стенки $\delta, \text{ мм}$
1000 – 1800	10
2000 – 2600	12
2800 – 3200	14
3400 – 3800	18
4000	24

3. Определяется масса обечайки $M_{об.}$:

$$M_{об.} = \pi \cdot \delta_{об.} \cdot (D + \delta_{об.}) \cdot H_{об.} \cdot \rho_{ст.}, \text{ кг}, \quad (4.67)$$

где $\rho_{ст.}$ – плотность стали, $\rho_{ст.} = 7850 \text{ кг / м}^3$.

4. Рассчитывается масса сферических днищ $M_{кр.}$ [4]:

$$M_{кр.} = \frac{4\pi \left[\left(\frac{D+2\delta_{кр.}}{2} \right)^3 - \left(\frac{D}{2} \right)^3 \right] \cdot \rho_{ст.}}{3}, \text{ кг}, \quad (4.68)$$

где $\delta_{кр.}$ – толщина сферических днищ $\delta_{кр.} \approx \delta_{об.}$.

5. Находится масса ректификационной колонны:

$$M_k = (M_T + M_{об.} + M_{кр.}) \cdot 0,001, \text{ т}. \quad (4.69)$$

6. В зависимости от толщины обечайки $\delta_{об.}$ определяется стоимость колонны C_k (цены указаны на период до 1991 г.):

а) $\delta_{об.} > 0,007$ м

$$\begin{aligned} C_k &= M_k \cdot 3420 \text{ руб.} && \text{при } M_k < 33 \text{ т}, \\ C_k &= M_k \cdot 3160 \text{ руб.} && \text{при } 33 \text{ т} \leq M_k \leq 100 \text{ т}, \\ C_k &= M_k \cdot 2860 \text{ руб.} && \text{при } M_k > 100 \text{ т}; \end{aligned}$$

б) $\delta_{об.} \leq 0,007$ м

$$\begin{aligned} C_k &= M_k \cdot 5510 \text{ руб.} && \text{при } M_k < 1,3 \text{ т}, \\ C_k &= M_k \cdot 4580 \text{ руб.} && \text{при } 1,3 \text{ т} \leq M_k \leq 5,6 \text{ т}, \\ C_k &= M_k \cdot 4210 \text{ руб.} && \text{при } 5,6 \text{ т} \leq M_k < 12 \text{ т}; \\ C_k &= M_k \cdot 3500 \text{ руб.} && \text{при } M_k \geq 12 \text{ т}. \end{aligned}$$

Следует отметить, что расчет стоимости колонны имеет приближенный характер, т. к. из-за неустойчивого финансового положения предприятий стоимость металла и изготовления может из года в год значительно меняться.

Стоимость монтажа C_m зависит от массы аппарата (табл. 4.5)

Таблица 4.5

$M_k, \text{ т}$	<1,5	1,5 - 2	2 - 3	3 - 5	5 - 7	7 - 10	10 - 12	12-15	15-20
$C_m, \text{ руб}$	490	570	700	1100	1500	2850	3250	3690	5030

$M_k, \text{ т}$	20-26	26-30	30-40	40-50	50-60	60-70	70-80	80
$C_m, \text{ руб}$	6370	7430	8490	9810	12350	14880	15630	17500

7. Рассчитываются капитальные вложения

$$K = C_k + C_m, \text{ руб.} \quad (4.70)$$

и затраты на греющий водяной пар

$$Z_{пар.} = 3600 \cdot \tau (Q_k + Q_r) \cdot C_{в.п.}/G_F, \text{ руб./кг}, \quad (4.71)$$

где Q_k, Q_r – количество подводимого тепла в куб-испаритель и подогреватель исходной смеси, $C_{в.п.} = 1,47 \cdot 10^{-9}$ руб./Дж – стоимость 1 Дж тепла; G_F – количество исходной смеси; τ – время работы установки (принимается $\tau = 8000$ ч в год).

8. Определяются затраты на охлаждение

$$Z_{\text{охл.}} = \tau V_{\text{в}} \cdot C_{\text{хл}} / G_F, \text{ руб./кг}, \quad (4.72)$$

где $V_{\text{в}}$ – расход воды на охлаждение, м³/ч; $C_{\text{хл.}}$ – стоимость хладагента, для воды $C_{\text{хл.}} = 0,015 \div 0,03$ руб./м³.

9. Вычисляются затраты на электроэнергию $Z_{\text{эл.}}$:

$$Z_{\text{эл.}} = \left(\frac{G_D}{G_F} \right) \cdot H_{\text{об.}} \cdot C_{\text{эл.}} / (3600 \cdot \eta), \text{ руб./кг}, \quad (4.73)$$

где $C_{\text{эл.}}$ – стоимость 1 кВт·ч электроэнергии; $\eta = 0,85$ – к.п.д. электродвигателя.

10. Рассчитываются приведенные затраты на разделение

$$Z_{\text{пр.}} = Z_{\text{эл.}} + Z_{\text{охл.}} + Z_{\text{нагр.}} + 0,17 \cdot K / G_F. \quad (4.74)$$

Технико-экономический анализ проекта и выбор оптимального варианта аппарата

На основе технического задания на проектирование производится несколько вариантов расчета колонны с различными типами контактных устройств и в каждом варианте определяются приведенные затраты на разделение смеси. По сумме приведенных затрат на реализацию каждого варианта проекта выбирается оптимальный вариант аппарата.

Литература к главе 4

1. Александров И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. – М.: Химия, 1981. – 352 с.
2. Проектирование ректификационных аппаратов в режиме диалога с ЭВМ: Метод. указания/Казан. хим. – технол. Ун-т; Сост.: В.И. Елизаров, Н.Г. Минеев. Казань, 1991. – 56 с.
3. Коган В.Б. Равновесие между жидкостью и паром / В.Б. Коган, В.М. Фридман, В.В. Кафаров: АН.СССР ВИНТИ. – М.: Наука Ленингр. Отд. 2 т. – 1966.
4. Методы расчета теплофизических свойств газов и жидкостей. ВНИПИНефть, термодинамический Центр В/О «Нефтехим». – М.: Химия, 1974. – 248 с.
5. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. Изд. 2-е доп. и переработ. – М.: Наука. Гл. ред. физ.мат.лит. 1972. – 720 с.
6. Рид Р., Прощесниц Дж., Шшервуд Т. свойства газов и жидкостей: Справочное пособие / Пер. с англ. под ред. Б.И.Соколова. – 3-изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1982. – 592 с.

7. Колонные аппараты. Каталог. Сост. Коробчанская Л.И., Линтварев А.К., Марченко А.Л. и др. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978. – 30 с.
8. Лаптев А.Г., Дьяконов С.Г., Минеев Н.Г., Данилов В.А., Баглай В.Ф. математическое моделирование процессов разделения углеводородного сырья // Межвуз. сб. науч. тр. Массообменные процессы и аппараты химической технологии. – Казань. 1997. – С. 4-13.
9. Лаптев А.Г., Мальковский П.А., Баглай В.Ф., Солодов П.А. Моделирование процессов разделения углеводородных смесей в колонных аппаратах. Тез. докл. 12-й межд. конф. «Математические методы в технике и технологиях». Н. Новгород. – 1999. – Т. 4. – С. 199-200.
10. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Моделирование массотеплопереноса в промышленных аппаратах на основе исследования лабораторного макета // Теор. основы хим. технол. – 1993. – Т. 27. – №1. – С. 4-18.
11. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Моделирование процессов разделения на контактных устройствах промышленных колонн // Журн. прикл. химии. – 1993. – Т. 66. – №1. – С. 92-103.

ГЛАВА 5

РАСЧЕТ И МОДЕРНИЗАЦИЯ НАСАДОЧНЫХ АБСОРБЕРОВ

Абсорбцией называется процесс поглощения одного или нескольких компонентов (абсорбтив) из газовых или паровых смесей жидким поглотителем – абсорбентом. Обратный процесс – выделение растворенного газа из жидкости – носит название десорбции. Если поглотитель может химически взаимодействовать с компонентом, процесс называют хемосорбцией. Аппараты, в которых проводят процессы абсорбции, называют абсорберами. Абсорберы должны обеспечивать развитую поверхность контакта между жидкой и газовой фазами. По способу образования этой поверхности абсорберы подразделяются на четыре основные группы: пленочные, насадочные, тарельчатые, распыливающие.

Насадочные абсорберы представляют собой колонны, заполненные насадкой – твердыми телами различной формы (кольцевые, седлообразные, хордовые, кусковые и др.). Насадку небольшого диаметра (до 50 мм) загружают в абсорбер навалом на опорные решетки. Такая насадка называется неупорядоченной. Опорные решетки имеют отверстия или щели для прохождения газа и стока жидкости. Для равномерного распределения жидкости насадку в абсорбер загружают секциями высотой по четыре - пять диаметров колонны. Между секциями устанавливают перераспределители жидкости.

В данной главе рассматриваются методы расчета абсорбера с неупорядоченной насадкой. К основным характеристикам насадки относят ее удельную поверхность a_v ($\text{м}^2/\text{м}^3$), свободный объем $V_{\text{св}}$ ($\text{м}^3/\text{м}^3$) и эквивалентный диаметр $d_{\text{экв}}$. Характеристики насадок приводятся в специальной литературе [1-6].

При расчете насадочных абсорберов важное значение имеет правильный выбор зависимостей для кинетических коэффициентов. В технической литературе представлено большое количество различных эмпирических уравнений, которые имеют ограниченную область применения. В данной главе представлены как известные выражения, так и уравнения, полученные на основе теории диффузионного пограничного слоя, удовлетворительно описывающие процессы массоотдачи в газовой и жидкой фазах при пленочном режиме работы абсорберов с различными типами насадок (кольца Рашига, седла Берля, кольца Палля, колпачки из сетки и др.).

5.1. Схема аппарата

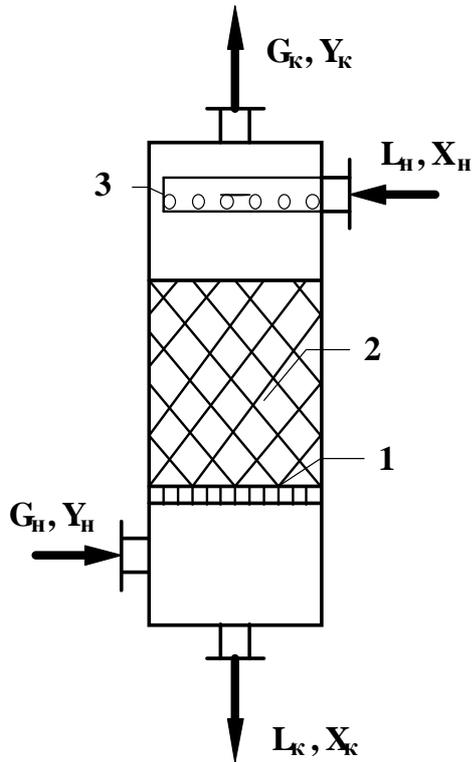


Рис. 5.1. Схема насадочного абсорбера:

- 1—опорная решетка;
- 2—слой насадки;
- 3—распределитель жидкости

Исходными данными для расчета насадочного абсорбера являются расход газовой смеси G , кг/с; давление в аппарате P ; начальное содержание поглощаемого компонента в исходной газовой смеси y_n , мольные доли; степень поглощения φ . Начальное содержание поглощаемого компонента в жидкости обычно принимают $x_n = 0$.

Принципиальная схема насадочного абсорбера представлена на рисунке 5.1.

В основе технологического расчета абсорбера при выполнении проектного и проверочного расчетов лежат условия термодинамического равновесия, уравнения материального баланса, уравнения массопередачи, а также однопараметрическая диффузионная модель. Высоту слоя насадки, рассчитанную по модели идеального вытеснения, рекомендуется уточнить путем расчета на ЭВМ с учетом продольного перемешивания, используя решение уравнения однопараметрической диффузионной модели [7].

5.2. Расчет физической абсорбции по модели идеального вытеснения

Модель идеального вытеснения предполагает поршневое движение потоков в аппарате (без перемешивания). В этом случае совместное решение уравнений материального баланса и массопередачи позволяет вычислить высоту насадки при заданной степени извлечения.

Материальный баланс

Степень извлечения (или поглощения) процесса абсорбции определяется величиной

$$\varphi = \frac{(y_{\text{н}} - y_{\text{к}})}{y_{\text{н}}}, \quad (5.1)$$

где $y_{\text{н}}$, $y_{\text{к}}$ – концентрации компонентов в газовой фазе (мольн. доли) на входе и выходе, соответственно. Отсюда, при заданных φ и $y_{\text{н}}$, находится значение $y_{\text{к}}$.

Для расчета абсорбера следует перевести концентрацию, выраженную в мольных долях y (кмольА/кмоль(А+В)), в относительную массовую концентрацию \bar{Y} (кг А/кг В)

$$\bar{Y}_{\text{н}} = \frac{M_a y_{\text{н}}}{M_b (1 - y_{\text{н}})}, \quad \bar{Y}_{\text{к}} = \frac{M_a y_{\text{к}}}{M_b (1 - y_{\text{к}})}, \quad (5.2)$$

где M_a – мольная масса распределяемого между фазами компонента А; M_b – мольная масса инертной части газовой смеси (компонент В).

Количество переданной массы M компонента А из газовой фазы в жидкую равно

$$M = \bar{G} (\bar{Y}_{\text{н}} - \bar{Y}_{\text{к}}), \quad (5.3)$$

где \bar{G} – массовый расход инертной части газовой смеси кг/с,

$$\bar{G} = G_{\text{н}} \left(1 - \frac{M_a y_{\text{н}}}{M_{\text{смг}}} \right),$$

$G_{\text{н}}$ – массовый расход газовой смеси на входе, кг/с, $M_{\text{смг}}$ – молекулярная масса газовой смеси, кмоль/кг:

$$M_{\text{смг}} = (M_a y_{\text{н}} + M_b (1 - y_{\text{н}}))$$

Коэффициент распределения (константа фазового равновесия) при постоянных температуре и давлении определяется по соотношению

$$m = \frac{E}{p}, \quad (5.4)$$

где E – константа Генри, зависящая от температуры и от природы газа и жидкости. Значения E для водных растворов некоторых газов даны в [3, 8, 9]; p – общее давление смеси газов или паров равное сумме парциальных давлений всех компонентов. В общем случае константа Генри зависит также от концентрации растворенного компонента в жидкости. При небольших концентрациях извлекаемого компонента в газовой смеси (< 1% мольн.) справедливо допущение $m = \text{const}$.

Если состав газа и жидкости выражен в относительных массовых концентрациях, то коэффициент распределения m умножается на поправочный множитель

$$\bar{m} = m \frac{M_{\text{смж}}}{M_{\text{смг}}}, \quad (5.5)$$

где $M_{\text{смж}}$ – молекулярная масса абсорбента, кмоль/кг.

Минимальный расход жидкого поглотителя L_{min} равен:

$$\bar{L}_{\text{min}} = \frac{M}{\bar{X}_{\text{к}}^* - \bar{X}_{\text{н}}}, \quad (5.6)$$

где $\bar{X}_{\text{к}}^* = \bar{Y}_{\text{н}} / \bar{m}$ – равновесная с газом состава $\bar{Y}_{\text{н}}$ концентрация компонента в жидкости.

Рабочий расход L жидкости в абсорбере больше L_{min} на коэффициент избытка поглотителя ϕ ,

$$\bar{L} = \phi \bar{L}_{\text{min}}, \quad (5.7)$$

где ϕ приближенно принимается равным $\phi = 1.5$.

Из уравнения материального баланса находится значение $\bar{X}_{\text{к}}$, необходимое для дальнейшего расчета движущей силы массопередачи,

$$M = \bar{L}(\bar{X}_{\text{к}} - \bar{X}_{\text{н}}). \quad (5.8)$$

Расчет скорости газа и диаметра абсорбера

Фиктивная скорость газа (на полное сечение колонны без учета наличия насадки) в точке захлебывания (W_3) находится из решения следующего уравнения [3, 8]:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 a_v \rho_{\text{г}} \mu_{\text{ж}}^{0.16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A_1 - B_1 \left(\frac{\bar{L}}{\bar{G}} \right)^{0.25} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0.125}, \quad (5.9)$$

где a_v – удельная поверхность насадки $\text{м}^2/\text{м}^3$; g – ускорение свободного падения $\text{м}/\text{с}^2$; $V_{\text{св}}$ – свободный объем насадки $\text{м}^3/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, $\text{мПа}\cdot\text{с}$; $\rho_{\text{г}}$, $\rho_{\text{ж}}$ – плотность газа и жидкости, соответственно, $\text{кг}/\text{м}^3$. Значения коэффициентов A_1 и B_1 в зависимости от типа насадки представлены в таблице 5.1 [8]:

Рабочая (фиктивная) скорость газа W для абсорберов, работающих в пленочном режиме, меньше значения W_3 на величину b ,

$$W = b W_3, \quad (5.10)$$

где $b = 0.75$ для абсорберов, работающих с повышенным давлением и $b=0.4$ в случае пенящихся жидкостей [3].

После выбора рабочей скорости газа, диаметр колонны $D_{\text{к}}$ (абсорбера) определяется из уравнения расхода

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\text{г}} 0.785 W}}. \quad (5.11)$$

Таблица 5.1. Значения коэффициентов А и В в зависимости от типа насадки

Тип насадки	A_1	B_1
Кольца Рашига внавал	- 0,073	1,75
Кольца Палля внавал	- 0,49	1,04
Седла размером 25 мм	- 0,33	1,04
Седла размером 50 мм	- 0,58	1,04

По расчетному диаметру D_k подбирается близкий стандартный диаметр колонны $D_{\text{гост}}$ (табл. 5.1, табл. 5.2) и уточняется рабочая скорость газа:

$$W = \frac{G}{\rho_r S_k}, \quad S_k = \frac{\pi D_{\text{гост}}^2}{4},$$

Таблица 5.2. Нормальный ряд диаметров колонн для химической промышленности [9]

$D_{\text{гост}}, \text{ м}$	0.4	0.5	0.6	0.8	1.0	1.2	1.4	1.6	1.8	2.2	2.6	3
------------------------------	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	---

Таблица 5.3. Нормальный ряд диаметров колонн для нефтеперерабатывающей промышленности

$D_{\text{гост}}, \text{ м}$	1.0	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0	2.2	2.4	2.6	2.8	3.0	3.2
$D_{\text{гост}}, \text{ м}$	3.4	3.6	3.8	4.0	4.5	5.0	5.5	6.0	6.4	7.0	8.0	9.0

Существенным моментом расчета абсорбера является выбор числа точек орошения n , приходящихся на 1 м^2 сечения колонны. Число точек орошения следует определять, исходя из данных растекания струи жидкости в насадке и по допустимой высоте слоя насадки, в котором растекающиеся струи будут сближаться. Этот слой будет как бы частью распределителя орошения и может быть назван слоем разравнивания. Для этого необходимо первоначально определить коэффициент растекания жидкости \tilde{D} по формуле [10]:

$$\tilde{D} = a_1 + b_1 \lg d_{\text{нас}}, \text{ см}, \quad (5.12)$$

где $d_{\text{нас}}$ – диаметр насадки, см.

Коэффициенты a_1 и b_1 имеют значения, приведенные в таблице 5.4.

Таблица 5.4. Значение коэффициентов a и b в зависимости от типа насадки

Тип насадки	a_1	b_1
Кольца Рашига	0.135	0.572
Седла Берля	0.06	0.598
Седла Инталлокс	0.040	0.601

Рассчитав \tilde{D} по выражению (5.12) и задавшись высотой слоя разравнивания h , число точек орошения определяем по графической зависимости, показанной на рис. 5.2 [10].

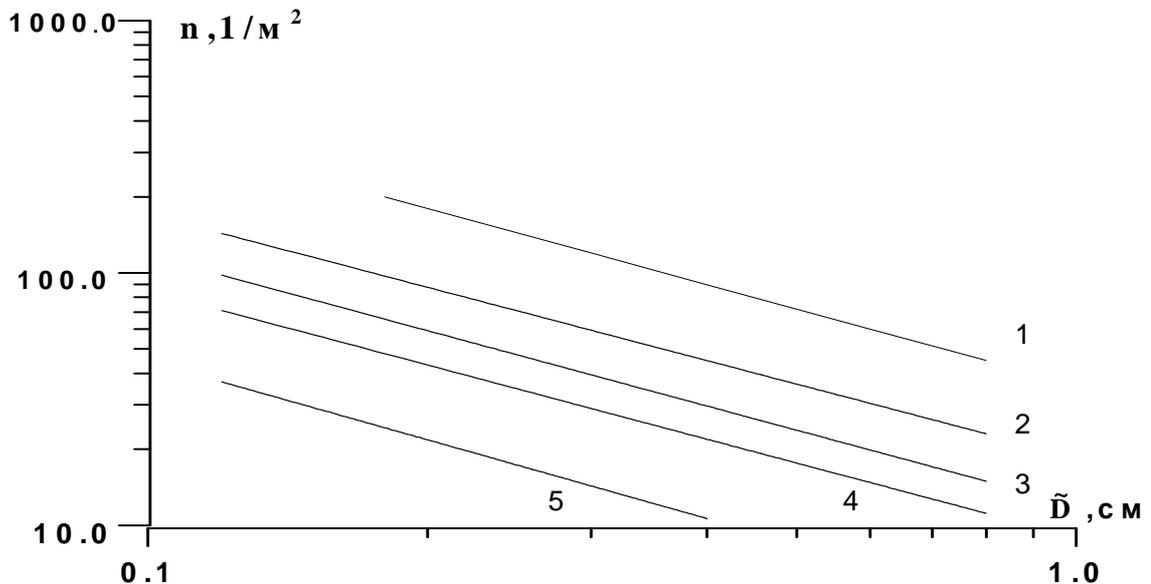


Рис. 5.2. Зависимость необходимого числа точек орошения (на 1 м^2 сечения колонны) от коэффициента растекания \tilde{D} при разной высоте разравнивающего слоя насадки h : 1 – 0.25 м; 2 – 0.5 м; 3 – 0.75 м; 4 – 1.00 м; 5 – 1.5 м

После определения n выбирается стандартный ороситель жидкости [9].

Расчет движущей силы массопередачи и числа единиц переноса

Движущей силой массопередачи является отклонение от равновесного состояния рабочей концентрации.

Первоначально рассчитываются движущие силы массопередачи внизу абсорбера (рис. 5.3)

$$\Delta \bar{Y}_H = \bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*$$

и на верху абсорбера

$$\Delta \bar{Y}_K = \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^*,$$

где $\bar{Y}_H^* = \bar{m}\bar{X}_K$, $\bar{Y}_K^* = \bar{m}\bar{X}_H$, – равновесные концентрации компонента в газовой фазе, кгА/кгВ; \bar{X}_H, \bar{X}_K – концентрация распределяемого компонента на входе и выходе потока жидкости в аппарате, кгА/кгВ.

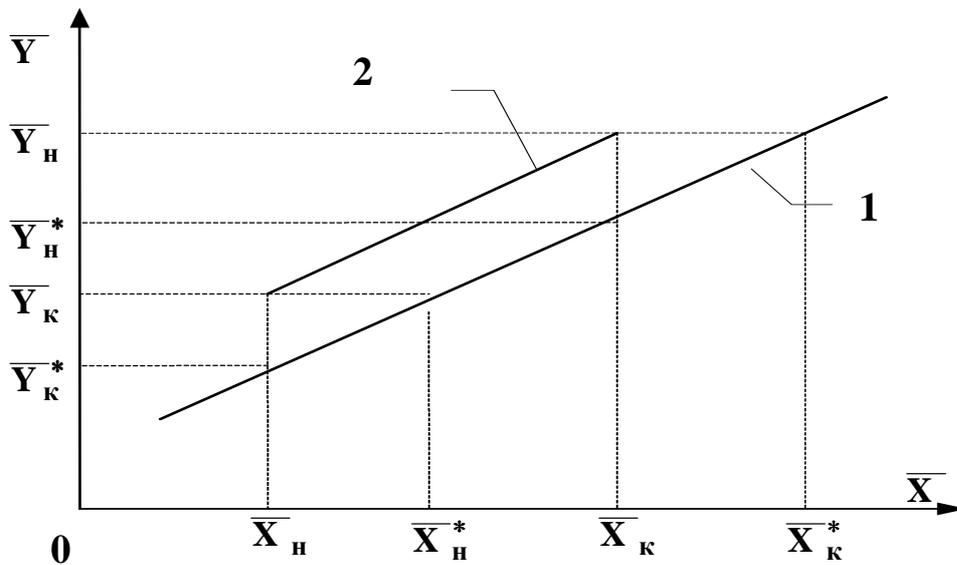


Рис.5.3. Графическое изображение движущих сил массопередачи на $Y - X$ диаграмме

1 – равновесная линия, 2 – рабочая линия

Средняя движущая сила массопередачи $\Delta \bar{Y}_{cp}$ равна:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta \bar{Y}_H - \Delta \bar{Y}_K}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_H}{\Delta \bar{Y}_K}}. \quad (5.13)$$

Если $\Delta \bar{Y}_H / \Delta \bar{Y}_K < 2$, то с достаточной точностью среднюю движущую силу можно найти как среднеарифметическую:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta \bar{Y}_H + \Delta \bar{Y}_K}{2}.$$

Число единиц переноса n_{oy} определяется по формуле:

$$n_{oy} = \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_K}{\Delta \bar{Y}_{cp}}. \quad (5.14)$$

Как следует из данной формулы, число единиц переноса представляет собой отношение изменения концентраций к средней движущей силе.

Расчет коэффициентов массоотдачи и массопередачи

Для определения поверхности массопередачи F и высоты слоя насадки H необходимо вычислить коэффициент массопередачи $K_{ог}$. Для этого используется уравнение аддитивности фазовых сопротивлений

$$K_{ог} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{г}} + \frac{\bar{m}(\rho_{г}/\rho_{ж})}{\beta_{ж}}}, \quad (5.15)$$

где $\beta_{г}$, $\beta_{ж}$ – коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах, м/с.

Значения $\beta_{г}$ и $\beta_{ж}$ обычно находят по критериальным уравнениям, которые справедливы только для определенных типов насадок и имеют ограниченный интервал применения.

В работах [11-14] на основе модели диффузионного пограничного слоя получены уравнения, которые позволяют выполнить вычисления коэффициентов $\beta_{г}$ и $\beta_{ж}$ для различных типов насадок при пленочном режиме работы колонны.

Коэффициент массоотдачи $\beta_{г}$ в газовой фазе вычисляется на основе средней диссипируемой энергии [11, 14]:

$$\beta_{г} = 0.013 \frac{\left(\varepsilon_{г-ж} \frac{v_{г}}{\rho_{г}} \right)^{0.25}}{Sc_{г}^{2/3} q^{0.4}}, \quad (5.16)$$

$$Sc_{г} = \frac{v_{г}}{D_{г}}, \quad q = \frac{L}{(S_{к} \rho_{ж})},$$

где $Sc_{г}$ – критерий Шмидта; $D_{г}$ – коэффициент диффузии компонента в газовой фазе, м²/с, вычисляемый по уравнению приведенному в [8, 9]; $\varepsilon_{г-ж}$ – диссипация энергии, Вт/м³; q – удельная плотность орошения, м³/(м² с); $v_{г}$ – коэффициент кинематический вязкости газа, м²/с.

По определению средняя диссипация энергии газового потока $\varepsilon_{г-ж}$ в слое насадки равна:

$$\varepsilon_{г-ж} = \frac{\Delta P'_{г-ж} W}{V_{св} - \delta_{ж}}, \quad \delta_{ж} = \delta_{жст} + \delta_{жд}, \quad (5.17)$$

где $\delta_{ж}$ – количество удерживаемой жидкости в насадке, м³/м³; $\delta_{жст}$, $\delta_{жд}$ – статическая и динамическая составляющие удерживающей способности насадки, соответственно; $\Delta P'_{г-ж}$ – составляющая перепада давления $\Delta P'_{ор}$ в

орошаемой насадке высотой 1 метр, вызванная наличием жидкой фазы. В случае, когда коэффициент смачиваемости поверхности $\psi_M < 1$, что имеет место при пленочном режиме работы, справедливо приближенное соотношение

$$\Delta P'_{\Gamma-ж} = \Delta P'_{ор} - \Delta P'_{сух} (1 - \psi_M), \quad (5.18)$$

где ψ_M – коэффициент смачиваемости, выражающий отношение поверхности, смоченной жидкостью, к геометрической поверхности насадки [3]

$$\psi_M = 1 - \exp(-0.16 \text{Re}_{ж}^{0.4}), \quad (5.19)$$

$$\text{Re}_{ж} = \frac{4 q \rho_{ж}}{a_v \mu_{ж}},$$

где $\text{Re}_{ж}$ – критерий Рейнольдса для жидкости.

Статическая составляющая $\delta_{жст}$ представляет собой количество жидкости, удерживаемое на насадке капиллярными силами, не зависящая от гидродинамических условий и определяемая только формой и материалом насадки, а также свойствами орошающей жидкости [3]:

$$\delta_{жст} = b_2 d_{ш}^{-p} \mu_{ж}^m \sigma^n \rho_{ж}^{-0.37}, \quad d_{ш} = \sqrt{\frac{a_v}{\pi N}}, \quad (5.20)$$

где $d_{ш}$ – диаметр шара с такой же поверхностью, что и насадочное тело, м; $\mu_{ж}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с; σ – коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м; N – число насадочных элементов в 1 м^3 [3, 8]. Константы b_2, p, m, n для различных типов насадок приводятся ниже в таблице 5.5 [3]:

Таблица 5.5. Значение коэффициентов в зависимости от типа насадки

Тип насадки	b_2	P	m	n
Кольца фарфоровые	0.00005	1.21	0.02	0.99
Кольца угольные	0.00448	1.21	0.02	0.23
Седла Берля	0.00007	1.56	0.04	0.55

Динамическая составляющая $\delta_{жд}$, определяющая количество жидкости, движущейся по насадке и зависящая от гидродинамическими условий и формы насадочных элементов, вычисляется из выражения вида [3]

$$\delta_{жд} = 0.38 \text{Re}_{ж}^{0.56} \text{Ga}^{-0.33}, \quad \text{Ga} = \frac{g \rho_{ж}^2}{\mu_{ж}^2 a_v^3}, \quad (5.21)$$

где Ga – критерий Галилея.

Сопротивление сухого насадочного слоя $\Delta P'_{сух}$ высотой 1 метр равно:

$$\Delta P'_{\text{сyx}} = \lambda \frac{1}{d_{\text{экв}}} \frac{\rho_{\text{г}} \left(\frac{W}{V_{\text{св}}} \right)^2}{2} \quad (5.22)$$

где $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр насадки, рассчитываемый по выражению

$$d_{\text{экв}} = \frac{4V_{\text{св}}}{a_{\text{v}}}.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления насадки определяется в зависимости от режима движения газа в насадочном слое [3]:

$$\text{при } \text{Re}_{\text{г}} < 40, \quad \lambda = \frac{140}{\text{Re}_{\text{г}}}; \quad (5.23)$$

$$\text{при } \text{Re}_{\text{г}} > 40, \quad \lambda = \frac{16}{\text{Re}_{\text{г}}^{0.2}}; \quad (5.24)$$

где $\text{Re}_{\text{г}}$ – критерий Рейнольдса, рассчитываемый по формуле

$$\text{Re}_{\text{г}} = \frac{4W \rho_{\text{г}}}{a_{\text{v}} \mu_{\text{г}}}. \quad (5.25)$$

Сопротивление орошаемого насадочного слоя высотой 1 метр:

$$\Delta P'_{\text{ор}} = \Delta P'_{\text{сyx}} 10^{b'q}. \quad (5.26)$$

Здесь b' – коэффициент, значения которого для различных типов насадок приведены ниже [8].

Таблица 5.6. Зависимость коэффициента b' от типа насадки

Тип насадки	Кольца Рашига 25 мм	Кольца Рашига 50 мм	Кольца Палля 50 мм	Седла Интал-локс 25 мм	Седла Интал-локс 50 мм	Седла Берля 25 мм
B'	184	169	126	33	28	30

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{\text{ж}}$ при пленочном режиме вычисляется по формуле [11]:

$$\beta_{\text{ж}} = 0.93 \sqrt{\frac{q a_{\text{v}} \psi_{\text{м}} D_{\text{ж}}}{\pi V_{\text{св}} \delta_{\text{жд}}}}, \quad (5.27)$$

где $D_{\text{ж}}$ – коэффициент диффузии поглощаемого компонента в жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$, вычисляемый по уравнению, приведенному в [3, 9].

Для известных типов насадок коэффициенты массоотдачи можно вычислить по критериальным уравнениям.

В газовой фазе для колец и седел, загруженных внавал, рекомендуется выражение [3]:

$$Nu_{\Gamma} = A \cdot V_{\text{св}}^p \cdot Re_{\Gamma}^{0,8} \cdot Ga_{\Gamma}^k \cdot Sc_{\Gamma}^{1/3},$$

где $Nu_{\Gamma} = \beta_{\Gamma} d_{\text{э}} / D_{\Gamma}$; критерий Галилея $Ga = d_{\text{э}}^3 / \nu_{\Gamma}^2$; число Рейнольдса $Re_{\Gamma} = W \cdot d_{\text{э}} / \nu_{\Gamma}$.

Постоянные A, p, k имеют значения:

кольца внавал $A = 0,0142$; $p = 0,52$; $k = 0,16$;
седла $A = 0,0058$; $p = 0,34$; $k = 0,22$.

В жидкой фазе для колец Рашига

$$Nu_{\text{ж}} = 0,0021 Re_{\text{ж}}^{0,75} \cdot Sc_{\text{ж}}^{0,5},$$

где $Nu_{\text{ж}} = \beta_{\text{ж}} \cdot \theta / D_{\text{ж}}$; $Re_{\text{ж}} = 4q \cdot \rho_{\text{ж}} / a_{\nu} \cdot \mu_{\text{ж}}$; $\theta = (\nu_{\text{ж}}^2 / g)^{1/3}$.

Определение высоты и поверхности насадочного слоя

Высоту насадочного слоя можно определить из произведения числа единиц переноса $n_{\text{ог}}$ на высоту единиц переноса $h_{\text{ог}}$.

При известном значении $K_{\text{ог}}$ высота единиц переноса $h_{\text{ог}}$ вычисляется по выражению

$$h_{\text{ог}} = \frac{G}{\rho_{\Gamma} K_{\text{ог}} S_{\text{к}} a_{\nu} \psi_{\text{а}}}. \quad (5.28)$$

Высота единицы переноса соответствует высоте аппарата, эквивалентной одной единице переноса.

В выражении (5.28) $S_{\text{к}}$ – площадь поперечного сечения колонны м^2 , $\psi_{\text{а}}$ – коэффициент активной поверхности массопередачи [3], $\psi_{\text{а}} \leq \psi_{\text{м}}$,

$$\psi_{\text{а}} = A_3 W_{\text{ж}}^{0,455} (\sigma)^{-m}, \quad m_3 = b_3 d_{\text{нас}}^{-p_3},$$

где $W_{\text{ж}} = q \rho_{\text{ж}}$ – массовая скорость жидкости, $\text{кг}/(\text{м}^2 \text{с})$; $d_{\text{нас}}$ – номинальный размер насадки, см. Значения параметров A, b и p для различных типов насадок приводятся ниже.

Таблица 5.7. Значения параметров в зависимости от типа насадки

Тип насадки	A_3	b_3	p_3
Кольца	2.26	0.83	0.48
Седла	0.767	0.495	0.98

Высота слоя насадки H в абсорбере

$$H = h_{\text{ог}} n_{\text{ог}}, \text{ м}. \quad (5.29)$$

При известном значении H поверхность массопередачи F равна

$$F = a_v \psi_a S_k H . \quad (5.30)$$

Поверхность массопередачи также следует вычислить на основе использования основного уравнения массопередачи,

$$F = \frac{M}{K_{ог} \Delta \bar{Y}_{cp} \rho_r} , \text{ м}^2 . \quad (5.31)$$

Значения F , полученные по выражениям (5.30) и (5.31), должны согласовываться, тогда расчет выполнен правильно.

Расчет перепада давления в абсорбере

Перепад давления в насадочном абсорбере рассчитывается как произведение высоты насадки и величины сопротивления насадочного слоя высотой 1 метр, полученного по формулам (5.22), (5.26). В результате имеем

$$\Delta P_{сyx} = \Delta P'_{сyx} H , \quad \Delta P_{op} = \Delta P'_{op} H . \quad (5.32)$$

При известном значении ΔP_{op} определяют энергетические затраты на транспортировку газового потока через абсорбер.

5.3. Пример расчета абсорбера [7, 15]

Рассчитать насадочный абсорбер с кольцами Рашига 10x10 со свободным объёмом $V_{св} = 0.7$, с удельной поверхностью $a_v = 440$ для абсорбции воздушно-аммиачной смеси при $t = 20^0 \text{C}$ и $p = 1$ атм. Начальная концентрация аммиака в воздухе $Y_H = 0.15$ мольных долей, массовый расход газовой смеси $G = 0.11$ кг/с. Начальная концентрация аммиака в жидкости (воде) $X_H = 0$. Степень извлечения $\phi = 0.88$, $m \approx 1$, число насадочных элементов в $1 \text{ м}^3 N = 250\,000$ штук.

Концентрация компонента в газовой фазе на выходе из аппарата (5.1)

$$y_k = (1 - 0.88) \cdot 0.15 = 1.8 \cdot 10^{-2} \quad (\text{мольн. дол.}).$$

Относительная массовая концентрация (5.2)

$$\bar{Y}_H = \frac{17 \cdot 0.15}{29(1 - 0.15)} = 0.1034 \quad \left(\frac{\text{кг} \cdot \text{NH}_3}{\text{кг} \cdot \text{возд}} \right),$$

$$\bar{Y}_K = \frac{17 \cdot 1.8 \cdot 10^{-2}}{29(1 - 1.8 \cdot 10^{-2})} = 1.075 \cdot 10^{-2} \quad \left(\frac{\text{кг} \cdot \text{NH}_3}{\text{кг} \cdot \text{возд}} \right),$$

где $M_a = 17$ – молекулярная масса аммиака, $M_b = 29$ – молекулярная масса воздуха.

Количество переданной массы M (5.3)

$$M = 0.0997 \cdot (0.1034 - 1.075 \cdot 10^{-2}) = 9.24 \cdot 10^{-3} \quad (\text{кг/с}),$$

где $\bar{G} = 0.11 \left(1 - \frac{17 \cdot 0.15}{27.2} \right) = 0.0997 \quad (\text{кг/с}).$

Молекулярная масса смеси газов $M_{\text{смг}}$:

$$M_{\text{смг}} = 17 \cdot 0.15 + 29 (1 - 0.15) = 27.2 \quad (\text{кмоль/кг}).$$

Коэффициент распределения m , \bar{m} (5.4), (5.5):

$$m \approx 1 \left(\frac{\text{мольн. д.}}{\text{мольн. д.}} \right), \quad \bar{m} = 1 \frac{18}{27.2} = 0.66 \quad \left(\frac{\text{масс. д.}}{\text{масс. д.}} \right).$$

Минимальный расход жидкого поглотителя L_{min} (5.6):

$$L_{\text{min}} = \frac{9.24 \cdot 10^{-3}}{0.1567 - 0} = 5.9 \cdot 10^{-2} \quad (\text{кг/с}),$$

где $\bar{X}_{\text{к}}^* = \frac{0.1034}{0.66} = 0.1567 \quad (\text{кг NH}_3 / \text{кг H}_2\text{O}).$

Рабочий расход поглотителя \bar{L} (5.7):

$$\bar{L} = 1.5 \cdot 5.9 \cdot 10^{-2} = 8.85 \cdot 10^{-2} \quad (\text{кг/с}).$$

Концентрация поглотителя в жидкости на выходе $\bar{X}_{\text{к}}$:

$$\bar{X}_{\text{к}} = \bar{X}_{\text{н}} + \frac{M}{\bar{L}} = 0 + \frac{9.24 \cdot 10^{-3}}{8.85 \cdot 10^{-2}} = 0.1044 \quad (\text{кг NH}_3 / \text{кг H}_2\text{O}).$$

Для данной насадки кольца Рашига в навал с параметрами $V_{\text{св}} = 0.7 \text{ м}^3 / \text{м}^3$, $a_v = 440 \text{ м}^2 / \text{м}^3$ уравнение (5.9) примет вид:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 \cdot 440 \cdot 1.2 \cdot 1^{0.16}}{9.81 \cdot 0.7^3 \cdot 1000} \right) = -0.073 - 1.75 \cdot \left(\frac{8.85 \cdot 10^{-2}}{0.0997} \right)^{0.25} \cdot \left(\frac{1.2}{1000} \right)^{0.125}$$

или

$$\lg(0.1569 \cdot W_3^2) = -0.806,$$

$$W_3 = \sqrt{\frac{10^{-0.806}}{0.1569}} = 0.998 \quad (\text{м/с});$$

где $\rho_{\text{ж}} = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$, $\rho_{\text{г}} = 1.2 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$, $\mu_{\text{ж}} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$

Рабочая скорость газа W (5.10):

$$W = 0.75 \cdot 0.998 = 0.7485 \quad (\text{м/с}).$$

Диаметр колонны $D_{\text{к}}$ (5.11):

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{0.11}{1.2 \cdot 0.785 \cdot 0.7485}} = 0.395 \quad (\text{м}).$$

Из таблицы 5.2 выбираем колонну диаметром $D_{\text{ст}} = 0.4 \text{ м}.$ Тогда площадь колонны

$$S_{\text{к}} = \frac{\pi \cdot 0.4^2}{4} = 0.1257 \quad (\text{м}^2).$$

Коэффициент растекания жидкости \tilde{D} (5.12):

$$\tilde{D} = 0.135 + 0.572 \cdot \lg 1 = 0.135 \quad (\text{см}).$$

По рисунку 5.2 для $\tilde{D} = 0.135$ см число точек орошения $n = 40$ при высоте растекания $h = 1$ м.

Средняя движущая сила массопередачи $\Delta \bar{Y}_{\text{cp}}$ (5.13):

$$\Delta Y_{\text{cp}} = \frac{3.45 \cdot 10^{-2} - 1.075 \cdot 10^{-2}}{\ln \frac{3.45 \cdot 10^{-2}}{1.075 \cdot 10^{-2}}} = 2.0367 \cdot 10^{-2} \quad (\text{кг NH}_3 / \text{кг возд.}),$$

где $\Delta \bar{Y}_{\text{H}} = 0.1034 - 6.89 \cdot 10^{-2} = 3.45 \cdot 10^{-2}$ (кг NH₃/ кг возд.),

$\Delta \bar{Y}_{\text{K}} = 1.075 \cdot 10^{-2} - 0 = 1.075 \cdot 10^{-2}$ (кг NH₃/ кг возд.),

$\bar{Y}_{\text{H}}^* = 0.66 \cdot 0.1044 = 6.89 \cdot 10^{-2}$, $\bar{Y}_{\text{K}}^* = 0.66 \cdot 0 = 0$.

Число единиц переноса $n_{\text{ог}}$ (5.14):

$$n_{\text{ог}} = \frac{0.1034 - 1.075 \cdot 10^{-2}}{2.0367 \cdot 10^{-2}} = 4.55.$$

Критерий Рейнольдса газа Re_{r} (5.25):

$$\text{Re}_{\text{r}} = \frac{4 \cdot 0.7485 \cdot 1.2}{440 \cdot 1.8 \cdot 10^{-5}} = 453.64,$$

где $\mu_{\text{r}} = 1.8 \cdot 10^{-5}$ Па·с.

Коэффициент гидравлического сопротивления λ (5.24):

$$\lambda = \frac{16}{453.64^{0.2}} = 4.71.$$

Сопротивление сухого насадочного слоя $\Delta \bar{P}'_{\text{сух}}$ (5.22):

$$\Delta P'_{\text{сух}} = 4.71 \cdot \frac{1}{6.36 \cdot 10^{-3}} \cdot \frac{1.2 \cdot \left(\frac{0.7485}{0.7} \right)^2}{2} = 508.05 \quad (\text{Па/м}),$$

где $d_{\text{экв}} = \frac{4 \cdot 0.7}{440} = 6.36 \cdot 10^{-3}$ (м).

Сопротивление орошаемого насадочного слоя $\Delta P'_{\text{оп}}$ (5.26):

$$\Delta P'_{\text{оп}} = 508.05 \cdot 10^{184 \cdot 7.04 \cdot 10^{-4}} = 684.61 \quad (\text{Па/м}),$$

где $q = \frac{8.85 \cdot 10^{-2}}{0.1257 \cdot 1000} = 7.04 \cdot 10^{-4}$ (м/с).

Коэффициент смачиваемости $\psi_{\text{ж}}$ (5.19):

$$\psi_{\text{ж}} = 1 - \exp(-0.16 \cdot 6.4^{0.4}) = 0.286,$$

где $\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4 \cdot 7.04 \cdot 10^{-4} \cdot 1000}{440 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 6.4$.

Диссипация энергии газового потока $\epsilon_{\text{r-ж}}$ (5.17):

$$\epsilon_{\text{r-ж}} = \frac{321.86 \cdot 0.7485}{0.7 - 2.299 \cdot 10^{-2}} = 355.85 \quad (\text{Вт/м}^3),$$

где $\Delta P'_{\Gamma-ж} = 684.61 - 508.05 \cdot (1 - 0.286) = 321.86$ (Па/м),

$$\delta_{ж} = 2.34 \cdot 10^{-5} + 2.296 \cdot 10^{-2} = 2.299 \cdot 10^{-2},$$

$$\delta_{жст} = 0.00005 \cdot (2.37 \cdot 10^{-2})^{-1.21} \cdot (1 \cdot 10^{-3})^{0.02} \cdot (0.0728)^{0.99} (1000)^{-0.37} = 2.34 \cdot 10^{-5},$$

$$d_{ш} = \sqrt{\frac{440}{3.14 \cdot 250000}} = 2.37 \cdot 10^{-2} \text{ (м)}, \quad \sigma_{ж} = 0.0728 \text{ (Н/м)},$$

$$\delta_{жд} = 0.38 \cdot 6.4^{0.56} \cdot 115162.47^{-0.33} = 2.296 \cdot 10^{-2}.$$

Критерий Галилея Ga (5.21):

$$Ga = \frac{9.81 \cdot 1000^2}{(1 \cdot 10^{-3})^2 440^3} = 115162.47.$$

Коэффициент массоотдачи в газе β_{Γ} (5.16):

$$\beta_{\Gamma} = 0.013 \frac{\left(\frac{355.85 \cdot 1.5 \cdot 10^{-5}}{1.2} \right)^{0.25}}{0.84^{0.6} (7.04 \cdot 10^{-4})^{0.4}} = 6.88 \cdot 10^{-2} \text{ (м/с)},$$

при $Sc_{\Gamma} = \frac{1.5 \cdot 10^{-5}}{1.79 \cdot 10^{-5}} = 0.84, \quad v_{\Gamma} = \frac{1.8 \cdot 10^{-5}}{1.2} = 1.5 \cdot 10^{-5},$

Коэффициент массоотдачи в жидкости $\beta_{ж}$ (5.27):

$$\beta_{ж} = 0.93 \cdot \sqrt{\frac{7.04 \cdot 10^{-4} \cdot 440 \cdot 0.286 \cdot 1.8 \cdot 10^{-9}}{3.14 \cdot 0.7 \cdot 2.296 \cdot 10^{-2}}} = 5.23 \cdot 10^{-5}, \quad D_{ж} = 1.8 \cdot 10^{-9} \text{ (м}^2\text{/с)}.$$

Коэффициент массопередачи $K_{ог}$ (5.15):

$$K_{ог} = \left[\left(\frac{1}{6.88 \cdot 10^{-2}} \right) + \left(\frac{0.66 \cdot 1.2 / 1000}{5.23 \cdot 10^{-5}} \right) \right]^{-1} = 3.37 \cdot 10^{-2} \text{ (м/с)}.$$

Высота единиц переноса $h_{ог}$ (5.28):

$$h_{ог} = \frac{0.11}{1.2 \cdot 3.37 \cdot 10^{-2} \cdot 0.1257 \cdot 440 \cdot 0.0549} = 0.896,$$

где $\psi_a = 2.26 \cdot 0.704^{0.455} \cdot (0.0728 \cdot 10^3)^{-0.83} = 0.0549,$

при $W_{ж} = 7.04 \cdot 10^{-4} \cdot 1000 = 0.704$ и $m = 0.83 \cdot 1^{-0.48} = 0.83.$

Высота слоя насадки H (5.29):

$$H = 0.896 \cdot 4.55 = 4.08 \text{ (м)}.$$

Поверхность массопередачи F (5.30) и (5.31):

$$F = 440 \cdot 0.0549 \cdot 0.1257 \cdot 4.08 = 12.39,$$

$$F = \frac{9.24 \cdot 10^{-3}}{3.37 \cdot 10^{-2} \cdot 2.0367 \cdot 10^{-2} \cdot 1.2} = 11.23.$$

Поверхности массопередачи F , рассчитанные по формулам (5.30) и (5.31), согласуются с погрешностью 6-7%, следовательно, расчет выполнен правильно.

5.4. Модернизация насадочной колонны щелочной очистки пирогаза*

В химической, нефтехимической и в ряде других отраслей промышленности широко применяются различные контактные устройства для осуществления процессов ректификации, абсорбции, теплообмена при непосредственном контакте фаз.

Известные виды контактных устройств могут быть разделены на две основные группы: тарельчатые и насадочные. Каждый из этих видов контактных устройств имеет свои определенные достоинства и недостатки. Так, в тарельчатых аппаратах более организованное движение потоков, и путем совершенствования конструкций тарелок можно достигнуть их достаточно высокой эффективности. Насадочные контактные устройства в ряде случаев обладают более низким гидравлическим сопротивлением и большей производительностью. Вопрос о выборе конструкции контактного устройства для какого-либо процесса может быть решен лишь только после тщательного и всестороннего расчета и анализа конкретных условий процесса.

Так, например, на заводе “Этилен” ОАО “Казаньоргсинтез” установка газоразделения Э-100 включает две насадочные колонны щелочной очистки пирогаза от CO_2 . В колонны загружены кольца Рашига, которые не обеспечивают заданного качества разделения при повышенных нагрузках. Поэтому целью проведенной на ОАО «Казаньоргсинтез» работы является конструирование новых высокоэффективных насадочных элементов и выбор варианта реконструкции узла щелочной очистки пирогаза.

Основные тенденции проектирования насадочных элементов

К любым контактным устройствам, в том числе и к насадкам, предъявляются определенные технологические требования:

- высокая эффективность (т. е. по возможности более низкие значения высоты эквивалентной теоретической тарелки (ВЭТТ) или более высокие коэффициенты массопередачи);
- низкое гидравлическое сопротивление;
- высокая пропускная способность;
- малая удерживающая способность.

Для достижения этих показателей насадка в первую очередь должна иметь по возможности высокую долю свободного объема и развитую

*В работе принимали участие: Кудряшов В.Н., Черевин В.Ф., Мухитов И.Х., Фафанов Г.П., Файзрахманов Н.Н., Фарахов М.И.

геометрическую поверхность. Одновременно конструкция насадки должна обеспечивать наиболее полное омывание поверхности контактирующими потоками.

Кроме того, важнейшими требованиями к насадкам являются простота технологии изготовления, низкая материалоемкость, коррозионная стойкость. Часто трудности изготовления сводят на нет все положительные качества насадки и вынуждают отказаться от ее применения. Насадка, обладающая достаточно хорошими технологическими характеристиками, может быть рекомендована для широкого использования, если разработана в достаточной степени простая технология ее массового производства.

Обилие известных конструкций насадок, различия в характере их укладки и широкий диапазон материалов, из которых они могут изготавливаться, обуславливают необходимость классификации насадочных контактных устройств. В литературе приводятся попытки такой классификации [16-18]. Большую группу насадок образуют так называемые кольцевые насадки, выполняемые в виде тонкостенных цилиндрических колец. В другую входят седловидные насадки, получившие название благодаря своей специфической форме. Кроме указанных, существуют неупорядоченные насадки S-образной формы, а также других типов (спиральные, коаксиальные цилиндрические и т.д.).

Кольца Рашига, положившие начало металлическим кольцевым насадкам, представляют собой цилиндры с высотой, равной наружному диаметру, изготавливаемые путем нарезки из труб или гибки из металлической ленты. Преимуществами этого типа насадки являются простота изготовления и низкая стоимость. Недостатками – низкие гидродинамические и массообменные характеристики, экранирование элементов в слое, малая доступность внутренней поверхности кольца для омывания потоками, значительное перераспределение жидкости к стенкам аппарата по мере перемещения ее в слое насадки вне зависимости от характера ее начального распределения. Дальнейшее совершенствование кольцевых насадок шло по пути устранения указанных недостатков.

Один из путей – перфорирование стенки кольца. Такой прием делает кольцо более проницаемым для обеих взаимодействующих фаз, улучшает омываемость внутренней поверхности элемента, снижает гидравлическое сопротивление. Широкое промышленное использование в настоящее время нашла одна из разновидностей кольцевых насадок – кольца Палля. Элемент такой насадки представляет собой цилиндр с высотой, равной наружному диаметру. При изготовлении на боковых стенках делают два ряда прямоугольных надрезов, смещенных относительно друг друга, и лепестки

отгибают внутрь кольца. На боковых стенках, кроме того, штампуют 2 – 3 продольные зиги для увеличения механической прочности элемента. Такая конструкция позволяет при близких геометрических параметрах увеличить пропускную способность по сравнению с кольцами Рашига приблизительно в 1,2 раза, снизить гидравлическое сопротивление при различных режимах течения в 1,6 – 4 раза, увеличить эффективность разделения почти на 25%.

Другой путь совершенствования кольцевых насадок – уменьшение соотношения высоты кольца и диаметра. У рассмотренных выше конструкций это соотношение равно 1, однако предлагается уменьшить это соотношение, т. е. высота кольца должна быть меньше его диаметра. Превращение кольца в мини-кольцо делает внутреннюю поверхность более доступной для смачивания, снижает коэффициент извилистости, что в совокупности должно привести к некоторому увеличению эффективности. При этом следует учитывать возможное изменение плотности укладки элементов.

Как уже отмечалось, в кольцах Рашига внутренняя поверхность менее доступна для контактирующих потоков, чем внешняя. Этот недостаток побудил искать новую форму элементов, у которых была бы только "внешняя" поверхность, и в то же время элементы по возможности меньше экранировали бы друг друга. В результате появились седловидные насадки. Наиболее известные из них – седла Берля и седла Инталокс. Металлические седла Инталокс представляют собой изогнутую в форме дуги полосу с отбортовкой. В основе в продольном направлении делается четыре надреза, и надрезанная часть дугой отгибается в противоположном от основы направлении и на ней дополнительно отгибают внутрь еще 2-4 лепестка. Такая насадка по сравнению с кольцами Палля имеет большую (на 7%) эффективность, большую (на 10-30%) пропускную способность и вдвое меньшее гидравлическое сопротивление.

При разработке S-образных насадок исходили из необходимости создания такой конструкции, которая обеспечивала бы наиболее благоприятные условия для полного омывания как внешней, так и внутренней поверхности элементов, сохраняла бы развитую поверхность контакта фаз и при этом была бы проста в изготовлении.

Разработанная в ГИАПе конструкция представляет собой элемент, цилиндрическая поверхность которого разделена на два полукольца, соединенных диаметральной перегородкой, с которой кромки полуколец образуют продольные зазоры. Соотношение радиуса кривизны полуколец и диаметра описываемой им окружности равно 0,5; а высота насадки равна диаметру полуколец. Полукольца и перегородки могут быть перфорированными. По сравнению с кольцами Рашига эта насадка имеет

большую (на 14%) геометрическую поверхность и меньшую (на 27%) ВЭТС. Таким образом, имея довольно простую конструкцию, насадка обеспечивает высокую эффективность разделения.

Модификация вышеописанной насадки представляет собой S-образный элемент, противоположные концы полуколец которого смещены относительно плоскости перегородки во взаимно противоположном направлении на величину, соизмеримую с шириной перегородки, которая имеет форму параллелограмма. Такое конструктивное решение способствует более полному омыванию внутренней поверхности контактирующими потоками при любой ориентации элемента в слое, а также исключает заклинивание соседних элементов.

В литературе описываются также нерегулярные металлические насадки и других форм. Предлагается конструкция насадки, изготовленной из листа, свернутого спиралью. Эффективность работы насадки достигается за счет завихрения потока газа с помощью струеобразующих элементов в виде окон с лепестками, расположенными на поверхности насадки.

Рассматривается конструкция насадки, изготовленной из проволоки, свернутой в виде спирали. Каждый ее виток имеет вид многоугольника с числом сторон от 3 до 6, причем вершины смежных витков смещены относительно друг друга на 15° , а оси спиральных элементов наклонены к плоскости витков. Эта насадка более плотно укладывается в колонну, лучше распыляет струйки как жидкости, так и пара. Насадку отличает также развитая поверхность контакта.

Из сказанного выше следует, что нерегулярные насадки, в том числе металлические, будут еще долгие годы в большом масштабе эксплуатироваться в различных отраслях промышленности.

Поэтому, несмотря на довольно широкий фронт работ по созданию новых насадок и наличие в настоящее время насадок с довольно хорошими характеристиками, не следует прекращать работ по созданию более совершенных насадок.

Научно-производственными коллективами Инженерно-внедренческого центра “Инжехим”, ОАО “Казаньоргсинтез” и Сургутского ЗСК разработаны и запатентованы несколько насадок (Рис.5.3, 5.4, 5.5). Все они [19, 20, 21] отличаются технологичностью изготовления, простотой конструкции и обеспечивают высокие массообменные характеристики и низкое гидравлическое сопротивление.

При проектировании насадочных аппаратов конструкция и размер элементов насадки должны служить параметрами оптимизации.

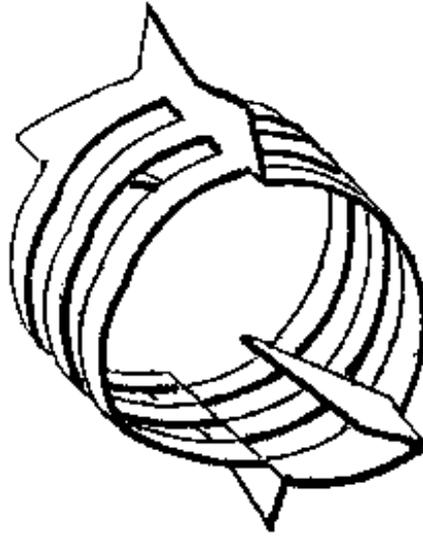


Рис.5.3. Элемент насадки [19]

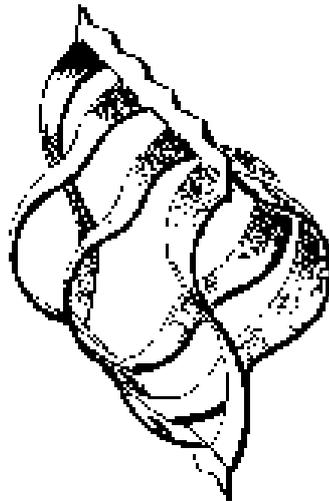


Рис.5.4. Насадочные элементы для реконструкции
ректификационных колонн [20]

Анализ конструкций и гидродинамической обстановки в аппаратах, характерной для насадок различного типа, показывает следующее:

– более равномерное распределение и перераспределение жидкости и газовой фазы, более полное использование геометрической поверхности насадки, а также более интенсивное обновление поверхности контакта фаз обеспечивает перфорация элементов насадки. Поскольку в настоящее время отсутствуют обоснованные данные об оптимальной площади перфорации,

размере отверстий и месте их расположения, весьма важными следует считать исследования в этом направлении;

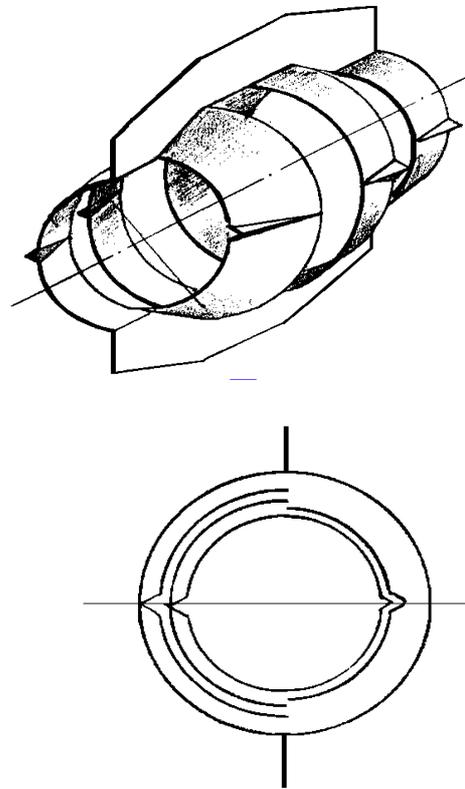


Рис.5.5. Общий вид и вид с торца элемента бочкообразной формы [21]

– всевозможные завихрители, лопасти, выступы и прочие конструктивные детали способствуют турбулизации жидкости, ее диспергированию, завихрению потоков газа. При этом, однако, неминуемо увеличивается гидравлическое сопротивление и снижается предельная нагрузка. Поэтому работы следует вести в направлении поиска таких оптимальных конструктивных решений, которые максимально увеличивая интенсивность процесса массообмена, одновременно обеспечивали бы минимальное гидравлическое сопротивление;

– должен вестись поиск таких конструктивных приемов, как нанесение на поверхность элементов насадки гофр или ее рефление с целью удлинения пути потоков, т.е. развитие поверхности контакта фаз, дополнительной турбулизации потоков;

– снабжение элементов насадки перегородками и другими дополнительными внутренними поверхностями ведет к увеличению жесткости элементов и развитию поверхности контакта фаз. При этом растет сопротивление и снижается пропускная способность. Рост эффективности может быть достигнут только в том случае, если коэффициент использования

поверхности элемента будет в достаточной степени велик. Это должно быть задачей данного направления разработок.

Перечисленные выше направления не охватывают всех возможных путей интенсификации работы нерегулярных насадок. Следует учесть, что сравнение колец Рашига и современных насадок показывает, что их эффективность и пропускная способность возросли не так уж значительно (табл. 5.8), а прирост эффективности и пропускной способности насадок новой конструкции порой совсем невелик. Конструкции же в основном становятся все сложнее. Это говорит о том, что сегодня необходимо вести поиск таких новых конструктивных решений, которые при сохранении или некотором улучшении основных показателей будут просты и дешевы в массовом изготовлении. Как показывает анализ наиболее интересных конструкций нерегулярных металлических насадок, созданных в последние годы, каждое новое конструк-

Таблица 5.8. Сравнительные характеристики промышленных насадок размером 50x50 мм

Тип насадки	$\epsilon_{св}$, м ³ /м ³	a_v , м ² /м ³	Потеря напора, отн. %	Пропускная способность, отн. %	Эффектив- ность, отн. %
Кольца Рашига	0.95	110	100	100	100
Кольца Палля	0.96	100	63	120	125
Хай – Пэк	-	-	65	120	150
Кольца Бялецкого	-	-	85	100	125
Седла Инталокс	-	-	32	144	132
Насадка Лева	0.97 - 0.98	118	47	-	158
Насадка ГИАП	0.96	101	47	133	137
Инжехим-2000	0.96	103	16-22	180-210	153

тивное решение дает незначительный выигрыш в пропускной способности и гидравлическом сопротивлении и еще в меньшей степени в эффективности. Попытки увеличить эффективность за счет развития геометрической поверхности элементов ведут к снижению пропускной способности и усложнению конструкции. В то же время стремление увеличить пропускную способность и улучшить омываемость всей поверхности элемента путем его перфорирования ведет к снижению поверхности контакта фаз.

Учитывая, что каждый, даже небольшой, новый положительный эффект при разработке насадок достигается заметным усложнением конструкции, необходимо уделить первостепенное внимание разработке технологии

массового изготовления, снижению материалоемкости и стоимости насадочных элементов.

Следует считать недопустимым, что до сих пор еще эксплуатируются в действующих производствах, а главное, продолжают применяться и в новых производствах большой мощности морально устаревшие насадки – кольца Рашига, тогда как использование современных эффективных насадок позволило бы существенно уменьшить габариты аппаратов или снизить их количество.

Проектирование новой насадки

Для решения задач по реконструкции массообменных колонн разработаны насадочные элементы [22], сочетающие большую производительность по газу и жидкости, высокую эффективность по массопередаче и низкое гидравлическое сопротивление.

Предложенные модели относятся к насадкам для проведения массообменных процессов и могут быть применены в химической, нефтехимической и других отраслях промышленности.

При разработке насадок авторы стремились увеличить эффективность массообменного процесса, создать развитую поверхность контакта между газовой и жидкой фазами, снизить гидравлическое сопротивление и т.д.

Для решения этих задач ранее была предложена конструкция неупорядоченной насадки, включающая два коаксиально расположенных элемента, каждый из которых образован полуцилиндрическими полосами листового материала, выполненных, по крайней мере, с одним гофром, при этом отношение длин полос наружного и внутреннего элемента равно 1,12 - 1,25 [23].

В другой конструкции насадки для ректификационных и абсорбционных колонн предлагается насадка, выполненная в виде тела вращения, поверхность которого образована расположенными одна против другой полосами листового материала, причем полоса состоит из двух частей, ориентированных в противоположные стороны, а между смежными полосами имеется зазор. Вдоль тела вращения имеются ребра. Такая конструкция, по мнению авторов, может повысить эффективность массопередачи за счет обеспечения большей поверхности контакта и усиления турбулизации фаз [24].

Однако конструкции вышеприведенных насадок не позволяют исключить взаимное проникновение отдельных полос близлежащих элементов насадок. Это приводит к возникновению неоднородностей в слое насадки,

возникновению застойных зон, что ведет к снижению эффективности процесса массообмена.

Часть из названных недостатков отсутствуют в конструкции насадки для абсорбционных и ректификационных колонн в виде полого тела цилиндрической формы, поверхность которого образована расположенными одна против другой выгнутыми наружу волнообразными полосами листового материала с зазорами между смежными полосами [25]. Торцевые отверстия частично перекрыты отогнутыми во внутрь насадки лепестками, расположенными под углом к оси цилиндра. Однако при укладке этой насадки в месте соприкосновения полос, имеющих относительно большой радиус кривизны, образуются застойные зоны. При содержании в рабочих фазах примесей, склонных к отложению и полимеризации, в таких зонах может накапливаться твердая фаза, что приводит к забиванию свободного объема и резкому ухудшению рабочих характеристик насадки.

С целью обеспечения высоких массообменных характеристик при соблюдении благоприятных гидродинамических условий, препятствующих образованию твердых отложений внутри слоя насадки, предлагается конструкция насадки, показанной на рис. 5.6. Она выполнена в виде тела вращения, поверхность которой образована полосами с симметричными выступами. Причем высота выступов в каждой полосе уменьшается от центрального выступа к периферийным и в полосах – от центральных полос к крайним. Такое конструктивное исполнение позволяет достичь высокого свободного объема насадки в аппарате за счет максимального исключения взаимного проникновения насадки и предотвращения плотного прилегания отдельных участков друг к другу с соответствующим блокированием части поверхности насадки.

Насадка работает следующим образом. Газ, двигаясь по аппарату снизу вверх, проходит через слой насадки и контактирует с жидкостью, стекающей по насадке вниз. Жидкость, омывающая элементы насадки, сходит с них преимущественно в виде пленки. Это происходит за счет того, что геометрия насадки имеет гладкий гидравлический профиль и не содержит ломаных поверхностей и торчащих деталей, которые могли быть центром образования отдельных капель и струй. Пленочный характер стока жидкости с элементов насадки обеспечивает высокие массообменные характеристики при минимальном значении уноса и способствует снижению гидравлического сопротивления. Наружная поверхность насадки образована гребнями симметричных выступов полос насадок, имеющих малый по сравнению с диаметром насадки радиус кривизны. Благодаря такой геометрии контакт соседних элементов имеет практически точечный характер, что препятствует

блокированию поверхности насадки и образованию застойных зон, которые могут возникнуть при контакте поверхностей с большим радиусом кривизны. Это особенно важно в случае присутствия в газовой и жидкой фазах примесей, склонных к полимеризации и образованию слоя твердых отложений на поверхности насадки. В этом случае уменьшается свободное сечение колонны, свободный объем и удельная поверхность насадки, что приводит к ухудшению ее рабочих характеристик.

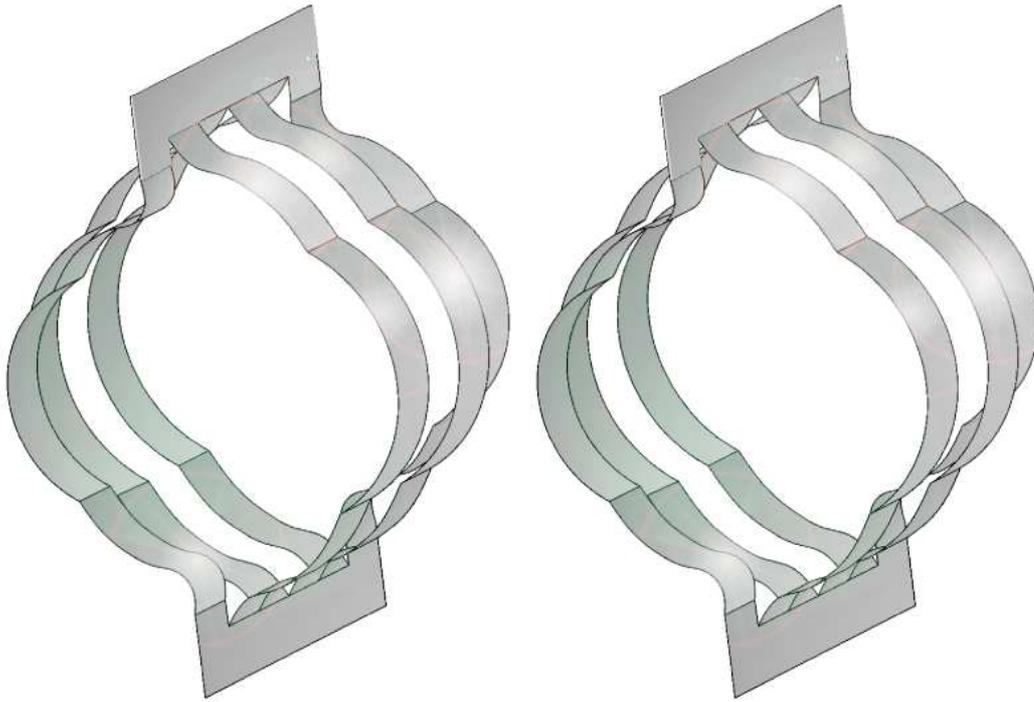


Рис. 5.6. Общий вид насадки

Немаловажным является и то обстоятельство, что за счет изогнутой формы полос поверхность насадки более равномерно распределена по объему элемента насадки. Это в свою очередь благоприятно сказывается на равномерности распределения фаз внутри слоя насадки и способствует улучшению гидродинамических условий ее работы.

При равных с приведенными выше аналогичными насадками внешних размерах предлагаемая насадка имеет за счет изогнутого профиля полос поверхность, увеличенную на 50%, а при равной толщине листового материала – большую жесткость от сдавливания весом вышележащего слоя.

Предлагаемая насадка может использоваться также для работы с жидкими многофазными средами: для оснащения экстракционных колонн, установок перемешивания и разделения гетерогенных систем. Принцип ее

работы в этих случаях аналогичен вышеприведенному, при этом роль газовой среды играет более легкая фаза.

Достаточно несложная конструкция насадки позволяет изготавливать ее методом листовой штамповки, что снижает ее себестоимость.

Характеристики
насадочных элементов типа Инжехим - 2000

Материал насадки	сталь
Размер элемента	70 x 40 мм
Удельная поверхность	98 м ² /м ³
Удельный свободный объем	0.96 м ³ /м ³
Количество элементов в 1м ³	13550 шт
Насыпная плотность	248 кг/м ³

**Реконструкция промышленных колонн с применением новой
высокоэффективной насадки [26, 27]**

Для повышения разделительной способности и снижения энергозатрат узла щелочной очистки пирогаза установки Э-100 завода “Этилен” ОАО “Казаньоргсинтез” проведена реконструкция колонны К-7 путем замены устаревшей насадки – колец Рашига – на вновь разработанную высокоэффективную насадку.

Абсорбционные колонны К-7 и К-8 предназначены для щелочной очистки пирогаза от углекислого газа, сероорганических соединений и сероводорода при помощи 10% водного раствора щелочи. Пирогаз, содержащий до 1500 ппм объемных СО₂, от компрессора В-3 с расходом 18-32 т/ч под давлением 39 кгс/см² поступает в нижнюю часть колонны К-7, в которой организовано две секции щелочной очистки (Рис. 5.7). Каждая секция содержит два слоя насадки по 3.5 м. Секции отделены друг от друга глухой тарелкой (по жидкой фазе). С верха колонны К-7 пирогаз с содержанием СО₂ менее 20 ппм об. подается в низ колонны К-8, которая также поделена глухой тарелкой на две секции. Нижняя насадочная секция К-8 общей высотой 7 метров предназначена для щелочной очистки, а верхняя секция - для водной отмывки пирогаза. Верхняя секция содержит слой насадки высотой 3.5 метра и три колпачковые тарелки. Пирогаз, очищенный от СО₂, отбирается с верха колонны К-8 и далее поступает в теплообменник Т-16.

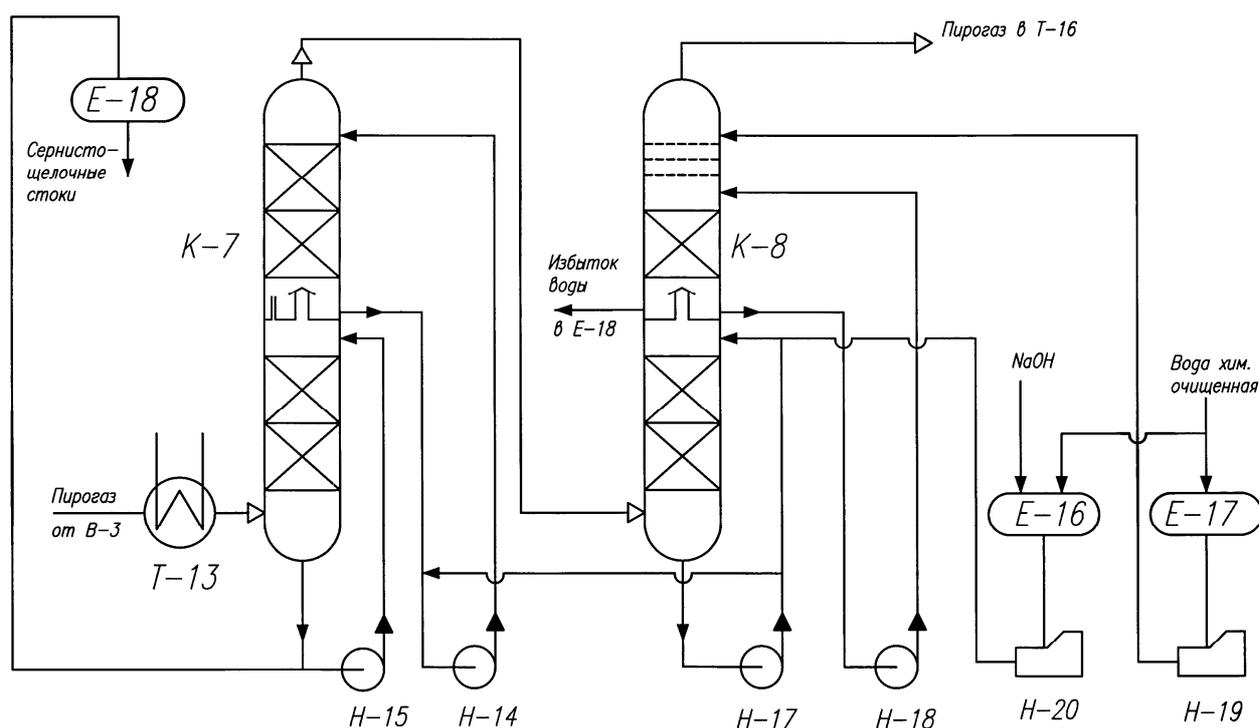


Рис.5.7. Технологическая схема узла щелочной очистки пирогаза

В узле щелочной очистки организована противоточная схема движения потоков. Из емкости E-17 химически чистая вода насосом H-19 подается на верхнюю тарелку K-8. В насадочной секции водной отмывки организована циркуляция орошающей воды насосом H-18. Отработанная вода с глухой тарелки K-8 отводится в аппарат E-18. Свежий раствор щелочи насосом H-20 подается из E-16 на орошение нижней секции K-8. Насос H-17 обеспечивает циркуляцию щелочи в этой секции. Циркуляцию орошения в верхней секции K-7 осуществляет насос H-14, на вход которого подается раствор NaOH из линии нагнетания H-17. Через переливную трубку, установленную в глухой тарелке, жидкая фаза с верхней секции K-7 поступает в нижнюю. Отработанный раствор с низа колонны K-7 насосом H-15 подается на орошение нижней секции, а также отводится в E-18. Таким образом, пирогаз, содержащий большое количество CO_2 , взаимодействует с отработанным раствором щелочи, а свежий раствор NaOH контактирует с практически очищенным пирогазом.

Моделирование процесса щелочной очистки пирогаза

Для расчета процесса и выбора варианта реконструкции колонн K-7 и K-8 использована диффузионная модель. При математическом описании процесса

хемосорбции с учетом продольного перемешивания составляется материальный баланс для элементарного объема слоя насадки. При хемосорбции в противоточной насадочной колонне уравнения диффузионной модели записываются в виде [28]

$$D_{пж} \epsilon_{ж} S_k \frac{d^2 x_A}{dz^2} - \frac{L}{\rho_{ж}} \frac{dx_A}{dz} = \phi \beta_{жv} S_k (x_{Aгр} - x_A), \quad (5.33)$$

$$D_{пг} (\epsilon_{св} - \epsilon_{ж}) S_k \frac{d^2 y_A}{dz^2} - \frac{G}{\rho_{г}} \frac{dy_A}{dz} = \beta_{гv} S_k (y_A - y_{Aгр}). \quad (5.34)$$

Система уравнений дополняется уравнением равновесия и граничными условиями.

Концентрации распределяемых компонентов на границе раздела определяются из балансовых соотношений потока массы. Количество массы компонента, перешедшего из одной фазы в другую, с учетом химической реакции в жидкой фазе записывается в виде

$$M = \phi \beta_{жv} V \rho_{ж} (x_{Aгр} - x_A) = \beta_{гv} V \rho_{г} (y_A - y_{Aгр}). \quad (5.35)$$

Концентрации компонента на границе раздела фаз связаны соотношением

$$y_{гр} = K \cdot x_{гр}, \quad (5.36)$$

где K – коэффициент распределения, $K = E/P$; E – константа Генри, P – давление в системе. При определении константы Генри учитывается влияние электролита (щелочи и продуктов реакции) на растворимость газа по известной методике [3].

При известных значениях задержки жидкости $\epsilon_{ж}$, коэффициентов массоотдачи $\beta_{жv}$ и $\beta_{гv}$, коэффициентов продольного перемешивания $D_{пж}$ и $D_{пг}$ решение дифференциальных уравнений (5.33), (5.34) позволяет определять профиль концентраций компонента в фазах по высоте колонны и общую эффективность разделения.

Коэффициенты продольного перемешивания в фазах в насадочных колоннах находятся по критериальным уравнениям [3, 28-32].

$$Pe_{ж} = f(Re_{ж}, Ga_{ж}, a_v, d_n), \quad (5.37)$$

$$Pe_{г} = f(Re_{г}, Ga_{г}, a_v, d_n). \quad (5.38)$$

Коэффициенты в уравнениях (5.37) и (5.38) для известных типов насадок приводятся в литературе [3], а для новой насадки определяются экспериментально [33, 34].

Для отыскания коэффициентов массоотдачи используется математическая модель [11], которая позволяет рассчитать данные коэффициенты, основываясь только на результатах гидравлического исследования контактного устройства.

Если в жидкой фазе протекает необратимая химическая реакция типа



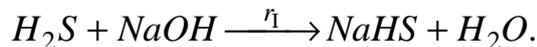
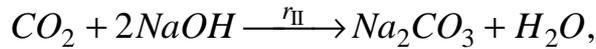
где A – поглощаемый компонент, B – хемосорбент, C – продукты реакции, то коэффициент ускорения массоотдачи для реакции (5.39) рассчитывается по формуле [3]:

$$\phi = \frac{2(M_x + 1)}{1 + \left(1 + 4(M_x / R_x)^2\right)^{1/2}}. \quad (5.40)$$

$$\text{Здесь } M_x = \frac{x_B D_A}{q x_{A\text{Гр}} D_B}, \quad R_x = \frac{1}{\beta_{\text{ж}}} \left(\frac{2}{m+1} D_A r_{mn} x_{A\text{Гр}}^{m-1} x_B^n \right)^{1/2},$$

m и n показывают порядок химической реакции.

В производстве этилена на ОАО «Казаньоргсинтез» в колоннах К-7 и К-8 химическая реакция в жидкой фазе протекает согласно схеме:



В случае хемосорбции CO_2 и H_2S раствором $NaOH$ на границе раздела фаз протекает быстрая реакция, поэтому концентрации поглощаемых компонентов в ядре жидкой фазы равны нулю. На основании этого при описании данного процесса профиль концентрации компонентов в газовой фазе находится из решения уравнения (5.34) с соответствующими граничными условиями.

Замена насадки в колонне К-7

На основе использования рассмотренной математической модели [32] проведены расчеты и сделан анализ работы узла щелочной очистки пирогаза. Получено удовлетворительное согласование с данными действующего производства. Выполнено моделирование работы узла после реконструкции К-7 и К-8 с новыми насадочными элементами с целью увеличения производительности и эффективности процесса разделения.

Проведены расчеты работы узла щелочной очистки при расходах пирогаза от 18 до 36 т/час с начальным содержанием CO_2 1500 ppm объемных.

Результаты расчета процесса очистки пирогаза при различных расходах водного раствора щелочи представлены на графике (Рис. 5.8.). Кривая 1 соответствует расходу 20 т/ч, кривая 2-25 т/ч.

Рассмотрены два варианта реконструкции узла щелочной очистки пирогаза (колонн К-7 и К-8) с новыми насадочными элементами [26, 27].

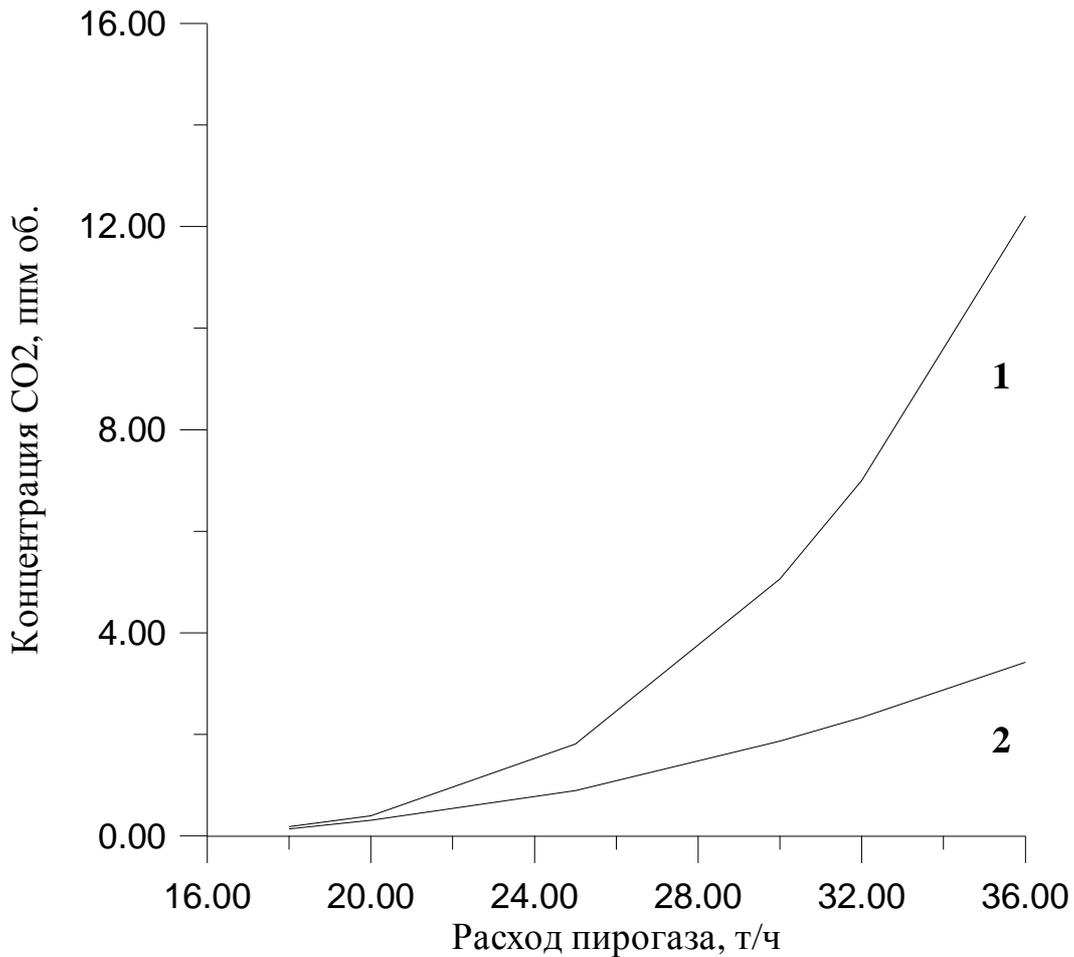


Рис. 5.8. Зависимость конечной концентрации CO_2 от расхода пирогаза:
1 – при расходе раствора щелочи 20 т/ч; 2 – 25 т/ч.

В первом варианте и щелочную очистку и водную отмывку пирогаза предлагается проводить в колонне К-7, исключив из технологической схемы колонну К-8. Однако в этом случае предстоит выполнить значительную реконструкцию колонны К-7 (установку дополнительных глухих тарелок, опорных решеток, оросительных устройств, патрубков и т.д.). Этот вариант требует значительных капитальных затрат.

Второй вариант не требует каких-либо конструктивных изменений колонн К-7 и К-8. В этом случае в колонне К-7 предлагается заменить кольца Рашига на новую насадку и использовать ее для щелочной очистки пирогаза (как это предусмотрено и до реконструкции), а колонну К-8 оставить без изменений.

Реконструкция проведена по варианту, согласно которого в колонне К-7 выполняется замена колец Рашига на новую насадку [19, 20].

Для колонны К-7 изготовлено 22 м^3 неупорядоченной насадки «Инжехим-2000». Насадка изготавливается из металлического листа штамповкой.

Результаты промышленной эксплуатации показывают, что концентрация CO_2 в пирогазе на выходе из установки щелочной очистки (колонны К-7 и К-8) менее 10 ppm об. В настоящее время нагрузка узла газоразделения составляет 32 т/ч.

Нагрузка в 36 т/ч ожидается после реконструкции пиролизных печей и компрессоров. В этом случае необходимо повышение расхода щелочного раствора с 20 до 25 т/ч.

Результаты обследования работы колонн К-7 и К-8 узла щелочной очистки пирогаза с насадкой типа “Инжехим-2000”

После проведенной реконструкции центральной лабораторией ОАО “Казаньоргсинтез” в период с 31.05.2000 по 14.06.2000 г. проведено обследование работы колонн К-7 и К-8, целью которого ставилось рассмотрение возможности уменьшения расхода щелочи, подаваемой на орошение насадки. Результаты обследования показывают, что эксплуатация колонны К-7 с новой насадкой позволяет снизить расходный коэффициент щелочи на тонну этилена с 10.7 до 5 кг. При этом содержание CO_2 в товарном этилене не превышает заданного значения (10 ppm объемных). В то же время гидравлическое сопротивление К-7 с новой насадкой снизилось до 0.01-0.02 кгс/см², с кольцами Рашига эта величина составляла 0.04-0.05 кгс/см².

На основе полученных результатов можно сделать следующие выводы. Разработанная неупорядоченная насадка позволяет значительно повысить эксплуатационные характеристики массообменных колонн и, обладая меньшей стоимостью, не уступая по эффективности зарубежным, может успешно применяться при проектировании и модернизации аппаратов разделения.

Условные обозначения к главе 5

Символы

- a_v – удельная свободная поверхность насадки, м²/м³;
- D_A – коэффициент диффузии поглощаемого компонента в жидкой фазе, м²/с;
- D_B – коэффициенты диффузии поглотителя в жидкой фазе, м²/с;
- $D_{\text{п}}$ – коэффициент продольного перемешивания;
- G – расход жидкой фазы, кг/с;
- L – расход газовой фазы, кг/с;
- m – коэффициент распределения;
- q – стехиометрический коэффициент;
- r_{mn} – константа скорости химической реакции порядка $m \times n$, м³/(кмоль с),

S_k – площадь поперечного сечения колонны, м²;
 V – объем слоя насадки, м³;
 x – концентрация компонента в жидкой фазе, кмоль/м³;
 y – концентрация компонента в газовой фазе, кмоль/м³;
 z – вертикальная координата, м.
 β_v – объемный коэффициент массоотдачи при физической абсорбции, 1/с;
 $\epsilon_{св}$ – удельный свободный объем насадки, м³/м³;
 $\epsilon_{ж}$ – удерживающая способность насадки по жидкой фазе, м³/м³;
 ρ – плотность, кг/м³;
 ϕ – коэффициент ускорения массоотдачи химической реакцией;

Индексы

A – поглощаемый компонент;
 B – хемосорбент;
 $г$ – газовая фаза;
 $гр$ – на границе раздела фаз;
 $ж$ – жидкая фаза.

Литературу к главе 5

1. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, 1978. – 280 с.
2. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – 3-е изд. – М.: Высшая школа, 1979.
3. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е., М.: Химия, 1976. – 656 с.
4. Броунштейн Б.И., Щеголев В.В. Гидродинамика, массо- и теплообмен в колонных аппаратах. – Л.: Химия, 1988. – 336 с.
5. Стабников В.Н. Ректификационные аппараты. Расчет и конструирование. – М.: Машиностроение, 1965.
6. Скобло А.И., Трегубова И., Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – 2-е изд. – М.: Химия, 1982.
7. Лаптев А.Г., Данилов В.А., Ильяшенко Е.Б. Расчет процесса физической абсорбции в насадочной колонне. Метод. указания / КГТУ, Казань, 1996. – 23 с.
8. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия., 1976. – 552 с.
9. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под. ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия, 1983. – 272 с.

10. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования/ Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др.; под ред. А.М. Розена. – М.: Химия, 1980. – 319 с.
11. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. – Казань: Изд-во Казанского госуд. ун-та, 1993.
12. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Моделирование массотеплопереноса в промышленных аппаратах на основе исследования лабораторного макета // Теор. основы хим. технол. – 1993. – Т.27. – №1. – С. 4-18.
13. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Моделирование процессов разделения на контактных устройствах промышленных колонн // Журн. прикл. химии. – 1993. – Т.66. – №1. – С. 92-103.
14. Лаптев А.Г., Дьяконов С.Г. Математическое моделирование процессов массо- и теплоотдачи в газовой фазе насадочных колонн // Хим. пром-ть. – 1993. – №6. – С. 48-51.
15. Лаптев А.Г., Шигапов И.М., Данилов В.А. Устройство и расчет насадочных декарбонизаторов в водоподготовке. Учеб. пособие. – Казань: КГЭУ, 2002. – 136 с.
16. Гладильщикова С.В. и др. Насадки массообменных аппаратов для нефтепереработки и нефтехимии. Обзор. инф. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1983. – 20 с.
17. Китаин Ю.В., Филин В.Я. Насадки массообменных колонн для систем газ-жидкость. Обзор. инф. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1983. – 52 с.
18. Мишин В.П., Кацашвили В.Г. Зарубежные насадочные устройства массообменной аппаратуры. Обзор. инф. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1983. – 20 с.
19. Патент 96102736/20 РФ. Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн // М.С. Габутдинов, Г.С. Дьяконов, Л.С. Залегдинов и др. от 20.02.96 г. (положительное решение по заявке)
20. Баглай В.Ф., Габутдинов М.С. и др. // Патент РФ № 97110747/20 (011357) от 26.06.97 г. (положительное решение по заявке) Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн.
21. Фарахов М.И., Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А. и др. /Свидетельство РФ на полезную модель «Насадка для тепло-массообменных процессов»: положительное решение от 25.11.98, рег. №98119407/20.

22. Фарахов М.И., Кудряшов В.Н., Черевин В.Ф. и др. // А.с. РФ №2000101491/20 (001405) от 22.06.2000 г. Свидетельство на полезную модель. Насадка для массообменных колонн.
23. А.с. СССР №1304863, В 01 D 53/20, 1985.
24. А.с. СССР №990277, В 01 D 53/20, 1983.
25. Свид. на пол. модель №6727 (РФ), В 01 J 19/20, 1997.
26. Данилов В.А., Лаптев А.Г., Шигапов И.М., Кудряшов В.Н. и др. Реконструкция колонн щелочной очистки пирогаза на заводе «Этилен» // Межвуз. темат. сб. науч. тр. «Тепомассообменные процессы и аппараты химической технологии». – Казань, 2000. – С. 58-62.
27. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Данилов В.А., Шигапов И.М. и др. Повышение узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена // Хим. пром-ть. – 2001. – №10. – С. 24-33.
28. Данквертс П.В. Газожидкостные реакции. Пер. с англ. М.: Химия, 1973. – 296 с.
29. Борисов Г.С., Быков В.П., Дытнерский Ю.И. и др. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под ред. Дытнерского Ю.И., 2-е изд. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
30. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии.: Учебное пособие для вузов / Под ред. чл.-кор. Романкова П.Г. 9-е изд. – Л., Химия, 1981. – 560 с.
31. Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / Под ред. Розена А.М. – М.: Химия, 1980. – 320 с.
32. Гельперин Н.И., Пибалк В.Л., Костянян А.Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. – М.: Химия, 1977.
33. Лаптев А.Г., Данилов В.А. Математическое моделирование процесса хемосорбции в насадочных колоннах // Хим. пром-сть. – 1998. – Т. 23. – №1. – С. 25-28.

ГЛАВА 6

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ КОЛОННОГО ОБОРУДОВАНИЯ УСТАНОВКИ МОТОРНЫХ ТОПЛИВ*

Бурное развитие экономики РФ поставило на более высокий уровень требования к количеству и ассортименту выпускаемых моторных топлив. Основным производителем моторных топлив в регионе является Сургутский ЗСК (завод стабилизации газового конденсата). Запущенная в эксплуатацию в 1993 году установка моторных топлив (УМТ), обладающая схемой предварительного испарения, обеспечила потребности региона в дизельном топливе. Кроме этого вырабатываемая на УМТ прямогонная бензиновая фракция используется в качестве сырья для установки риформинга небольшой производительности ОПУ «Petrofac» и компонента для компаундирования автобензина Нормаль-80, Регуляр-92. Необходимо отметить также, что количество товарного бензина, производимого с использованием катализатора ОПУ «Petrofac», весьма ограничено и не может в полной мере обеспечить потребности региона в автобензине. Таким образом, назрела необходимость увеличения объемов выпускаемой продукции. Для решения этой задачи было принято решение о строительстве установки ЛКС-35-64.

Установка ЛКС-35-64 представляет сложный комплекс, в составе которого имеются три основные секции: секция 100, секция 200, секция 300. Секция 100 - установка каталитического риформинга фр.70-140. Секция 200 - установка гидроочистки и депарафинизации дизельного топлива фр.240-340 Секция 300 - установка гидроочистки авиакеросина фр.140-240.

Сырьевую базу установок, входящих в комплекс ЛКС-35-64, должна обеспечивать УМТ, однако в ее работе отмечен ряд серьезных недостатков.

Сырьем УМТ является стабильный конденсат, который характеризуется высоким содержанием парафиновых углеводородов. При выпуске дизельного топлива постоянно приходится идти на компромисс между фракционным составом и вязкостью с одной стороны и низкотемпературными характеристиками с другой. Поэтому для поддержания температуры помутнения на уровне требований ТУ получаемое дизельное топливо на УМТ характеризуется невысокой вязкостью и облегченным фракционным составом и соответственно заниженным отбором от потенциала.

* В работе принимали участие: к.т.н. Ясавеев Х.М., к.т.н. Фарахов М.И., к.т.н. Баглай В.Ф., к.т.н. Солодов П.А.

Типовые схемы установок первичной перегонки нефти, как правило, предусматривают возможность получения авиакеросина той или иной марки. В этом плане установка моторных топлив не является исключением. На УМТ проектом предусмотрена возможность выпуска авиакеросина ТС-1 путем вывода верхнего бокового погона с 14 или 16 тарелки через стриппинг - секцию К-2/1, в которой производится отпарка легких фракций. Попытки производства авиакеросина ТС-1 не дали положительного результата в связи с тем, что получаемый керосин не соответствовал требованию ГОСТ по такому важному показателю, как температура вспышки, что означает высокое содержание легких фракций в керосине.

При описании работы УМТ необходимо отметить тот факт, что в кубовом продукте К-1 содержится более 40% светлых углеводородов.

Проблемы работы УМТ усугублялись еще и тем, что проектом предусматривалась загрузка сырьем на уровне 750 м³/ч, а реально составляла 320-400 м³/ч. Кроме этого, сырье имеет значительно более легкий фракционный состав, по сравнению с проектом.

Как уже было отмечено выше, УМТ не обеспечивает получения топлив необходимого качества, а также не сможет обеспечивать сырьем строящийся комплекс ЛКС-35-64, т.к. на УМТ не предусмотрен отбор фракций, которые предполагается использовать в качестве сырья этого комплекса.

Глубокий анализ работы колонных аппаратов установки моторных топлив позволил сделать ряд выводов.

Облегченный состав продуктов атмосферной колонны К-1, налегание выводимых фракций, высокое содержание легких фракций в остатке атмосферной перегонки свидетельствуют о низкой разделительной способности испарителя И-1 и о невысокой эффективности контактных устройств колонн К-1 и К-3.

Таким образом, для устранения указанных недостатков было решено произвести реконструкцию колонных аппаратов УМТ.

Для решения поставленных задач использовались методы математического моделирования процессов разделения углеводородных смесей: секционная модель структуры потоков жидкой и паровой фаз на промышленных клапанных тарелках и метод потарелочного расчета массообменных колонн (глава 3).

Запущенная в эксплуатацию на Сургутском ЗСК в 1993 году установка моторных топлив (УМТ) обеспечила потребности региона в дизельном топливе и прямогонной бензиновой фракции, используемой для компаундирования автобензинов. Однако строительство установки ЛКС-35-64 выдвинуло вопрос об изменении ассортимента продуктов, выпускаемых установкой. Кроме этого

УМТ работает на загрузках значительно ниже проектной, что приводит к невысокому качеству разделения углеводородного сырья. Выводы сделанные после проведенных анализа и расчетов работы установки указывают на необходимость реконструкции колонного оборудования.

В данной главе рассмотрены технические решения по модернизации испарителя И-1 и колонн К-1, К-3, К-4 [1-8].

6.1. Характеристика УМТ

Согласно первоначального проекта установка моторных топлив (рис.6.1), входящая в состав комплекса производства моторных топлив, предназначена для переработки смеси деэтанализированного стабильного газового конденсата и нефти Уренгойского месторождения в соотношении 9:1 с получением компонента автобензина А-76, топлива ТС-1, широкофракционного дизельного топлива, котельного топлива.

Год ввода установки - 1993.

Состав установки по узлам (операциям):

- предварительный нагрев и эвапорация сырья;
- атмосферная перегонка;
- вторичная ректификация.

Количество технологических линий и их назначение. Нагрев исходного сырья осуществляется в блоке теплообменников теплом отходящих продуктовых потоков и окончательно нагревается в печи П-1. Нагретое сырье при уменьшении давления в испарителе И-1 разделяется на паровую и жидкую фазы. Паровая фаза является сырьем колонны вторичной ректификации, жидкая фаза направляется в качестве сырья атмосферной колонны.

Атмосферная перегонка осуществляется по одноклонной схеме разделения жидкой фазы испарителя с двумя боковыми выводами, теплосъемом циркуляционным орошением и предназначена для выделения фракций НК-120°С, 120-200°С, 200-280°С, остатка (фракция выше 280°С).

Вторичная ректификация предназначена для выделения фракции НК-100°С, фракции 100-120°С и остатка (фракция выше 120°С).

Предварительный нагрев и эвапорация исходного сырья. Исходное сырье - смесь стабильного газового конденсата и нефти нефтяных оторочек Уренгойского месторождения имеет широкий фракционный состав, характеризуется высоким содержанием легкокипящих фракций, представляет собой сложную смесь взаимно растворимых органических веществ различных по молекулярному весу и температуре кипения.

Предварительный нагрев сырья осуществляется в теплообменниках теплом отходящих потоков, после чего догревается в печи. Для выделения основного количества бензиновой фракции принята схема с предварительным испарителем, где при снижении давления происходит разделение фракции: бензиновая часть в парах, более высококипящая часть в жидкости.

Бензиновая фракция в паровой фазе направляется в колонну вторичной ректификации. Жидкая часть испарителя и более высококипящая часть сырья направляется в сложную атмосферную колонну.

Атмосферная перегонка. Разделение нижнего продукта испарителя производится по пределам выкипания. Перегонка осуществляется однократным испарением с ректификацией в сложной ректификационной колонне.

В атмосферной колонне кроме верхнего и нижнего продуктов отбираются два боковых погона. Разные секции атмосферной колонны имеют различные паровые и жидкостные нагрузки, различные флегмовые числа. В I-й секции атмосферной колонны организовано циркуляционное орошение, что позволяет использовать тепло этого потока и улучшить энергетические показатели процесса.

Для снижения температуры кипения нижнего продукта и более полного отгона дизельной фракции из остатка в низ атмосферной колонны предусмотрена возможность подачи перегретого водяного пара.

Давление в системе атмосферной перегонки принято из условий полной конденсации дистиллята, температура питания определена условием обеспечения массовой доли отгона на уровне или несколько выше отбора суммы дистиллята и боковых погоннов.

Исходное сырье характеризуется невысоким содержанием сернистых соединений (общих и меркаптановых). Однако при перегонке продукта в результате нагрева исходного продукта до требуемых температур наблюдается термическое разложение сернистых соединений с образованием сероводорода, который в сочетании с хлористым водородом является причиной сильной коррозии аппаратуры и трубопроводов.

Описание технологической схемы. Сырье – смесь деэтанализованного стабильного газоконденсата и нефти нефтяных оторочек Уренгойского месторождения подается насосами из резервуарного парка завода стабилизации конденсата в блок теплообмена БТ-1.

Сырье проходит через теплообменники Т-1, Т-2 двумя параллельными потоками, нагреваясь за счет тепла отходящих продуктов - котельного топлива и циркуляционного орошения.

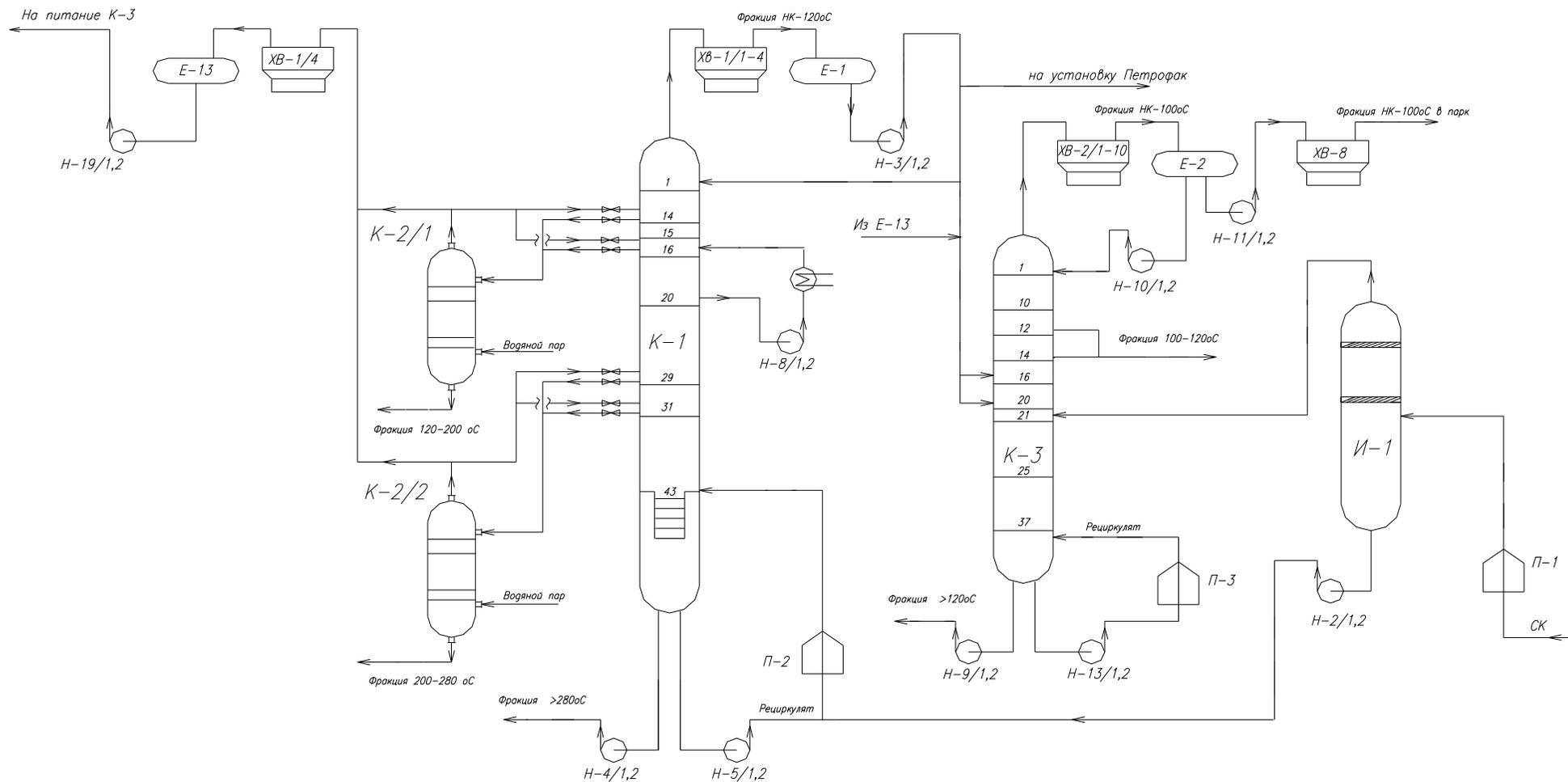


Рис. 6.1. Принципиальная технологическая схема УМТ.

Далее, каждый поток сырья разделяется на два параллельных потока. Поток из теплообменника Т-1 поступает в теплообменники Т-3/1-4, и в Т-5/1-3, Т-6. Поток из теплообменника Т-2 направляется в теплообменники Т-4/1-4 и Т-7/1-3.

В теплообменниках Т-3/1-4 поток сырья нагревается потоком циркуляционного орошения. Поток сырья, проходящий через теплообменники Т-5/1-3 нагревается 1-м боковым погонном - фракцией 120-200°C и догревается в теплообменнике Т-6 котельным топливом - фракция >280°C. В теплообменниках Т-4/1-4 поток сырья нагревается теплом отходящего 2-го бокового погона - фракция 200-280°C - компонентом широкофракционного дизельного топлива.

Поток сырья, проходящий через теплообменники Т-7/1-3 нагревается нижним продуктом ректификационной колонны К-3.

Нагретые потоки сырья смешиваются и с температурой 120-125°C направляются в печь П-1, где нагреваются до 180-182°C и поступают в испаритель И-1.

Нагретое в печи П-1 сырье поступает в испаритель И-1 двумя параллельными потоками. Испаритель И-1 - вертикальный пустотелый аппарат, в котором установлены два сетчатых отбойных устройства. Одно над входом сырья в испаритель, второе наверху, на выходе паров из испарителя.

В испарителе за счет падения давления выделяются пары легких фракций, которые направляются в колонну вторичной ректификации К-3.

Нижний продукт забирается насосом, направляется на смешение с рециркулятом колонны К-1, затем смесь поступает в печь П-2, где нагревается до температуры 255-260°C.

Нижний продукт испарителя в смеси с рециркулятом атмосферной колонны К-1, нагретый в печи П-2 до температуры 255-260°C, поступает в колонну К-1 на 43 тарелку.

Для снижения парциального давления паров фракции <280°C, а, следовательно, и температур кипения продуктов, для более полной отпарки легких фракций в низ колонны К-1 предусмотрена подача перегретого в пароперегревателе печи П-2 водяного пара.

С верха колонны К-1 отбирается фракция НК-120°C и охлаждается в воздушных конденсаторах-холодильниках до 90°C.

Сконденсированные и охлажденные бензиновая фракция НК-120°C и вода с температурой 90°C поступают в рефлюксную емкость Е-1, где происходит отделение бензиновой фракции от воды.

Балансовое количество подается в колонну вторичной ректификации, остальная часть подается на орошение колонны К-1.

Избыточное тепло в колонне снимается циркуляционным орошением, которое забирается насосом с 20-й тарелки с температурой 176°C и возвращается в колонну К-1 на 16-ю тарелку с температурой 60°C.

Циркуляционное орошение насосом прокачивается через теплообменники Т-3/1-4, Т-1, где отдает тепло на нагрев сырья, затем доохлаждается в воздушном холодильнике Хв-3.

Из колонны К-1 выводится два боковых погона:

- фракция 120-200°C;

- фракция 200-280°C.

- Первый боковой погон - фракция 120-200°C направляется в отпарную колонну К-2/1 с 14 или 16-й тарелки через регулирующий клапан, поддерживающий уровень в отпарной колонне К-2/1. Для исключения проскока паров из колонны К-1 в колонну К-2/1 на линии вывода 1-го бокового погона предусмотрена гидравлическая “утка”.

В отпарной колонне К-2/1 происходит отпарка легких фракций. Предусмотрено два варианта работы отпарной колонны К-2/1:

– с подачей перегретого водяного пара в низ колонны К-2/1;

– без подачи перегретого водяного пара в низ колонны.

При работе отпарной колонны К-2/1 с подачей перегретого водяного пара в низ колонны пары легких фракций и водяного пара возвращаются в колонну К-1 под 13-ую или 15-ую тарелку.

При работе отпарной колонны К-2/1 без подачи перегретого водяного пара в низ колонны пары легких фракций выводятся через регулирующий клапан, работающий в контуре с измерителем плотности совместно с парами отпарной колонны К-2/2 через секцию воздушного конденсатора-холодильника, где конденсируются и охлаждаются. Затем конденсат направляется в емкость, где происходит отделение легких фракций от воды. Легкие фракции из емкости забираются насосом и направляются в колонну К-1 вместе с циркуляционным орошением.

Фракция 120-200°C топливо ТС-1 с низа отпарной колонны К-2/1 прокачивается через теплообменники Т-5/1-3, где отдает тепло на нагрев сырья, доохлаждается в воздушном холодильнике до 50°C и выводится с установки в качестве товарного продукта.

Второй боковой погон - фракция 200-280°C выводится в отпарную колонну К-2/2 с 29-ой или 31-ой тарелки колонны К-1 через регулирующий клапан уровня, поддерживающий уровень в отпарной колонне К-2/2. Для исключения проскока паров из колонны К-1 в колонну К-2/2 на линии вывода 2-го бокового погона предусмотрена гидравлическая “утка”.

В отпарной колонне происходит отпарка легких фракций от компонентов с температурой кипения 200-280°C. Так же как и в отпарной колонне К-2/1 в колонне К-2/2 предусмотрено два варианта работы:

- с подачей перегретого водяного пара в низ колонны;
- без подачи перегретого водяного пара в низ колонны.

При работе отпарной колонны с подачей перегретого водяного пара в низ колонны пары легких фракций и водяного пара возвращаются в колонну К-1 под 30-ю или под 28-ю тарелку.

При работе отпарной колонны К-2/2 без подачи перегретого водяного пара в низ колонны пары легких фракций выводятся с верха колонн через регулирующий клапан, работающий в контуре с измерителем плотности и совместно с парами отпарной колонны К-2/1 направляются в секцию воздушного конденсатора-холодильника, где конденсируются и охлаждаются.

Фракция 200-280°C – компонент широкофракционного дизельного топлива забирается с низа колонны К-2/2 и прокачивается по межтрубному пространству теплообменников, где отдает тепло на нагрев сырья, затем доохлаждается до 50°C в двух секциях воздушного холодильника и направляется на смешение с фракцией 100-120°C и нижним продуктом К-3.

Нижний продукт колонны К-1 - фракция >280°C - котельное топливо прокачивается последовательно через межтрубное пространство теплообменников Т-6, Т-2, где отдает тепло на нагрев сырья, затем выводится с установки в качестве товарного продукта.

Сырьем колонны вторичной ректификации К-3 является паровая фаза испарителя И-1, которая подается двумя потоками на 21-ую тарелку, и балансовое количество фракции НК-120°C из рефлюксной емкости Е-1, которое подается на 16-ю или 20-ю тарелку.

С верха колонны К-3 отбирается фракция НК-100°C в парах и пары воды, которые поступают в воздушные конденсаторы-холодильники, где конденсируются и охлаждаются до 50°C.

Сконденсированная и охлажденная фракция НК-100°C поступает в рефлюксную емкость Е-2.

В колонне вторичной ректификации К-3 отбирается боковой погон - фракция 100-120°C, которая направляется либо на смешение с фракцией 200-280°C и нижним продуктом колонны К-3 для получения широкофракционного дизельного топлива, либо выводится с установки в промежуточные резервуары ТСБ завода и реализуется в качестве растворителя.

Фракция 120-200°C выводится с 12-й или 14-й тарелки колонны К-3 по уровню на тарелках. Насосами прокачивается через воздушный холодильник и

направляется на смешение (предусмотрена возможность вывода с установки) через регулирующий клапан.

Нижний продукт колонны К-3 прокачивается по межтрубному пространству теплообменников, где отдает тепло на нагрев сырья, затем доохлаждается в воздушном холодильнике и направляется либо на смешение с фракциями 200-280°C и 100-120°C, либо в топливо ТС-1, т.к. нижний продукт колонны К-3 - фракция > 120°C по своим свойствам соответствует требованиям к качеству на топливо ТС-1.

Тепловой режим колонны К-3 поддерживается циркуляцией «горячей струи» через печь П-3. Циркулирующая струя - нижний продукт колонны К-3 прокачивается через печь П-3, где перегревается до 206°C и возвращается под нижнюю тарелку колонны К-3.

Колонна вторичной ректификации К-3 может работать без вывода бокового погона -фракции 100-120°C, тогда весь нижний продукт колонны откачивается насосами и направляются на смешение с фракцией 200-280°C для получения широкофракционного дизельного топлива.

Широкофракционное дизельное топливо выводится с установки в промежуточные резервуары ТСБ завода.

6.2. Реконструкция колонны К-1 путем замены тарелок на эффективную насадку

Для решения поставленных задач были рассмотрены несколько вариантов реконструкции колонны К-1 установки моторных топлив.

Так в работе [3] был предложен вариант замены клапанных балластных двухпоточных тарелок в колонне К-1 (в средней части) на новую насадку оригинальной конструкции.

Предложено произвести замену с 21-й по 35-ю тарелки слоем новой насадки высотой 9 метров в К-1 (рис. 6.2), а также провести модернизацию существующей технологической схемы. Направить нижний продукт испарителя И-1, рециркуляты куба К-1 и К-2/1 тремя независимыми потоками в печь П-2. Подогретое в П-2 сырье подается на 36-ю тарелку К-1. Рециркулят куба К-1 поступает на 43-ю тарелку, а рециркулят из куба К-2/1 (подогретый в П-2) используется для отпарки легких фракций в качестве горячей струи в К-2/1.

Реализация этих предложений позволит увеличить выход дизельной фракции на 14 м³/ч за счет увеличения разделительной способности модернизированной колонны и технологической схемы установки получения моторных топлив [3].

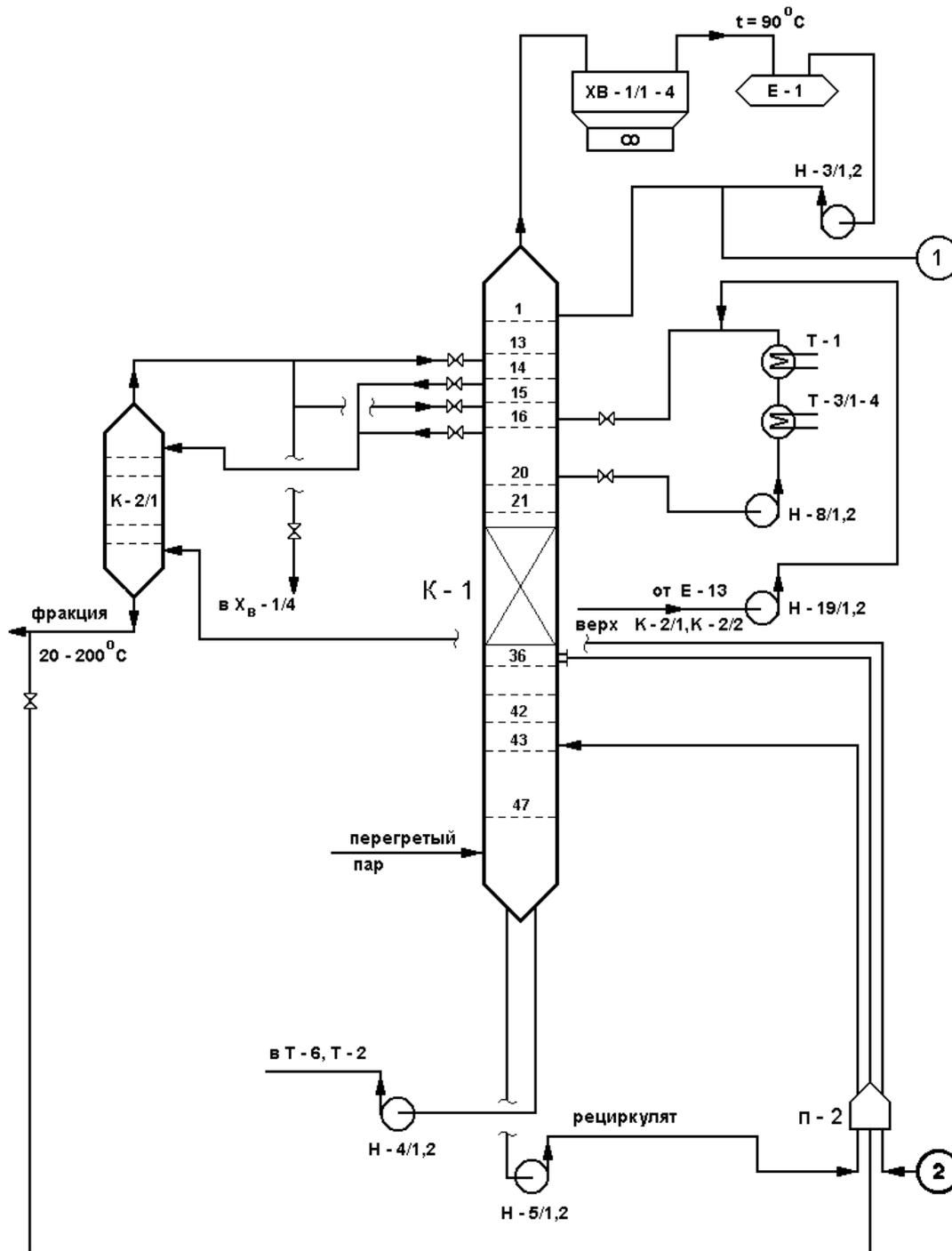


Рис. 6.2. Модернизированная технологическая схема

установки получения моторных топлив [3]:

1 – бензиновая фракция в К-3; 2 – питание К-1

Предложенный вариант реконструкции УМТ позволяет отчасти решить проблемы связанные с наличием неэффективных контактных устройств в колонне К-1, однако оставляет незатронутой проблему разделения

углеводородного сырья в испарителе И-1 и получения сырья необходимого фракционного состава для установки ЛКС-35-64. Для решения проблемы разделения сырья в испарителе И-1 и совершенствования работы атмосферной колонны К-1 с учетом получения сырья для ЛКС-35-64 был предложен следующий вариант реконструкции [4, 6].

6.3. Модернизация установки моторных топлив для получения фракций 70-100°C , 140-240°C , 180-340°C

В результате выполненных гидравлических и технологических расчетов работы технологической схемы УМТ (испаритель И-1, колонны К-1 и К-3) установлено, что необходима модернизация испарителя И-1, контактных устройств в колонне К-1 и изменения в технологической схеме.

Работа И-1 без наличия контактных устройств и дополнительного орошения малоэффективна и не обеспечит требуемое качество разделения сырья на фракции. Повышение эффективности работы испарителя И-1 предлагается путем организации ниже штуцеров ввода сырья секции с насадочными элементами высотой ~ 1 метр. Общий объем насадки будет составлять ~ 12 м³. Насадка металлическая с большим свободным объемом. Для этой цели можно использовать насадку [9-11]. В верхней части испарителя, где паровая нагрузка выше, целесообразно установить 6 клапанных тарелок. Для орошения И-1 используется верхний продукт колонны с температурой 85-95°C из К-1.

Преимуществом данного варианта модернизации колонны И-1 является увеличение разделительной способности, работа при повышенных нагрузках, а также возможность работы низа испарителя в затопленном режиме.

Выполненные гидравлические и технологические расчеты колонны К-1 в интервале изменения нагрузок от 420 м³/час до 795 м³/час по исходному сырью на УМТ показывают, что часть клапанных тарелок верха колонны работает с невысокой эффективностью. Так, например, средняя высота подъема клапанов на тарелках с 1 по 14 составляет всего 1.5-2 мм. На других тарелках паровая нагрузка выше и клапаны поднимаются на 3-4 мм. Вес одного клапана с учетом дополнительного балласта составляет 0.179 кг (0.0945 кг - клапан и 0.0955 кг балласт). Расчеты без учета дополнительного балласта дают: 2-3 мм на тарелках с 1 по 14, и 5-6 мм с 15 по 42. Отсюда следует вывод о том, что для повышения эффективности работы колонны К-1 при пониженных нагрузках необходима замена клапанных тарелок с 1 по 8 на высоко эффективные контактные устройства. В нижней части колонны тарелки с 42 по 47 удаляются, и засыпается неупорядоченная насадка. Кроме этого для

повышения эффективности оставшихся клапанных тарелок (с 9 по 41) предложена минимальная модернизация.

Модернизация заключается в организации двухступенчатого подъема клапанов и в снижении байпасных потоков за счет установки дополнительных небольших перегородок.

Предлагается имеющийся на тарелках балласт, который в настоящее время лежит на клапанах, приподнять на 5-6 мм от полотна и установить на специальные упоры. Таким образом организуется двухступенчатое открытие клапанов. При небольших нагрузках клапаны поднимаются без балласта, а с увеличением скорости пара упираются в балласт и затем поднимаются вместе с ним. При нагрузке на УМТ 420 м³/час подъем клапанов на тарелках с 9 по 42 будет равномерный и составит 5-6 мм (до упора в балласт). При нагрузке 795 м³/час клапаны поднимаются с балластом на высоту 7-8 мм. В результате обеспечивается равномерная работа клапанных тарелок в заданном интервале нагрузок на УМТ.

Одним из недостатков в конструкции клапанных тарелок в колонне К-1 является рядное расположение клапанов на полотне. Между полотнами имеется расстояние в ~ 80 мм, где не происходит процесс барботажа, т.е. часть жидкости идет байпасом (без контакта с паром). Для устранения этого нежелательного явления предложено установить по 2-3 перегородки треугольной формы между рядами клапанов. Треугольные перегородки, не создавая дополнительного большого сопротивления, будут направлять жидкость в зону барботажа, что обеспечит равномерность распределения фаз и повысит эффективность разделения.

В нижней части колонны К-1 клапанные тарелки целесообразно заменить на неупорядоченную насадку (рис.6.3).

Тарелки с 43 по 47 установлены в цилиндре диаметром 2 метра, который находится внутри колонны. Высота цилиндра ~ 2.2 метра.

Для модернизации необходимо удалить нижние тарелки с 43 по 47, а внизу цилиндра установить опорную решетку. В освободившееся пространство засыпать ~ 6.5 м³ насадочных элементов с размерами ~ 40×40 мм каждый. Замена пяти клапанных тарелок на слой насадки обеспечит в данной области колонны не менее 3-х теоретических тарелок, вместо одной в настоящее время.

Кроме реконструкции колонных аппаратов предложена модернизация технологической схемы установки моторных топлив.

В результате расчетов установлено, что в испарителе необходимо организовать циркуляционный контур. Кубовая жидкость забирается в количестве ~ 60 т/час, подогревается до 180-200°С в печи П-1 и подается в центр И-1, где смешивается с исходным сырьем. Отбор кубовой жидкости в К-

1 составляет 162.585 т/час, а отбор по верху испарителя в К-3 - 220.214 т/час. Организуется контур острого орошения испарителя И-1. В качестве орошения используется верхний продукт колонны К-1, охлажденный до 85-95°C из емкости Е-1 и подаваемый насосом Н-3/1,2.

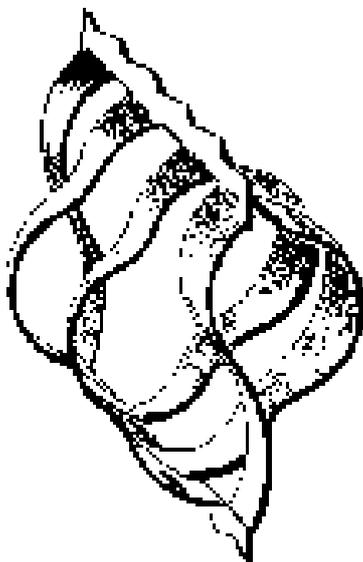


Рис. 6.3. Элемент насадки [9].

Паровой поток, обогащенный легкими фракциями с верха И-1, поступает в К-3 на 21-ю тарелку. Другая часть кубовой жидкости из И-1 (162.585 т/час) через печь П-2 подается в колонну К-1 на тарелку № 37 через люк со специальным штуцером.

Реконструкция К-1 заключается в замене клапанных тарелок (с 1 по 8) на новые и в организации в нижней части насадочного слоя (тарелки с 43 по 47 удаляются). Оставшиеся клапанные тарелки модернизируются по вышеописанному варианту.

Рециркулят из куба К-1 поступает через печь П-2 для орошения насадочного слоя с расходом 40.24 т/час.

Для удаления более тяжелых фракций в верхних продуктах колонн К-1 и К-3 используются воздушные холодильники в качестве парциальных дефлегматоров.

Фракция 70-140°C отбирается с 11-13 тарелок колонны К-3, для этого устанавливается глухая тарелка.

Фракции 140-240°C - из низа К-2/1 и из куба К-3.

Фракции 180-340°C - из низа К-2/2.

Тяжелый остаток (> 340°C) - из куба К-1.

Легкие фракции (< 70°C) - с верха К-3, используя парциальные дефлегматоры.

Отбор фракции 70-140°С возможен с низа колонны К-3. Качество продуктов разделения и результаты расчета представлены в приложении 10. На рис. 6.4 представлен материальный баланс УМТ после предлагаемой модернизации.

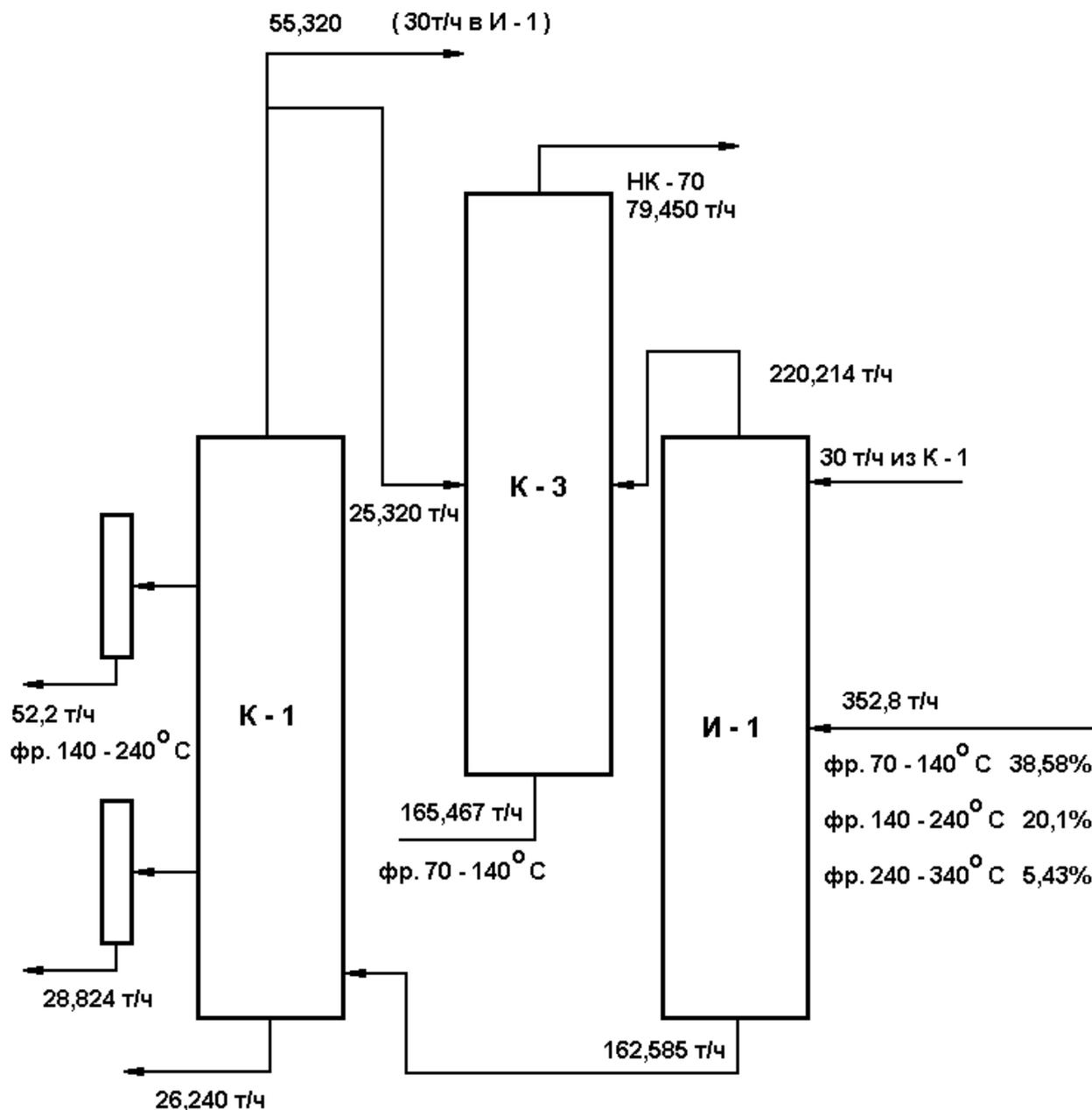


Рис.6.4. Выход фракций на УМТ после предлагаемой реконструкции

6.4. Вариант реконструкции фирмы «Глитч»

Предложенные выше технические решения нашли в несколько измененном виде отражение в работах фирмы «Глитч», которые сводились к следующему. В испаритель И-1 было предложено установить 6 клапанных

тарелок «Балласт ТМ» типа А-1 конструкции фирмы «Глитч», имеющих широкий рабочий диапазон. В зоне ввода сырья установить лопастные распределители сырья конструкции фирмы «Глитч». Организовать контур острого орошения испарителя И-1 верхним продуктом К-1 из емкости Е-1 насосом Н-3/1-2. Температура острого орошения 85-95°С. Реконструкция колонны К-1 сводилась к замене клапанных балластных двухпоточных тарелок с пластинчатыми клапанами на клапанные тарелки «Балласт ТМ» типа А-1 конструкции фирмы «Глитч». Замене подлежали тарелки с 1 по 42.

В апреле 1999 года была проведена реконструкция УМТ с использованием аппаратурного оформления фирмы «Глитч».

Проведено сравнение результатов работы УМТ после реконструкции фирмой «Глитч» [6]. Результаты сравнения представлены в таблицах 6.1, 6.2.

В результате проведенной реконструкции существенно улучшились условия разделения в испарителе И-1. В верхнем продукте испарителя после реконструкции содержание фракций, выкипающих выше 180°С, составляет менее 1% мас., а фракции, выкипающие выше 220°С, практически отсутствуют, тогда как при работе по старой схеме содержание фракций, выкипающих выше 220°С, составляло около 0.5% мас. Улучшение четкости разделения в испарителе привело к более полному извлечению легких компонентов из кубового остатка, в результате чего его количество уменьшилось приблизительно на 15% мас. за счет бензиновых фракций, выкипающих до 180°С.

Результаты работы атмосферной колонны К-1 со стриппинг-секциями К-2/1 и К-2/2 до и после реконструкции оказались несколько неожиданными и разочаровывающими. Сравнение данных в табл. 6.2 позволило заключить, что четкость ректификации улучшилась очень незначительно, хотя за счет внедрения более эффективных контактных устройств логично было бы ожидать большего. Поэтому рассмотрены пути улучшения показателей работы атмосферной колонны К-1.

Конструктивно колонна К-1 устроена таким образом, что нагретое в печи П-2 сырье подается в низ колонны. Поэтому доля отгона сырья имеет существенное значение и определяет эффективность работы колонны.

Установленные после реконструкции клапанные тарелки «Балласт ТМ» типа А-1 фирмы «Глитч» показали устойчивую работу в широком диапазоне изменения нагрузок по пару и жидкости, а для снижения уноса жидкости с тарелки сливные карманы на тарелках усовершенствованы гребенчатыми перегородками. Учитывая это обстоятельство, можно предположить, что четкость разделения в колонне зависит от увеличения доли отгона сырья.

Таблица 6.1. Составы потоков испарителя И-1 до и после реконструкции установки получения моторных топлив

Состав	Сырье	Верхний продукт		Нижний продукт	
	% мас.	до реконструкции, % мас.	после реконструкции, % мас.	до реконструкции, % мас.	после реконструкции, % мас.
Фр. Нк-60°C	17.99	33.09	27.55	5.40	3.72
Фр. 60-80°C	10.88	16.98	16.01	5.80	4.19
Фр. 80-100°C	15.02	20.35	21.24	10.56	8.00
Фр. 100-120°C	12.88	14.62	17.22	11.43	9.25
Фр. 120-140°C	7.92	7.04	9.55	8.68	7.70
Фр. 140-160°C	5.91	3.86	5.47	7.61	7.51
Фр. 160-180°C	4.64	2.12	2.17	6.73	7.36
Фр. 180-200°C	2.99	0.89	0.60	4.74	5.67
Фр. 200-220°C	2.84	0.53	0.17	4.76	5.89
Фр. 220-240°C	2.20	0.28	0.02	3.82	4.71
Фр. 240-260°C	1.73	0.13	0.00	3.08	3.72
Фр. 260-280°C	1.54	0.05	0.00	2.77	3.32
Фр. 280-300°C	1.57	0.03	0.00	2.84	3.36
Фр. 300-320°C	1.62	0.02	0.00	2.95	3.48
Фр. 320-340°C	1.46	0.01	0.00	2.66	3.13
Фр. 340-360°C	1.41	0.00	0.00	2.59	3.05
Фр. 360-380°C	1.31	0.00	0.00	2.40	2.82
Фр. 380-400°C	1.28	0.00	0.00	2.34	2.76
Фр. 400-420°C	0.99	0.00	0.00	1.83	2.16
Фр. 420-440°C	1.39	0.00	0.00	2.55	2.98
Фр. Выше 440°C	2.49	0.00	0.00	4.46	5.22
ИТОГО	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
	0				

Как отмечалось выше, в результате повышения эффективности работы испарителя И-1, в его нижнем продукте, являющемся сырьем колонны К-1, существенно уменьшилось содержание легких фракций. Вследствие этого мольная доля пара в потоке после печи П-2 уменьшилась с 0.90 до 0.86, так как температура нагрева в печи осталась прежней, что отрицательно сказалось на эффективности процесса ректификации.

Таблица 6.2. Составы потоков колонны К-1 со стриппинг-секциями К-1/1 и К-1/2 до и после реконструкции установки моторных топлив

Состав	Верхний продукт		Керосин из К-2/1	
	До реконструкции, % мас.	после реконструкции, % мас.	До реконструкции, % мас.	После реконструкции, % мас.
Фр. нк-60°C	12.02	10.61	0.44	0.22
Фр. 60-80°C	12.64	11.72	0.94	0.48
Фр. 80-100°C	22.45	21.98	2.60	1.40
Фр. 100-120°C	23.39	24.64	4.43	2.55
Фр. 120-140°C	16.23	18.81	6.25	4.23
Фр. 140-160°C	10.37	11.09	13.40	13.65
Фр. 160-180°C	2.75	1.09	25.16	25.99
Фр. 180-200°C	0.14	0.06	20.34	20.44
Фр. 200-220°C	0.01	0.00	17.15	19.41
Фр. 220-240°C	0.00	0.00	7.49	10.00
Фр. 240-260°C	0.00	0.00	1.54	1.52
Фр. 260-280°C	0.00	0.00	0.22	0.10
Фр. 280-300°C	0.00	0.00	0.03	0.01
Фр. 300-320°C	0.00	0.00	0.01	0.00
Фр. 320-340°C	0.00	0.00	0.00	0.00
Фр. 340-360°C	0.00	0.00	0.00	0.00
Фр. 360-380°C	0.00	0.00	0.00	0.00
Фр. 380-400°C	0.00	0.00	0.00	0.00
Фр. 400-420°C	0.00	0.00	0.00	0.00
Фр. 420-440°C	0.00	0.00	0.00	0.00
Фр. выше 440°C	0.00	0.00	0.00	0.00
ИТОГО	100.00	100.00	100.00	100.00

Следует отметить, что уменьшение количества нижнего продукта испарителя за счет бензиновых фракций существенно снизило тепловую нагрузку печи П-2. Произведенный нами расчет печи показал, что это снижение составляет почти 20%: с 24.22 млн. ккал/ч до 19.65 млн. ккал/ч. Поскольку в соответствии с данными проектировщика установки получения моторных топлив- института ЛЕНГИПРОНЕФТЕХИМ полезная мощность печи П-2 составляет 28 млн. ккал/ч, имеется возможность нагревать сырьевой поток колонны К-1 вплоть до 340°C. В этом случае расчетная тепловая

нагрузка печи составляет 27.32 млн. ккал/ч., что позволяет увеличить мольную долю пара до 0.97.

Продолжение табл. 6.2. Составы потоков колонны К-1 со стриппинг-секциями К-1/1 и К-1/2 до и после реконструкции установки моторных топлив

Состав	Диз. топливо из К-2/2		Нижний продукт	
	До реконструкции, % мас.	после реконструкции, % мас.	до реконструкции, % мас.	после реконструкции, % мас.
Фр. нк-60°C	0.19	0.09	0.13	0.06
Фр. 60-80°C	0.33	0.16	0.22	0.11
Фр. 80-100°C	0.82	0.39	0.49	0.25
Фр. 100-120°C	1.20	0.59	0.67	0.34
Фр. 120-140°C	1.28	0.67	0.65	0.35
Фр. 140-160°C	1.64	0.91	0.75	0.43
Фр. 160-180°C	2.21	1.28	0.88	0.52
Фр. 180-200°C	2.81	1.58	0.85	0.51
Фр. 200-220°C	6.44	3.42	1.17	0.68
Фр. 220-240°C	11.81	8.91	1.30	0.72
Фр. 240-260°C	14.03	14.29	1.50	0.76
Фр. 260-280°C	13.34	13.98	1.91	0.94
Фр. 280-300°C	12.97	13.99	2.83	1.36
Фр. 300-320°C	12.12	13.94	4.24	2.06
Фр. 320-340°C	9.19	11.70	5.50	2.93
Фр. 340-360°C	6.37	9.33	7.75	5.34
Фр. 360-380°C	2.69	4.12	10.28	10.61
Фр. 380-400°C	0.51	0.61	12.00	14.34
Фр. 400-420°C	0.04	0.04	9.73	11.93
Фр. 420-440°C	0.01	0.00	13.10	16.57
Фр. выше 440°C	0.00	0.00	23.65	28.99
ИТОГО	100.00	100.00	100.00	100.00

На основе модели проведен анализ работы К-1 при условии, что температура подачи сырья в атмосферную колонну К-1 равно 340°C и все тепло в колонну приходит вместе с сырьем, т. е. циркуляция части кубового остатка через печь П-2 отсутствует. Результаты моделирования сведены в табл. 6.3.

Результаты, представленные в табл. 6.3, являются наглядным доказательством существенного влияния доли отгона сырья, поступающего на

разделение, на четкость ректификации. Сравнение таб. 6.2 и 6.3 позволяет заключить, что увеличение степени испарения сырья в печи П-2 приводит к значительному повышению эффективности работы атмосферной колонны. Количество кубового остатка уменьшается примерно на 26% (с 39472 до 29458 кг/ч) за счет более полного извлечения топливных фракций. В результате выход бензина с верха колонны К-1 увеличивается на 5.5%; выход керосиновой фракции из стриппинг-секции К-2/1- на 3.5%; выход фракции дизельного топлива из стриппинг-секции К-2/2- на 17%.

Таблица 6.3. Составы и количества продуктовых потоков колонны К-1 со стриппинг-секциями К-2/1 и К-2/2 после реконструкции установки получения моторных топлив при условии, что температура сырья колонны К-1 340°C

Состав	Верхний продукт, % мас.	Керосин из К-2/1, % мас.	Диз. топливо из К-2/2, % мас.	Нижний продукт, % мас.
Фр. нк-60°C	10.61	0.22	0.09	0.06
Фр. 60-80°C	11.72	0.48	0.16	0.11
Фр. 80-100°C	21.98	1.40	0.39	0.25
Фр. 100-120°C	24.64	2.55	0.59	0.34
Фр. 120-140°C	18.81	4.23	0.67	0.35
Фр. 140-160°C	11.09	13.65	0.91	0.43
Фр. 160-180°C	1.09	25.99	1.28	0.52
Фр. 180-200°C	0.06	20.44	1.58	0.51
Фр. 200-220°C	0.00	19.41	3.42	0.68
Фр. 220-240°C	0.00	10.00	8.91	0.72
Фр. 240-260°C	0.00	1.52	14.29	0.76
Фр. 260-280°C	0.00	0.10	13.98	0.94
Фр. 280-300°C	0.00	0.01	13.99	1.36
Фр. 300-320°C	0.00	0.00	13.94	2.06
Фр. 320-340°C	0.00	0.00	11.70	2.93
Фр. 340-360°C	0.00	0.00	9.33	5.34
Фр. 360-380°C	0.00	0.00	4.12	10.61
Фр. 380-400°C	0.00	0.00	0.61	14.54
Фр. 400-420°C	0.00	0.00	0.04	11.93
Фр. 420-440°C	0.00	0.00	0.00	16.57
Фр. выше 440°C	0.00	0.00	0.00	28.99
ИТОГО	100.00	100.00	100.00	100.00

Важно отметить, что полученные в результате ректификации продукты в этом случае имеют более узкий фракционный состав. Например, в кубовом продукте колонны содержание фракций, выкипающих до 340°C, уменьшается с 28.5 до 12% мас. В керосине содержание фракций, выкипающих до 140°C, уменьшается с 13.7 до 8.9% мас.. Количество фракций, выкипающих выше 240°C, остается на прежнем уровне чуть более 1.5%. В дизельном топливе содержание фракций, выкипающих до 180°C, уменьшается с 7.3 до 4.1% мас. Единственным недостатком работы колонны при повышенной доле отгона сырья, поступающего на разделение, является неизбежное увеличение в дизельном топливе фракций, выкипающих выше 340°C, почти на 5%, в основном за счет фракции 340-360°C. Температура конца кипения при этом не повышается.

Полученные в результате реконструкции УМТ фирмой «Глитч» фракции в К-2/1, К-2/2 обладают всеми необходимыми свойствами для использования их в качестве сырья секций 200,300 установки ЛКС-35-64. Однако среди фракций, получаемых на УМТ, отсутствовал продукт, который можно было бы использовать в качестве сырья С-100. Для обеспечения сырьем С-100 установки ЛКС-35-64 необходима была фракция 70-140°C. Процесс риформинга требует точного соблюдения фракционного состава сырья, поскольку это отражается на качестве риформата и состоянии катализатора.

Для получения бензиновой фракции 70-140°C необходимо было использовать колонну вторичной ректификации К-3. В результате проведенных опытных пробегов выяснилось, что при использовании существующих контактных устройств, а также имеющейся обвязки получить необходимую фракцию 70-140°C в колонне К-3 не удастся. Поставленная задача осложнялась еще и тем фактом, что необходимо было предусмотреть возможность получения в перспективе фракции 85-160°C.

На основе расчетов по разработанной математической модели была определена эффективность работы клапанных тарелок в колонне К-3 и предложен вариант модернизации [1, 4-6].

6.5. Модернизация установки моторных топлив для получения фракций 70-140°C, 140-240°C, 180-340°C

На ЗСК в ближайшее время планируется пуск установки ЛКС 35-64, которая содержит секции 100, 200, 300, 400.

Для обеспечения работы установки ЛКС 35-64 необходимо наличие следующих фракций:

140-240°C – сырье установки гидроочистки керосина (секция 300 ЛКС 35-64);

180-340°C – сырье установки гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции (секция 200 ЛКС 35-64);

70-140°C – сырье установки каталитического риформинга (секция 100 ЛКС 35-64) с предварительной гидроочисткой (секция 400ЛКС 35-64).

Полученные в колоннах К-2/1, К-2/2 фракции обладали всеми необходимыми свойствами для использования их в качестве сырья секций 200, 300 установки ЛКС-35-64. Однако среди фракций, получаемых на УМТ, отсутствовал продукт, который можно было бы использовать в качестве сырья секции 100. Для обеспечения сырьем секции 100 установки ЛКС-35-64 необходима была фракция 70-140°C. Процесс риформинга требует точного соблюдения фракционного состава сырья, поскольку это отражается на качестве риформата и состоянии катализатора.

Для получения бензиновой фракции 70-140 необходимо использовать колонну вторичной ректификации К-3. В результате проведенных опытных пробегов выяснилось, что эксплуатация существующих контактных устройств, а также имеющейся обвязки получить необходимую фракцию 70-140°C в колонне К-3 не удастся. Поставленная задача осложнялась еще и тем фактом, что необходимо предусмотреть возможность получения в перспективе фракции 85-160°C, что позволит увеличить количество сырья на установку 100ЛКС 35-64.

В данном разделе рассматриваются технические решения по модернизации колонны К-3.

6.5.1 Модернизация контактных устройств колонны К-3.

Процесс получения моторных топлив на Сургутском заводе стабилизации конденсата (ЗСК) состоит из следующих стадий: предварительный нагрев и эвапорация исходного сырья, атмосферная перегонка, вторичная ректификация.

Вторичная ректификация в К-3 [1, 4-6] предназначена для разделения смеси на фракции: НК-70°C, 70-140°C и остатка (фракция выше 140°C). Сырьем колонны К-3 являются паровая фаза испарителя И-1, поступающая двумя потоками на 21-ю тарелку, балансовое количество фракции НК-120°C из емкости Е-1, которое подается на 16-ю или 20-ю тарелку, и конденсат пара из колонн К-2/1, К-2/2.

С верха колонны К-3 отбирается фракция НК-70°C и поступает в воздушные конденсаторы-холодильники, где происходит конденсация и охлаждение дистиллята.

Установка получения моторных топлив проектировалась на производительность по сырью 750 м³/ч. В настоящее время расход сырья составляет 360-420 м³/ч. Решение производственных задач на Сургутском ЗСК потребовало изменения ассортимента продуктов и получения фракций 70-140°C, 140-240°C, 180-340°C.

Рассмотрена работа УМТ с 1.05. по 12.08.99 г. Анализ работы К-3 показал неудовлетворительную работу колонны, поскольку не обеспечивается состав фракции 70-140°C [1, 4-6].

Расчет эффективности процессов разделения смеси на клапанных тарелках осуществлялся на основе математической модели, представленной в главе 3.

Рассмотрены различные варианты реконструкции колонны К-3 УМТ для получения качественного сырья секции 100 ЛКС-35-64.

Выполненные гидравлические и технологические расчеты колонны К-3 в интервале изменения нагрузок от 360 до 750 м³/ч по исходному сырью на УМТ показывают, что при нагрузках до 450 м³/ч (на УМТ) клапанные тарелки работают с невысокой эффективностью, значение которой не превышает 0,243. Так средняя высота подъема клапанов на тарелках с 1 по 20 составляет всего 2.9-3 мм, а на тарелках с 21 по 37 - 2.6-2.8 мм. Вес одного клапана с учетом дополнительного балласта для тарелок с 1 по 20 составляет 0.162 кг (0.0945 кг клапан и 0.0675 кг балласт), для тарелок с 21 по 37 - 0.2135 кг (0.0945 кг клапан и 0.119 кг балласт). Расчеты без учета дополнительного балласта дают 7.5-8 мм на тарелках с 1 по 20 и 5-6 мм с 21 по 37. Отсюда следует вывод о том, что для повышения эффективности работы колонны К-3 при пониженных нагрузках необходима модернизация контактных устройств.

Модернизация заключается в организации трехступенчатого подъема клапанов и снижении байпасных потоков за счет установки дополнительных небольших перегородок. Предлагается имеющийся на тарелках балласт, который в настоящее время лежит на клапанах, приподнять на 8 мм от полотна и установить на специальные упоры. Таким образом, организуется двухступенчатое открытие клапанов. На клапаны с 1 по 10 ряд от сливной планки для тарелок 1-20 и с 1 по 5 ряд для тарелок 21-37 устанавливается дополнительный балласт для улучшения структуры парового потока, проходящего через слой жидкости на тарелке. При минимальных нагрузках клапаны поднимаются без дополнительного балласта, а с увеличением нагрузки до 450 -500 м³/ч (на УМТ) упираются в дополнительный балласт и

затем поднимаются вместе с ним. При этой нагрузке подъем клапанов на тарелках равномерный и составит 6-8 мм (до упора в основной балласт). При нагрузке на УМТ более $500 \text{ м}^3/\text{ч}$ клапаны поднимаются с балластом на высоту 7-8 мм, в результате чего обеспечивается равномерная работа клапанных тарелок К-3 в заданном интервале нагрузок на УМТ (рис. 6.5).

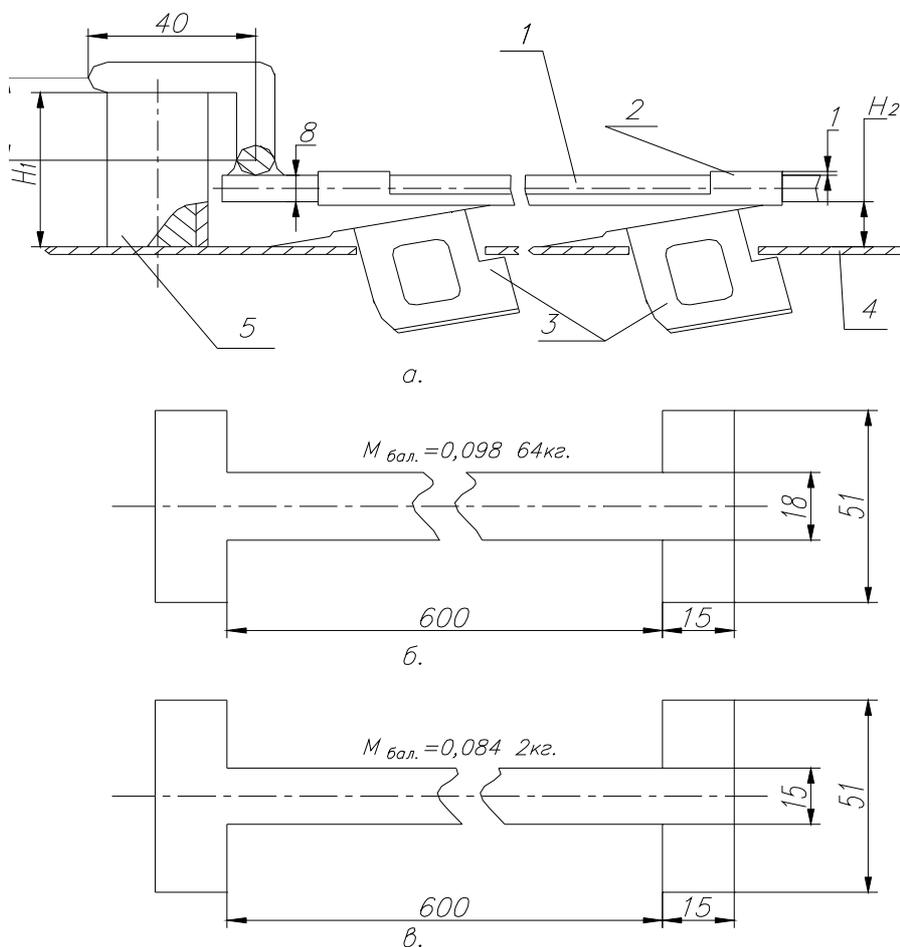


Рис. 6.5. Дополнительные балласты:

- а – размещение на тарелке; б – дополнительный балласт для тарелок верхней части колонны; в – дополнительный балласт для тарелок нижней части колонны;
- 1 – основной балласт; 2 – дополнительный балласт; 3 – клапаны; 4 – полотно тарелки; 5 - упор

Дополнительный балласт можно установить двумя способами:

- 1) утяжелить существующие клапаны пластинами, масса которых для верхней секции колонны 0.02 кг, для нижней - 0.035 кг;
- 2) на существующий балласт укрепить дополнительный балласт (рис. 6.5).

Одним из недостатков в конструкции клапанных тарелок, которые сейчас работают в колонне К-3, является рядное расположение клапанов на полотне.

Между полотнами имеется расстояние в ~ 80 мм, где не происходит процесс барботажа, т.е. часть жидкости идет байпасом (без контакта с паром). Для устранения этого нежелательного явления предложено установить по две перегородки треугольной формы между рядами клапанов (Рис. 6.6). Треугольные перегородки, не создавая большого сопротивления, будут направлять жидкость в зону барботажа, что обеспечит повышение эффективности разделения и равномерность распределения жидкой фазы.

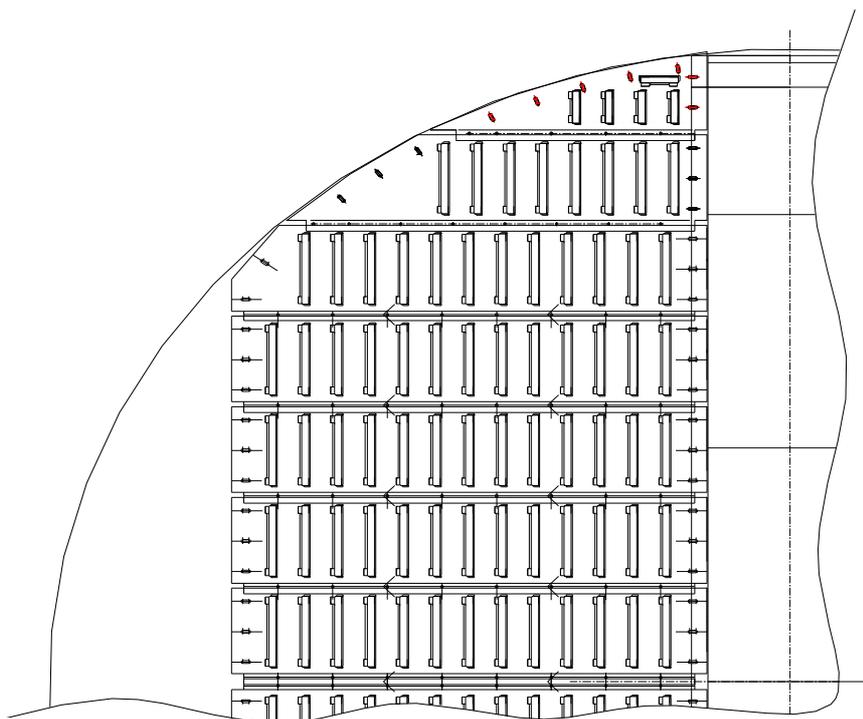
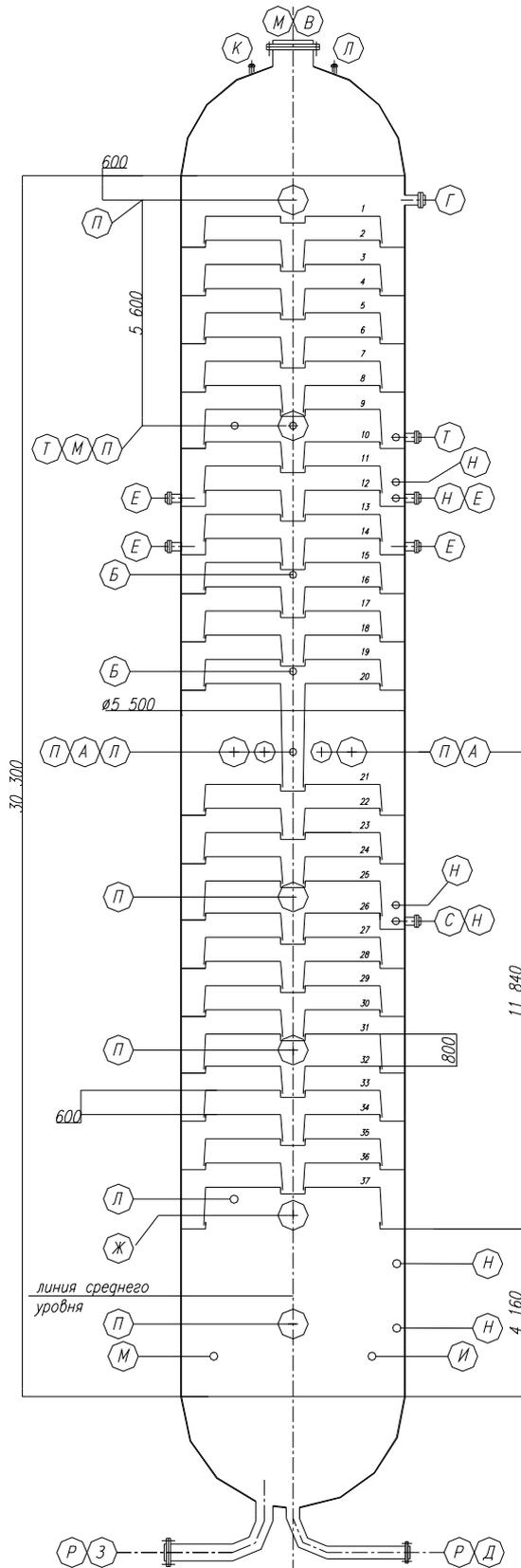


Рис. 6.6. Схема установки дополнительных перегородок

Для обеспечения заданного качества бокового отбора К-3 (фракции $70-140^{\circ}\text{C}$) необходимо осуществлять отбор этой фракции с тарелки 14 через существующий сливной карман и штуцер Е (рис. 6.7). Для гарантированного получения начала кипения фракции предлагается через существующий штуцер Е и сливной карман тарелки 12 осуществлять отбор циркуляционного орошения и после охлаждения возвращать через вновь установленный штуцер в сливной карман центрального перелива тарелки 10. Расход циркуляционного орошения в диапазоне нагрузок от 360 до $750 \text{ м}^3/\text{ч}$ по исходному сырью на УМТ составляет $20-60 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Отбор фракции $85-180^{\circ}\text{C}$ предлагается осуществлять с 26 тарелки через модернизированный приемный карман и вновь установленный штуцер.



Обоз-нач.	Назначение	Кол.	Ду, мм.
А	Вход сырья в паровой фазе	2	500
Б	Вход сырья в жидкой фазе	2	150
В	Выход верхнего продукта	1	1000
Г	Вход орошения	1	250
Д	Выход остатка	1	300
Е	Выход фракции 100°–120°С	4	200
Ж	Вход горячей струи	1	500
З	Выход горячей струи	1	400
И	Для пропарки	1	50
К	Воздушник	1	80
Л	Для замера давления	3	50
М	Для замера температуры	3	50
Н	Для замера уровня	4	50
П	Люк	7	500
Р	Лаз	3	500
С	Дополнительный штуцер	1	200
Т	Дополнительный штуцер	1	100

Рис.6.7. Ректификационная колонна К-3

Повышение требований к качеству сырья ЛКС 35-64 и перспектива использования в этой секции фракции 85-160°C потребовали провести замену тарелок и установку в колонну К-3 более эффективных контактных устройств.

6.5.2. Реконструкция колонны К-3 путем замены тарелок на новые контактные устройства

Установленные в колонне К-3 балластные тарелки с пластинчатыми клапанами имеют существенные недостатки:

- неравномерность подъема клапанов и, как следствие, наличие байпаса по паровой фазе;
- значительная длина клапана и неудачное размещение балласта по отношению к клапану приводит к их выбиванию из отверстий тарелок.

Следствием неудовлетворительной работы контактных устройств К-3 является низкая эффективность тарелок по пару, по этому рассмотрен вариант модернизации колонны К-3 путем замены тарелок на новые контактные устройства.

Производительность установки УМТ-1 величиной 420 м³/ч принята за номинальную и составляет 312.69 т/ч при заданной плотности 744.5 кг/м³. Диапазон работы установки применяется 71.4 - 178.6 % от номинальной производительности, что соответствует 300 - 750 м³/ч.

Состав (ИТК) и характеристики сырья были приняты по данным ДП ТЮМЕННИИГИПРОГАЗ (информационный отчет об обследовании сырья и продукции Сургутского ЗСК в марте 1996г, результатов опытного пробега УМТ в июле 1999г), уточнены с учетом качества сырья в сентябре 1999г и представлены в таблице 6.4.

Таблица 6.4. Характеристика сырья (ИТК)

Фракция	% масс	сумма %масс
1	2	3
НК – 15°C	0.98	0.98
15°C – 25°C	1.48	2.46
25°C – 33°C	4.08	6.54
33°C – 40°C	3.98	10.52
40°C – 50°C	1.23	11.75
50°C – 60°C	2.72	14.47
60°C – 69°C	8.72	23.19
69°C – 70°C	0.55	23.74
70°C – 80°C	5.01	28.75

1	2	3
80°C – 90°C	5.14	33.89
90°C – 99°C	9.38	43.27
99°C – 100°C	2.82	46.09
100°C – 110°C	6.84	52.93
110°C - 120°C	4.82	57.75
120°C - 130°C	6.59	64.34
130°C - 140°C	4.28	68.62
140°C - 150°C	3.44	72.06
150°C - 160°C	3.15	75.21
160°C - 170°C	2.92	78.13
170°C - 180°C	2.35	80.48
180°C - 190°C	1.66	82.14
190°C - 200°C	1.80	83.94
200°C - 210°C	1.16	85.10
210°C - 220°C	1.28	86.38
220°C - 230°C	1.09	87.47
230°C - 240°C	0.97	88.44
240°C - 250°C	0.84	89.28
250°C - 260°C	0.77	90.05
260°C - 270°C	0.72	90.77
270°C - 280°C	0.56	91.33
280°C - 290°C	0.73	92.06
290°C - 300°C	0.32	92.38
300°C - 320°C	0.84	93.22
320°C - 340°C	0.77	93.99
340°C - 360°C	0.72	94.71
360°C - КК	5.30	100.01

Было рассмотрено два режима работы УМТ:

-орошение И-1 (при номинальной нагрузке) 59256.0 кг/ч и температура смеси из П-1 160°C;

-орошение И-1 (при номинальной нагрузке) 25000 кг/ч и температура смеси из П-1 165°C.

Уменьшение орошения в И-1 до 25 т/ч (при загрузке на УМТ 420 м³/ч) и увеличение температуры сырья из П-1 до 165°C позволят снизить тепловую нагрузку печи П-2

В таблице 6.5 представлен материальный баланс работы УМТ при орошении И-1 59256.0 кг/ч (номинальная нагрузка), а в таблице 6.6 при снижении орошения в И-1 до 25т/ч.

Таблица 6.5

	Массовый расход, кг/ч	Выход по сырью, % масс
1	2	3
Сырье колонны И-1	312690	100
Пары бензина из колонны И-1 в К-3	185889.2	
Куб И-1 в К-1	186056.8	
Верх К-1 в Петрофак	12500	4
Верх К-1 в И-1 (орошение)	59256.0	
Верх К-1 в К-3	23846.08	
Расход сдувок К-2/1 и К-2/2 из Е-13 в К-3	5512.647	
Отбор из куба К-2/1	44902.77	14.36
Отбор из куба К-2/2	14344.83	4.59
Отбор из куба К-1	25694.48	8.22

Таблица 6.6 Материальный баланс работы УМТ при орошении И-1 25 т/ч

	Массовый расход, кг/ч	Выход по сырью, % масс
Сырье колонны И-1	312690	100
Пары бензина из колонны И-1 в К-3	203557.6	
Куб И-1 в К-1	134132.4	
Верх К-1 в Петрофак	12500	4
Верх К-1 в И-1 (орошение)	25000	
Верх К-1 в К-3	17475.02	
Расход сдувок К-2/1 и К-2/2 из Е-13 в К-3	5055.217	
Отбор из куба К-2/1	26922.42	8.61
Отбор из куба К-2/2	24489.89	7.83
Отбор из куба К-1	22689.86	7.26

Режим работы И-1, К-1, К-2/1 и К-2/2 и качество продуктов для орошения И-1 59, 256 т/ч и 25 т/ч представлены в Приложениях 11, 12.

Замена контактных устройств колонны К-3 на клапанные прямоточные тарелки с круглыми клапанами и модернизация существующей технологической схемы УМТ позволяет эксплуатировать К-3 в следующих режимах:

1. Отбор фракции 70-140°С с 12 тарелки, фракции НК-70°С с верха, фракции 140-180°С с 26 тарелки и фракции 140-240°С из куба колонны.

2. Отбор фракции 85- 160°С с 26 тарелки, фракции НК-70°С с верха и фракции > 140 из куба колонны.

3. При отсутствии потока из емкости Е-13 фракцию 85-160°С можно получать из куба К-3. Конец кипения этой фракции зависит от работы колонны И-1.

В сентябре 2000 года по выше предложенным техническим предложениям осуществлена замена тарелок К-3 на новые клапанные тарелки и проведена модернизация технологической схемы УМТ.

На рис. 6.8 представлена модернизированная технологическая схема УМТ с возможностью одновременного отбора продуктов разделения с 12 (или 14) и 26 тарелок.

Фракция 70-140°С выводится с 12 тарелки колонны К-3 насосами Н-12/1,2 по уровню на тарелке, который замеряется и сигнализируется прибором поз. LRA-80, прокачивается через воздушный холодильник Хв-6/1,2 и выводится с установки К-3 через регулирующий клапан регулятора расхода поз. FRC-75.

Фракция 85-160°С выводится с 26 тарелки колонны К-3 насосами Н-5/1,2 по уровню на тарелке, который замеряется и сигнализируется дополнительными приборами поз. LIANL-487, прокачивается через воздушный холодильник Хв-6/1,2 и выводится с установки К-3 через регулирующий клапан регулятора расхода FRC-75. Температура бокового погона замеряется вновь установленным прибором поз. ТЕ-480. При работе установки на 100 % производительности по сырью оба насоса Н-32/1,2 являются рабочими, в качестве резервных к ним обвязаны насосы Н-12/1,2.

Возможен вывод фракции 140-180°С с 26 тарелки колонны К-3 насосами Н-5/1,2 по уровню на тарелке, который замеряется и сигнализируется дополнительным прибором поз. LIANL-487, прокачивается через холодильники - рекуператоры Т-4/3, Т-4/1 и воздушные холодильники Хв-31/1,2 и выводится с установки К-3.

Нижний продукт колонны К-3 забирается насосом Н-9/1,2 и прокачивается по межтрубному пространству теплообменников Т-7/1-3, где отдает тепло на нагрев сырья, затем доохлаждается в воздушном холодильнике

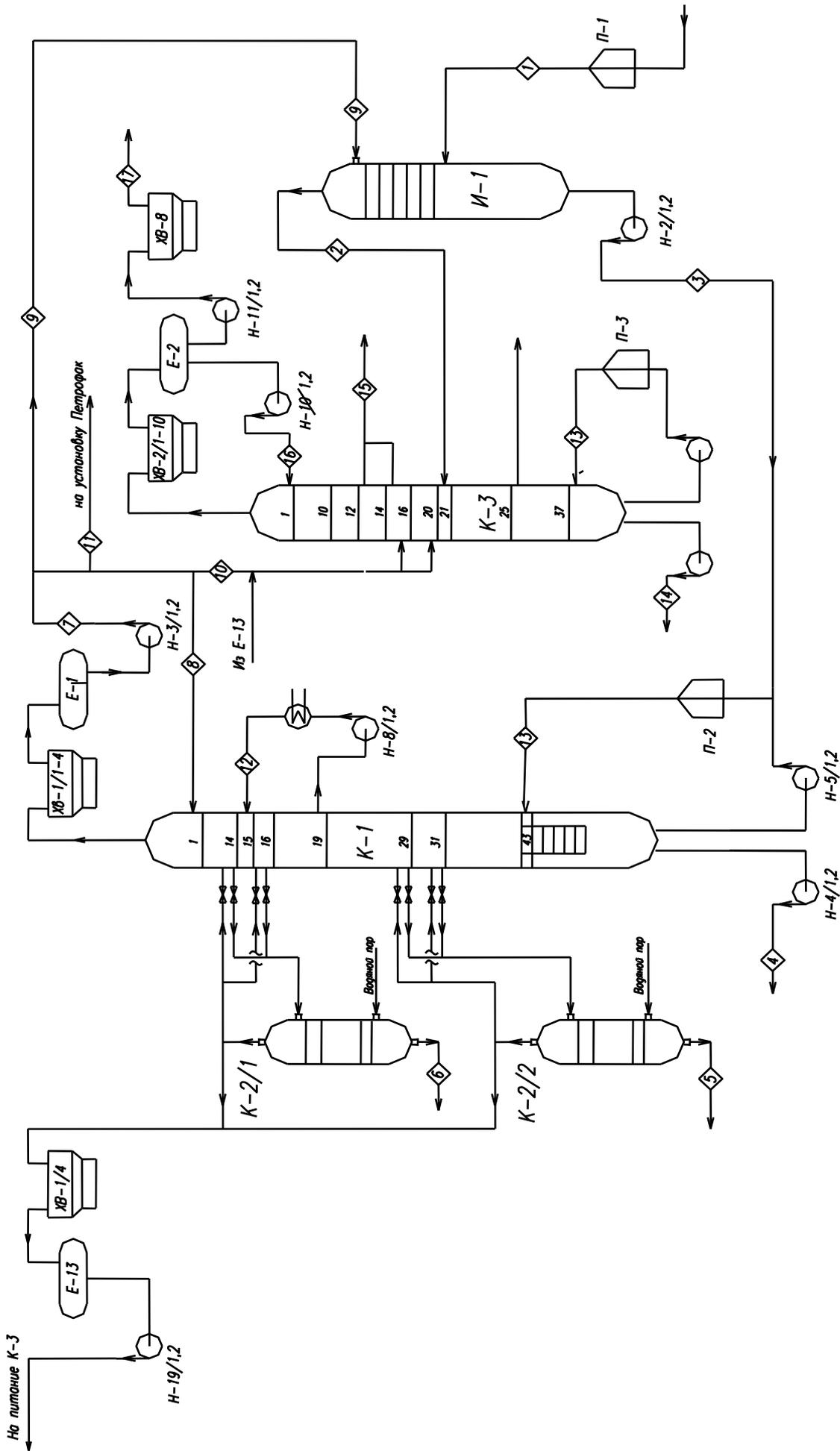


Рис. 4.4. Модернизированная технологическая схема УМТ.

Хв-7 и с установки К-3. Тепловой режим колонны К-3 поддерживается циркуляцией горячей струи через печь П-3. Циркулирующая струя - нижний продукт колонны К-3 забирается насосом Е-13/1,2 прокачивается через печь П-3, где перегревается до 213-239°C и возвращается под нижнюю тарелку колонны К-3. Температура продукта на выходе из печи П-3 регулируется подачей топлива в печь. Расход продукта через печь П-3 регулируется на входе в каждую секцию печи П-3.

В октябре 2000 года проведена опытная эксплуатация УМТ после проведенной модернизации К-3 и изменениях в технологической схеме установки.

Боковой отбор продукта К-3 (фракция 85-160°C) производился с 26 тарелки. Сравнение качества продуктов, полученных в результате расчета и опытной эксплуатации, представлены в таблицах 6.7-6.11.

Для повышения глубины переработки сырья – стабильного конденсата специалистами ЗСК планируется использовать головную фракцию К-3 в качестве сырья для вновь проектируемой установки каталитической изомеризации легких бензинов.

Таблица 6.7 Фракционный состав паров бензина из И-1 в К-3

% об.	Температура выкипания, расчетная °С	Температура выкипания, полученная °С
2	40	51
5	46	-
10	61.4	66
30	70.3	-
50	88.23	91
70	90.73	-
90	118.8	136
98	147.4	161
Плотность при 20°C, кг/м ³	714	717.4

Таблица 6.8 Фракционный состав бензина из К-1

% об.	Температура выкипания, расчетная °С	Температура выкипания, полученная °С
1	2	3
2	65.33	62
5	80.89	-
10	89.83	90

1	2	3
30	104.06	-
50	113.55	117
70	120.38	-
90	147.37	158
98	164.1	168
Плотность при 20°C кг/м ³	745.9	735.2

Таблица 6.9 Фракционный состав верха К-3

% об.	Температура выкипания, °С	Температура выкипа- ния °С, полученная
2	32.45	37.9
5	35.84	-
10	39.25	44.6
30	46.04	-
50	58.78	52
70	64.35	-
90	72.32	68,3
98	85.69	87
Плотность при 20°C, кг/м ³	673.04	-

Таблица 6.10 Фракционный состав бокового отбора с 26 тарелки

% об.	Температура выкипа- ния, расчетная °С	Температура выкипания, полученная °С
2	87.34	90.4
5	93.42	-
10	95.64	97.6
30	98.97	-
50	106.4	105.1
70	114.99	-
90	135.17	129.5
98	149.93	165
Плотность при 20°C, кг/м ³	749.3	744.5

Таблица 6.11 Фракционный состав кубового продукта К-3

% об.	Температура выкипания, °С	
2	118.87	134
5	122.05	-
10	125.94	138
30	134.1	-
50	142.89	145
70	150.08	-
90	164.5	165
98	197.6	223
Плотность при 20°С, кг/м ³	772.09	774.6

Таблица 6.12. Качество продуктов колонны К-3 при одновременном отборе с 12 и 26 тарелки: расчетное и полученное в результате опытного пробега

Показатели	Плотность, кг/м ³	Фракционный состав, °С						
		2% об.	10% об.	30% об.	50% об.	70% об.	90% об.	98% об.
Верхний продукт К-3								
Расчет	647.78	24.2	29.4	34.1	40.8	48.75	63.46	69.0
Получено		36	43	45	48	52	64	72
Боковой продукт К-3 с 12 тарелки								
Расчет	711.6	54.7	66.3	69.6	76.6	83.4	93.58	103.4
Получено	712.6	63	70	72	74	87	100	103
Боковой продукт К-3 с 26 тарелки								
Расчет	753.6	86.3	93.4	100.2	108.5	118.4	137.3	156.3
Получено	746.5	92	99	102	105	112	129	173
Кубовый продукт К-3								
Расчет	777.9	138	146.8	152.7	160.2	165.5	178.6	230
Получено	778.5	133	144	147	150	157	173	219

К верхнему продукту К-3 предъявляются повышенные требования по качеству фракции.

Модернизированная колонна К-3 позволила получать на ней без дополнительной реконструкции следующие продукты:

– верхний продукт НК- 90°С (сырье изомеризации);

- фракция 50-100°C боковой отбор с 12 или 14 тарелки;
- фракция 85-160°C – боковой отбор с 26 тарелки (сырье секции 100 ЛКС);
- фракция 140-240°C – кубовый продукт К-3.

В декабре 2000 года и мае, июле 2001 года проведена опытная эксплуатация УМТ, получены фракции которые являются сырьем секции 100, 200, 300, 400 и установки каталитической изомеризации.

Сравнивая качества продуктов К-3, полученные в результате опытной эксплуатации К-3 при одновременном отборе с 12 и 26 тарелки, представлены в таблице 6.12.

Предложенная и реализованная на УМТ ЗСК модернизация позволила без дополнительной реконструкции получить с К-3 одновременно сырье для изомеризации легких бензинов и сырье установки каталитического риформинга (секция 100 ЛКС 35-64).

6.6. Использование насадочных элементов для реконструкции колонны К-4 УМТ

Повышение требований к качеству выпускаемой продукции вызывает необходимость в изменении условий работы установок разделения и их модернизации.

В данном разделе рассматриваются два варианта модернизации технологической схемы УМТ путем использования дополнительной колонны К-4 с насадочными элементами [7, 8].

Опираясь на анализ развития насадочных контактных элементов, разработана новая насадка (глава 5). Конструкция насадки представлена на рис. 6.9. Она выполнена в виде тела вращения, поверхность, которой образована полосами с симметричными выступами. Причем высота выступов в каждой полосе уменьшается от центрального выступа к периферийным и в полосах - от центральных полос к крайним.

Немаловажным является и то обстоятельство, что за счет изогнутой формы полос поверхность насадки более равномерно распределена по объему элемента насадки. Это, в свою очередь, благоприятно сказывается на равномерности распределения фаз внутри слоя насадки и способствует улучшению гидродинамических условий работы колонны.

При сравнимых с аналогичными насадками размерах, предлагаемая насадка за счет более изогнутого профиля полос имеет большую жесткость от сдавливания весом вышележащего слоя. Достаточно несложная конструкция

насадки позволяет изготавливать ее методом листовой штамповки, что снижает ее себестоимость.

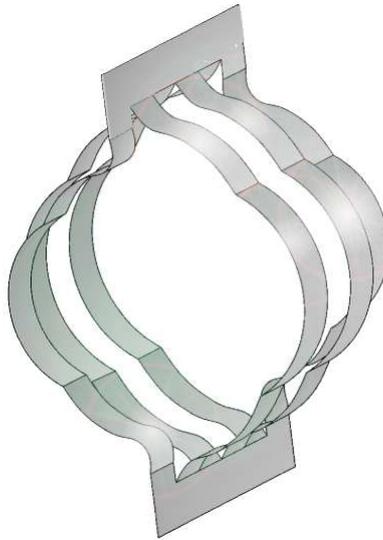


Рис. 6.9. Общий вид элемента насадки

Для расчета процесса разделения в промышленных колоннах с новой насадкой необходимо экспериментально определить следующие характеристики: гидравлическое сопротивление, коэффициент продольного перемешивания, удерживающую способность, ВЭТС. С целью исследования новой насадки создана экспериментальная установка и выполнены исследования. В таблице 6.13 представлены сравнительные характеристики новых насадочных элементов и колец Рашига.

Таблица 6.13. Сравнительные характеристики насадочных элементов

	d_3 , мм	a_v , $\text{м}^2/\text{м}^3$	$V_{\text{св}}$, $\text{м}^3/\text{м}^3$	ΔP	w_3	$D_{\text{пж}}$	ВЭТС
Кольца Рашига	35	110	0.95	100%	100%	100%	100%
Инжехим-2000	37	103	0.96	16-22%	180-210%	20%	65%

Рассмотрим варианты использования дополнительной колонны на УМТ – К-4 с новыми насадочными элементами.

Для улучшения работы нижней части колонны К-1 и снижения потерь дизельной фракции с котельным топливом предлагается включить в существующую технологическую схему колонну К-4, в которую следует подавать кубовый остаток из К-1. Для обеспечения требуемой четкости

разделения в К-4 верхние тарелки (с 1 по 10) необходимо заменить на одну секцию насадки (высота слоя 4 м).

Рассмотрено два режима работы К-4 для разделения кубового остатка К-1: работа К-4 под избыточным давлением и работа К-4 под вакуумом.

Для улучшения качества продукта К-2/2 предлагается снизить температуру куба колонны К-1 до 245-255°C. Это позволит уменьшить содержание тяжелых компонентов в продукте К-2/2. Реализация предложенных вариантов реконструкции позволит улучшить работу УМТ и получить требуемый ассортимент продукции в К-1, К-2/1, К-2/2. В таблице 6.14 представлен материальный баланс УМТ после предлагаемой реконструкции.

Таблица 6.14. Материальный баланс установки после модернизации.

Материальные потоки	Массовый расход, кг/час
Сырье колонны И-1	295800
Верх К-1 в К-3	27749.25
Верх К-1 в Петрофак	19820.89
Верх К-1 в И-1	62610.13
Отбор из К-2/1	51289.3
Отбор из К-2/2	19931.78
Куб К-1 в К-4	32766.01
Вариант работы К-4 под избыточным давлением	
Верх К-4	7284.4
Куб К-4	25481.6
Вариант работы К-4 под вакуумом	
Верх К-4	7277.09
Куб К-4	25488.91

ИВЦ «Инжехим» совместно с Сургутским ЗСК проведены замена тарелок в колонне К-3 и изменения в существующей технологической схеме УМТ, которые заключаются в дополнительном отборе с 26 тарелки. Реализация данных мероприятий позволила получить сырье для каталитического риформинга секции 100 ЛКС 35-64 согласно Технического задания (температура кипения 90% об. отбора с 26 тарелки 115-125°C). Изменение требований к качеству сырья для каталитического риформинга секции 100 ЛКС 35-64 (температура кипения 90% об. отбора с 26 тарелки 135-140°C) и получение верхом К-3 сырья для каталитической изомеризации потребовали

дополнительной модернизации УМТ. Для этого рассмотрен вариант переноса ввода верхнего продукта К-1 и отбора из Е-13 ниже 26 тарелки колонны К-3.

Производительность установки УМТ-1 величиной 400 м³/ч принята за номинальную и составляет 300.36 т/ч при заданной плотности 750.9 кг/м³. Диапазон работы установки составляет 75 - 187.5 % от номинальной производительности, что соответствует 300 - 750 м³/ч.

Согласно расчету получено, что питание в К-3 из К-1 и Е-13 следует подавать на 28-ю тарелку, а это потребует изменений в технологической схеме УМТ. Необходим дополнительный подогрев потоков верха К-1 и Е-13 с 74°С до 170°С для ввода на 28-ю тарелку К-3. Качество фракции, отбираемое с 26-й тарелки К-3, не удовлетворяет по началу кипения (ниже 80°С). В таблице 6.15 представлен материальный баланс УМТ при подаче питания из К-1 и Е-13 на 28-ю тарелку К-3. Ввод захлажденного питания (74°С) на 28-ю тарелку приведет к ещё большему снижению температуры начала кипения фракции 85 – 160°С. Кроме того увеличится нагрузка на печь П-3.

Таблица 6.15. Материальный баланс УМТ при подаче питания из К-1 и Е-13 на 28 тарелку

	Массовый расход, кг/ч	Выход по сырью, % масс
Сырье колонны И-1	300360	100
Пары бензина из колонны И-1 в К-3	146537.3	
Куб И-1 в К-1	199609.7	
Верх К-1 на узел смещения бензина	7015.79	2.34
Верх К-1 в И-1 (орошение)	45787.0	
Верх К-1 в К-3	53567.11	
Расход сдувок К-2/1 и К-2/2 из Е-13 в К-3	6158.255	
Отбор из куба К-2/1	42135.03	14.03
Отбор из куба К-2/2	21216.86	7.06
Отбор из куба К-1	23729.72	7.9
Верх К-3	51777.27	17.24
Боковой отбор 12	45229.39	15.06
Боковой отбор 26	98318.91	32.73
Куб К-3	10937.03	3.64

Снижение отбора с 26-й тарелки и увеличение отбора с 12 тарелки не приводит к требуемому повышению начала кипения фракции – сырья секции 100 ЛКС 35-64 при подаче питания из К-1 и Е-13 на 28-ю тарелку К-3.

С целью повышения качества фракции 85 – 160°С для каталитического риформинга рассмотрен вариант использования в технологической схеме колонны К-4 с новыми насадочными элементами для отгонки из кубовой жидкости К-3 фракции 120 – 160°С, которая обеспечит 90 % точку выкипания фракции 85 – 160°С. В табл. 6.16 представлен материальный баланс К-3, К-4, а табл. 6.17 – показали качество продуктов разделения К-3, К-4 и продуктов смешения: 1) фракции после смешения бокового отбора с 26-й тарелки и верхнего продукта К-4; 2) фракции после смешения боковых отборов с 12-, 26-й тарелок и верхнего продукта К-4.

Таблица 6.16. Материальный баланс К-3, К-4.

Поток	Массовый расход, кг/ч	Выход по сырью, % масс
Колонна К-3		
Питание К-3	206262.6	
Верх К-3	64538.91	21.49
Боковой отбор с 12 тарелки	14195,6	4.73
Боковой отбор с 26 тарелки	90228.84	30.04
Куб К-3	37299.25	
Колонна К-4		
Питание К-4	37299.25	
Верх К-4	31856.4	10.61
Куб К-4	5442.852	1.8
Фракция после смешения бокового отбора с 26 тарелки и верхнего продукта К-4	122085.24	40.65
Фракция после смешения боковых отборов с 12,26 тарелки и верхнего продукта К-4	136280.84	45.38

Таблица 6.17. Качество продуктов К-3 (расчетное) по ГОСТ 2177-82

Показатели	Плотность, кг/м ³	Фракционный состав, °С						
		2% об.	10% об.	30% об.	50% об.	70% об.	90% об.	98% об.
Продукты К-3								
Верхний продукт	670.58	43.32	46.64	50.52	61.85	67.71	75.26	86.07
Боковой продукт с 12 тарелки	723.07	60.72	76.26	81.52	87.47	93.23	97.78	107
Боковой продукт с 26 тарелки	746.6	87.43	94.94	100.06	104.44	113.66	128.36	159.9
Кубовый продукт	767.7	117.28	127.72	130.32	138.16	147.95	166.74	215.9
Продукты К-4								
Верхний продукт	764.03	115.29	120.83	129.43	135.39	141	152.3	159.8
Кубовый продукт	789.22	153.3	171.5	175.7	180.7	189.5	230.2	267.5
Продукты смешения								
Боковой отбор К-3 (26 тарелка) +дистиллят К-4	751.07	92.5	102.31	106.7	113.84	123.51	140.16	159.9
Боковые отборы К-3 (12,26 тарелка) +дистиллят К-4	747.6	86.36	96.17	102.62	108.62	119.75	135.62	158.6

Использование колонны К-4 для получения из кубового продукта К-3 фракции 120-160°С позволит максимально использовать стабильный конденсат для получения сырья секции 100 ЛКС 35-64. Смешение боковых отборов К-3 и верхнего продукта К-4 позволят получить сырьё нужного качества для секции

100 ЛКС 35-64. Выход фракции 85-160°С возрастает с 32.73 % (при подаче питания на 28-ю тарелку К-3) до 45.38 % (при использовании К-4) от расхода стабильного конденсата на УМТ.

В результате можно сделать вывод о том, что применение новых насадочных элементов для модернизации К-4 УМТ позволят получить необходимый ассортимент продукции.

Литература к главе 6

1. Мальковский П.А., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 2. Модернизация колонн И-1, К-1 и К-3 // Изв. вузов «Проблемы энергетики». 2002. - № 7-8.
2. Реконструкция установки получения моторных топлив / Баглай В.Ф., Минеев Н.Г., Лаптев А.Г. и др.// "Массообменные процессы и аппараты хим. технол." Межвуз. темат. сб. науч. тр. КГТУ, Казань, 1997. - С.13.
3. Баглай В.Ф. Моделирование процесса разделения углеводородного сырья и реконструкция колонн установки получения моторных топлив: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Казань, 1997. – 16 с.
4. Ясавеев Х.Н., Баглай В.Ф., Солодов П.А. Вариант реконструкции установки получения моторных топлив на Сургутском ЗСК // Теплообменные процессы и аппараты химической технол.: Темат. сб. науч. тр. Вестника КГТУ. Казань, 1998. - С. 4-10.
5. Реконструкция колонны К-3 УМТ для получения сырья секции 100 ЛКС 35-64 / Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Баглай В.Ф. и др.// "Массообменные процессы и аппараты хим. технол." Межвуз. темат. сб. науч. тр. КГТУ, Казань, 2000. - С.8-13.
6. Солодов П.А. Модернизация аппаратного оформления и технологической схемы установки получения моторных топлив: Автореф. дис. канд. техн. наук. Казань, 2001. – 16 с
7. Мальковский П.А., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Ишмурзин А.В., Фарахов М.И. Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 3. Реконструкция дополнительной колонны К-4 // Изв. вузов «Проблемы энергетики». 2002. - № 9-10.
8. Мальковский П.А., Ишмурзин А.В., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. Использование насадочных элементов для реконструкции колонны К-4

УМТ // «Тепломассообменные процессы и аппараты хим. технол.» Межвуз. темат. сб. научн. тр. КГТУ, Казань, 2001. – С.117.

9. А.с. РФ №2000101491/20 (001405) от 22.06.2000 г. Насадка для массообменных колонн.
10. Экспериментальная установка для исследования насадочных элементов /Дьяконов Г.С., Фарахов М.И., Ясавеев М.Х. и др.// ”Массообменные процессы и аппараты хим. технол.” Межвуз. темат. сб. науч. тр. КГТУ, Казань, 2000. - С.235-239.
11. Разработка новой нерегулярной насадки и ее гидродинамические исследования / Дьяконов Г.С., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. и др.// ”Массообменные процессы и аппараты хим. технол.” Межвуз. темат. сб. науч. тр. КГТУ, Казань, 2000. - С.239-248.
12. Результаты моделирования процесса разделения стабильного газового конденсата на Сургутском ЗСК / Дияров И.И., Ясавеев П.А., Мальковский Е.В. Боровиков Е.В. // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии. Межвуз. темат. сб. науч. тр. КГТУ. – Казань: Мастер Лайн, 2000, - С. 207-214.

ГЛАВА 7

МОДЕРНИЗАЦИЯ КОЛОННОГО ОБОРУДОВАНИЯ С ЦЕЛЬЮ ВЫПУСКА НОВОЙ ПРОДУКЦИИ

В условиях изменения спроса на продукцию и различия в цене между сырьем и чистыми компонентами становится целесообразным увеличить глубину переработки сырья. Для этого требуется дополнительное оборудование.

Ухудшение экономического положения предприятий не позволяет строить новые производства. Поэтому актуальными становятся задачи по использованию существующего колонного оборудования для выпуска новой продукции, имеющей спрос у потребителя.

В данной главе рассмотрены варианты модернизации установок разделения на Сургутском ЗСК с целью выпуска новой продукции [1].

7.1. Установка стабилизации

Сургутский завод стабилизации конденсата спроектирован для переработки смеси деэтанализованного газового конденсата и нефти в соотношении 9:1, которая поступает по продуктопроводу Уренгой-Сургут. На колоннах стабилизации из этой смеси выделяют широкую фракцию легких углеводородов (ШФЛУ) и стабильный конденсат, который направляется на установку моторных топлив (УМТ). ШФЛУ направляется на газофракционирующую установку (ГФУ), состоящую из блока извлечения изопентана (БИИ) и установку получения пропана (УПП).

ГФУ представляет собой один технологический процесс, состоящий из трех последовательных стадий:

- выделение из ШФЛУ пропана- бутановой фракции;
- разделение тяжелой части ШФЛУ и получение товарного изопентана;
- получение из пропан -бутановой фракции товарного пропана и бутан-изобутановой фракции.

Существующий блок ГФУ обеспечивает получение товарных изопентана и пропана марки “Б” и полупродуктов: пентан- гексановую и бутан-изобутановую фракции.

Улучшение экономических показателей работы ЗСК и расширения рынка сбыта готовой продукции требует повышения качества товарной продукции и расширения ее ассортимента. Для этого необходимо получать изопентан и

пропан не ниже марки “А”, а также наладить выпуск товарных изобутана и н-бутана марки “А” и “высшей”.

Получение пропана марки “А” на существующем колонном оборудовании сдерживается высоким содержанием этана (0.7-0.85% масс.) в исходном сырье ЗСК. На ЗСК для снижения содержания этана в товарном пропане до 4% масс. .Осуществляют сдувку газовой фазы в топливную линию из флегмовых емкостей стабилизаторов, дебутанизаторов и колонн получения пропана. Это приводит к значительным потерям фракций C_3 , C_4 .

Для снижения этих потерь и повышения качества товарного пропана необходимо дополнить существующее оборудование блоком дополнительной деэтанзации исходного сырья - нефтегазовой смеси.

В данном разделе рассматриваются варианты использования колонного оборудования существующего блока стабилизации конденсата Сургутского ЗСК для получения изопентана и пропана не ниже марки “А”, производство товарных изобутана и н-бутана марки “А” и “высшей”, а также подготовка из верхнего продукта К-3 УМТ сырья для изомеризации.

Возможны два основных пути повышения эффективности разделения смесей и производительности массообменных колонн: технологический - путем изменения существующей схемы разделения и выбора оптимальных режимных параметров работы аппаратов; конструктивный - путем изменения конструкции контактных устройств.

Стабилизации нефтегазовой смеси осуществляется на семи технологических линиях, оснащенных однотипными колоннами.

Работу установки стабилизации рассмотрим на примере УСК-2, которая состоит из двух технологических линий, работающих параллельно (Рис. 7.1).

Стабилизатор (рис. 7.2) представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения, внутри которого расположены 38 массообменных ситчатых тарелок с перекрестным сливом. В верхней части колонны - 19 четырехпоточных тарелок диаметром 2600 мм, в нижней части - стабилизационной - 19 шестипоточных, диаметром 3200 мм. Процесс ректификации происходит при давлении 0.6-1.4 МПа и температуре: куба - не более 250°C, верха - не более 150°C.

Нагретая НГК - смесь поступает в среднюю часть стабилизатора. Пары ШФЛУ с верха колонны направляются в воздушные холодильники, где охлаждаются, конденсируются и поступают в емкость орошения. Вывод несконденсированных газов осуществляется в факельную линию либо на Сургутский газоперерабатывающий завод. ШФЛУ из флегмовой емкости насосом откачивается в резервуарный парк. Часть ШФЛУ из емкости поступает

в стабилизатор в качестве холодного орошения для регулирования температуры верха колонны.

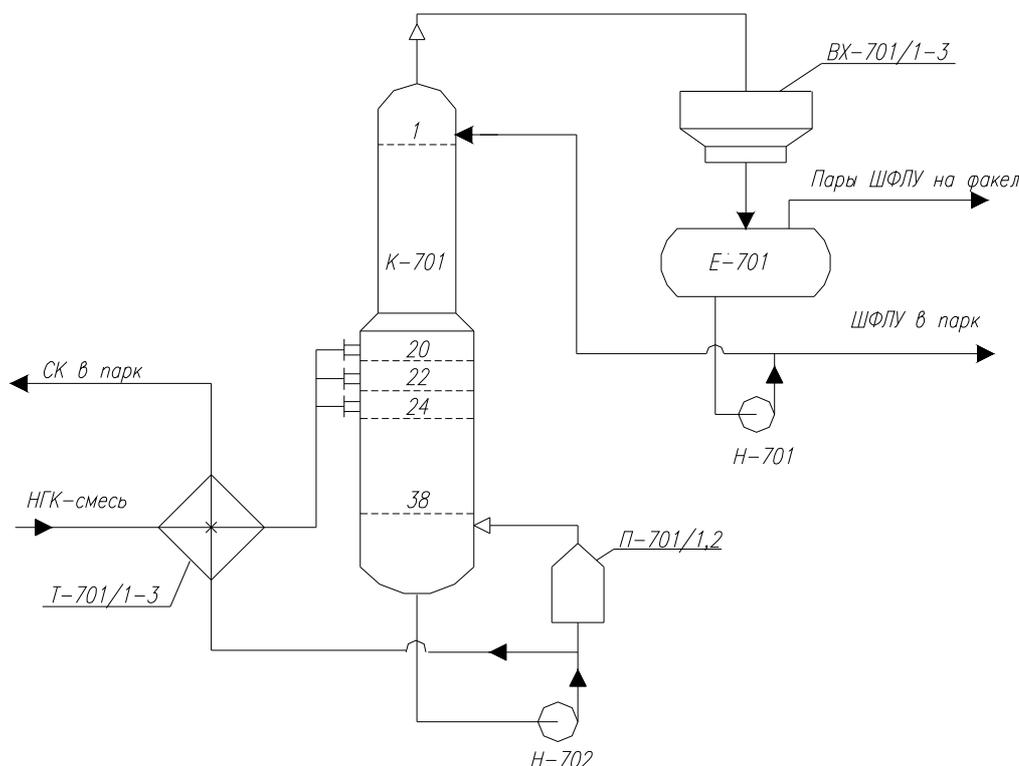


Рис. 7.1. Технологическая схема установки стабилизации НГК

Из куба стабилизатора выводится стабильный конденсат с температурой до 250°C, который последовательно проходит межтрубное пространство теплообменников-рекуператоров, где отдает тепло НГК - смеси и выводится после доохлаждения с установки. Подвод тепла в куб стабилизатора производится циркуляцией части кубовой жидкости через огневой подогреватель, которая возвращается в колонну в виде «горячей струи».

Проведена диагностика работы действующей колонны стабилизации К-701. Рассмотрена работа 6-ой и 7-ой линии за периоды с 1.03. 98 года, с 1.10. по 30.10. 98 года и с 15.07. по 15.08. 99 года. Диапазон нагрузок по нефтегазоконденсатной смеси составлял от 160 до 250 м³/час. За рассмотренный период эффективность тарелок верхней секции составляет 0.25, для нижней секции - 0.2.

С целью увеличения эффективности разделения рассмотрен вариант модернизации тарелок колонны стабилизации, который заключается в установке дополнительных элементов на каждой тарелке. Это позволит

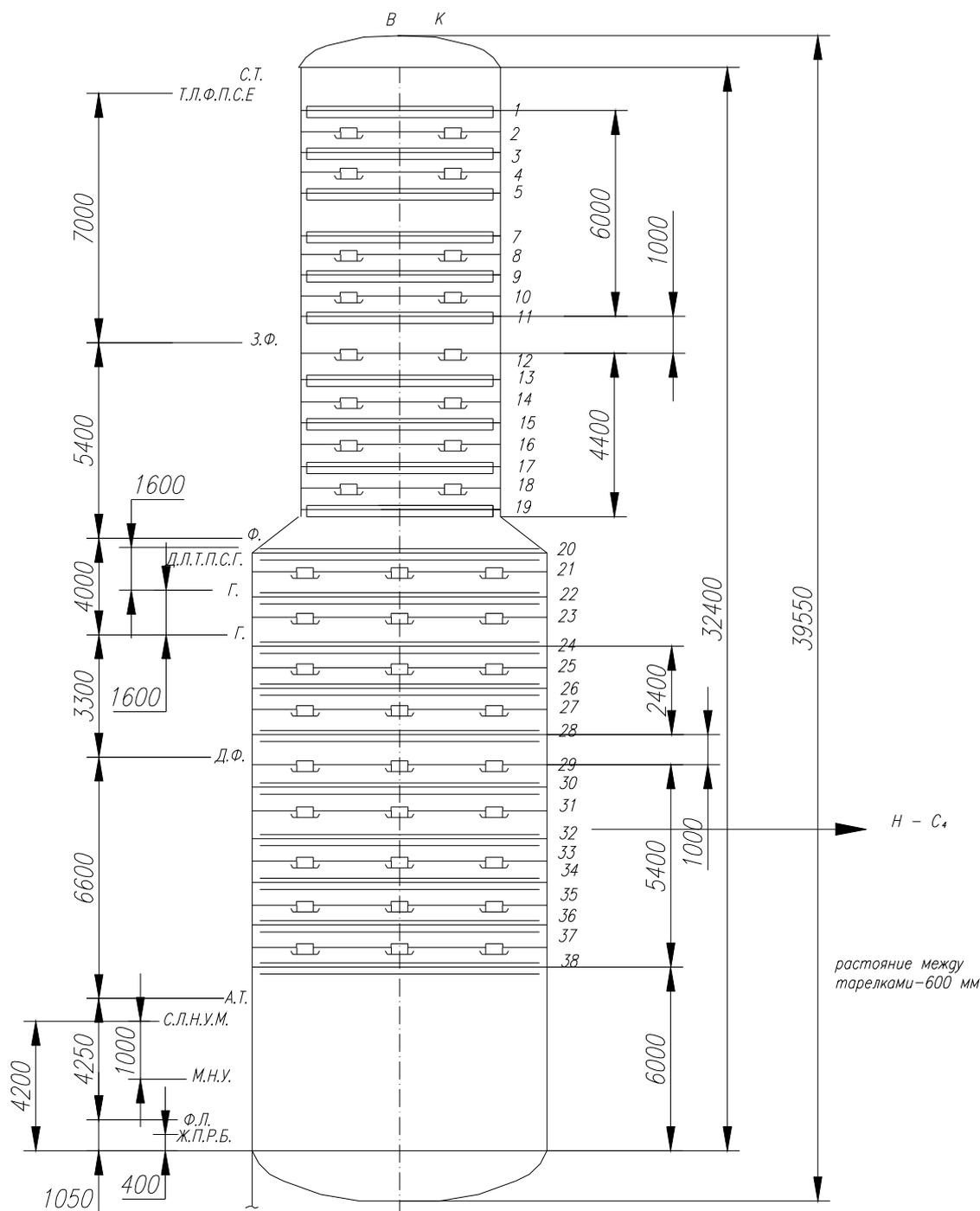


Рис.7.2. Колонна стабилизации

улучшить гидродинамику барботажного слоя, снизить унос жидкой фазы и повысить эффективность разделения за счёт создания дополнительной зоны контакта фаз. Реализация этого варианта модернизации тарелок колонны стабилизации позволит разделять от 408 до 552 м³/час НГК-смеси. Максимальный расход НГК зависит от её состава. Исследовано влияние содержания компонентов С₆ и выше на максимальную производительность стабилизатора (Рис.7.3). Изменение состава С₆ и выше в питании от 65% до

49% приводит к снижению максимальной нагрузки с 552 м³/ч до 408 м³/ч. Лимитирует пропускную способность К-701 по нагрузке узкая часть колонны, диаметром 2,6 м. Данная нагрузка на колонну в указанном диапазоне максимального расхода питания возможна при увеличении тепловой нагрузки на печь до 24 Гкал/час и установке дополнительных теплообменников для подогревания исходной смеси и увеличении площади дефлегматоров.

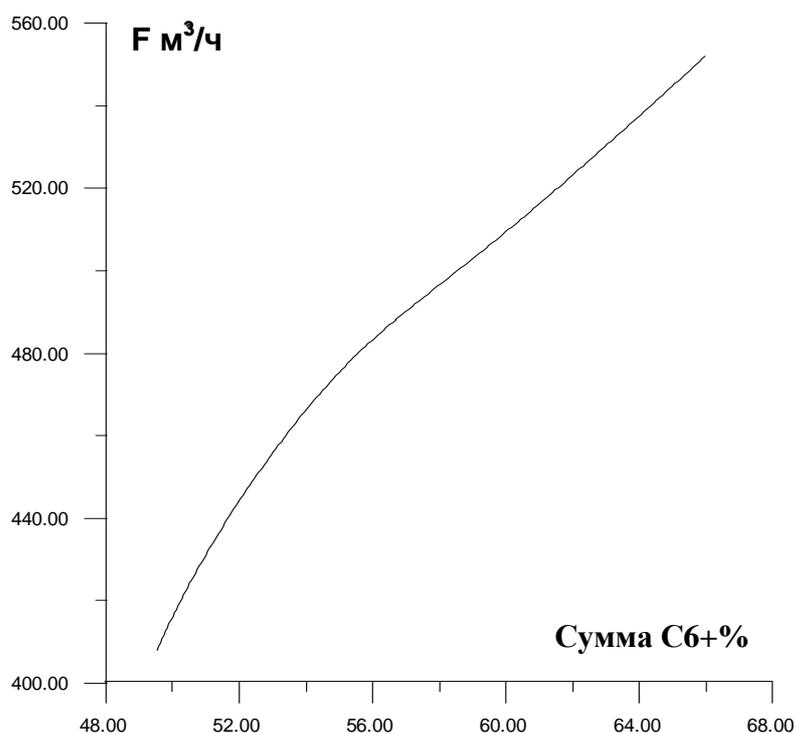


Рис. 7.3. Влияние состава НГК – смеси на максимальную производительность колонны стабилизации

Повышение производительности колонны К-701 возможно за счёт замены барботажных тарелок в верхней части на новые высокоэффективные насадки. В этом случае производительность колонны может быть дополнительно увеличена на 20-30 % по сравнению с тарельчатым вариантом.

7.2. Использование колонны стабилизации в качестве деэтанизатора.

В результате расчетов, выполненных по разработанным моделям, показано, что максимальная производительность колонны изменяется от 408 до 552 м³/ч по исходному сырью и зависит от состава НГК - смеси (рис.7.3). Реально на технологических линиях стабилизации конденсата с 1 по 5 производительности не превышают 120 м³/ч, а 6, 7 линий - 240 м³/ч. Повышение производительности колонн стабилизации сдерживается

техническими возможностями теплообменного оборудования установок. Реконструкция печей, с помощью которых подводится тепло в колонном стабилизации, позволит сократить количество необходимых технологических линий стабилизации конденсата до трех. Освободившуюся колонну стабилизации конденсата можно использовать для дополнительной деэтанализации исходного сырья.

Проведено моделирование работы К-701 в качестве деэтанализатора и исследована возможность использования колонны стабилизации для дополнительной деэтанализации НГК- смеси. В таблице 7.1 представлен состав НГК- смеси, которая подается на дополнительную деэтанализацию.

Таблица 7.1. Состав питания, масс. доли

Компонент	Состав, масс. доли
Фракция свыше 320	5.240551E-02
Фракция 300 – 320	2.511665E-02
Фракция 280-300	1.373194E-02
Фракция 260-280	5.926703E-03
Фракция 240-260	1.076709E-02
Фракция 220-240	1.055009E-02
Фракция 200-220	1.262812E-02
Фракция 190-200	1.262812E-02
Фракция: 180-190	3.466311E-02
Фракция С10	3.087165E-02
Фракция С9	5.250368E-02
Фракция С8	7.599615E-02
Фракция С7	7.214447E-02
Фракция С6	0.0851667
Н-пентан	0.0852
Изопентан	0.0874
Н-бутан	0.1208
Изо-бутан	0.0874
Пропан	0.1156
Этан	0.0085

На рис.7.4 изображена установка дополнительной деэтанализации на базе колонны стабилизации. Исходная НГК- смесь после теплообменников поступает на 20 тарелку деэтанализатора с температурой 70-110°C. Пары этан - пропановой фракции с верха колонны направляются в парциальный холодильник-дефлегматор, где частично конденсируются и поступают в

емкость орошения. Несконденсировавшиеся газы выводятся в виде сдувки в факельную линию либо на Сургутский газоперерабатывающий завод. Из куба деэтанатора выводится НГК смесь, которая направляется на тарелку питания колонны стабилизации.

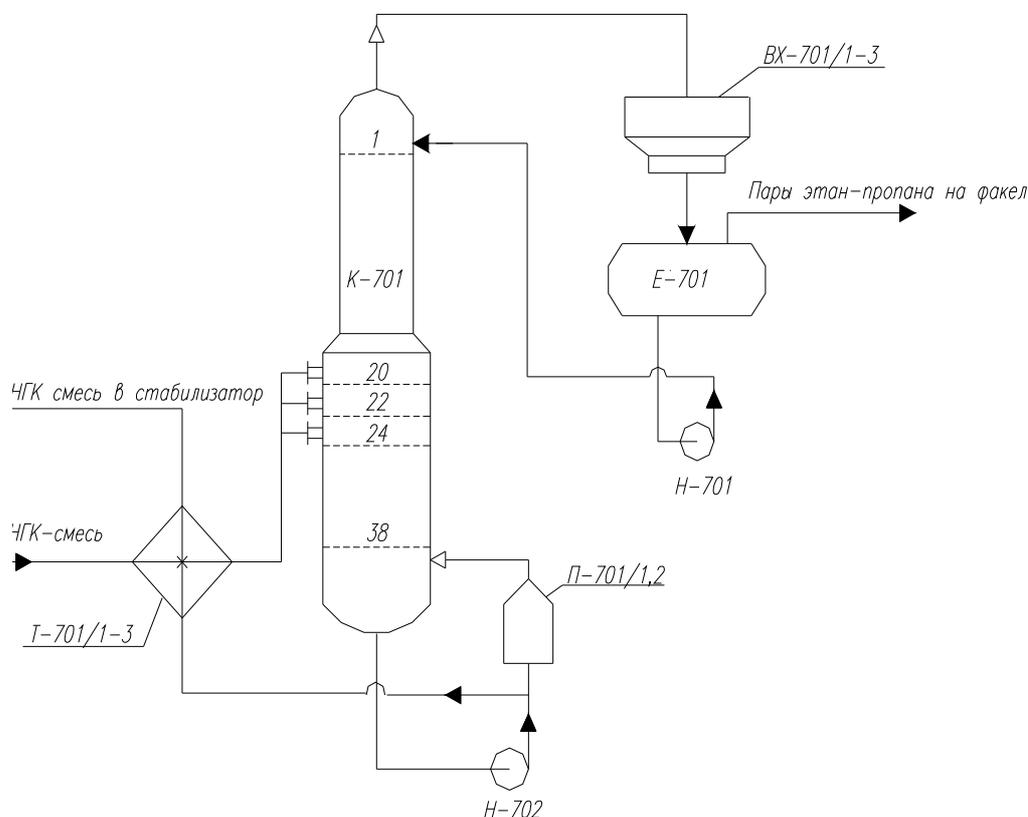


Рис. 7.4. Технологическая схема установки деэтанации НГК смеси

Подвод тепла в куб деэтанатора может осуществляться по следующим вариантам:

- 1) в виде горячей струи, поступающей из печи;
- 2) вновь установленным выносным кипятильником, работающем на греющем водяном паре;
- 3) использовать тепло кубового продукта колонны стабилизации.

Давление в деэтанаторе зависит от технических возможностей узла дефлегмации. На рис. 7.5 исследовано влияние давления в кубе деэтанатора на расход сдувки газовой фазы из флегмовой емкости при температуре дефлегмации 42°C. Снижение давления в кубе колонны с 26.5 до 11 кгс/см² приводит к увеличению расхода сдувки с 4.14 т/ч до 26.86 т/ч и как следствие возрастают потери пропановой фракции.

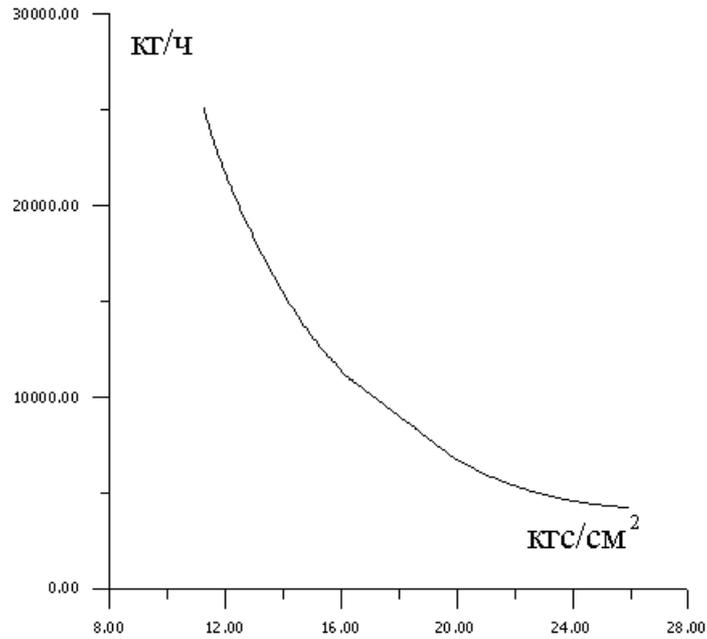


Рис. 7.5 Влияние давления в кубе деэтанатора на расход сдувки из флегмовой емкости. Температура дефлегмации 42°C

На рис. 7.6 исследовано влияние давления в кубе деэтанатора на температуру дефлегмации при расходе сдувки ≈ 4.2 т/ч. Снижение давления в кубе деэтанатора с 26.5 до 11 кгс/см² приводит к изменению температуры дефлегмации с 42°C до 6.5°C.

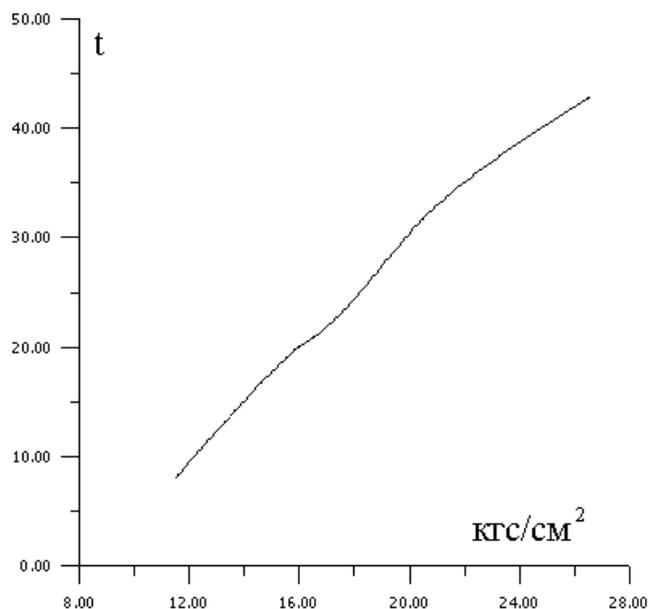


Рис.7.6. Влияние давления в кубе деэтанатора на температуру дефлегмации. Расход сдувки из флегмовой емкости 4200 кг/ч

Рабочее давление в колонне стабилизации не должно превышать 18 кгс/см². Поэтому для эксплуатации колонны стабилизации в летнее время необходимо предусмотреть дополнительный контур дефлегмации захлажденной водой или пропановый холодильник (изотерма 0°C). При температуре окружающего воздуха ниже +10°C возможно использование существующих аппаратов воздушного охлаждения.

7.3. Модернизация колонн стабилизации для разделения бутановой фракции

На основе разработанных алгоритмов расчета, реализованных на ЭВМ, рассмотрено применение колонн блока стабилизации газового конденсата для извлечения изобутана из бутановой фракции на Сургутском ЗСК [2]. По результатам выполненных расчетов предлагаются несколько вариантов реконструкции колонн стабилизации для разделения бутан-изобутановой фракции. Реализация одного из предложенных вариантов реконструкции колонн стабилизации позволит получать на существующем оборудовании товарный изобутан и н-бутан.

Исходная смесь может содержать значительное количество пропана (0.85% масс) и компонентов C₅ и выше (2.57% масс). Поэтому для разделения этой смеси рассмотрен вариант сложной разрезной колонны, состоящей из двух и трех секций (рис.7.7, 7.8). В качестве секций К-1/1, К-1/2 и К-1/3 применяются колонны стабилизации конденсата. Товарный изобутан и н-бутан предлагается отбирать боковыми отборами через существующие штуцера колонн.

Отбор пропановой фракции осуществляется в паровой фазе из флегмовой емкости. Пентан - бутановая фракция отбирается из куба колонны К-1/2 при двухколонном варианте или из куба К-1/3 для варианта из трех колонн.

Колонные аппараты проектировались для разделения других смесей, поэтому одной их проблем при работе данных колонн с повышенной нагрузкой является значительный унос жидкой фазы паровым потоком, что существенно снижает эффективность разделения смеси. Кроме этого, ситчатые тарелки в данных колоннах имеют ряд недостатков, связанных с распределением жидкой фазы. Поэтому при работе с повышенными нагрузками требуется модернизация тарелок, а в ряде случаев замена на новые насадочные элементы.

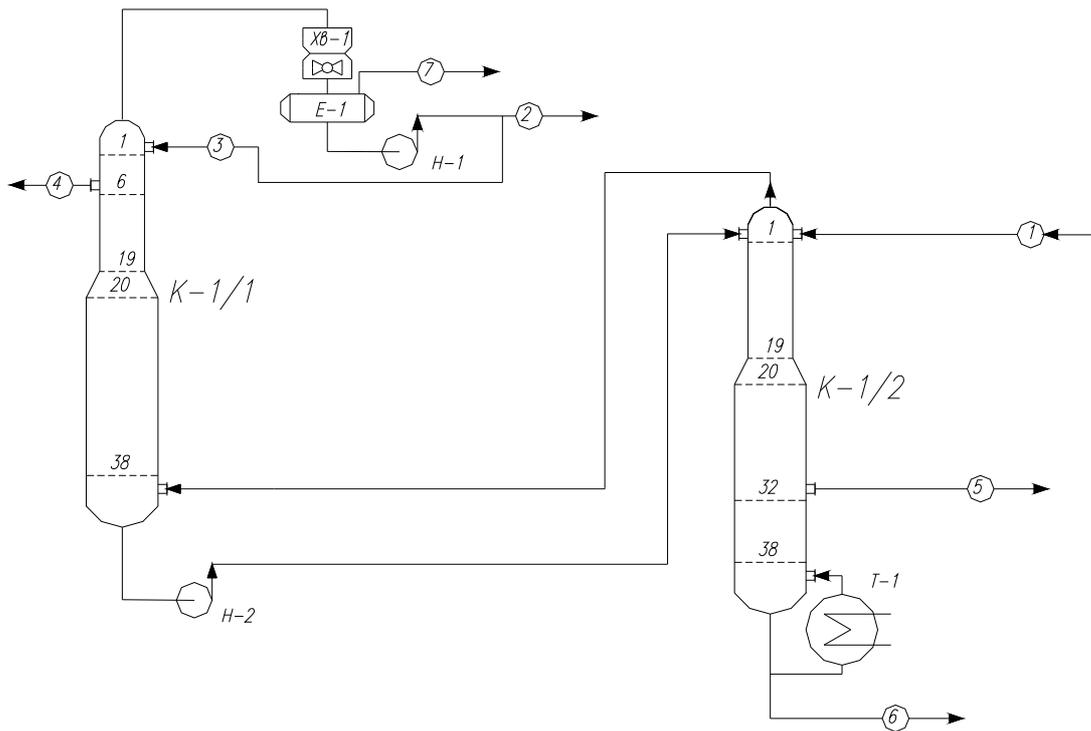


Рис. 7.7. Технологическая схема разделения бутан-изобутановой фракции (2 колонны)

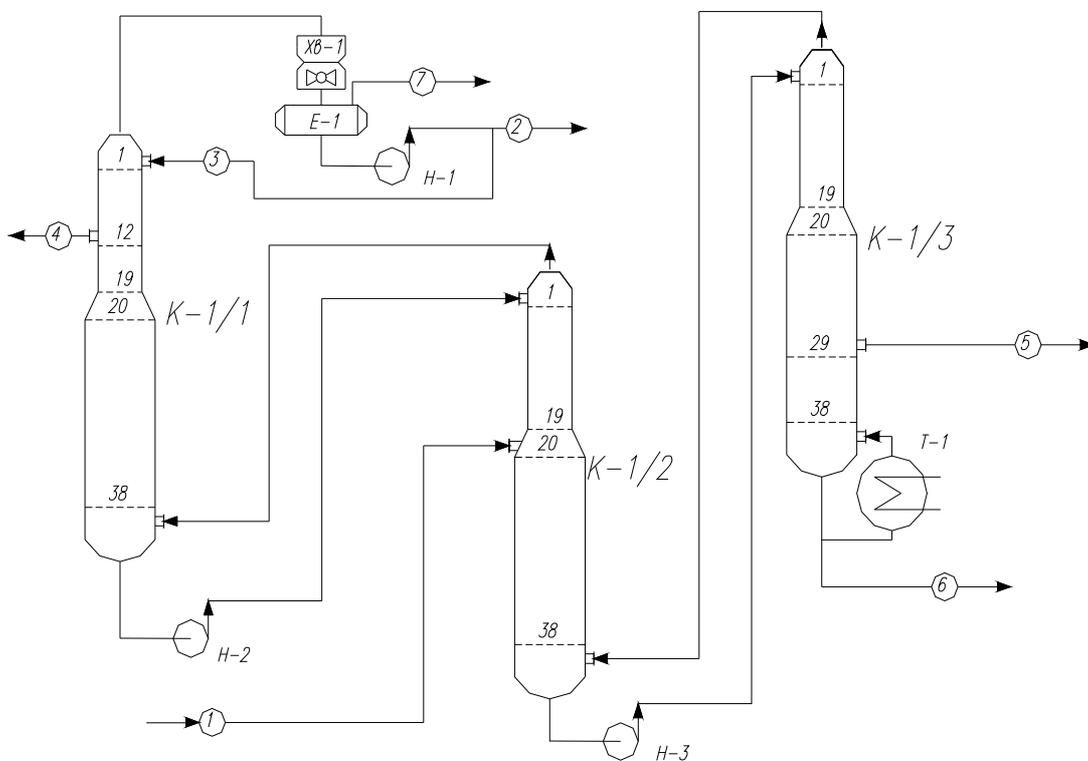


Рис. 7.8. Технологическая схема разделения бутан-изобутановой фракции (3 колонны)

По результатам выполненных расчетов предлагаются следующие варианты реконструкции колонн стабилизации газового конденсата для разделения бутан-изобутановой фракции.

Двухсекционный вариант разрезной колонны

Первый вариант использования колонн стабилизации предполагает применение существующих тарелок без модернизации контактных устройств. Этот вариант не позволяет получить изобутан и н-бутан марки А.

Второй вариант реконструкции колонных аппаратов заключается в минимальной модернизации контактных устройств- ситчатых тарелок. За счет установки дополнительных элементов на каждой тарелке обеспечивается лучшая гидродинамика барботажного слоя, снижается унос жидкой фазы и повышается эффективность разделения. При производительности по сырью от 22 до 35 т/час будут получены изобутан и н-бутан марки А.

Третий вариант реконструкции заключается в замене тарелок и в организации двух секций по 3 метра и 5 метров с новыми насадочными элементами в верхней части колонны К-1/1. В колонне К-1/2 организуется два слоя насадки по 4.5 метра. Объем насадки -90 м³. Остальные тарелки (колонн К-1/1, К-1/2) модернизируются по второму варианту. При производительности от 22 до 46 т/ч будут получены изобутан и н-бутан марки А.

Трехсекционный вариант разрезной колонны

Первый вариант использования колонн стабилизации предполагает применение существующих тарелок без модернизации контактных устройств. Максимальный расход питания, при котором возможно получение изобутана и н-бутана марки А составляет 31 т/ч. реконструкции колонных аппаратов заключается в минимальной модернизации контактных устройств - ситчатых тарелок. За счет установки дополнительных элементов на каждой тарелке будет обеспечена лучшая гидродинамика барботажного слоя, снижен унос жидкой фазы и несколько повышена эффективность разделения. При производительности от 23 до 43 т/час будут получены изобутан и н-бутан марки А.

Третий вариант реконструкции заключается в замене тарелок и в организации двух секций по 4 метра с новыми насадочными элементами в верхней части колонны К-1/3. Объем насадки -42.5 м³. Остальные тарелки (колонн К-1/1, К-1/2 и К-1/3) модернизируются по второму варианту. При производительности от 23 до 48 т/ч будут получены изобутан и н-бутан марки

А. При производительности от 23 до 39 т/ч возможно получение изобутана марки «Высшая».

Четвертый вариант предполагает замену всех тарелок в верху колонн К-1/1, К-1/2 и К-1/3 на новую насадку. В каждой колонне по 2 секции насадки 4 метра. Объем насадки – 127.5 м³. Остальные тарелки (в низу колонн) модернизируются по второму варианту. При производительности от 23 до 58 т/ч будут получены изобутан и н-бутан марки А, при производительности от 23 до 53 т/ч возможно получение изобутана марки «Высшая».

Дополнительно к рассмотренным вариантам для сокращения потерь н-бутана с пентановой фракцией предлагается включить в технологическую схему насадочную колонну диаметром 800 мм с двумя слоями насадки по 4.8 м. Возвратный бутан предлагается подавать на первую тарелку колонны К-1/3.

Реализация одного из предложенных вариантов реконструкции колонн стабилизации позволит получать на существующем оборудовании товарный изобутан и н-бутан.

7.4. Работа блоков БИИ, УПП и разделение бутановой фракции

На рис. 7.9. и 7.10. представлены материальные потоки УСК, БИИ и УПП после включения в технологическую схему колонны дополнительной деэтанализации и установки разделения бутан-изобутановой фракции.

Для повышения качества изопентана и пропана марки “А” потребуется реконструкция оборудования узлов БИИ, УПП.

Существующий блок ГФУ проектировался для получения товарной фракции пропана марки Б и изо-пентана марки Б. Бутановая фракция, получаемая из куба колонны К-51 (К-52), не являлась товарной продукцией. Фракция н-пентан – гексан, отбираемая из куба колонны К-11 (К-21, К-31), являлась полупродуктом и использовалась в качестве добавки в моторное топливо.

Для получения бутановой фракции из куба колонны К-51 требуется обеспечить содержание пентана и изо-пентана в верху колонны К-10 не более 0.17 % масс. При этом содержание бутана в кубе К-10 не должно превышать 0.5 % масс. Соблюдение условий по качеству фракции С₄ позволит получить на модернизированных колоннах стабилизации изо-бутан и н-бутан марки А. В колонне К-10 возможно достижение указанного качества разделения при обеспечении режимных параметров, указанных в таблице 7.2.

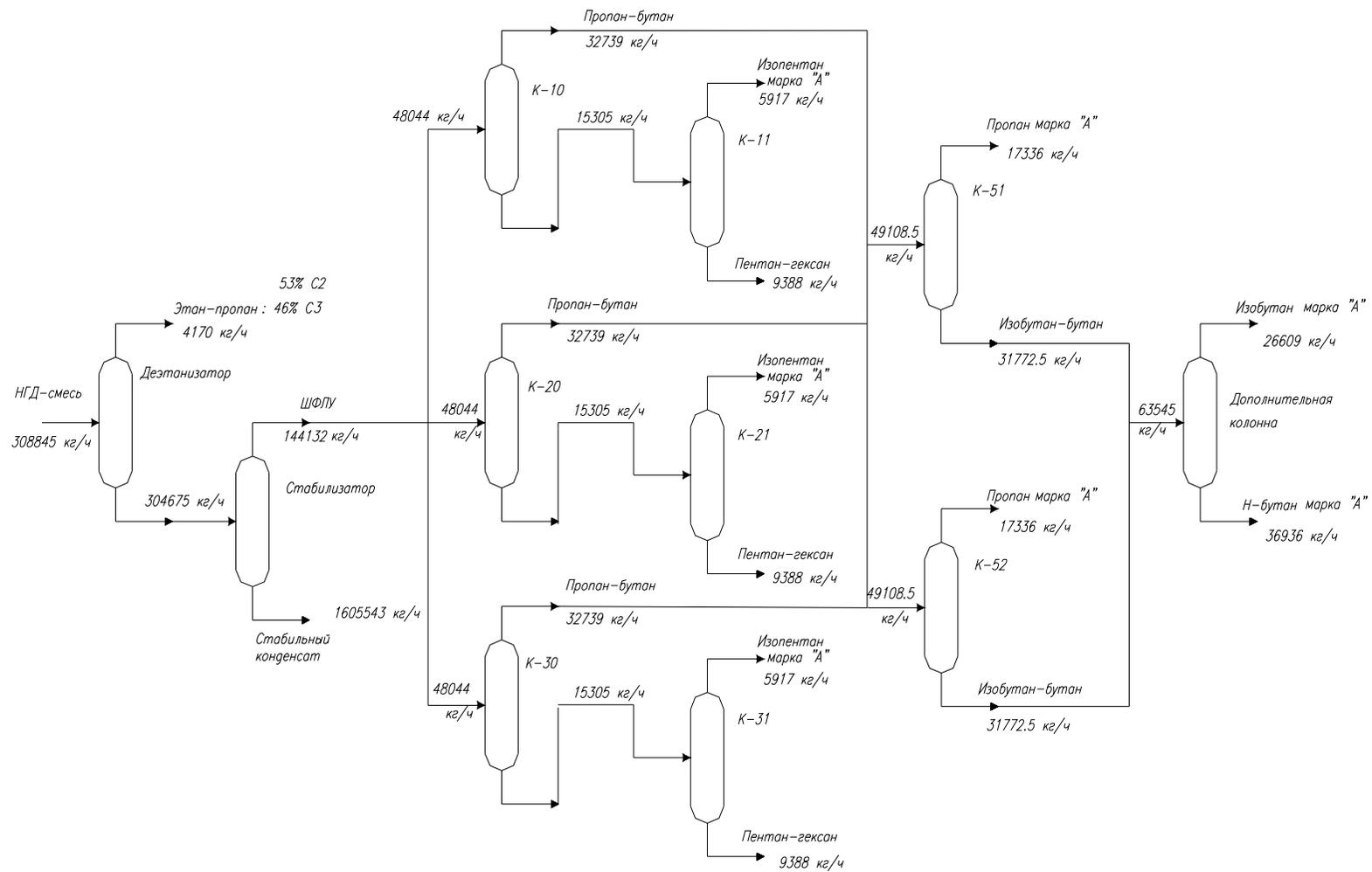


Рис. 7.9. Материальные потоки ЗСК после предлагаемой реконструкции оборудования установок УСК, БИИ, УПП

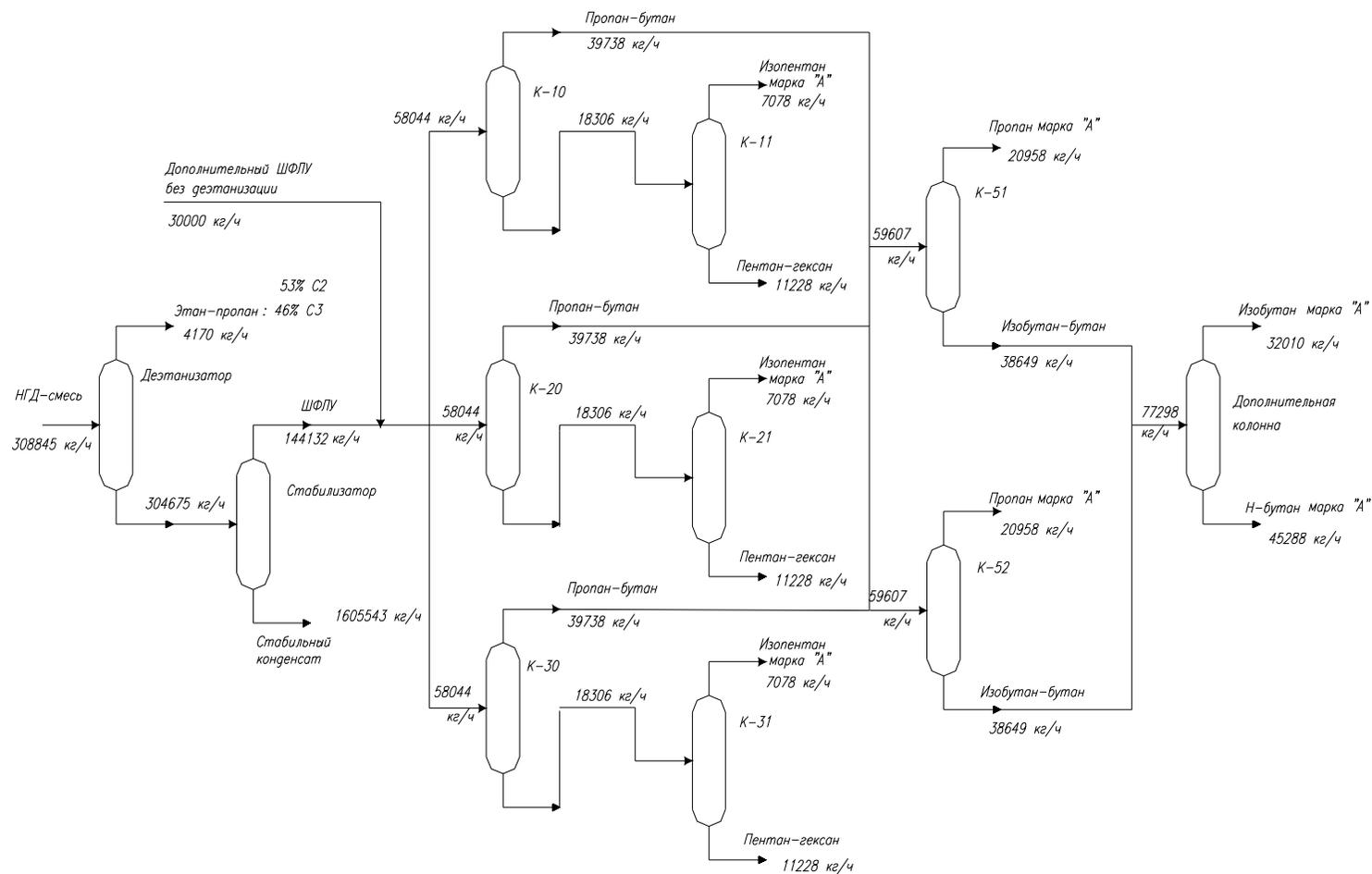


Рис. 7.10. Материальные потоки ЗСК после предлагаемой реконструкции оборудования установок УСК, БИИ, УПП. Подача дополнительной НГК смеси без дезанизации

Таблица 7.2. Режимные параметры работы колонны К-10 при $P_B=11$ кгс/см²

№ П/п	Наименование параметра	Значение параметра
1	Расход питания, м ³ /час	85.7
2	Расход флегмы, м ³ /час	122.9
3	Флегмовое число	1.67
4	Температура верха, °С	65
5	Температура низа, °С	129.9
6	Давление куба, кгс/см ²	11.37

В таблице 7.3 представлен режим работы К-11 при получении изопентана марки «А». В приложении 6 представлены результаты расчета К-11 при включении в технологическую схему колонны деэтанализации.

Для получения бутановой фракции из куба колонны К-51 требуется обеспечить содержание пропана не более 0.4% масс. Режимные параметры работы К-51 при получении пропана марки «А» представлены в таблице 7.4.

Таблица 7.3. Режимные параметры работы колонны К-11 при $P_B=4$ кгс/см²

№ П/п	Наименование параметра	Значение параметра
1	Расход питания, м ³ /час	29.6
2	Расход флегмы, м ³ /час	99.12
3	Флегмовое число	1.67
4	Температура верха, °С	72.96
5	Температура низа, °С	85.69.9
6	Давление куба, кгс/см ²	4.6

Таблица 7.4 .Режимные параметры работы колонны К-51 при $P_B=16.5$ кгс/см²

№ п/п	Наименование параметра	Значение параметра
1	Расход питания, м ³ /час	110.15
2	Расход флегмы, м ³ /час	129.74
3	Флегмовое число	3.07
4	Температура верха, °С	43.89
5	Температура низа, °С	98.77
6	Давление куба, кгс/см ²	16.86

Для получения товарных бутана и изобутана марки «А» потребуется включение дополнительной колонны (смотри раздел 7.3).

7.5. Применение колонн стабилизации для подготовки сырья каталитической изомеризации

Проведенная реконструкция К-3 позволила получить верхом К-3 сырье для каталитической изомеризации легкой бензиновой фракции. По результатам опытной эксплуатации К-3 в головной фракции содержание изопентана изменяется от 8 до 12 % масс. В таблице 7.5 представлен состав полученной головной фракции. Для использования этой фракции в качестве сырья каталитической изомеризации необходимо выделить из смеси изопентан.

Рассмотрен вариант разрезной колонны, состоящей из двух секций К-1/1 и К-1/2 (рис. 7.11). В качестве секций К-1/1 и К-1/2 предложено использовать колонны стабилизации конденсата.

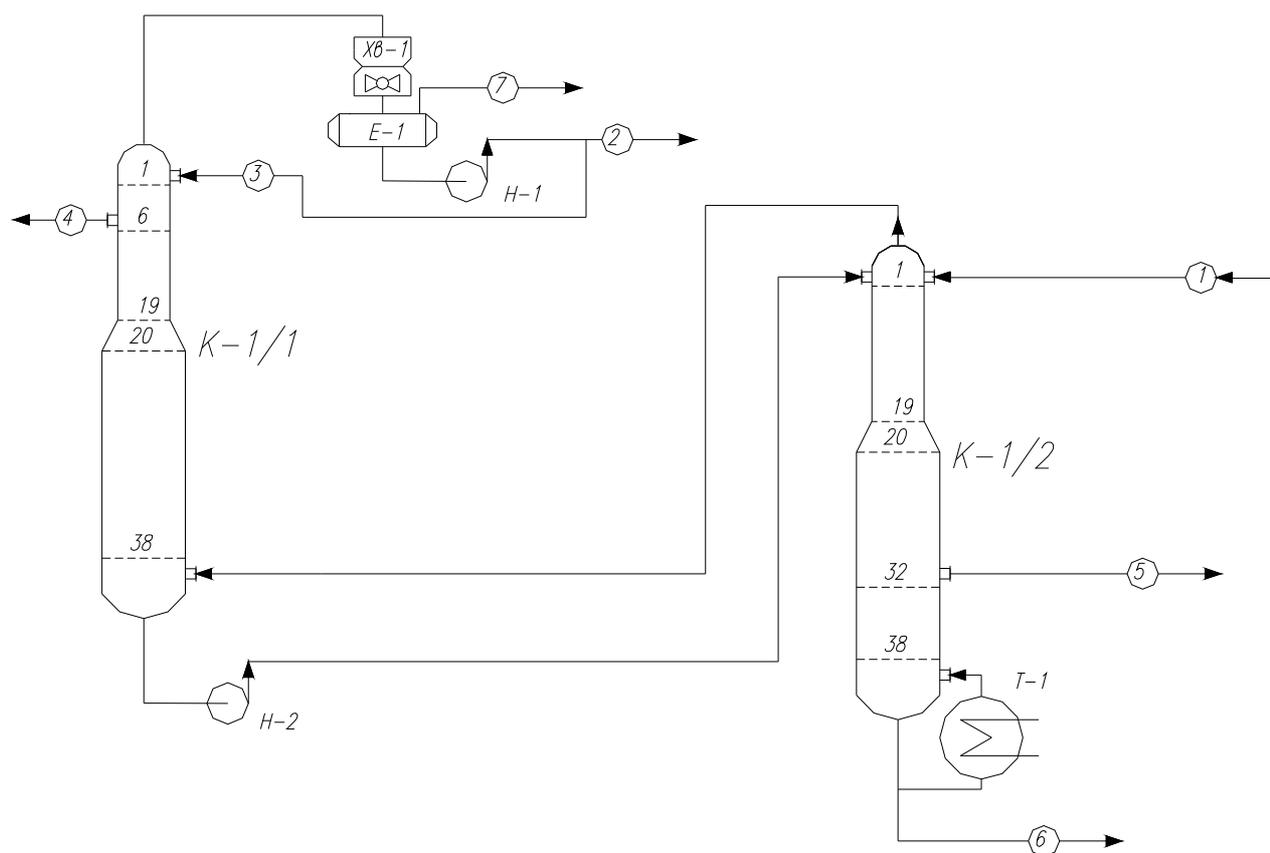


Рис.7.11. Технологическая схема разделения головной фракции К-3

Первый вариант использования колонн стабилизации предполагает минимальную модернизацию контактных устройств - ситчатых тарелок. За

счет установки дополнительных элементов на каждой тарелке будет обеспечена лучшая гидродинамика барботажного слоя, снижен унос жидкой фазы и несколько повышена эффективность разделения за счет организации второй зоны контакта фаз в межтарельчатом пространстве.

Производительность разрезной колонны зависит от состава головной фракции. Для состава 1 (таблица 7.5) характерно пониженное содержание пропан-бутановой фракции (не более 0.05 % масс.). Данный состав позволяет получить изопентан марки «А» верхом разрезной колонны. Максимальный расход исходной смеси состава 1 = 60 т/ч.

Таблица 7.5.

Компонент	Состав 1 % масс.	Состав 2 % масс.
1	2	3
Пропан		0.1
Изобутан		0.24
Бутан	0.047	0.014
Изопентан	8.112	11.921
Н-пентан	14.647	20.292
2,2 диметилбутан	0.946	1.081
Циклопентан	2.187	1.687
2,3 диметилбутан	1.983	1.1119
2 метилпентан	10.744	11.477
3 метилпентан	6.293	6.499
Н-гексан	16.589	16.357
2,2 диметилпентан	0.328	0.281
Метилциклопентан	10.236	9.764
2,4 диметилпентан	0.586	0.495
2,2,3 триметилпентан	0.103	0.086
Бензол	0.808	0.798
3,3 диметилпентан	0.141	0.106
Циклогексан	10.162	8.599
2 метилгексан	2.263	1.523
2,3 диметилпентан	0.745	0.452
1,1 диметилциклопентан	0.668	0.478
3 метилгексан	1.993	1.328
1 цис 3 диметилциклопентан	1.086	0.739
1 транс 3 диметилциклопентан	0.994	0.502

1	2	3
3 этилпентан	0.025	
1 транс 2 диметилциклопентан	1.554	1.015
Н-гептан	2.477	1.252
Метилциклогексан	3.684	1.585
1,1,3 триметилциклопентан	0.057	0.001
Этилциклопентан	0.105	0.038
Толуол	0.45	0.164
Н-октан	0.007	

При увеличении изопентана с 8% до 12 % масс. возрастает содержание пропан-бутановой фракции с 0.05% до 0.4%. Поэтому товарный изопентан необходимо отбирать боковым отбором из верхней секции К-1/1.

Максимальная производительность тарельчатого варианта разрезной колонны не превышает 36.6 т/ч. Лимитирует производительность разрезной колонны секция диаметром 2.6 м.

Поэтому предлагается в верхней части колонны К-1/1 заменить тарелки на насадку и организовать две секции по 3 метра и 5 метров с новыми насадочными элементами. В колонне К-1/2 организуется два слоя насадки по 4,5 метра. Общий объем насадки -90 м³. Остальные тарелки (колонн К-1/1, К-1/2) модернизируются. В этом случае максимальная производительность установки достигнет 60 т/час при получении изопентана марки «А» из сырья состава 2 .

Режим работы разрезной колонны (Данные 2):

Температура, °С	верха	47.85
	низа	86.5
дефлегматора		42.88
Давление, кгс/см ²	верха	2.2
	низа	2.38
Расход флегмы, т/ч		136.458
Расход питания, т/ч		60

В рассмотренных вариантах применения модернизированных колонн стабилизации для подготовки из головной фракции К-3 сырья каталитической изомеризации и получения товарного изопентана марки «А» производительность разрезной колонны зависит от состава головной фракции и меняется от 36.6 до 60 т/ч.

7.6. Технология производства пропеллента на Сургутском заводе стабилизации конденсата

Сургутский завод стабилизации газового конденсата является основным нефтеперерабатывающим при прямом РАО "Газпром" в Тюменской области. В настоящее время на Сургутский ЗСК поступает конденсат с Уренгойского и Ямбургского месторождений и нефть Уренгойского месторождения. В обозримой перспективе предполагается промышленное освоение газоконденсатных месторождений Северо-Уренгойского, Заполярного и некоторых других месторождений.

Сырье завода завод стабилизации газового конденсата является малосернистым, выделяющаяся в процессе его стабилизации широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ) практически не содержит сернистых соединений и, поэтому, является ценным сырьем с точки зрения получения пропеллента углеводородного для аэрозольных упаковок по ТУ 38.40116-92 (табл.7.6.), так как не потребует дальнейшей очистки готового продукта от сероводорода и меркаптанов, что сказывается на себестоимости.

Таблица 7.6. Газ углеводородный сжиженный очищенный по ТУ 38.40116-92

Наименование показателя	Норма по маркам		
	А	Б	В
1. Давление насыщенных паров, избыточное, при температуре плюс 20°С, Мпа	0.25±0.02	0.33±0.02	0.40±0.02
2. Массовая доля компонентов, %	0.5	0.5	0.5
этана, не более			
сумма пропана, бутана и изобутана, не менее	99.0	99.0	99.0
сумма пентанов, не более	0.5	0.5	0.5
3. Массовая доля сероводорода и меркаптановой серы, %, не более	0.0005	0.0005	0.0005
4. Массовая доля нелетучих веществ, %, не более	0.021	0.021	0.021
5. Массовая доля воды	отс.	отс.	отс.
6. Запах	соответ. запаху эталона	соответ. запаху эталона	соответ. запаху эталона

Поэтому актуальной задачей является разработка технологии производства пропеллента на действующей установке газоразделения Сургутского ЗСК [3, 4]. При этом необходимо обеспечить соблюдение ограничений, наложенных техническими условиями на содержание в готовом продукте углеводородов C_2 и C_5 и на давление насыщенных паров.

Конъюнктура рынка нефтепродуктов и нефтехимического сырья, а также взаимосвязь технологических установок и линий могут приводить и приводят к необходимости различной степени стабилизации поступающего на завод конденсата, следовательно и к различному составу широкой фракции легких углеводородов, которая является верхним продуктом колонны стабилизации и ее состав определяется режимом работы колонны стабилизации, в первую очередь флегмовым числом и температурным режимом. На Сургутском заводе в зависимости от приведенных выше факторов содержание углеводородов C_6 и выше в ШФЛУ может меняться от менее одного до более восьми процентов массовых.

В ходе исследований был рассмотрен режим работы установки стабилизации, принятый на заводе в настоящее время (табл. 7.7), при этом состав сырья завода- нефтегазоконденсатной смеси (НГК-смеси) был принят по заводским данным (табл. 7.8).

Таблица 7.7. Режим работы колонны стабилизации

Параметр	Значение
Давление верха, кгс/см ²	10.8
Давление низа, кгс/см ²	11.4
Температура верха, °С	53
Температура низа, °С	190
Флегмовое число	0.5
Число теоретических тарелок	22
Число действительных тарелок	38
Теоретическая тарелка питания	11
Тарелка питания	20

Таблица 7.8. Состав сырья установки стабилизации

Компоненты	Содержание, % масс.
1	2
Этан	0.89
Пропан	9.77
Изобутан	5.90
Н-бутан	8.77

Компоненты	Содержание, % масс.
1	2
Изопентан	6.61
Н-пентан	6.94
Н-гексан	2.63
2-метилпентан	2.96
Бензол	0.19
Циклогексан	4.08
Н-гептан	2.45
2-метилгексан	2.46
Толуол	1.05
Метилциклогексан	8.09
Н-октан	2.17
2-метилгептан	2.07
О-ксилол	0.47
Этилциклогексан	4.27
Н-нонан	1.20
2,2,3-триметилгексан	1.83
Метилстирол	0.79
Н-пропилциклогексан	2.87
1-нонен	0.08
C ₁₀ и выше	21.46
Сероводород и меркаптаны	отсут.
ИТОГО	100.00

В результате расчетов получены следующие составы потоков установки стабилизации (табл. 7.9).

Таблица 7.9 Составы продуктовых потоков установки стабилизации при тн.ст.=190°C, тв.ст.=53°C

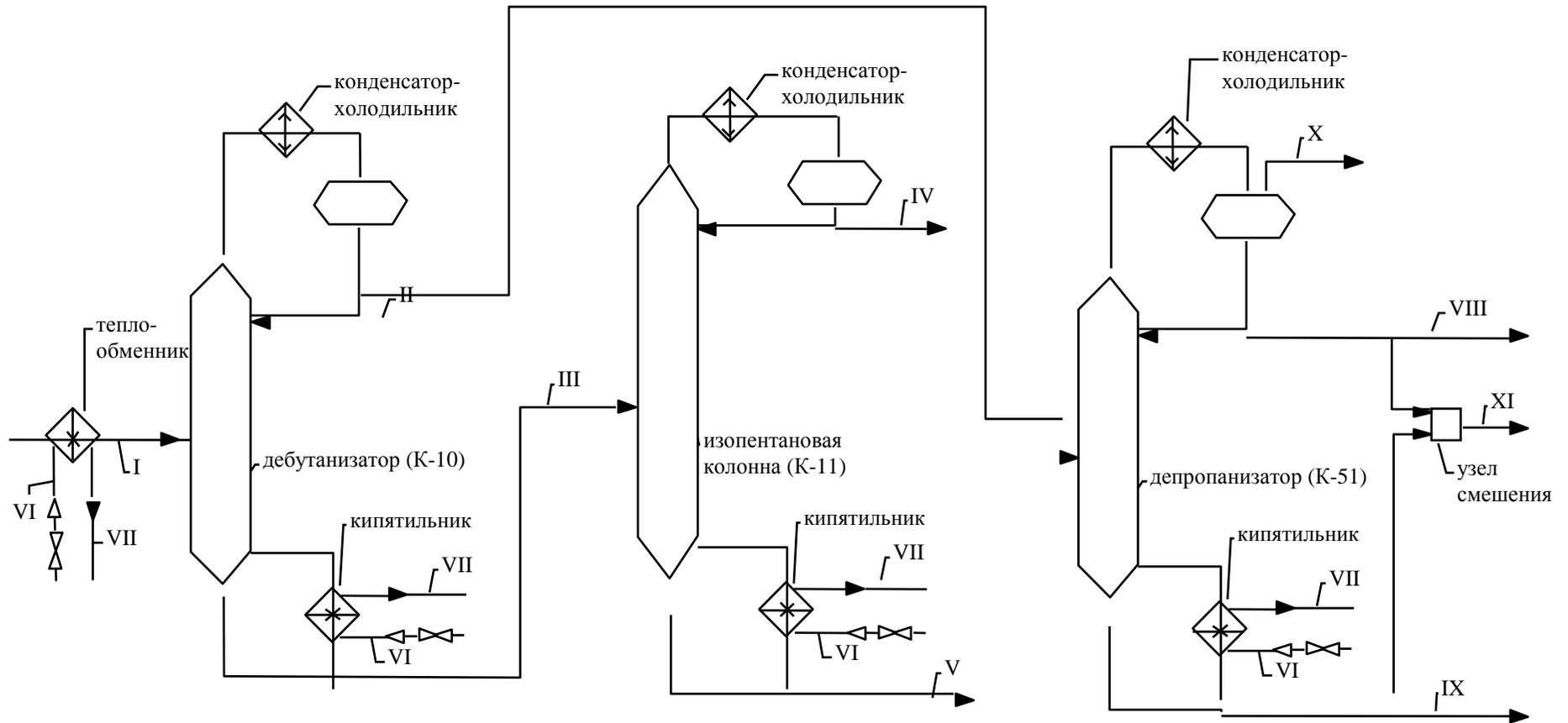
Показатели	Кубовый продукт	ШФЛУ	Топливный газ
Состав, % масс.:			
Этан	0.00	1.61	7.20
Пропан	0.00	29.03	49.77
Изобутан	0.25	21.26	18.14
н-бутан	1.65	29.90	19.63
изопентан	6.07	9.88	3.15
н-пентан	7.21	7.88	2.05

Показатели	Кубовый продукт	ШФЛУ	Топливный газ
С ₆ и выше	84.82	0.44	0.06
Итого	100.00	100.00	100.00
Выход от сырья, % масс.	71.9	20.2	7.9

В ходе дальнейших исследований были определены оптимальные режимы работы колонн установки газоразделения с получением следующих продуктов: изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494, пропеллента углеводородного марки А по ТУ 38-40116-92, пропановой фракции марки Б по ТУ 38.101490-79, изобутановой фракции марки А по ТУ 38.101492-79, фракции н-бутана по ТУ 38.101497-79, а также фракции н-пентан и выше как компонента бензина. Эти режимы представлены в табл. 7.10, а составы продуктовых потоков колонн в табл. 7.5. Принципиальная технологическая схема установки приведена на рис. 7.12.

Таблица 7.10. Режимы работы колонн установки газоразделения

Параметр	Дебутанизатор	Изопента Новая колонна	Депропаннизатор
Давление верха, кгс/см ²	10.7	3.0	17.0
Давление низа, кгс/см ²	11.3	3.5	17.5
Температура верха, °С	46.2	63.3	45
Температура низа, °С	125.8	78	100
Флегмовое число	1.5	14.43	3.5
Число теоретических тарелок	27	68	22
Число действительных тарелок	49	100	40
Теоретическая тарелка питания	14	33	13
	24	48	21



Потоки: I- ШФЛУ; II- пропан-бутановая фракция; III- пентан-гексановая фракция; IV- изопентановая фракция; V- н-пентан и выше; VI- греющий пар; VII- конденсат, VIII- пропановая фракция; IX- бутановая фракция; X- топливный газ; XI- пропеллент углеводородный.

Рис. 7.12. Принципиальная схема установки газоразделения Сургутского ЗСК

Таблица 7.11. Составы и количества продуктовых потоков установки газоразделения

Показатель	Дебутанизатор		Изопентановая колонна		Депропанизатор		
	Кубовый продукт	Верхний продукт	кубовый продукт	Верхний продукт	кубовый продукт	Верхний продукт	Топливный газ
Состав, % масс.:							
Этан	0.00	1.96	0.00	0.00	0.00	3.76	8.92
Пропан	0.00	35.39	0.00	0.00	0.66	91.63	88.81
Изобутан	0.00	25.92	0.00	0.01	39.88	4.14	2.08
н-бутан	0.13	36.42	0.00	0.26	58.97	0.47	0.19
	53.64	0.29	7.03	99.43	0.47	0.00	0.00
изопентан	43.74	0.02	87.96	0.30	0.02	0.00	0.00
н-пентан	2.49	0.00	5.01	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₆ и выше	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.0
Итого							
Выход от сырья, % масс.	18.0	82.0	49.5	50.5	61.5	28.5	10.0

Получение пропеллента. Как было сказано выше, пропеллент представляет собой смесь пропана и бутанов. Следовательно, для приготовления пропеллента необходимы рассчитанные количества бутановой фракции смешать с пропановой фракцией. При этом содержание углеводородов C₂ и C₅ должны удовлетворять требованиям технических условий.

В табл. 7.11 приведен расчетный состав пропеллента. При этом полученный пропеллент (табл. 7.12) удовлетворяет требованиям ТУ 38.40116-92 для марки А (табл. 7.7).

Таблица 7.12. Получение пропеллента путем смешения кубового и верхнего продуктов депропанизатора

Компоненты	Кг/ч	% масс
Верхний продукт	6224	11.8
Кубовый продукт	46558	88.2
Итого	52782	100.0

Таблица 7.13. Характеристика полученного пропеллента

Показатели	Значение
Состав, % масс.:	
Этан	0.44
Пропан	11.39
Изобутан	35.67
н-бутан	52.07
изопентан	0.41
н-пентан	0.02
C ₆ и выше	0.00
Итого	100.00
Давление насыщенных паров при 20 ⁰ С, избыточное, Мпа	0.248

В результате проведенных исследований доказана возможность производства пропеллента углеводородного марки А по ТУ 38.40116-92 на действующей установке газоразделения Сургутского ЗСК путем смешения кубового и верхнего продуктов депропанизатора в приблизительном массовом соотношении 88:12. Такое решение позволит расширить ассортимент готовой продукции завода и не потребует значительной реконструкции существующего оборудования.

Литература к разделу 7

1. Елизаров В.И., Мальковский П.А, Баглай В.Ф. и др. Получение товарного бутана и изобутана на Сургутском колоном оборудовании ЗСК. // Межвузовский тематический сборник научных трудов «Теплообменные процессы и аппараты химической технологии», Казань, 2000.- С. 197-200.
2. Минеев Н.Г., Мальковский П.А., Еланцев С.В., Баглай В.Ф. Выбор вариантов реконструкции бутановых колонн на основе расчетов по математической модели // Междунар. научн. конф. «Математические методы в технике и технологиях» (ММТТ-12). Тез. докл.. – Великий Новгород, 1999.
3. Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А., Дияров И.И. Технология производства пропеллента углеводородного на Сургутском заводе стабилизации конденсата. Межвузовский тематический сборник научных трудов «Массообменные процессы и аппараты химической технологии», Казань, 1998.- С. 38-45.

4. Дияров И.И, Ясавеев Х.Н., Мальковский П.А. и др. результаты моделирования процесса разделения стабильного газового конденсата на Сургутском ЗСК. // Межвузовский тематический сборник научных трудов «Массообменные процессы и аппараты химической технологии», Казань, 1998.- С. 207-213.
5. Мальковский П.А. Производство пропеллента, изобутана и н-бутана из широкой фракции легких углеводородов Уренгойского конденсата.: Автореф. дис. канд. техн. наук. Казань, 2001. – 22 с.

ГЛАВА 8

ПРОБЛЕМЫ И ПЕРСПЕКТИВЫ ЭНЕРГОСБРЕЖЕНИЯ В ПРОЦЕССАХ РАЗДЕЛЕНИЯ ВЕЩЕСТВ

Одним из самых энергоемких процессов разделения является ректификация. Как известно, за счет оптимизации режима и модернизации контактных устройств снижение расхода греющего пара в кипятильнике колонны даже на 10% дает экономический эффект в несколько миллионов рублей в год.

В данной главе приведен эксергетический метод термодинамического анализа промышленных установок. Рассмотрены основные способы экономии энергии при ректификации. Даны конкретные примеры модернизации ректификационных установок с целью снижения энергозатрат.

8.1. Теоретические основы экономии энергии. Эксергетический метод термодинамического анализа

Как известно, термодинамический анализ широко и плодотворно применяется для оценки энергетической эффективности технологических процессов. К настоящему времени разработана методика термодинамического анализа и, в частности, наиболее современного его варианта – эксергетического анализа (Дж. Гиббс, Ж. Гюи, А. Стодол, Ф. Бошнякович и другие исследователи). Наиболее последовательно этот метод развивается в работах В.М. Бродянского (Россия), Я. Шаргута (Польша) и В. Фратчера (Германия).

Существуют четыре группы способов уменьшения энергетических затрат в химических производствах [1]:

- 1) увеличение поверхностей аппаратов, времени протекания реакции, применением более активных катализаторов и т. п. Все эти способы позволяют приблизиться к равновесию на выходе из аппарата;
- 2) изменение технологического режима, оптимизация существующих производств, что не связано с изменением технологической схемы;
- 3) поиск новых, более совершенных технологических схем, возможно включающие подсистемы рекуперации вторичных энергоресурсов. Идеальным вариантом организации производства является энергообеспечение за счет экзотермических процессов;
- 4) применение совмещенных процессов, которые позволяют сократить не только энергетические затраты, но и капитальные.

Энергетическая эффективность производства определяется тем, насколько полно используется подаваемая извне и производимая внутри энергия, то есть насколько низки потери энергии.

Энергетические потери принято разделять на две группы с точки зрения их распределения:

- внешние, связанные с условиями взаимодействия системы с окружающей средой;
- внутренние, связанные с необратимостью любых реальных процессов, протекающих внутри системы.

Значения внешних и внутренних потерь вычисляют на основании первого и второго начала термодинамики, соответственно.

К внешним потерям относятся те, которые связаны с потерями через тепловую изоляцию; с продуктами, энергия которых не используется внутри системы, например с дистиллятом и кубовым остатком ректификационной колонны, охлаждающей водой и т. д.

Потери за счет необратимости протекания процессов проявляются вследствие конечных разностей температур и концентраций при массо- и теплообмене, смешения неравновесных потоков, гидравлического сопротивления и т.д. Снижение внутренних потерь путем уменьшения термодинамической необратимости процессов связано с уменьшением их движущей силы, а, следовательно, с ухудшением их технологических показателей (снижение выхода полезного продукта при химической реакции, степени извлечения компонента при его выделении из смеси и т.п.). Это противоречие является основой для термодинамической оптимизации, цель которой сводится к минимизации энергозатрат. Основу такой оптимизации составляет эксергетический метод, поскольку он позволяет выразить в одинаковых единицах (через эксергию) энергетическую ценность потоков энергии и вещества и учесть не только их количество, но и «качество». Под качеством потока понимается следующее [1]. «Высокопотенциальное» тепло в ходе любого процесса неизбежно превращается в «низкопотенциальное», то есть его температура снижается. Поэтому «низкопотенциальное» тепло всегда имеется в избытке, и приходится искать способы его рационального использования. Проблема состоит в экономии не просто энергии, а «высокопотенциальной» энергии, то есть в сохранении ее качества.

Эксергетический метод анализа позволяет оценить степень использования энергии, ее потери, а также получить распределение этих потерь по отдельным аппаратам производства, то есть выявить наименее эффективные из них. Эксергия системы определяется количеством энергии, которое может быть получено от системы или передано ей в результате обратимого перехода

системы из данного состояния в состояние полного термодинамического равновесия с окружающей средой. «Обратимый процесс» – процесс, который «без затрат» можно осуществить в противоположном направлении, то есть только за счет полученной в ходе прямого процесса полезной работы.

Согласно закону Гюи-Стодолы потери эксергии ΔE пропорциональны увеличению энтропии системы ΔS :

$$\Delta E = T_0 \Delta S, \quad (8.1)$$

где T_0 – температура окружающей среды.

В любом реальном процессе $\Delta S > 0$, что является одной из формулировок второго закона термодинамики. С точки зрения энергетики по-настоящему «осязаемым» результатом любого процесса является возрастание энтропии («производство» энтропии), а не затраты энергии. Отсюда следует и общий путь снижения энергетических затрат - уменьшение «производства» энтропии. Из этого закона следует множество приемов снижения энергетических затрат (потерь эксергии):

1. Необходимо увеличить поверхности тепло- и массообмена, время протекания реакции, либо использовать эффективные аппараты, имеющие более высокие коэффициенты тепло и массопередачи.
2. Замена веществ и материалов на альтернативные, имеющие другие свойства. Например, при нагревании любого вещества с заданной теплоемкостью от T_1 до T_2 возрастает энтропия

$$\Delta S = C_p \cdot \ln(T_2 / T_1) \quad (8.2)$$

и возрастают потери эксергии. Для уменьшения потерь следует заменить данное вещество на другое с меньшей теплоемкостью.

3. Отвод тепла реакции теплоносителями типа насыщенного водяного пара, которые затем будут отдавать тепло при фазовом переходе.
4. Вести процесс в аппаратах полного вытеснения, то есть без перемешивания исходных продуктов с продуктами реакции. В аппаратах полного смешения перемешивание приводит к потере движущей силы и сопровождается соответствующим ростом энтропии.
5. Газожидкостные реакторы противоточного типа выгоднее прямоточных, так как в последних движущая сила распределена крайне неравномерно.

Необходимость уменьшения движущей силы для снижения энергозатрат следует дополнить требованием о равномерности движущей силы. Это положение было развито В.М. Платоновым применительно к процессам ректификации [2]. Потери эксергии являются функцией площади между рабочей и равновесной линиями. При равновесии даже в одной точке средняя движущая сила равна в пределе нулю и габариты аппарата бесконечно велики.

Поэтому если изменить технологию так, чтобы движущая сила стала более равномерной (рис. 8.1), то это позволит не только снизить потери эксергии (уменьшив площадь между рабочей и равновесной линиями), но и увеличить среднюю движущую силу процесса. Следовательно, уменьшаются не только энергетические, но и капитальные затраты. Технические приемы, приводящие к уменьшению или к выравниванию движущих сил сводятся к переходу на схемы с вводом и выводом потоков вещества и энергии по зонам аппаратов, а в пределе с непрерывным подводом и отводом тепла и вещества.

Использование эксергетического анализа основано на составлении эксергетического баланса потоков системы, куда включаются физическая и химическая составляющие, соответственно:

$$E_1 = \Delta H - T_0 \Delta S, \quad (8.3)$$

$$E_2 = \sum_i \Delta \mu_i N_i. \quad (8.4)$$

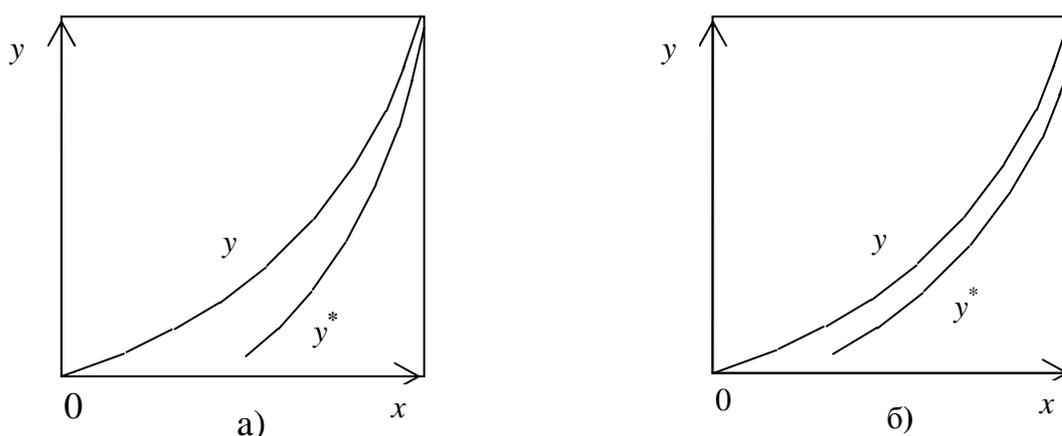


Рис. 8.1. Рабочая (y) и равновесная (y^*) концентрации при неравномерной (а) и равномерной (б) движущей силе процесса.

В обратимом процессе сумма эксергий потоков, подведенных к системе $\sum E^+$, равна сумме эксергий потоков, отведенных от системы $\sum E^-$. КПД обратимого процесса будет равен:

$$\eta_e = \sum E^- / \sum E^+ = 1. \quad (8.5)$$

В любом реальном процессе вследствие необратимости $\sum E^- < \sum E^+$, соответственно:

$$\eta_e = \sum E^- / \sum E^+ < 1, \quad (8.6)$$

$$\text{или } \eta_e = 1 - (\Delta E / \Sigma E^+), \quad (8.7)$$

где $\Delta E = \Sigma E^+ - \Sigma E^-$.

Из последнего уравнения видно, что значение η_e зависит не только от потерь эксергии, но и от ее абсолютных значений. В итоге нередко $\eta_e \rightarrow 1$, так как абсолютные значения эксергии несоизмеримо выше потерь, даже несмотря на то, что последние достаточно велики [3]. Поэтому более целесообразен расчет так называемых «целевых» КПД [4, 5]:

$$\eta'_e = \Sigma \Delta E_{\text{ПР}} / \Sigma \Delta E_{\text{ЗАТР}}, \quad (8.8)$$

где $\Sigma \Delta E_{\text{ЗАТР}}$ – затраченная эксергия, то есть убыль некоторых ее видов; $\Sigma \Delta E_{\text{ПР}}$ – произведенная в ходе процесса эксергия, то есть прирост некоторых ее видов.

8.2. Способы экономии энергии при ректификации

Ректификация является потенциально термодинамически обратимым процессом, то есть затраты на разделение при реальном процессе ректификации могут быть сделаны как угодно близкими к минимальной работе разделения, соответствующей обратимой ректификации. Эта минимальная работа, которая оценивает затраты непосредственно на процесс разделения [6], составляет незначительную долю от общих затрат энергии [7] в реальном процессе. Основные потери эксергии возникают вследствие термодинамической необратимости [8], то есть из-за:

- конечной движущей силы между теплоносителем и кипящей жидкостью в кубе;
- конечной разности температур и концентраций между потоками в колонне в точке ввода сырья и потоком сырья;
- конечной и неравномерной движущей силы массопередачи.

Принципиальное устранение указанных потерь возможно лишь при обратимом ведении процесса, анализ которого выполнен в работах [9-13], а главный принцип – исчерпывание в каждой секции только одного компонента – защищен авторским свидетельством [14]. Обратимую ректификацию характеризует также подвод и отвод тепла по всей высоте бесконечно большой колонны для обеспечения фазового равновесия во всех ее сечениях, что требует в пределе бесконечно больших капитальных затрат.

Знание принципов обратимой ректификации привели к разработке энергоэкономичных ректификационных схем-комплексов с обратимым смешением потоков [9, 10, 14] и со связанными тепловыми потоками.

Промышленные комплексы с обратимым смешением потоков могут иметь только один дефлегматор и один кипятильник, установленные в точках получения крайних по летучести компонентов разделяемой смеси (рис. 8.2, в). Показано [8], что при выделении о-ксилола из четырехкомпонентной смеси его изомеров и этилбензола применение упомянутого комплекса, позволяет снизить затраты энергии на 30%, а при разделении смеси хлорметанов – почти вдвое.

В работе [15] был исследован более широкий класс ректификационных комплексов со связанными тепловыми потоками, частным случаем которых являются комплексы с обратимым смешением потоков. Особенностью комплексов со связанными тепловыми потоками в отличие от комплексов с обратимым смешением потоков является наличие буферных обменных секций (секция между точками вывода продуктов 2 и 3 на рис. 8.2, в). В этих секциях потоки пара и жидкости равны между собой.

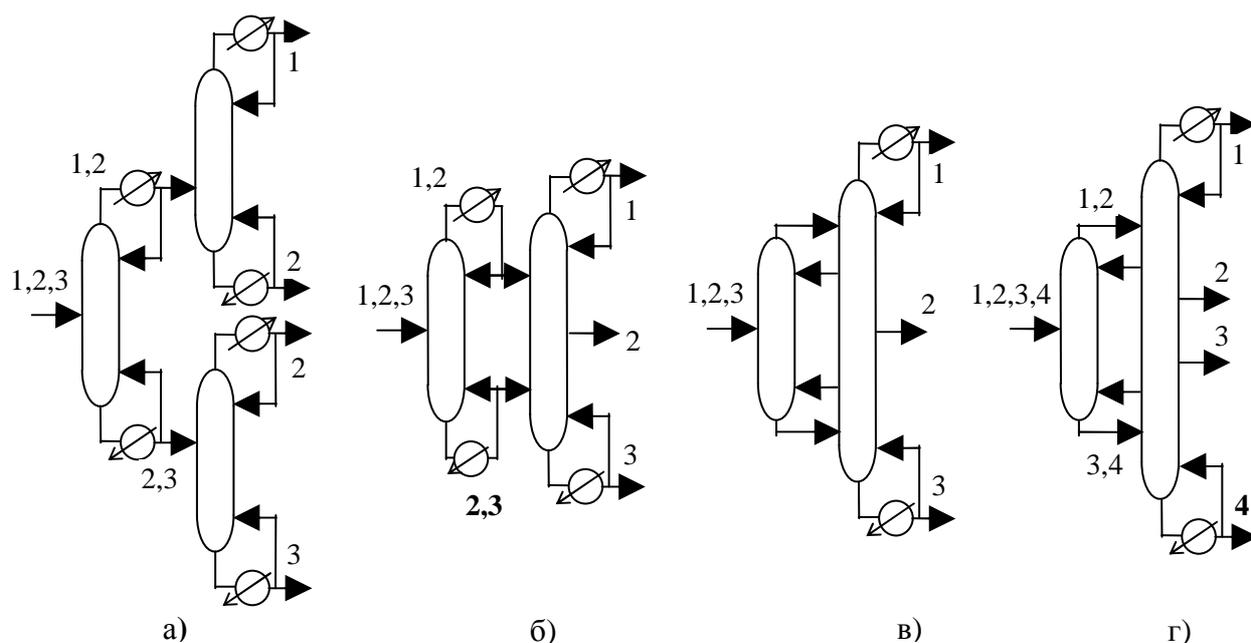


Рис. 8.2. Ректификационные комплексы с обратимым смешением потоков (а-в) и со связанными тепловыми потоками (г)

Комплексы со связанными тепловыми потоками использовались:

- в установках газофракционирования для разделения смеси н-С₄, изо-С₄, н-С₅ и изо-С₅ [15];
- в установках ректификации бензинов [16].

В указанных примерах использование схемы со связанными тепловыми потоками позволяют уменьшить затраты тепла по сравнению с их затратами при обычной схеме вдвое.

Колонны с выносными отпарными секциями (рис. 8.3), и колонны с выносными укрепляющими секциями следует классифицировать как комплексы с частично связанными тепловыми потоками [17].

Тепло можно экономить путем подогрева и частичного испарения исходной смеси перед подачей ее в колонну (рис. 8.4) [1]. В данной схеме эффективно рекуперируется тепло паров дистиллята и тепло конденсата.

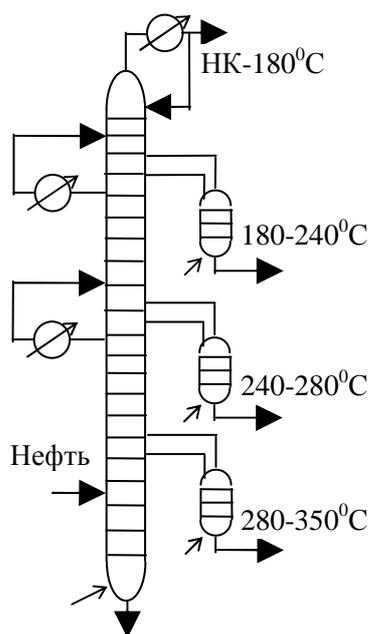


Рис. 8.3. Промышленный ректификационный комплекс с частично связанными тепловыми потоками с боковыми отпарными секциями

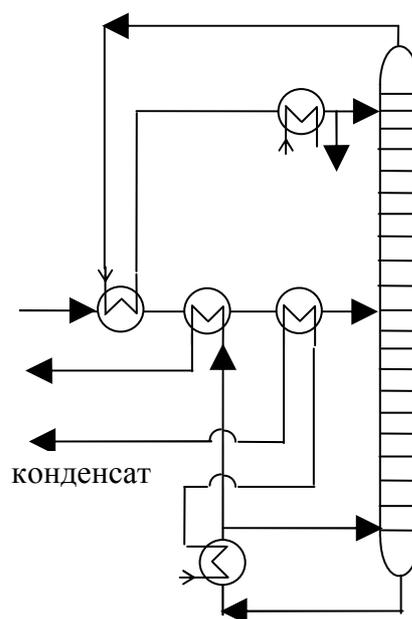


Рис. 8.4. Схема ректификации с предварительным испарением исходной смеси

Одним из способов снижения энергозатрат при ректификации является также создание производств на основе принципа совмещения, и, в частности, с использованием совмещенных реакционно-ректификационных процессов [18].

8.3. Повышение производительности и эффективности массообменных колонн

Основными источниками энергосбережения при ректификации являются: снижение флегмового числа за счёт повышения КПД колонны, использование тепла паров верха колонны, применение комплексов со связанными тепловыми

потоками (минимизация энергозатрат), совмещенные (с абсорбцией, экстракцией и химической реакцией) процессы, рекуперация тепла и холода, снижение гидравлического сопротивления колонн, изменение последовательности разделения смеси, АСУТП [19, 20].

Рассмотрим основные пути снижения энергозатрат процессов разделения смесей при проведении процессов ректификации:

1. Минимальная реконструкция КУ (контактных устройств) в ряде случаев может снизить энергозатраты на 5-10%. В качестве минимальной реконструкции массообменных тарелок можно отметить следующие изменения и дополнения в конструкциях:

- секционирование потоков;
- изменение формы и высоты перегородок;
- установка отбойников;
- организация второй зоны контакта фаз;
- оптимизация свободного сечения КУ.

Минимальная реконструкция характеризуется малыми затратами средств и может быть выполнена в течение нескольких дней во время капитального ремонта установки.

2. Оптимизация режимов работы может дать снижение энергозатрат до 10-30%. Такими мероприятиями являются:

- оптимизация флегмового числа в зависимости от расхода и состава питания;
- оптимизация давления, при котором проводится процесс разделения;
- для некоторых типов контактных устройств поддерживать нагрузку по сырью, которая обеспечит наивысшую эффективность этих тарелок.

3. Оптимизация технологической схемы особо актуальна при разделении многокомпонентных смесей, когда применяют несколько связанных колонн. Снижение энергозатрат может достигнуть 20-60%. При оптимизации обычно решаются следующие задачи:

- выбор тарелок питания;
- организация по высоте ректификационной колонны подвода и отвода тепла;
- ввод питания в виде пара с предыдущей колонны, т.е. организация парциального дефлегматора в ней.

4. Одним из эффективных, но дорогостоящих мероприятий является замена внутренних устройств на новые КУ (последующая экономия энергоресурсов до 30-50%):

- тарелки с двумя зонами контакта фаз (комбинированные);
- нерегулярные насадки;

- регулярные (упорядоченные) насадки;
- вихревые КУ;
- КУ с нестационарным взаимодействием фаз и др.

Следует отметить, что в последние годы устаревшие барботажные тарелки часто меняются на новые высокоэффективные насадки. Это обеспечивает кроме снижения энергозатрат на единицу продукции существенное повышение производительности массообменных колонн.

5. Очень перспективным является направление совмещения различных процессов в одном аппарате [18, 21]. Например: реакционно-массообменные процессы могут обеспечить снижение используемого тепла до 70-80% за счет использования тепла химической реакции и. т. д.

6. Рекуперация тепла продуктов разделения.

ОАО “Казаньоргсинтез” совместно с сотрудниками Казанского государственного энергетического и технологического университетов, а также ИВЦ «Инжехим», в течение ряда лет занимаются разработкой вариантов модернизации установок разделения на заводе “Этилен” и других производствах. При разработке технических решений рассматриваются как варианты минимальной реконструкции контактных устройств и технологических схем, так и замена устаревших насадок и тарелок на новые элементы. Выполнен большой объем работ по расчету процессов разделения смесей на установках ЭП-60(2), Э-100 и Э-200 [22-27].

В связи с возросшим спросом на полиэтилен появилась необходимость увеличения мощности установок газоразделения на заводе “Этилен”. В настоящее время на установках газоразделения используются тарельчатые аппараты с клапанными, колпачковыми и ситчатыми контактными устройствами, которые в большинстве случаев не рассчитаны на значительное повышение производительности. Поэтому для решения задач модернизации установок газоразделения выполнены гидравлические и технологические расчеты работы массотеплообменных колонн для процессов ректификации, хемосорбции и водной отмывки пирогаза. В результате анализа и диагностики работы колонн при проектной, существующей и увеличенной нагрузках рассмотрены различные варианты реконструкции контактных устройств. Предложены технические решения по реконструкции и даны рекомендации по ведению технологического процесса.

Для увеличения предельных нагрузок по жидкой фазе предложено организовать вторую зону контакта фаз в межтарельчатом пространстве колонн с клапанными или ситчатыми тарелками, а также изменить плоскую форму приемной планки на выпуклую.

Увеличение производительности и эффективности массообменных тарелок обеспечивается специальными конструкциями переливных устройств, которые создают вторую зону контакта фаз. Переливы не доходят до основания нижележащей тарелки и имеют снизу отражательную пластину, которая распределяет жидкость в межтарельчатом пространстве в виде пространственной пленки, струй и капель. Контакт газа или пара с жидкостью происходит сначала в барботажном слое на тарелке, а затем в межтарельчатом пространстве.

Для создания второй зоны контакта фаз выполнен расчет гидродинамических характеристик трубчатых контактных устройств. Трубчатые контактные устройства устанавливаются в отверстия под клапанами (клапаны удаляются) в последнем ряду у сливной планки, что обеспечивает дополнительный слив жидкости с верхних тарелок на нижние.

Кроме увеличения производительности по жидкой фазе предложенный вариант реконструкции обеспечивает повышение эффективности массопередачи за счет дополнительного контакта пара в межтарельчатом пространстве с пленками, струями и каплями жидкости, которые образуются за счет установки трубчатых контактных устройств. Это обеспечивает до 300-400 м² дополнительной межфазной поверхности в колоннах, что эквивалентно установке двух-трех дополнительных клапанных тарелок.

Для тех случаев, когда при увеличении нагрузки унос жидкости выше допустимого предела, разработаны варианты реконструкции колонн путем замены тарелок на новые высокоэффективные регулярные и нерегулярные насадки (глава 5).

Разработанные нерегулярные насадки за счет дополнительной турбулизации газового (парового) потока увеличивают эффективность массообмена. Размеры насадочных элементов 15-50 мм, удельный свободный объем 0,9-0,95, удельная поверхность 100-300 м²/м³. Конструктивные характеристики насадки выбираются для каждой колонны в зависимости от условий проведения процесса.

Преимущества реконструкции колонн путем замены тарелок на высокоэффективные насадки:

- большой интервал устойчивости работы колонны по пару и жидкости;
- высокая эффективность массопередачи;
- низкое гидравлическое сопротивление;
- возможность проведения процесса при меньшем флегмовом числе, что дает возможность снизить расход греющего пара в кипятильнике колонны и расход охлаждающего теплоагента в дефлегматоре.

Даже при минимальном варианте реконструкции колонн установки Э-200 экономия греющего пара составляет около 3 Гкал/час.

Предложены технические решения по модернизации узла газоразделения ЭП-60 (2) с целью увеличения мощности оборудования этиленового и пропиленового потоков.

Установлено, что наиболее рациональным является вариант реконструкции колонного и основного оборудования при повышении производительности на 20% от проектной.

В качестве примера рассмотрим более подробно работу узла деметанизации ЭП-60 (2).

В деметанизаторе С-107 совмещен процесс ректификации и абсорбции. В качестве абсорбента используется пропан-пропиленовая фракция куба деэтанизатора С-108. Содержание этилена в МВФ выше проектной и достигает 4,6 % масс. При увеличении на 20 % нагрузки по пирогазу унос жидкой фазы с тарелок верхней секции деметанизатора возрастает до 13,6% и эффективность тарелок верхней секции снижается до 0,227. Рассмотрено влияние температуры пирогаза в С-107; температуры и расхода инъекции куба деэтанизатора С-108 в С-107; температуры орошения в С-107 на содержание этилена в метано-водородной фракции и метана в кубовом продукте С-107. Расход пирогаза составлял 24854 кг/час.

Снижение температуры пирогаза на входе в С-107 (рис. 8.5, 8.6) с $(-51)^{\circ}\text{C}$ до $(-71)^{\circ}\text{C}$ приводит к уменьшению содержания этилена в метано-водородной фракции с 4,07% масс. до 3,6% масс.; содержание метана в кубовом продукте С-107 уменьшается с 0,12% масс. до 0,0315% масс. Изменение температуры пирогаза в С-107 с $(-51)^{\circ}\text{C}$ до $(-71)^{\circ}\text{C}$ приводит к увеличению тепловой нагрузки на кипятильник Н-125 с 1340040 ккал/час до 1807897 ккал/час. Поэтому температура пирогаза на входе в С-107 необходимо поддерживать на уровне $(-60 \div -63)^{\circ}\text{C}$.

На рис. 8.7 рассмотрено влияние температуры инъекции куба С-108 из Н-131 на содержание этилена в метано-водородной фракции и метана в кубовом продукте С-107. Снижение температуры инъекции из Н-131 с $(-70)^{\circ}\text{C}$ до $(-90)^{\circ}\text{C}$ приводит к снижению содержания этилена в метано-водородной фракции с 4,45% масс. до 3,73% масс.; содержание метана в кубе повышается с 0,0127% масс. до 0,0672% масс.

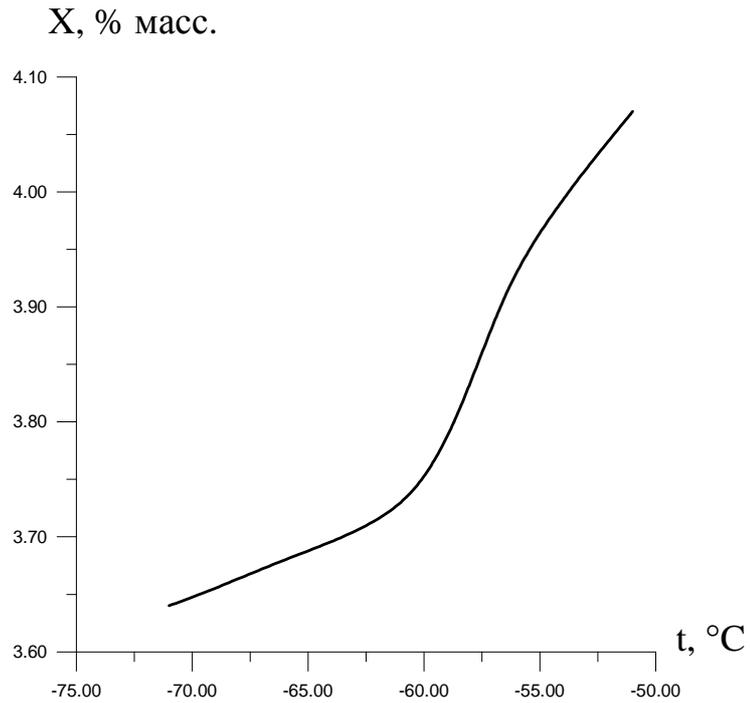


Рис. 8.5. Влияние температуры пирогаза в С-107 на содержание этилена в метано-водородной фракции

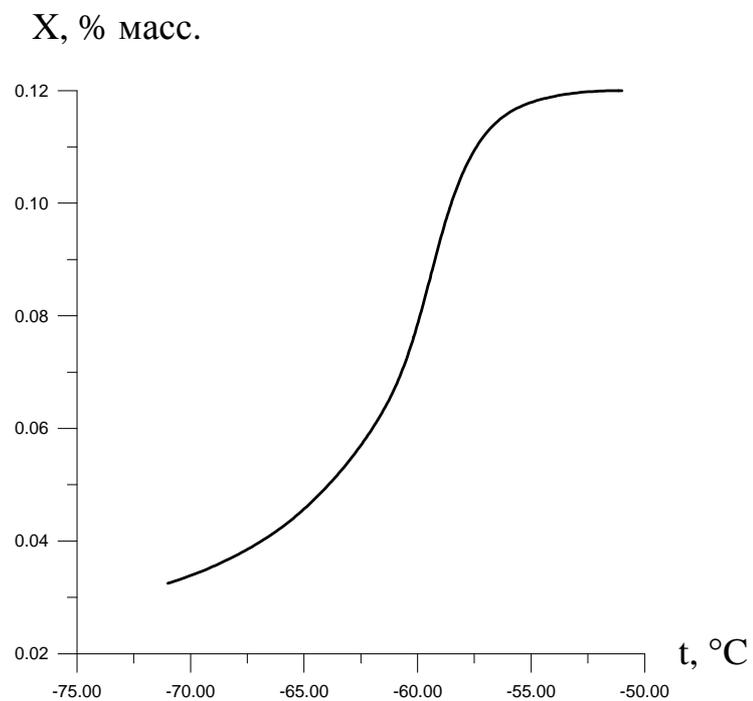


Рис. 8.6. Влияние температуры пирогаза в С-107 на содержание метана в кубовом продукте колонны

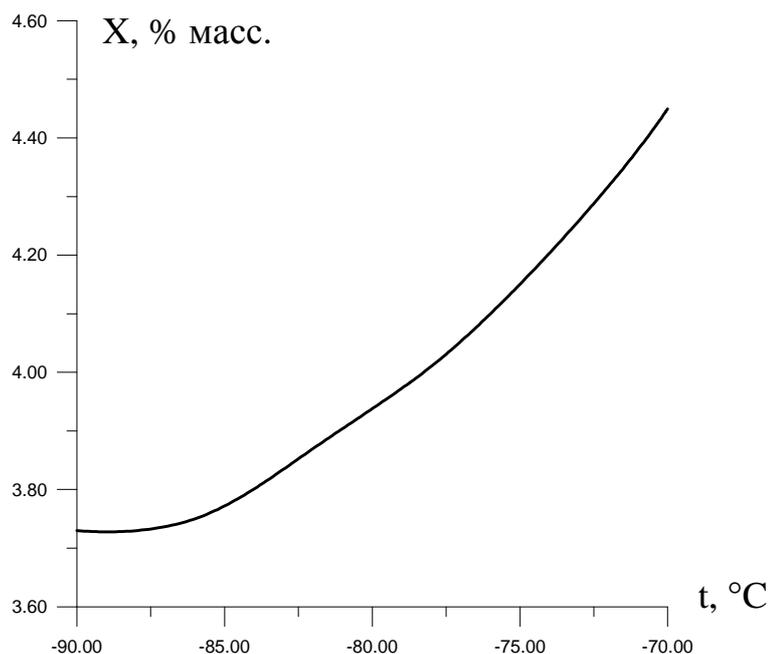


Рис. 8.7. Влияние температуры инъекции куба С-108 из Н-131 на содержание этилена в метано-водородной фракции С-107

На рис. 8.8-8.10 показано влияние расхода инъекции из куба С-108 на разделение пирогаза в С-107 (расход орошения С-107 поддерживался 11000 кг/час). Снижение расхода инъекции с 6530 кг/час до 1030 кг/час приводит к повышению содержания этилена в МВФ с 3,73 до 8,65% масс.; содержание метана в кубовом продукте С-107 снижается с 0,0672% масс. до 0,0056% масс.

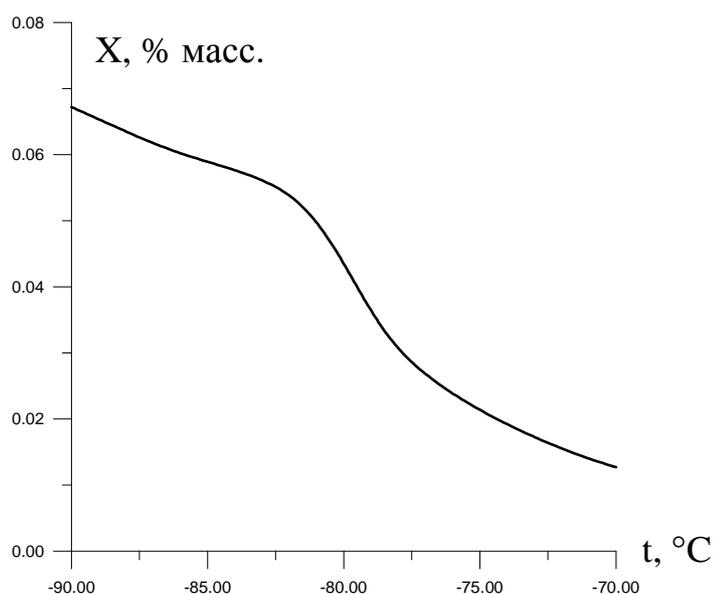


Рис. 8.8. Влияние температуры инъекции куба С-108 из Н-131 на содержание метана в кубовом продукте колонны С-107

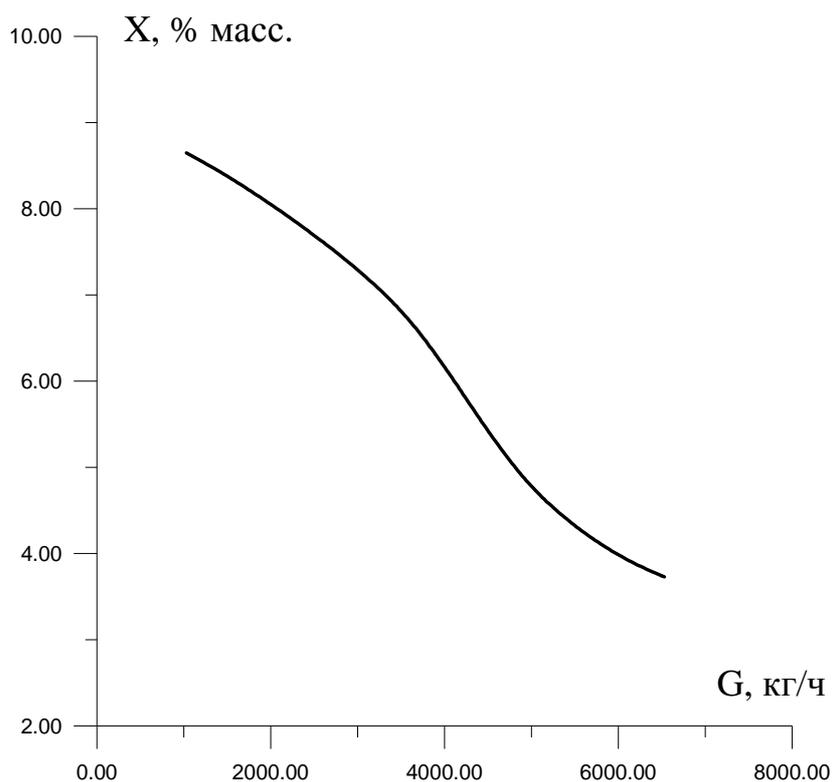


Рис. 8.9. Влияние расхода инъекции из С-108 на содержание этилена в метано-водородной фракции из С-107

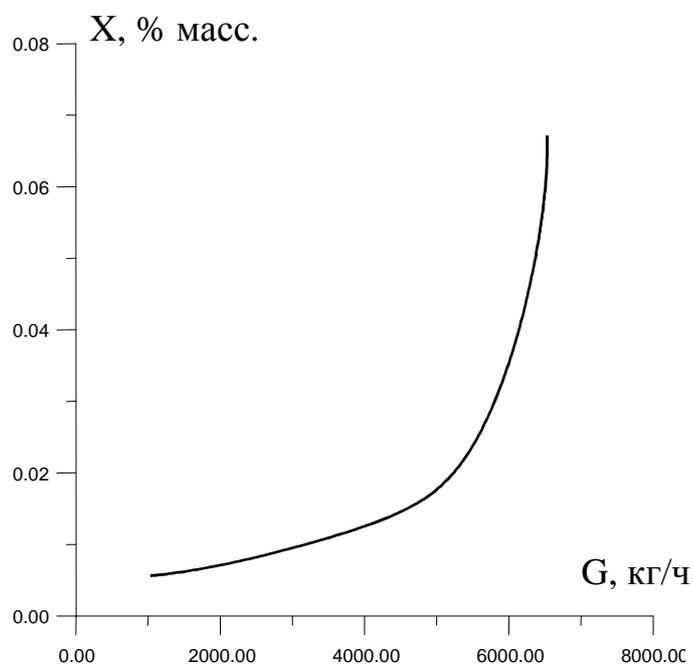


Рис. 8.10. Влияние расхода инъекции из С-108 на содержание метана в кубовом продукте С-107

Снижение температуры орошения С-107 с $(-82)^{\circ}\text{C}$ до $(-92)^{\circ}\text{C}$ (рис.8.11) приводит к уменьшению содержания этилена с 6,88% масс. до 3,1% масс.

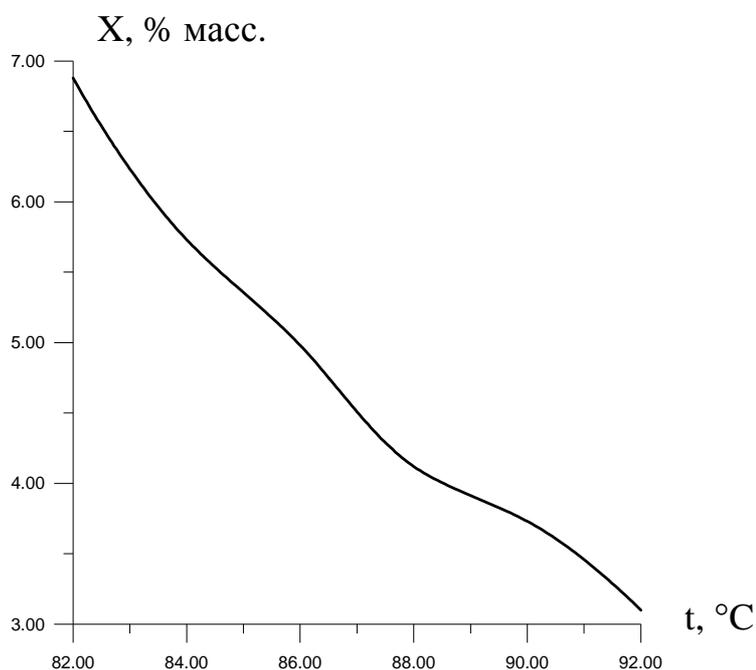


Рис. 8.11. Влияние температуры орошения в С-107 на содержание этилена в метано-водородной фракции

Исследовано влияние номера тарелки питания на процесс разделения в колонне С-107. Результаты расчета показывают, что оптимальной для ввода питания в С-107 является 22 тарелка. Снижение зоны ввода питания приводит к повышению содержания этилена в МВФ и метана в кубовом продукте С-107.

Рассмотренные изменения технологического режима процесса разделения в действующей колонне С-107 не позволяют достичь значительного снижения потерь этилена с МВФ. Необходима реконструкция деметанизатора С-107. На основе выполненных расчетов предлагаются следующие технические решения по реконструкции. В верхней секции колонны С-107 диаметром 914 мм тарелки демонтируются и заменяются неупорядоченной насадкой “Инжехим-2000”. Насадка неупорядоченная, мелкая (35x35), изготавливается путем штамповки из нержавеющей тонкого листа. Высота слоя 3,5 м. Двухпоточные тарелки нижней секции колонны С-107 с 1 по 22 (считая с низа колонны) снабжаются десятью (5 устройств на каждый поток) дополнительными переливными устройствами. Дополнительно предлагается повысить эффективность теплообменника Н-126 за счет установки аппарата очистки от масляных аэрозолей в этиленовом холодильном цикле. Реализация данных изменений конструкции колонны и установка аппарата очистки от масляных

аэрозолей в этиленовом холодильном цикле позволят увеличить разделительную способность и снизить потери этилена с МВФ. По результатам расчета после реконструкции потери этилена с метано-водородной фракцией снижаются до 2,24% масс., т.е. почти в 2 раза [27].

Для снижения тепловой нагрузки на теплообменники деэтанизатора требуется повысить эффективность процесса разделения в С-108. Это позволит уменьшить расход орошения и снизить энергозатраты на разделение смеси. Предлагается минимальная реконструкция колонны С-108, которая заключается в установке на тарелках колонны дополнительных переливных устройств. Дополнительные переливные устройства образуют вторую зону контакта фаз в колонне и позволяют повысить эффективность разделения смеси в С-108. Расход флегмы сокращается на 9,7% по сравнению с расходом орошения до реконструкции.

Товарный этилен на ЭП-60 (2) получают при разделении смеси в разрезной ректификационной колонне. Разрезная колонна для разделения этан-этиленовой фракции состоит из двух колонн С-109, С-110, соединенных последовательно.

В связи с тем, что при увеличении нагрузки на 20% переливные устройства колонны работают на пределе и унос жидкости с тарелок выше тарелки питания превышает 10%, предлагается реконструкция контактных устройств колонны.

Необходимо увеличить пропускную способность колонн С-109, С-110 по жидкой фазе и снизить унос жидкой фазы с тарелок колонны.

Для повышения эффективности и увеличения пропускной способности по жидкой фазе предлагается установить вдоль сливной планки 10 дополнительных сливных устройств.

Снижение уноса обеспечивается увеличением относительного свободного сечения тарелки с 8,27% до 12% высверливанием в полотне тарелки дополнительных отверстий.

Реализация данных конструктивных изменений приводит к снижению уноса и повышению разделительной способности тарелок колонн С-109, С-110 до 0,54.

В результате расчетов установлено, что при увеличенной нагрузке на ЭП-60 (2) до 73880 т/год этилена (на 20% от проектной) и получении товарного пропилена с содержанием C_3H_6 не ниже 99,8% об. не требуется реконструкция колонн С-106, С-112 и С-115 с теплообменным оборудованием. При повышении нагрузки лимитирующими являются колонны С-116 и С-117 и теплообменное оборудование этих колонн. Данные аппараты не справляются с повышенными нагрузками и необходима их модернизация. Рассмотрено два варианта модернизации этих колонн.

Первый вариант предполагает минимальную реконструкцию тарелок колонн. Для повышения эффективности и увеличения пропускной способности по жидкой фазе предполагается установить на каждой тарелке вдоль сливной планки 10 дополнительных сливных устройств. После предлагаемой реконструкции при получении пропилена с содержанием C_3H_6 не ниже 99,5% концентрация пропилена в кубе С-116 составляет от 16,7 % до 24,9% об. в зависимости от расхода питания. Результаты расчета показывают, что теплообменное оборудование колонн С-116, С-117 справляется с проектной и увеличенной нагрузкой за счет снижения флегмового числа с 9,9 до 8,7.

Для снижения содержания пропилена в кубовом продукте С-117 второй вариант реконструкции колонны, который предполагает замену тарелок С-116, С-117 на неупорядоченную насадку “Инжехим - 2000”. Для колонн С-116 и С-117 требуется изготовить 115 м^3 новой насадки, а также оросители, опорные решетки и перераспределители фаз. Это позволит увеличить эффективность разделения разрезной колонны С-116, С-117 и значительно повысить предельную нагрузку колонн с существующим теплообменным оборудованием.

Применение насадки позволяет получить товарный пропилен с содержанием C_3H_6 не ниже 99,5% об., при этом концентрация пропилена в кубе не превышает 9% об. в диапазоне нагрузок по питанию С-116, С-117 с 6,87 до 8,2 т/ч.

Повышение качества товарного пропилена до 99,8% об. C_3H_6 и увеличение нагрузки на С-116, С-117 до 8,2 т/ч приводит к возрастанию содержания пропилена в кубовом продукте С-116 с 9,8% об. до 21,3% об. за счет снижения флегмового числа с 10 до 9, так как теплообменное оборудование разрезной колонны не справляется с возросшей тепловой нагрузкой. Замена Н-165, Н-167, Н-168, Н-169 на теплообменники большей поверхности позволит получить товарный пропилен с содержанием C_3H_6 не ниже 99,8 об., при этом содержание пропилена в кубовом продукте С-116 не превышает 15% об. В таблице 8.1 представлены требуемые поверхности теплообменников. По результатам расчета максимальная нагрузка на разрезной насадочный вариант колонны С-116, С-117 при получении товарного пропилена с содержанием 99,8% об. C_3H_6 составляет 10,6 т/ч. Требуемая поверхность теплообменников для максимальной нагрузки представлена в таблице 8.2 .

Таблица 8.1. Получение пропилена с содержанием 99,8 % об. (нагрузка на С-116, С-117 8,2 т/ч)

Наименование параметра	Н-165	Н-167	Н-168	Н-169
Площадь поверхности установки, м ²	556	165,4	57,6	230,4
Площадь поверхности требуемая, м ²	691	186,9	69,64	319,24
Тепловая нагрузка, ккал/ч	5956756	471856	312759,3	609116,3

В таблице 8.2 представлены необходимые поверхности теплообмена для максимальной нагрузки.

Таблица 8.2. Максимальная нагрузка 10,6 т/ч

Наименование параметра	Н-165	Н-167	Н-168	Н-169
Площадь поверхности установки, м ²	556	165,4	57,6	230,4
Площадь поверхности требуемая, м ²	852,6	230,5	85,72	386,3
Тепловая нагрузка, ккал/ч	7386777	585972,3	388406,6	756305,4

На основе полученных результатов можно сделать следующие выводы. Минимальная реконструкция контактных устройств и замена тарелок на насадку позволяют значительно повысить эксплуатационные характеристики массообменных колонн и могут успешно применяться при проектировании и модернизации аппаратов разделения.

8.4. Снижение энергозатрат и модернизация тепломассообменной установки в производстве изопрена-мономера

Снижение удельных расходов сырья, топлива, теплоты и электрической энергии можно достигнуть путем модернизации действующего оборудования, машин и механизмов и оптимизацией режимов работы энергетических и технологических установок.

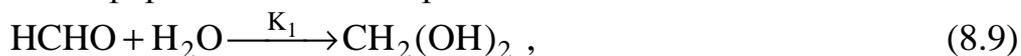
Тепломассообменные установки для проведения процессов разделения совмещенных с химической реакцией широко применяются в технологии производств различных веществ [28, 29]. Достоинством совмещенного

реакционно-теплообменного процесса в одном аппарате являются компактность технологической схемы разделения и снижение энергозатрат.

Разработанная математическая модель (см. главу 3) используется при диагностике и реконструкции промышленных колонных аппаратов. Проведено моделирование режимов работы колонны КТ-33 завода ИМ-2 АО «Нижекамскнефтехим» [30-36]. Технологическая схема колонны представлена на рис. 8.12. Колонна предназначена для разделения трехкомпонентной смеси метанол-формальдегид-вода на метанол-водную и формальдегид-водную фракции. Большие колебания нагрузки по питанию на колонну приводят к неустойчивой работе контактных устройств колпачковой тарелки. При больших нагрузках (свыше 32 т/ч) происходит увеличение перепада давления, а также температуры, приводящей к увеличению скорости химических реакций. Загрязнение смеси метанол-формальдегид-вода продуктами химической реакции (муравьиной кислотой) ухудшает качество разделения в колонне. Поэтому, важной задачей является расширение диапазона устойчивой работы колпачковых тарелок путем их модернизации или замены на новые контактные устройства.

На каждой тарелке колонны КТ-33 протекают следующие химические реакции:

– реакция гидратации формальдегида с образованием метиленгликоля:



– реакция формальдегида с метанолом (с образованием гемиформала):



В кислой среде при повышенной температуре протекает реакция формальдегида с водой с образованием муравьиной кислоты и метанола (реакция Канниццаро-Тищенко):



Константы химических реакций (8.9)-(8.12) приведены в работах [37, 38] в форме уравнений Аррениуса. Как отмечают исследователи, порядок химических реакций (8.9)-(8.12) равен единице.

Рассмотрены варианты реконструкции, позволяющие увеличить производительность колонны КТ-33 до 40 т/ч при выполнении требований по качеству получаемого формальдегида.

Известно, что колпачковые тарелки характеризуются большим градиентом жидкости, что приводит к неравномерной работе отдельных рядов колпачков и перераспределению потока газа. Выравнивать профиль скорости паров в колонне можно за счет уменьшения свободного сечения у колпачков,

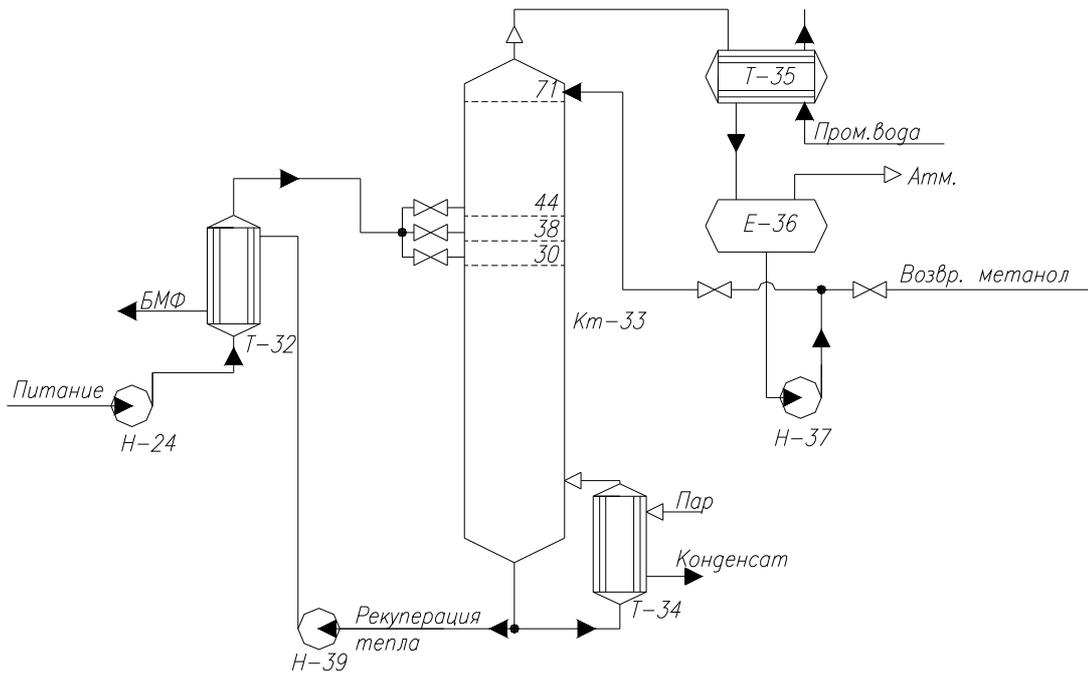


Рис. 8.12. Технологическая схема колонны

расположенных у сливной планки. Для этого у этих колпачков предлагается прикрыть металлической полосой (кольцом) верхнюю часть прорезей (рис. 8.13). Данный вариант модернизации позволит повысить высоту столба жидкости над открытой прорезью,

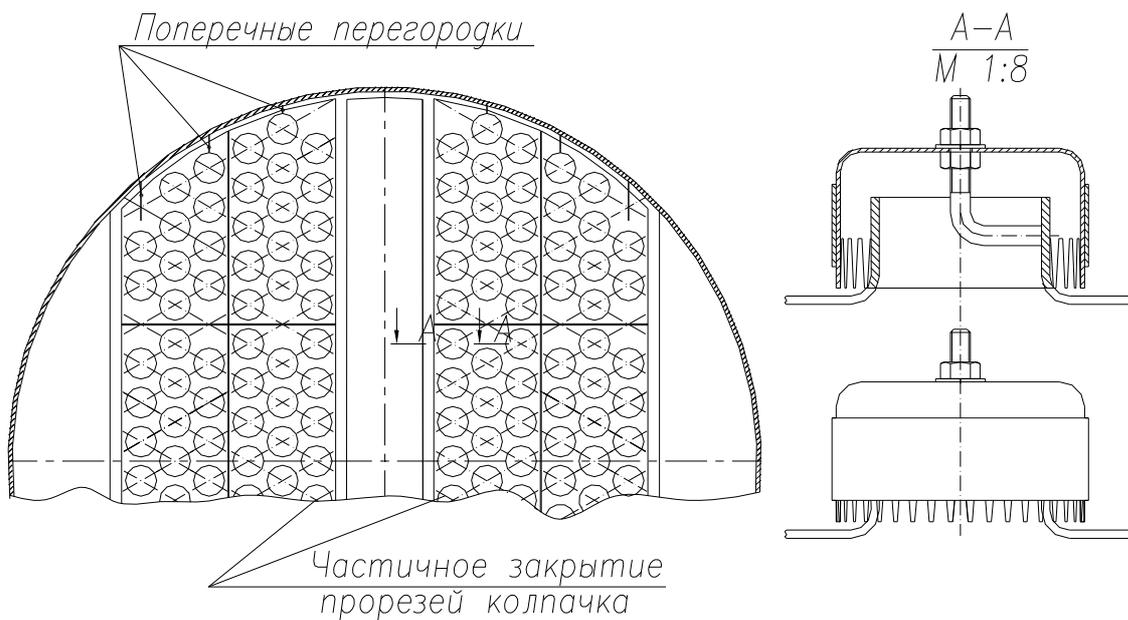


Рис. 8.13. Реконструкция колпачковой тарелки

что вызовет частичное перераспределение паров на колпачки в центре и у приемной планки. В результате тарелка будет работать более равномерно и эффективность разделения повысится на 5-10%.

Исследования поля скоростей жидкости в диаметральном сечении тарелки показывают, что существует область повышенных скоростей течения, прилегающих к боковым стенкам царги (байпас) [39]. Это объясняется перераспределением потока из-за наличия колпачков, создающих дополнительное гидравлическое сопротивление потоку жидкости, и малого сопротивления пристеночной зоны. Байпас жидкости уменьшает эффективность разделения. Чтобы избежать байпаса, необходимо установить поперечные перегородки у стенок колонны [39] (рис. 8.14).

Первый вариант минимальной модернизации тарелок колонны КТ-33 заключается в установке перегородок у царги колонны и выравнивании профиля парового потока за счет уменьшения свободного сечения в колпачках, расположенных у сливной планки.

Второй вариант минимальной реконструкции заключается в установке перегородок у царги колонны и замене одного ряда колпачков у сливной планки на ударные распылители (рис. 8.15).

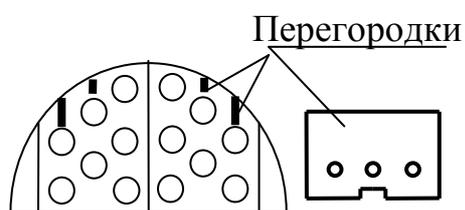


Рис. 8.14. Схематическое изображение модернизированной тарелки с перегородками



Рис. 8.15. Трубчатый ударный распылитель жидкой фазы

Результаты математического моделирования колонны при нагрузке по питанию 40 т/ч, а также технические требования приведены в табл. 8.3. Предложенные варианты реконструкции колпачковых тарелок позволяют увеличить интервал устойчивой работы и разделительную способность при повышенных нагрузках колонны (см. табл. 8.3).

Для подвода тепла в куб КТ-33 используется термосифонный кипятильник.

Из-за наличия в кубовом продукте муравьиной кислоты происходит коррозия материала кипятильника и его приходится менять на новый. Термосифонный кипятильник относится к испарителям с естественной циркуляцией. Циркуляция в аппаратах подобного типа осуществляется под действием разности плотности жидкости, поступающей в кипятильник из куба

колонны и жидкости, с содержащимися в ней пузырьками пара, которая возвращается в колонну.

Таблица 8.3.

	По техническому заданию, % масс.		Данные действующей колонны, % масс.				Данные первого варианта реконструкции, % масс.				Данные второго варианта реконструкции, % масс.			
	ДИСТИЛЛЯТ		Дис-тиллят		Куб		Дис-тиллят		Куб		Дис-тиллят		Куб	
		куб	выполнено	расчет	выполнено	расчет	выполнено	расчет	выполнено	расчет	выполнено	расчет	выполнено	расчет
Муравьиная Кислота		<0.5			нет	>0.5			да	0.34			да	0.25
Формальдегид	<6		нет	>6			да	5.69			да	5.68		
Метанол		<0.5			нет	>0.5			да	0.24			да	0.19

При разработке модели термосифонного испарителя приняты следующие допущения:

- режим кипения кубового продукта в трубках кипятыльника пузырьковый;
- температура в кубе колонны соответствует температуре кипения кубового продукта;
- плотность теплового потока постоянная по высоте трубок кипятыльника.

В трубное пространство кипятыльника поступает кубовая жидкость из КТ-33, а в межтрубном пространстве конденсируется насыщенный водяной пар.

Определяется средняя разность температур теплоносителей:

$$\Delta T_{\text{ср.}} = T_{\text{гр.п.}} - T_{N+1}, \quad (8.13)$$

где $T_{гр.п.}$, T_{N+1} – температура конденсации греющего водяного пара и температура кипения кубового продукта, К.

Коэффициент теплоотдачи от водяного пара, конденсирующегося на наружной поверхности труб высотой H находится по формуле [40]:

$$\alpha_1 = 1,21 \cdot \lambda_1 \sqrt[3]{\rho_1 \cdot r_1 \cdot g / (\mu_1 \cdot H \cdot q)}, \quad (8.14)$$

где λ_1 – коэффициент теплопроводности пленки воды, стекающей по трубам, Вт/(м·К); r_1 – теплота конденсации водяного пара, Дж/кг; ρ_1 – плотность конденсата водяного пара, кг/м³; $g = 9,81$ м/с² – ускорение свободного падения; μ_1 – коэффициент динамической вязкости конденсата водяного пара, Па·с; q – плотность теплового потока от конденсирующегося пара к гексановой фракции, Вт/м².

Коэффициент теплоотдачи α_2 к кипящей в трубах жидкости при вынужденном или свободном движении двухфазного потока определяется из выражений [41]:

$$\alpha_2 = \alpha_w \left(\frac{4\alpha_w + \alpha_q}{5\alpha_w - \alpha_q} \right), \quad (8.15)$$

$$\alpha_q = 780 \frac{\lambda_2^{1.3} \rho_2^{0.5} \rho_n^{0.06} q^{0.6}}{\delta_2^{0.5} r_2^{0.6} \rho_{n,0}^{0.66} c_2^{0.3} \mu_2^{0.3}}, \quad (8.16)$$

$$\alpha_w = \frac{Nu_f \cdot \lambda_2}{d}, \quad Nu_f = 0.023 \cdot Re_f^{0.8} \cdot Pr_f^{0.4} \left(Pr_f / Pr_w \right)^{0.25}; \quad (8.17)$$

где α_q – коэффициент теплоотдачи, вычисляемый по зависимостям для пузырькового кипения; α_w – коэффициент теплоотдачи, определяемый по формулам конвективного теплообмена однофазной жидкости; λ_2 – коэффициент теплопроводности кубового продукта при температуре куба, Вт/(м·К); ρ_2, ρ_n – плотность кубового продукта и пара при температуре куба, кг/м³; δ_2 – коэффициент поверхностного натяжения, Н/м; r_2 – теплота испарения кубового продукта, Дж/кг; c_2 – теплоемкость кубового продукта, Дж/кг; μ_2 – коэффициент динамической вязкости кубовой жидкости, Па·с.

Можно выделить три характерные области теплоотдачи:

- $\alpha_q / \alpha_w \leq 0.5$, общий коэффициент теплоотдачи определяется факторами вынужденной конвекции ($\alpha_2 = \alpha_w$);
- $\alpha_q / \alpha_w > 2$, общий коэффициент теплоотдачи зависит только от интенсивности парообразования ($\alpha_2 = \alpha_q$);
- $0.5 < \alpha_q / \alpha_w < 2$, область, в которой действуют оба фактора и теплоотдача выражается зависимостью (8.16).

Коэффициент теплопередачи для испарителя рассчитывается по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{CT} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (8.18)$$

где $\sum r_{CT}$ – сумма термических сопротивлений загрязнений на трубах теплообменника и термического сопротивления труб, $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$.

Требуемая площадь поверхности теплообменника находится из основного уравнения теплопередачи:

$$F = \frac{Q_R}{K \Delta T_{cp}}, \quad (8.19)$$

где Q_R – тепловая нагрузка испарителя, Вт.

Расчет теплопередачи производится итеративным методом до достижения равенства тепловых потоков со стороны трубного и межтрубного пространства.

Критическая удельная тепловая нагрузка, при которой пузырьковое кипение переходит в пленочное, определяется по формуле:

$$q_{кр} = 0.14 \cdot r_2 \sqrt{\rho_n} \sqrt[4]{g \sigma_2 \rho_2}, \quad (8.20)$$

где ρ_n – плотность образующегося при кипении пара, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Гидравлический расчет циркуляционного контура кожухотрубного кипятильника. Расчетная схема подсоединения кипятильника к колонне показана на рис. 8.16.

Для нормальной работы циркуляционного контура необходимо выполнение условия [42]:

$$\Delta P_{дв.} = H_{ж.} \cdot \rho_{ж.} \cdot g - H_{п.ж.} \cdot \rho_{п.ж.} \cdot g > \Delta P, \quad (8.21)$$

где $\Delta P_{дв.}$ – перепад давления за счет которого производится перемещение парожидкостного потока из кипятильника в колонну, Па; ΔP – потери давления на участке ABCDE (рис. 8.16), Па.

Потеря давления циркулирующего потока складывается из потери давления на участках АВ, ВС, СД, ДЕ:

$$\Delta P = \Delta P_{AB} + \Delta P_{BC} + \Delta P_{CD} + \Delta P_{DE} + \Delta P_3, \quad (8.22)$$

где ΔP_{AB} , ΔP_{BC} – сопротивление движению однофазной жидкости:

$$\Delta P_{AB} = \xi_{тр.} \cdot \frac{L_{AB}}{d} \cdot \frac{\omega_{AB}^2 \rho_2}{2} + \sum \xi_M \cdot \frac{\omega_{AB}^2 \rho_2}{2}, \quad (8.23)$$

где ω_{AB} – скорость жидкости на участке АВ, м/с; d, L_{AB} – диаметр и длина участка АВ; $\xi_{тр.}$ – коэффициент трения, вычисляется в зависимости от значения критерия Рейнольдса [42]:

$$Re = \frac{d\omega\rho_2}{\mu_2} \quad (8.24)$$

– ламинарный поток в круглой трубе $Re < 2100$; $\frac{L}{d} > 0,0575 \cdot Re$

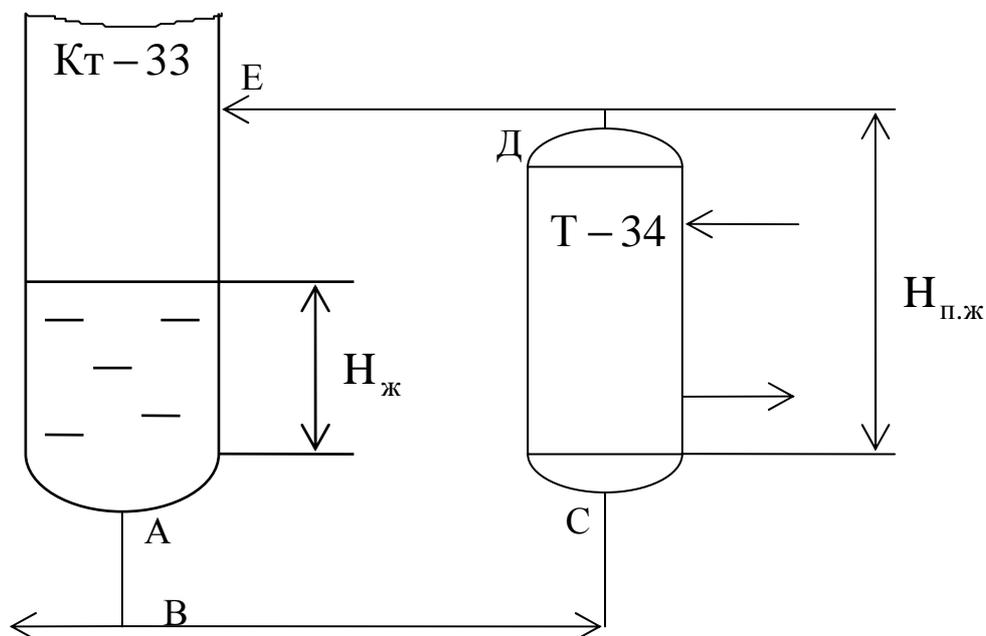


Рис. 8.16. Схема подсоединения кипятильника

$$\xi_{тр.} = \frac{64}{Re} \quad (8.25)$$

– турбулентный поток в круглой трубе при $Re > 2100$

$$\frac{2}{\sqrt{\xi_{тр}}} = 4,06 \lg\left(\frac{Re}{2} \sqrt{\xi_{тр}}\right) - 0,6 \quad (8.26)$$

– турбулентный поток в круглой трубе при $3 \cdot 10^3 \leq Re \leq 3 \cdot 10^6$

$$\xi_{тр.} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} \quad (8.27)$$

$\Sigma \xi_M$ – сумма коэффициентов местного сопротивления.

Аналогично находится сопротивление участка трубы ВС

$$\Delta P_{BC} = \xi_{тр.} \frac{L_{BC}}{d} \frac{\omega_{BC}^2 \rho_2}{2} + \Sigma \xi_M \frac{\omega_{BC}^2 \rho_2}{2} \quad (8.28)$$

где ω_{BC} – скорость жидкости на участке ВС, м/с.

Плотность двухфазного потока пар-жидкость определяется по уравнению [41]:

$$\rho_{п.ж.} = \rho_{п} (1 - R_{ж}) + \rho_{ж} R_{ж} \quad (8.29)$$

Объемная доля жидкости $R_{ж}$ находится по аналитической интерпретации графика из [42] в зависимости от параметра:

$$X = \left(\frac{L}{G} \right)^{0.9} \left(\frac{\rho_{п}}{\rho_{ж}} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{п}} \right)^{0.1} \quad (8.30)$$

где L , G – количество пара и жидкости в парожидкостной смеси, кг/ч.

Для определения сопротивления двухфазного потока на участках СД и ДЕ используется уравнение методики Мартинелли [43]:

$$\Delta P_{СДЕ} = \Delta P_{СД} + \Delta P_{ДЕ} = \Phi^2 (\Delta P'_{СД} + \Delta P'_{ДЕ}), \quad (8.31)$$

где $\Delta P'_{СД}$, $\Delta P'_{ДЕ}$ – сопротивление однофазного жидкого потока на тех же участках, рассчитываются по зависимостям приведенным выше; Φ – параметр, определяемый по аналитической интерпретации графика из [43] в зависимости от параметра X .

Сопротивление, вызванное различной скоростью движения фаз парожидкостной смеси на участке СДЕ определяется по уравнению [42]:

$$\Delta P_3 = \frac{1}{g} \left[\frac{(L')^2}{R_{ж} \rho_{ж}} + \frac{(G')^2}{(1 - R_{ж}) \rho_{п}} - \frac{(L' + G')^2}{\rho_{ж}} \right], \quad (8.32)$$

где L' и G' – соответственно количество жидкой и паровой фаз, проходящих через поперечное сечение трубопровода от теплообменника к колонне, кг/(м²с).

Массовая доля пара, образующееся в трубах кипятильника находится по зависимости [43]:

$$X = X_{вх} + \frac{\pi d q}{G_{см} \cdot r_2} \cdot H \cdot n_{тр}, \quad (8.33)$$

где $G_{см}$ – массовый расход жидкости в кипятильник, кг/с; $X_{вх}$ – входная массовая доля пара, $X_{вх} = 0$; $n_{тр}$ – число труб кипятильника.

По данным Александрова И.А. [42] при нормальной работе термосифонного кипятильника максимальное значение массовой доли пара не превышает 0,25.

Моделирование работы испарителя и его реконструкция. На основе разработанных выше алгоритмов расчета, реализованных на ЭВМ, проведено моделирование режимов работы термосифонного испарителя Т-34. Расчетные и измеренные параметры технологического процесса удовлетворительно согласуются между собой.

На рис. 8.17 показано влияние уровня куба КТ-33 на работу термосифонного испарителя. Циркуляция парожидкостного потока через кипятильник нарушается при снижении уровня куба КТ-33 до 30%.

Отсутствие циркуляции через Т-34 приводит к снижению средней разности температур теплоагентов из-за накопления в кипятильнике тяжелых фракций вследствие выкипания более легких фракций. Это приводит к резкому снижению эффективности теплопередачи и возрастанию требуемой площади поверхности теплообмена.

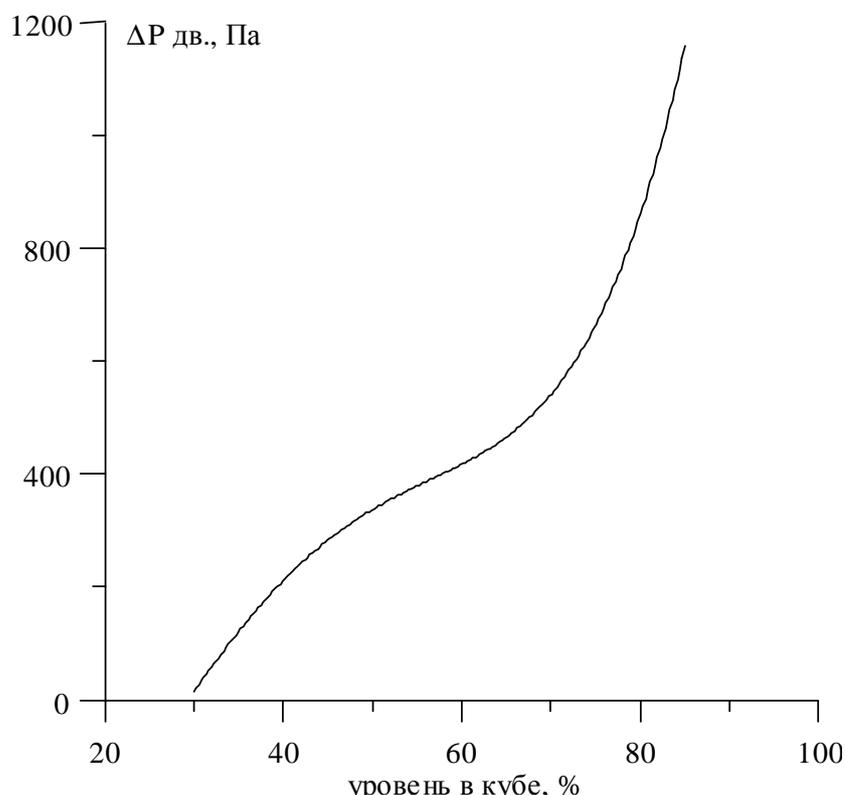


Рис. 8.17. Влияние уровня жидкости в кубе колонны Кт-33 на перепаддавления $\Delta P_{дв}$, обеспечивающий циркуляцию через кипятильник колонны

Рассмотрен вариант модернизации куба Кт-33, который позволяет поддерживать достаточный уровень жидкости для стабильной работы циркуляционного контура термосифонного испарителя, при колебании нагрузки по питанию колонны.

Для этого предлагается две нижние тарелки заменить глухой тарелкой 1 с зоной прохода пара и сливным устройством (рис. 8.18).

В кубовой части колонны устанавливаются две вертикальные перегородки (рис. 8.18), которые привариваются к корпусу колонны и разделяют кубовую часть на две зоны. Перегородка 4 обеспечивает гидрозатвор, а перегородка 3, высота которой соответствует 70% уровня куба, позволяет разделить зону циркуляции и зону отбора кубового продукта. Для

обеспечения полной циркуляции кубового продукта через испарители необходимо предусмотреть наклонную перегородку 2.

Увеличение скорости парожидкостной смеси в трубках кипятильника с 0,08 м/с до 0,12 м/с обеспечивает увеличение коэффициента теплоотдачи α_2 с 1075 до 1125 Вт/(м²К) и снижение времени нахождения смеси в зоне повышенной температуры. Это дополнительно позволит снизить количество муравьиной кислоты в получаемом на Кт-33 формальдегиде, циркуляционном контуре и позволит продлить срок эксплуатации кипятильника за счет снижения коррозии.

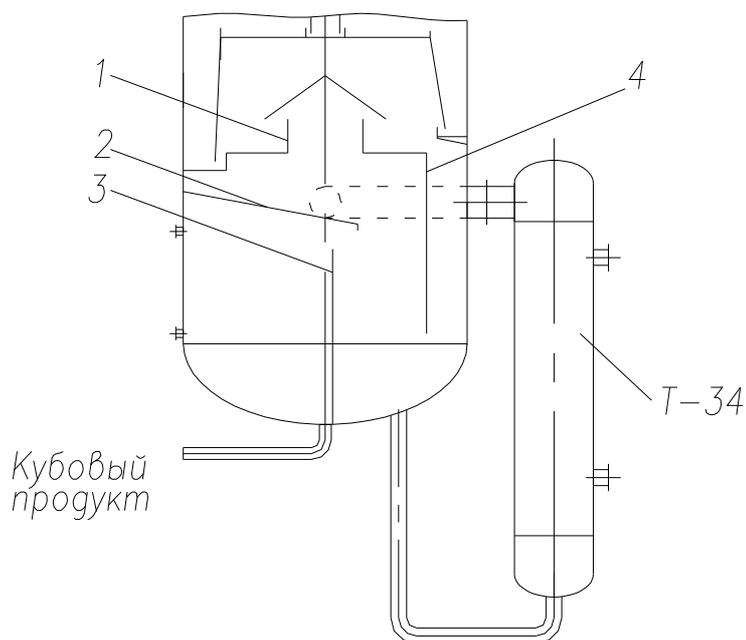


Рис. 8.18. Реконструкция кубовой части колонны

Разработанные варианты реконструкции колонны Кт-33 позволяют снизить флегмовое число с 7.4 до 5.1. Это приведет к экономии до 30% греющего пара.

Литература к главе 8

1. Лейтес И.Л., Сосна М.Х., Семенов В.П. Теория и практика химической энерготехнологии. – М.: Химия, 1988. – 280 с.
2. Лейтес И.Л., Платонов В.М. // Хим. пром. – 1984. – №8. – С. 450-455.
3. Карпова Ю.Г. Термодинамическое исследование абсорбционных процессов очистки газов от двуокси углерода. Дисс... канд. тех. наук. – М.: ГИАП, 1972. – 132 с.
4. Карпова Ю.Г., Лейтес И.Л. // Газ. пром. – 1971. – №10. – С. 33-36.

5. Лейтес И.Л., Дымов В.Е., Карпова Ю.Г. // ТОХТ. – 1976. – Т.10. – №5. – С. 678-690.
6. Платонов В.М., Жванецкий И.Б. // ТОХТ. 1980. – Т.14. – №5. – С. 3-5.
7. Fratzcher W., Michalek K. // Hungarian of Ind. Chem. Veszprvem. – 1978. – V.6. – P. 163-174.
8. Платонов В.М., Петлюк Ф.Б. // Хим.пром. – 1982. – №8. – С. 488-491.
9. Петлюк Ф.Б., Платонов В.М., Славинский Д.М. // Хим. прм. – 1965. – №3. – С.206-209.
10. Платонов В.М., Берго Б.Г. Разделение многокомпонентных смесей. М.: Химия, 1965. – 280 с.
11. Петлюк Ф.Б., Платонов В.М. // Хим. прм. – 1964. – №10. – С.723-26.
12. Платонов В.М. // ТОХТ. – 1976. – Т.10. – №5. – С. 601-604.
13. Петлюк Ф.Б. // ТОХТ. – 1978. – Т.12. – №3. – С. 329-335.
14. Петлюк Ф.Б., Платонов В.М. Авт. свид. 187728; Бюл. Изобрет., 1966, №21.
15. Петлюк Ф.Б., Платонов В.М., Аветьян В.С. // Хим. прм. – 1966. – №11. – С. 865-870.
16. Ямпольская М.Х., Киевский В.Я. В кн.: Моделирование процессов ректификации для оптимального проектирования производств нефтепереработки и нефтехимии. М.: ЦНИИТЭНэфтехим. 1981, С. 51.
17. Платонов В.М., Петлюк Ф.Б., Жванецкий И.Б. // Химия и технология топлив и масел, 1971. – №3. – С. 35-39.
18. Серафимов Л.А., Тимофеев В.С., Писаренко Ю.А., Солохин А.В. Технология основного органического синтеза. Совмещенные процессы. – М.: Химия, 1993. – 416 с.
19. Григорян Л.Г., Шафрановский Е.Л., Прохоренко Ф.Ф. и др. Проблемы и перспективы ректификации в нефтепереработке // Тез. докл. VI Всероссийской конф. По теории и практике ректификации. – Северодонецк, 1991. – С.23-29.
20. Петлюк Ф.Б. Энергосбережение в ректификационных установках // Тез. докл. VI Всероссийской конф. По теории и практике ректификации. – Северодонецк, 1991. – С.30-32.
21. Серафимов Л.А., Писаренко Ю.А., Тимофеев В.С. Реакционно-массообменные процессы: проблемы и перспективы ТОХТ. – 1993. – Т.27. – №1. – С. 4-13.
22. Кудряшов В.Н., Черевин В.Ф., Мухитов И.Х. и др. Энергосбережение при проведении процессов разделения: повышение производительности и эффективности массообменных колонн // Материалы конф. «Энергосбережение в химической технологии 2000». – Казань, 2000. – С. 35-41.

23. Габутдинов М.С., Мухитов И.Х., Лаптев А.Г. и др. Модернизация колонного оборудования установки газоразделения “Этилен-200” с использованием отечественных эффективных устройств // Тез. докл. VI конф. По интенсификации нефтехим. Процессов “Нефтехимия-96”, Нижнекамск, 1996. – С. 147-148.
24. Габутдинов М.С., Черевин В.Ф., Лаптев А.Г. и др. Модернизация массообменных колонн с использованием высокоэффективных нерегулярных насадок // Тез. докл. V-й междунар. конф. кибернетики хим.-техн. процессов (КХТП-V-99), Казань. 1999. – С. 137-138.
25. Габутдинов М.С., Черевин В.Ф., Мухитов И.Х. и др. Реконструкция массообменных колонных аппаратов установки газоразделения пирогаза // Межвуз. темат. сб. научн. тр. “Массообменные процессы и аппараты химической технологии”, Казань, 1997. – С. 21-25.
26. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Данилов В.А. и др. Реконструкция массообменных колонных аппаратов на АО “Казаньоргсинтез” // Тез. докл. Всерос. науч. конф. “Теория и практика массообменных процессов хим. технол.” (Марушкинские чтения). Уфа, 1996. – С. 112-113.
27. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Данилов В.А. Моделирование и реконструкция дегидризатора в производстве этилена // Тез. докл. Межд. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях» (ММТТ-14), Т.6. Смоленск, 2001. – С. 30.
28. Астарита Дж. Массопередача с химической реакцией. – Л.: Химия, 1971.
29. Серафимов Л.А., Тимофеев В.С., Писаренко Ю.А., Солохин А.В. Технология основного органического синтеза. Совмещенные процессы. – М.: Химия, 1993. – 416 с.
30. Лаптев А.Г., Данилов В.А., Минеев Н.Г., Карпеев С.В. Математическое моделирование массообменно-реакционного процесса и реконструкция тарельчатой колонны // Тематич. сб. науч. тр. Вестника “Тепломассообменные процессы и аппараты хим. технологии” КГТУ. Казань, 1998. – С. 53-59.
31. Лаптев А.Г., Данилов В.А., Минеев Н.Г., Карпеев С.В. Моделирование реакционно-ректификационного процесса разделение смеси формальдегид-метанол-вода в тарельчатой колонне // Тез. Докл. V-й междунар. Конф. по интенсификации нефтехимических процессов «Нефтехимия-99». Нижнекамск, 1999. – Т. 2. – С. 187-188.
32. Лаптев А.Г., Данилов В.А., Минеев Н.Г., Карпеев С.В. Метод потарелочного расчета реакционно-ректификационного процесса в колонных аппаратах // Научная сессия КГТУ. Казань, 2000. – С. 79.
33. Лаптев А.Г., Данилов В.А., Минеев Н.Г., Карпеев С.В. Моделирование и

- расчет совмещенных процессов в ректификационных колоннах // Тез. докл. 13-й Междунар. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях» (ММТТ- 2000). г. Санкт- Петербург, 2000. – Т.3. – С. 100-102.
- 34.Карпеев С.В., Лаптев А.Г., Данилов В.А., Минеев Н.Г. Метод потарелочного расчета массооменно-реакционного процесса в колонных аппаратах // Тематич. сб. науч. тр. Вестника «Тепломассообменные процессы и аппараты хим. технологии» КГТУ. Казань, 2000. – С. 18-27.
- 35.Лаптев А.Г., Данилов В.А., Минеев Н.Г., Карпеев С.В. Снижение энергозатрат и реконструкция тепло- массообменной установки в производстве изопрена- мономера // Изв. ВУЗов. Проблемы энергетики: КГЭУ. – 2001. – № 9-10. – С. 68-76.
- 36.Карпеев С.В. Снижение энергозатрат и модернизация установки разделения формальдегид-метанол-водной смеси: Дис... канд. техн. наук: 05.14.04. – Казань: КГЭУ, 2001. – 150 с.
- 37.Огородников С.К. Формальдегид. – М.: Химия, 1984.
- 38.Огородников С.К., Блажин Ю.М. Концентрирование водно-метанольных растворов формальдегида. – М.: Химия, 1978.
- 39.Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования/ Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др. – М.:Химия, 1980. – 320 с.
- 40.Основные процессы и аппараты химической технологии. / Пособие по проектированию. Под ред. докт. хим. наук Ю.И.Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 210 с.
- 41.Исаченко В.П., Осипова В.А., Сукомел А.С. Теплопередача. – М.: Энергоиздат, 1981. – 416 с.
- 42.Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. – М.: Химия, 1978. – 280 с.
- 43.Маньковский О.Н., Толчинский А.Р., Александров М.В. Теплообменная аппаратура химических производств. – Л.: Химия, 1976. – 368 с.

Оглавление

Введение.....	3
Глава 1. Проблема разделения углеводородных смесей.....	4
1.1. Схемные решения разделения углеводородных смесей.....	4
1.2. Аппаратурное оформление и пути повышения эффективности.....	16
Литература к главе 1.....	22
Глава 2. Теоретические основы проектирования промышленных аппаратов.....	29
2.1. Общие принципы проектирования.....	29
2.2. Стадии проектирования.....	29
2.3. Проблема масштабного перехода.....	31
2.4. Теоретические основы математического описания массотеплопереноса	32
2.5. Этапы и перспективы развития САПР.....	38
Литература к главе 2.....	40
Глава 3. Математические модели и алгоритмы расчета процессов разделения в колонных аппаратах.....	44
3.1. Алгоритм расчета простых колонн.....	44
3.2. Алгоритм расчета сложных колонн.....	49
3.3. Определение эффективности массообменных тарелок.....	56
3.4. Определение высоты насадочного слоя.....	62
3.5. Моделирование реакционно-ректификационного процесса на барботажной тарелке.....	80
Литература к главе 3	86
Глава 4. Проектирование ректификационных колонн.....	93
4.1. Общие сведения и схема	93
4.2. Алгоритм проектирования ректификационных колонн.....	96
4.3. Расчет флегмового числа и теоретических тарелок.....	96
4.4. Тепловой расчет	100
4.5. Гидравлический расчет.....	103
4.6. Расчет числа реальных тарелок.....	110
4.7. Техничко-экономический расчет и анализ проекта.....	112
Литература к главе 4.....	114
Глава 5. Расчет и модернизация насадочных абсорберов.....	116
5.1. Схема аппарата.....	117
5.2. Расчет физической абсорбции по модели идеального вытеснения.....	117

5.3. Пример расчета абсорбера.....	127
5.4. Модернизация насадочной колонны щелочной очистки пирогаза.....	131
Литература к главе 5.....	147
Глава 6. Повышение эффективности колонного оборудования установки моторных топлив.....	150
6.1. Характеристика УМТ.....	152
6.2. Реконструкция колонны К-1 путем замены тарелок на эффективную насадку.....	158
6.3. Модернизация установки моторных топлив для получения фракций 70-100°С , 140-240°С , 180-340°С.....	160
6.4. Вариант реконструкции фирмы Глитч.....	163
6.5. Модернизация установки моторных топлив для получения фракций 70-140°С , 140-240°С , 180-340°С	169
6.6. Использование насадочных элементов для реконструкции колонны К-4 УМТ.....	183
Литература к главе 6.....	189
Глава 7. Модернизация колонного оборудования с целью выпуска новой продукции.....	191
7.1. Установка стабилизации.....	191
7.2. Использование колонны стабилизации в качестве деэтанатора.....	195
7.3. Модернизация колонн стабилизации для разделения бутановой фракции.....	199
7.4. Работа блоков БИИ ,УПП и разделение бутановой фракции.....	202
7.5. Применение колонн стабилизации для подготовки сырья каталитической изомеризации.....	206
7.6. Технология производства пропеллента на Сургутском заводе стабилизации конденсата.....	209
Литература к главе 7.....	215
Глава 8. Проблемы и перспективы энергосбережения в процессах разделения веществ.....	217
8.1. Теоретические основы экономии энергии. Эксергетический метод термодинамического анализа.....	217
8.2. Способы экономии энергии при ректификации.....	221
Литература к главе 8.....	244
Оглавление.....	248

Краткие сведения об авторах

ЛАПТЕВ АНАТОЛИЙ ГРИГОРЬЕВИЧ

Доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой “Технология воды и топлива” Казанского государственного энергетического университета, автор более 200 научных работ, учебных пособий, монографий, авторских свидетельств. Подготовил 10 кандидатов технических наук по специальностям “Процессы и аппараты химических технологий” и “Промышленная теплоэнергетика”

Научный руководитель ряда внедренных в промышленности проектов в Инженерно-внедренческом центре “Инжехим” (город Казань); факс (8432) 75-06-72; ingehim @kstu .ru

МИНЕЕВ НИКОЛАЙ ГРИГОРЬЕВИЧ

Заведующий лабораторией кафедры “ Технология воды и топлива “ Казанского государственного энергетического университета, автор более 40 научных работ, руководитель технологического отдела по ряду проектов в Инженерно-внедренческом центре “ Инжехим”.

МАЛЬКОВСКИЙ ПЕТР АЛЕКСАНДРОВИЧ

Кандидат технических наук, автор более 40 научных работ, руководитель промышленного предприятия нефтехимического профиля, подготовил 3 кандидата технических наук по специальностям “ Процессы и аппараты химических технологий “ и “ Нефтехимия “.

Сдано в набор 3.10.2002. Подписано в печать 04.11.2002.

Формат 60x84 $\frac{1}{16}$. Бумага офсетная. Печать офсетная.

Усл. печ. Л. 15,75. Тираж 500 экз. Заказ **К-369**.

Отпечатано в ООО «Печатный двор».

420029, Казань, ул. Журналистов, 1/16. Тел. (8432) 72-74-59

Лицензия ИД №7-0215 от 1.11.2001 г.