

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики
(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»
(наименование)

18.03.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии,
нефтехимии и биотехнологии
(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов
(направление (профиль)/специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Оптимизация работы установки переработки прямогонной бензиновой фракции

Обучающийся

М.О. Янборисов

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)



Тольятти 2022



Росдистант
ВЫСШЕЕ ОБРАЗОВАНИЕ ДИСТАНЦИОННО

Аннотация

Бакалаврскую работу выполнил: Янборисов М.О.

Тема работы: Оптимизация работы установки переработки прямогонной бензиновой фракции

Научный руководитель: Чариков Ю. В.

Целью бакалаврской работы является определение оптимальной конструкции ректификационной колонны для переработки прямогонной бензиновой фракции в ценные продукты.

Выпускная квалификационная работа содержит 65 страниц, 17 таблиц, 18 рисунков, 1 приложение.

Объектом исследования является предприятие ООО «Феникс».

В первом разделе рассмотрены особенности состава нефтепродуктов, получаемых из бензиновой фракции, выбраны целевые продукты переработки.

Во втором разделе проанализирована работа существующей установки по переработке прямогонного бензина, выявлены технологические проблемы, предложены способы их решения.

В третьем разделе на основе рассчитаны материальный и тепловой балансы процесса, выполнен конструктивный расчет колонны, определены параметры ее работы и конструктивные размеры.

Содержание

Введение.....	4
1 Аналитическая часть.....	5
1.1 Фракционный состав нефти и особенности применения отдельных фракций	5
1.2 Товарные нефтепродукты получаемые из бензиновой фракции .	11
1.3 Получение нефтепродуктов вторичной переработки	15
1.4 Ректификационные процессы в нефтепереработке	24
2 Технологическая часть	34
2.1 Характеристика объекта исследования	34
2.2 Анализ работы ректификационной установки	35
2.3 Технологические проблемы и способ их решения.....	37
3 Расчетная часть.....	40
3.1 Расчет параметров исходного сырья.....	40
3.2 Материальный баланс.....	40
3.3 Выбор оптимальной температуры и давления процесса	46
3.4 Определение оптимального значения флегмового числа.....	47
3.5 Расчет числа теоретических тарелок	48
3.6 Гидравлический расчет	50
3.7 Определение диаметра колонны	51
3.8 Конструкция тарелок.....	55
3.9 Диапазон устойчивой работы	56
3.10 Гидравлическое сопротивление тарелок	57
Заключение	61
Список используемой литературы и используемых источников	62
Приложение А Эскиз предлагаемого колонного аппарата.....	65

Введение

При первичной переработке нефти образуется большое количество полупродуктов, требующих проведения дополнительных технологических операций для получения товарных продуктов. В работе рассматривается процесс переработки прямогонной фракции бензина с интервалом температур кипения 45-200°C. Производительность установки по перерабатываемому сырью 30м³/сутки. Широта этого интервала ограничивает область применения данного продукта и сказывается на его стоимости. При этом сам процесс ректификационного разделения может быть реализован в аппаратах различных конструкций, применяются различные технологические схемы организации процесса.

Грамотный выбор оптимальной технологической схемы переработки позволит получить более ценные товарные продукты и снизить антропогенную нагрузку на окружающую среду путем уменьшения объема образования отходов. Выбор оптимальной конструкции аппарата позволяет вести процесс с наименьшими капитальными и энергетическими затратами, обеспечить

Цель работы: определить оптимальную конструкцию ректификационной колонны для переработки прямогонной бензиновой фракции в ценные продукты.

Для достижения цели были поставлены следующие задачи:

- определить оптимальные продукты разделения, получаемые однократной ректификацией из прямогонной бензиновой фракции данного состава;
- проанализировать технологическую схему, выявить технологические проблемы и предложить пути их решения;
- выполнить технологические расчеты основного оборудования, определить конструктивные размеры.

1 Аналитическая часть

1.1 Фракционный состав нефти и особенности применения отдельных фракций

Состав и свойства нефтепродуктов определяются компонентами входящими и их соотношением в состав нефти из которой они произведены. Основными группами соединений в составе нефти являются: углеводороды различного строения, гетероатомные органические соединения, нефтяные смолы и асфальтены.

Основные группы углеводородов в составе нефти являются:

- алканы;
- нафтены(циклоалканы);
- ароматические соединения.

К гетероатомным соединениям относятся серо-, азот-, кислород- и металлсодержащие соединения. Смолы и асфальтены не являются характерной группой химических соединений, они представляют собой концентрат высокомолекулярных соединений, находящихся в нефти в виде коллоидов.

«Низшие члены этого ряда - метан, этан, пропан и бутаны (нормального и изоостроения) - газообразные соединения. Они находятся в нефти в растворенном состоянии, кроме того, они являются основной составной частью природного и попутного нефтяного газов. Газы, богатые пропаном, бутаном и более тяжелыми углеводородами, называются жирными. Из них получают газовый бензин, сжиженные газы и индивидуальные углеводороды для органического синтеза. Газы, почти полностью состоящие из метана и этана, используются как бытовое и промышленное топливо, частично как сырье для производства технического углерода, ацетилена и продуктов органического синтеза.

Легкие углеводороды широко используются в качестве моторного топлива в наземном и воздушном транспорте (в сжатом и сжиженном виде)

Парафиновые углеводороды от пентана до гексадекана при нормальных условиях находятся в жидком состоянии. Они входят в состав светлых дистиллятных фракций нефти. По своему строению они делятся на алканы нормального строения и разветвленные алканы. Парафиновые углеводороды с разветвленной цепью обеспечивают высокое качество бензина, тогда как парафины нормального строения отрицательно влияют на поведение топлива в карбюраторных двигателях.

В авиационных керосинах присутствие нормальных алканов практически недопустимо вследствие ухудшения низкотемпературных свойств топлива, поскольку углеводороды нормального строения имеют высокие температуры застывания, а в этих топливах недопустимо образование кристаллов при температурах до $-60\text{ }^{\circ}\text{C}$.

В дизельных топливах присутствие нормальных алканов желательно, так как они обладают хорошей воспламеняемостью, но в то же время повышают температуру застывания топлива. Поэтому в дизельных топливах допустимое количество нормальных парафиновых углеводородов определяется температурой застывания» [2].

Основная масса алканов содержащихся в нефти находится в жидком виде при нормальных условиях и находят широкое применение как:

- сырье для получения хлорпарафинов, сульфохлорпроизводных, белково-витаминных концентратов;
- растворители различного назначения;
- компоненты топлив.

«Парафиновые углеводороды C_{17+} при нормальных условиях представляют собой твердые вещества, температура плавления которых с увеличением молекулярной массы повышается. Твердые углеводороды входят в состав парафинов и церезинов. Парафины характеризуются пластинчатой или ленточной структурой кристаллов, их температура плавления колеблется

от 40 до 70 °С, число углеродных атомов в молекуле - от 21 до 32, молекулярная масса - от 300 до 450. Твердые парафины присутствуют преимущественно в масляных фракциях, выкипающих при температуре 350 - 500 °С, что является одной из причин высокой температуры застывания этих фракций.

Твердые парафины используют как сырье для получения синтетических жирных кислот, моющих средств, хлорпарафинов и олефинов, как защитные покрытия, для пропитки тароупаковочных изделий, приготовления мастик и консистентных смазок, как изолирующий материал в электронике, а также в парфюмерной промышленности и для приготовления свеч. Церезины широко применяются в промышленности и быту в качестве защитных покрытий, различных мазей и мастик, основы канатных смазок и т. д.» [3], [4].

Непредельные углеводороды редко встречаются в составе ископаемых нефтей. Часто их появление связано с течением деструктивных процессов при переработке. Их присутствие является нежелательным для товарных нефтепродуктов ввиду их высокой реакционной способности. Они склонны к полимеризации, осмолению, что может ухудшать технологические свойства нефтепродуктов и сроки их хранения. Вместе с тем алкены в чистом виде являются ценным сырьем, что предопределяет их выделение в процессе нефтепереработки.

«Нафтенновые углеводороды легких фракций нефтей в основном состоят из гомологов циклопентана и циклогексана. В нефтях обнаружены нафтенновые углеводороды с одним, двумя, тремя и четырьмя циклами. Суммарно моноциклические нафтены содержатся во фракциях до 300 °С примерно 20 - 30 % (мас.) в парафинистых нефтях и до 85-90 % (масс.) в нефтях нафтенного типа. Полициклические нафтены содержатся в основном во фракциях нефти выше 300 °С, а во фракциях 400-500 °С количество всех изомеров достигает 70 - 80 % (мас.). Изомеры полициклических нафтеннов обычно имеют длинные боковые цепи, и чем длиннее такая алкильная цепь (нормального и разветвленного строения), тем в большей степени такие

углеводороды приобретают гибридные свойства (сочетают свойства нафтеновых и парафиновых углеводородов).

Нафтены являются важнейшей составной частью моторных топлив и смазочных масел. Автомобильным бензинам они придают высокие эксплуатационные свойства. Находящиеся в бензиновых фракциях нафтеновые углеводороды в процессе каталитического риформинга превращаются в ароматические. Являясь главной составной частью масел, они обеспечивают выполнение одного из основных требований, предъявляемых к смазочным маслам, - малое изменение вязкости с изменением температуры. При одинаковом числе углеродных атомов в молекуле нафтеновые углеводороды имеют большую плотность и меньшую температуру застывания, чем парафиновые углеводороды. Особенно это сочетание важно для топлив летательных аппаратов, поскольку энергетическая характеристика определяется теплотой, выделяющейся при сгорании 1 л топлива. Поэтому большинство углеводородных реактивных и ракетных топлив является концентратами нафтеновых углеводородов» [4], [5].

Значимым компонентом нефтей являются ароматические углеводороды. Причем количество циклов может достигать четырех. Распределение их по фракциям зависит от типа нефти. В легких нефтях они локализованы в низкокипящих фракциях. Обычно состоят из гомологов бензола. В среднеплотных нефтях ароматические углеводороды равномерно распределены между всеми фракциями. В тяжелых – основная масса выделяется в высококипящих фракциях.

«По сравнению с другими группами углеводородов ароматические обладают наибольшей плотностью. По вязкости они занимают промежуточное положение между парафиновыми и нафтеновыми.

Ароматические углеводороды по сравнению с другими группами углеводородов обладают высокой растворяющей способностью по отношению к органическим веществам, но содержание их во многих растворителях нефтяного происхождения ограничивают из-за высокой

токсичности (предельно допустимая концентрация паров бензола в воздухе составляет 5 мг/м³, толуола и ксилолов - 50 мг/м³).

В настоящее время ароматические углеводороды применяются как компоненты нефтепродуктов, растворители, в качестве сырья для нефтехимического синтеза, а также в производстве взрывчатых веществ.

Гетероатомные соединения - это химические соединения на основе углеводородов любой группы, содержащие один или несколько различных атомов химических элементов - серы, азота, кислорода, хлора и металлов.

Гетероатомные соединения нефти являются объектом глубокого изучения, так как они оказывают существенное влияние на технологию переработки нефти, потребительские свойства конечных продуктов ее переработки и на уровень загрязнения окружающей среды.

В связанном виде в нефти содержится от 0,02 до 6 % (мас.) серы. За некоторым исключением с повышением содержания серы в нефтях возрастают их плотность, коксуемость, содержание смол и асфальтенов. Распределение серы по отдельным фракциям зависит от природы нефти и типа сернистых соединений. Обычно содержание серы увеличивается от низкокипящих к высококипящим фракциям и достигает максимума в остатке от вакуумной перегонки нефти» [1], [3].

Сера может содержаться как в свободном, так и в связанном виде. К основным серосодержащим соединениям относится сероводород и сероорганика (органические сульфиды, меркаптаны, тиофены). Серосодержащие соединения являются нежелательной примесью и удаляются в процессах гидросероочистки. В результате они превращаются в сероводород, который затем извлекается и используется для получения элементарной серы и серной кислоты.

Также в небольших количествах в нефти содержатся азот- и кислородсодержащие соединения. Их массовая доля не превышает 0,5% массовых в нефтях, а в продуктах нефтепереработки 0,05%.

«Асфальтосмолистые вещества являются компонентами почти всех нефтей. Содержание и химический состав асфальтосмолистых веществ влияют на выбор направления переработки нефти и набор технологических процессов в схемах нефтеперерабатывающих заводов. Количество асфальтосмолистых веществ в легких нефтях не превышает 4-5 %, в тяжелых нефтях оно достигает 20 % и более. Химическое строение асфальтосмолистых веществ точно не установлено. Из-за исключительно сложного состава они представляют собой комплексы полициклических, гетероциклических и металлоорганических соединений.

Асфальтены представляют собой черные или бурые твердые, хрупкие, неплавкие высокомолекулярные вещества плотностью больше единицы. Они являются нежелательной примесью и подвергаются выделению и разложению.

Нефть и нефтепродукты представляют собой такую сложную смесь углеводородов и неуглеводородных соединений, что обычными методами перегонки их невозможно разделить на индивидуальные соединения. Как правило, нефти и нефтепродукты разделяют путем перегонки на отдельные части, каждая из которых является менее сложной смесью. Такие части принято называть фракциями или дистиллятами. Нефтяные фракции в отличие от индивидуальных соединений не имеют постоянной температуры кипения. Они выкипают в определенных интервалах температур, т. е. имеют температуру начала кипения (н.к.) и конца кипения (к.к.). Температуры начала и конца кипения зависят от химического состава фракции» [5].

Содержание отдельных фракций с определённой температурой кипения в объемных или массовых долях в нефти и нефтепродуктах, определяет их диапазон между началом и концом кипения. По этому диапазону можно судить о содержании отдельных групп соединений и определить технологию дальнейшей переработки. Также фракционный состав определяет технологию применения топлив.

«Основные фракции, выделяемые из нефти на промышленной установке, следующие:

- бензиновая н.к. (28°C) - 180 °С (без отбора керосиновой фракции) или н.к. (28°C) - 150 °С (с отбором керосиновой фракции);
- керосиновая 150 - 250 °С;
- дизельная (180 °С) - 350 °С (без отбора керосиновой фракции) или 250-350 °С (с отбором керосиновой фракции). В ряде случаев отбирают;
- дизельную фракцию утяжеленного фракционного состава с концом кипения 360 °С.

Суммарный выход этих фракций (до 360 °С) составляет количество светлых фракций в нефти.

Из остатка > 350 (360 °С) - мазута получают вакуумный газойль 350 (360 °С) - 500 (550 °С) и гудрон > 500 (> 550 °С) - самый тяжелый продукт перегонки нефти» [7].

Фракции первичной переработки нефти обычно не используются как товарные продукты и подвергаются дальнейшей переработке различными физическими и химическими методами.

1.2 Товарные нефтепродукты получаемые из бензиновой фракции

Из фракций первичной переработки нефти возможно получить большое количество продуктов с более узкими диапазонами температур начала и конца кипения при помощи процесса ректификации. Технологически это реализуется ступенчато. Ряд ректификационных колонн, объединенных в цепочку обеспечивают разделение фракции первичной переработки на конечные продукты. Основной характеристикой продуктов является диапазон температур кипения. Рассмотрим свойства основных продуктов, которые могут быть получены из бензиновой фракции с температурами начала кипения 45°C и конца кипения 200°C.

«Пропановая фракция (ТУ 38101490-79) представляет собой низкокипящий (при нормальных условиях - газ) растворитель, вырабатываемый на установках газодифракционирования (ГФУ) и применяемый

в качестве среды процесса полимеризации и производства полиэтилена высокого давления, в процессе деасфальтизации масел, в производстве высших жирных спиртов и для других целей.

Изопентан-растворитель (ТУ 38103415-78) представляет собой изопентановый концентрат, выделяемый из изопентан-пентановой фракции, которую получают при изомеризации н-пентана, и подвергнутый дополнительной очистке. Растворитель используется в процессе полимеризации изопрена в растворе.

Петролейный эфир (ГОСТ 11992-66) представляет собой смесь легкококипящих углеводородов (преимущественно н-С₅ и и-С₆), получаемую из попутных нефтяных газов, а также каталитическим синтезом из СО и Н₂. Выпускается двух марок с температурами выкипания 40-70 и 70-100 °С соответственно. Растворитель не содержит ароматических углеводородов и сернистых соединений; имеет слабый запах и малую токсичность; пожароопасен, отличается высокой летучестью. Применяется петролейный эфир в лабораторной практике, а также в качестве сырья для производства некоторых химических реактивов» [11].

В бензиновой фракции подвергаемом переработке на установке рассматриваемой в данной работе содержание фракции 40-115°С составляет 50%. Она может быть использована для получения описанных марок петролейного эфира, при последующем разделении в ректификационной установке.

«Нефрас А 65/75 (ОСТ 3801199-80) представляет собой узкую гексановую фракцию деароматизированного бензина каталитического риформинга. Растворитель характеризуется низким содержанием ароматических и непредельных углеводородов, азот- и серосодержащих соединений, и других нежелательных примесей. Поэтому растворитель широко применим в различных отраслях промышленности, в том числе при получении полиолефинов (производство полиэтилена низкого давления), синтетических каучуков, в легкой промышленности (первичная обработка

шерсти), в микробиологической промышленности (экстрактивная очистка белково-витаминных концентратов), в пищевой промышленности для экстракции пищевых жиров. Из-за низких температур выкипания и высокой летучести применение гексановых растворителей для извлечения растительных масел в районах с жарким климатом ограничено.

Нефрас А 65/70 (ТУ 3840119-81) отличается от растворителя Нефрас А 65/75 более узким фракционным составом (растворитель выкипает в пределах 5 °С). Нефрас А 65/70 используется в качестве теплоносителя без непосредственного контакта с продуктами, поэтому к его качеству не предъявляют высокие требования, кроме узких пределов выкипания. Однако применение в качестве сырья рафинатов каталитического риформинга обеспечивает высокое качество растворителя. Такой растворитель находит квалифицированное применение для извлечения эфирных масел из растительного сырья.

Бензин-растворитель для резиновой промышленности (ГОСТ 443-76) представляет собой узкую легкокипящую фракцию каталитического риформинга (БР-2) или бензина прямой перегонки малосернистых нефтей (БР-1). БР-1 и БР-2 имеют близкий фракционный состав, отличающийся по углеводородному составу» [11]. Температура кипения растворителей БР-1, БР-2 находится в пределах 80-120°С.

Бензины-растворитель БР-1 также может быть получен при переработке дистилята рассматриваемого процесса.

«Бензин экстракционный (ТУ 38101703-77) представляет собой легкокипящую фракцию бензина (70-95 °С), получаемую прямой перегонкой малосернистых нефтей. Применяется для экстракции растительных масел, для извлечения жира из костей, никотина из махорочного листа. Кроме того, его используют в качестве растворителя в резиновой и лакокрасочной промышленности.

Бензин экстракционный (ТУ 38101303-85) - узкая легкокипящая фракция деароматизированного бензина каталитического риформинга. От

предыдущего экстракционного бензина отличается более высокой степенью очистки от ароматических углеводородов и сернистых соединений, а также более узким фракционным составом (70-85 °С). Применяется для извлечения масел из растительного сырья в районах с жарким климатом, где использование гексанового растворителя для этих целей затруднено из-за высокой испаряемости последнего.

Бензин-растворитель для лесохимической промышленности - БЛХ (ТУ 38101435-77) представляет собой узкую бензиновую фракцию, получаемую из рафината каталитического риформинга и выкипающую в пределах 105-125 °С. Растворитель БЛХ- бесцветная легковоспламеняющаяся жидкость со слабым запахом и низким содержанием сернистых и азотистых соединений; содержит в основном парафиновые углеводороды линейного и изомерного строения и применяется для извлечения канифоли из древесной щепы» [11].

Описанные растворители, согласно нормативным документами, имеют фракционный состав, который возможно обеспечить переработкой дистиллята, полученного из бензиновой фракции. Выбор конкретного продукта обусловлен экономическими условиями.

В качестве кубового остатка, при переработке бензиновой фракции, могут быть рассмотрены следующие продукты.

«Растворитель озокеритовый (ТУ 38101530-80 и ТУ 3820186-70) представляет собой узкую фракцию бензина прямой перегонки (110-185°С), применяемую для экстракции озокерита из руд. Из-за специфики применения особых требований к качеству растворителя не предъявляется.

Нефрас С 50/170, ГОСТ 8505-80, представляет собой широкую фракцию бензина прямой перегонки малосериистых иефтей или рафината каталитического риформинга. Применяется в качестве растворителя в производстве искусственных кож, для химической чистки тканей, промывки деталей перед ремонтом и для смывания с изделий противокоррозионных покрытий.

Нефрас САР (ТУ 38 40236-83) представляет собой смесь ксилольного рафината каталитического риформинга и толуола и применяется в производстве монолитных конденсаторов взамен бензина Б-70. Относительно высокое содержание ароматических углеводородов (до 30%) обеспечивает высокую растворяющую способность растворителя, однако требует тщательного соблюдения санитарных норм в рабочем помещении при его использовании.

Бензин-растворитель для лакокрасочной промышленности (уайт-спирит), ГОСТ 3134-78, представляет собой высококипящий прямогонный или гидроочищенный бензин, выкипающий в пределах 150-200 °С. Растворитель в чистом виде и в смеси с другими растворителями находит широкое применение в лакокрасочной и других отраслях промышленности.

Нефрас С 150/200 (ТУ 381011026-85) представляет собой узкую фракцию бензина прямой перегонки сернистых нефтей. Он применяется для тех же целей, что и уайт-спирит, и близок к нему по своим физико-химическим и эксплуатационным свойствам» [11].

Наиболее подходящим по фракционному составу товарным нефтепродуктом является озокеритовый растворитель, но может быть получен и уайт-спирит для лакокрасочной промышленности.

1.3 Получение нефтепродуктов вторичной переработки

Нефть и нефтепродукты могут быть разделены на отдельные фракции путем дистилляции и перегонки. Они основаны на различии состава жидкой фазы и паров над ней. Конденсация паров позволяет получить жидкость, обогащенную более летучим компонентом.

«При нагреве такой сложной смеси, как нефть, в паровую фазу прежде всего переходят низкокипящие компоненты, обладающие высокой летучестью. Частично с ними уходят высококипящие компоненты, однако концентрация низкокипящего компонента в парах всегда больше, чем в

кипящей жидкости. По мере отгона низкокипящих компонентов остаток обогащается высококипящими. Поскольку давление насыщенных паров высококипящих компонентов при данной температуре ниже внешнего давления, кипение в конечном счете может прекратиться. Для того чтобы сделать кипение безостановочным, жидкий остаток непрерывно подогревают. При этом в пары переходят все новые и новые компоненты со всевозрастающими температурами кипения. Отходящие пары конденсируются, образовавшийся конденсат отбирают по интервалам температур кипения компонентов в виде отдельных нефтяных фракций.

Перегонку нефти и нефтепродуктов с целью разделения на фракции можно осуществлять с постепенным либо с однократным испарением.

При перегонке с постепенным испарением образующиеся пары непрерывно отводят из перегонного аппарата, они конденсируются и охлаждаются в конденсаторе-холодильнике и собираются в приемник в виде жидких фракций.

В том случае, когда образующиеся в процессе нагрева пары не выводят из перегонного аппарата до тех пор, пока не будет достигнута заданная температура, при которой в один прием (однократно) отделяют паровую фазу от жидкой, процесс называют перегонкой с однократным испарением» [12].

Процессы однократного испарения не могут быть применены для разделения нефтепродуктов на отдельные фракции. Основным способом переработки нефти и нефтепродуктов является ректификация. Это противоточное непрерывное взаимодействие паровой и жидкой фаз, основанное на тепломассообмене. Процесс организуется в колонных аппаратах. По мере движения паровой фазы вверх по колонне она обогащается низкокипящими компонентами, жидкая фаза по мере движения сверху вниз обогащается высококипящими компонентами.

«На установках атмосферной и атмосферно-вакуумной ректификации вырабатывают бензины широкого фракционного состава: н. к, - 140 °С или 180 °С. Вторичная перегонка бензинового дистиллята предназначена для

получения из него узких фракций, которые используют как сырье каталитического риформинга для получения индивидуальных ароматических углеводородов - бензола, толуола, ксилолов. Для этого бензиновый дистиллят разделяют на фракции 62-85 °С (бензольную), 85-115 (120) °С (толуольную) и 115(120)-140 °С (ксилольную). Более тяжелая фракция 140-180 °С используется как сырье каталитического риформинга для получения высокооктанового компонента бензина.

Вторичная перегонка бензинового дистиллята представляет собой либо самостоятельный процесс, либо чаще всего является частью комбинированной установки ЭЛОУ-АВТ с блоком вторичной перегонки.

Материальный баланс установки зависит от потенциального содержания узких фракций в бензиновом дистилляте, а также от четкости ректификации» [15].

Содержание и характеристики отдельных продуктов при переработке бензиновой фракции приведены в таблице 1.

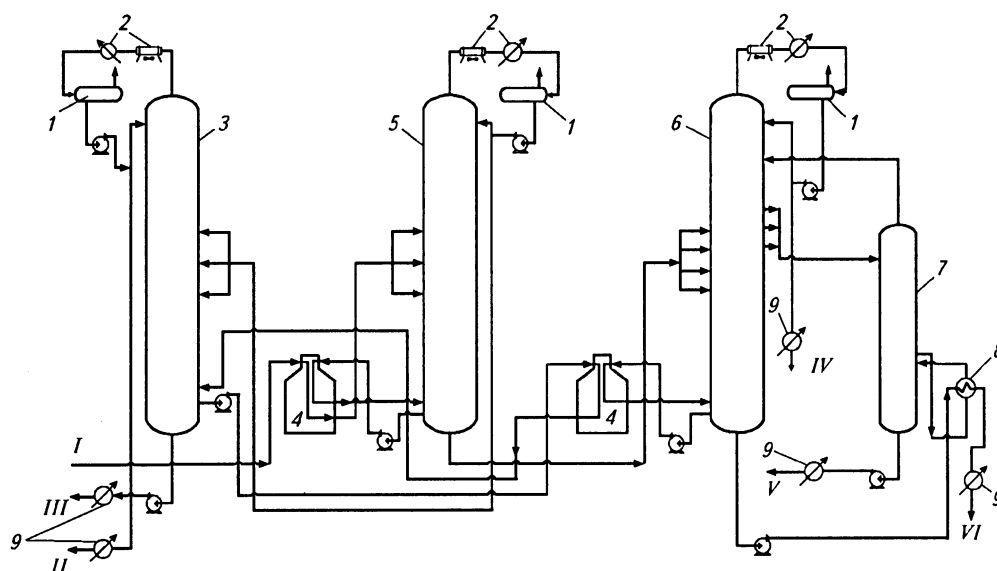
Таблица 1 - Характеристики продуктов переработки бензиновой фракции

Фракция, °С	Октановое число	Плотность, при 20°С	Фракционный состав, отгон % при °С		
			10	50	90
н.к.-62	71	648	-	-	-
н.к.-180	46	731	86	122	161
62-85	52	693	71	73	80
85-120	49	721	94	104	115
120-140	41	745	125	128	133
140-180	31	765	145	156	176

«Приведенные данные показывают, что бензиновые фракции имеют низкие октановые числа и чем фракция тяжелее, тем ниже ее октановое число (всего 30 для фракции 140-180 °С). Это обусловлено химическим углеводородным составом прямогонных бензинов, в которых преобладают нафтеновые и парафиновые углеводороды (нормального строения). Для повышения октановых чисел головная фракция н.к. - 62 °С (преобладает н-пентан) направляется на изомеризацию, а более тяжелые фракции - на

каталитический риформинг (ароматизацию): узкие фракции - для получения индивидуальных ароматических углеводородов, а широкая - для повышения октанового числа.

Схема блока вторичной перегонки бензина на комбинированной АВТ производительностью 3 млн т/год приведена на рисунке 1» [12].



1-сепараторы; 2- конденсаторы; 3, 5, 6- ректификационные колонны; 4 -печи; 7- отпарная колонна; 8- кипятильник; 9 - охладитель;

Рисунок 1 - Технологическая схема процесса вторичной перегонки бензина

Сырьевая бензиновая фракция подается на переработку в колонну 5 в кипящем состоянии после предварительного нагрева в печи 4 до температуры 150°C. Возможна подача в пределах четырех тарелок. Дистиллят с температурой начала кипения 85°C выходит из верха колонны и сжижается в конденсаторе 2 при температуре 35°C. Конденсат собирается в ёмкости-сепараторе 7. Далее часть жидкости возвращается в верхнюю часть колонны в виде флегмы, остаток направляется на переработку в колонну 3. Из нижней части колонны 5 кубовый остаток 85-180°C, перемещается в колонну 6. Паровая фаза из верха колонны 3 попадает в конденсаторы 2, конденсируется, поступает в ёмкость 1, где делится на два потока. Один возвращается в колонну 3 в виде флегмы, второй выводится из установки через охладитель 9.

Фракционный состав этого продукта начало кипения-85°C. Кубовый остаток колонны 3 выводится из установки через охладитель 9. Фракционный состав кубового продукта колонны 3 62-85°C

«Пары фракции 85-120 °С из колонны 6 после конденсации и охлаждения в конденсаторах-холодильниках 2 подаются в емкость 7, откуда забираются насосом. Часть фракции направляется в колонну 6 как орошение, а избыток после холодильника 9 выводится с установки.

Фракция 120-140 °С выводится из колонны 6 как отпарной погон и подается в отпарную колонну 7. Пары с верха отпарной колонны возвращаются в колонну 6. С низа отпарной колонны стабильная фракция 120-140 °С забирается насосом и через холодильник 9 выводится с установки. Тяжелая бензиновая фракция 140-180 °С с низа колонны 6 прокачивается через кипятильник 8 и охладитель 9 в мерники. Температура низа колонн 3, 5, 6 поддерживается циркуляцией нижних продуктов с помощью насосов через печи 4. Колонны блока вторичной перегонки характеризуются данными таблицы 2» [18].

Таблица 2- Технологические параметры колонн установки

Параметр	Позиция на рисунке			
	3	5	6	7
Давление верха, кПа	300	200	200	1200
Температура верха, °С	105	79	106	131
Температура низа, °С	171	123	169	-
Диаметр, м	2,8	1,8	2,8	1
Межтарельчатое расстояние, м	0,5	0,5	0,5	0,5

«Температура низа колонн колеблется в пределах 120-170 °С, что обусловлено подачей значительного количества тепла извне. На установках АВТ разной модификации и производительности источником тепла в колоннах вторичной перегонки может служить тепло горячих потоков

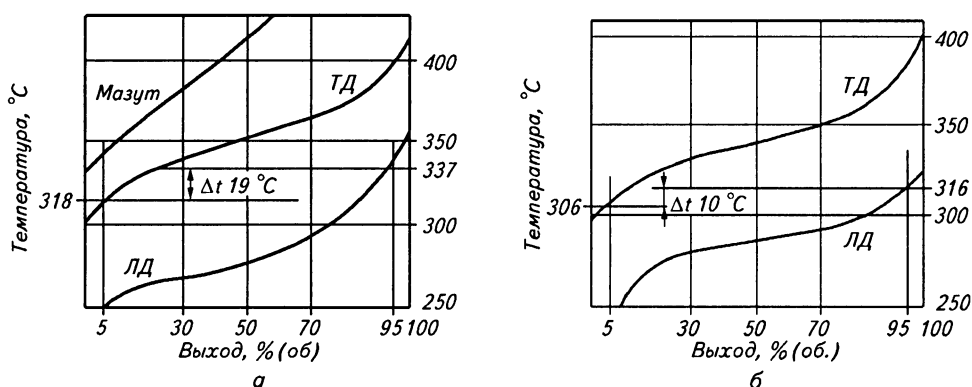
установки, водяной пар с давлением до 12 атм (0,6-1,0 МПа), продукт, выходящий с низа колонн и циркулирующий через трубчатые подогреватели (печи). Недостаток подогрева в печах - наличие на установке дополнительных огневых точек, а также возможность частичного разложения бензиновых фракций. В отдельных случаях не исключается возможность использования пара высокого давления.

Интенсификация прямой перегонки нефти направлена прежде всего на повышение отбора дистиллятных фракций, а также на обеспечение четкости ректификации, т. е. уменьшение наложения температур конца кипения предыдущей и начала кипения последующей фракции.

Для реализации этих задач в последние годы в ректификационных колоннах все шире используются новые, более эффективные контактные устройства - регулярные насадки, а также нерегулярные разделительные устройства - каскадные мини-кольца. Эти устройства позволяют повысить эффективность разделения сложных углеводородных смесей, пропускную способность действующих тарельчатых колонн, уменьшить перепад давления на одну теоретическую ступень разделения, улучшить качество отбираемых погонов. На обычных тарелках пары пробулькивают через слой жидкости. Насадка же позволяет интенсифицировать тепло- и массообмен за счет непрерывного поверхностного взаимодействия пленки стекающей жидкости и поднимающихся паров, уменьшить унос капель жидкости парами» [20].

Насадки часто применяют при организации процесса разделения газообразных углеводородов на фракции при разных уровнях давления от вакуума до умеренных значений избыточного давления, порядка 1 МПа.

«Примеры повышения эффективности разделения нефти в атмосферной колонне путем использования насадки приведены на рисунке 2. В колонне, оборудованной клапанными тарелками, измеренное по методу ASTM наложение температур выкипания 95 % легкой дизельной и 5 % тяжелой дизельной фракции составило 19 °С. Общий выход газойлевой фракции - около 20 % на нефть.



а-тарельчатая колонна, б-насадочная колонна

Рисунок 2 - Кривые продуктов разгонки

Переоснащение колонны насадкой mellарак позволяет при неизменном выходе улучшить качество газойлевых фракций при снижении наложения фракций боковых погонов с 19 до 10 °С: температура застывания легкой и тяжелой дизельной фракции снижается с минус 5 до минус 8 °С и с 20 до 10 °С соответственно (по сравнению с исходным вариантом без насадки). В то же время использование насадки позволяет при неизменном качестве повысить суммарный выход дизельных фракций на 2 % за счет снижения выхода остатка вследствие меньшего давления в сечении отбора фракции. Такое улучшение показателей процесса обусловлено повышением эффективности ректификации и уменьшением уноса» [19].

Применение насадки mellарак при переработке газойлевых фракций позволяет значительно повысить четкость разделения фракций. Наложение температур кипения продуктов составляет -10°С.

Использование этого типа насадок в промывных колоннах позволяет обеспечить большую технологическую гибкость, также повышается выход продукта.

«При использовании насадки mellарак в вакуумной колонне, работающей по топливному варианту с получением широкой фракции тяжелого вакуумного газойля - сырья каталитического крекинга, в значительной степени снижается перепад давления в колонне. Вследствие этого давление в зоне испарения уменьшается с 65 мм рт. ст. (8,7 кПа) до 50

мм рт. ст. (6,7 кПа). Выход легкого газойля, оставшегося в мазуте после атмосферной перегонки нефти, увеличивается с 3 до 4 % (по отношению к питанию колонны).

Кроме того, благодаря насадке улучшается разделение на легкий и тяжелый газойли. Усовершенствованное устройство промывной секции позволяет уменьшить содержание металлов и коксуемость по Конрадсону в газойле при минимальном расходе промывочной жидкости.

В результате использования регулярной насадки:

- получен тяжелый вакуумный дистиллят с температурой конца кипения -600 °С (сырье каталитического крекинга или гидрокрекинга);
- суммарный отбор вакуумных дистиллятов увеличен на 7,8 % (мас.) на нефть;
- улучшено качество тяжелого вакуумного дистиллята;
- получен гудрон с показателями качества дорожного битума;
- существенно улучшены энергетические показатели работы установки.

Таким образом, использование регулярных насадок позволяет улучшить показатели процессов разделения нефтяного сырья как в атмосферной, так и в вакуумной секции установок первичной переработки нефти.

Проведенная на ряде отечественных НПЗ реконструкция с заменой тарелок на новые, более эффективные контактные устройства позволила повысить четкость разделения нефти на фракции, качество отбираемых фракций, т. е. степень подготовки сырья для последующих процессов переработки на НПЗ как топливного, так и масляного профиля» [9].

Эффектом использования насадок является увеличение площади поверхности стекающей пленки жидкости. Таким образом повышается эффективность испарения летучих компонентов жидкой фазы и конденсации тяжелых компонентов газовой фазы.

Принципиально иным способом можно интенсифицировать процесс ректификации можно путем воздействия на энергию межфазного перехода компонентов взаимодействующих сред при помощи применения

поверхностно-активных веществ, активирующих добавок, ультразвука, электромагнитных полей и т.п.

«Согласно теоретическим представлениям образование новой фазы в фазовом переходе жидкость - пар на плоской и искривленной поверхности происходит по-разному. Уравнение Кельвина-Томсона связывает парциальное давление над плоской и искривленной поверхностью, в частности, с радиусом капли r , характеризующим степень кривизны (чем меньше r , тем больше кривизна поверхности).

При нагреве жидкости образование новой фазы в виде пузырьков пара происходит как в объеме жидкости, так и на поверхности нагревателя. На величину диаметра пузырьков пара, отрывающихся от поверхности нагревателя, влияет состав смеси, который, в свою очередь, воздействует на распределение компонентов между сосуществующими фазами и поверхностным слоем.

На базе исследований атмосферно-вакуумной перегонки было установлено, что смешение нефтей разного основания (парафинистой и ароматизированной смолистой) в оптимальном соотношении позволяет повысить степень дисперсности системы. (по сравнению с исходными компонентами) и при этом обеспечить повышение отбора светлых фракций против расчетного по аддитивности» [17].

На практике применение активированного сырья при оптимальном соотношении компонентов позволяет повысить выход паровой фазы, за счет снижения энергии межфазного перехода. Эта энергия оценивается по энтальпии, рассчитанной по результатам термогравиметрических исследований.

«При перегонке смеси мазутов, указанных нефтей в оптимальном соотношении 30:70 снижается температура начала испарения (с 513 и 503 К для исходных мазутов до 487 К для смеси), увеличивается количество испарившегося вещества и снижается энтальпия парообразования (с 1386 и 1439,6 кДж/кг до 1290,5 кДж/кг для смеси).

Это показывает, что оптимальная смесь сырьевых компонентов характеризуется меньшей энергией межмолекулярного взаимодействия, чем исходные компоненты (минимальное значение энтальпии парообразования); поэтому при равенстве подведенной энергии (тепла) частицы дисперсной фазы такой системы разрушаются легче, следствием чего и являются более низкие энтальпия испарения и температура начала фазового перехода.

Это подтвердилось и результатами реологических исследований образцов - скорость разрушения структуры при повышении температуры оптимальной смеси составила 42 Па/°С против 39 и 13 Па/°С для исходных образцов (ароматизированного и парафинистого соответственно). Отбор вакуумных дистиллятов при перегонке смеси увеличился на 7-8 % по сравнению с рассчитанными по аддитивности.

Известно, что в последние годы в совместную переработку с нефтью вовлекают газоконденсаты. Создание устойчивых к расслоению нефтяных и нефтегазоконденсатных смесей благоприятно влияет не только на их перекачку и хранение, но и на перегонку» [13], [18].

Диспергирование системы путем создания смесей различных по физико-химическим свойствам компонентов позволяет сместить баланс сил межфазного взаимодействия. Таким образом снижается энергия образования паровой фазы и достичь большей четкости разделения компонентов.

Можно заключить, что основными способами интенсификации ректификационных процессов является увеличение площади межфазного контакта и снижение энергии межфазного перехода.

1.4 Ректификационные процессы в нефтепереработке

Применяемые в нефте- и газопереработке ректификационные колонны подразделяются по: назначению, числу получаемых дистиллятов, уровню давления в колоннах, способу организации контакта парогазовой и жидкой фаз.

По типу применяемых контактных устройств наибольшее распространение получили тарельчатые и насадочные ректификационные колонны.

На контактных устройствах колонны происходит смешение неравновесных пара и жидкости, сопровождающееся тепло- и массообменом, установление равновесия и протекание процесса ректификации.

В ректификационных колоннах применяются несколько сотен конструкций контактных устройств, различающихся по областям применения, конструкции и технико-экономическим показателям.

Наряду с эффективными устройствами (клапанная тарелка и регулярная насадка) на старых установках эксплуатируются колонны, оборудованные морально устаревшими тарелками (желобчатые, провальные).

К контактным устройствам предъявляются следующие требования:

- широкий диапазон рабочих нагрузок по пару и жидкости;
- высокий КПД - для тарелок и низкий ВЭТТ (высота, эквивалентная теоретической тарелке) - для насадок;
- низкое гидравлическое сопротивление (особенно в вакуумных колоннах);
- равномерность барботажной насадки на всей площади тарелки;
- возможность работы в загрязненных средах;
- низкая металлоемкость, простота конструкции, изготовления, монтажа и ремонта.

КПД тарелки определяет ее эффективность по отношению к теоретической (идеальной) тарелке, на которой при смешении неравновесных пара и жидкости достигается равновесие.

Эффективность тарелки зависит от запаса жидкости, длительности и интенсивности контакта паровой и жидкой фаз. Обычно КПД тарелок вакуумных колонн составляет 30-40 %, атмосферных колонн - 60-80 % соответственно.

Гидравлическое сопротивление тарелок в вакуумных колоннах составляет 1-2 мм рт. ст. (133,3-266,6 Па) и 6-10 мм рт. ст. (0,8-1,3 кПа) - в атмосферных. Тарелки в атмосферных колоннах обычно работают в перекрестно-точном режиме с большим временем контакта фаз, значительным запасом жидкости на тарелке и лучшей организацией барботажа. Однако при высоком гидравлическом сопротивлении высота жидкости в кармане тарелки может превысить межтарелочное расстояние с захлебыванием колонны.

Равномерность барботажа по площади тарелки определяет ее эффективность. В направлении, перпендикулярном направлению движения жидкости на тарелке, равномерность барботажа зависит от точности горизонтальной установки полотна тарелки и приемной и сливной планок.

Для колонн большого диаметра (5-10 м) допустимая разность высот по диаметру не должна превышать 3 мм, что является и трудновыполнимой задачей.

Неравномерность барботажа вдоль движения жидкости связана с градиентом уровня жидкости на тарелке от точки ввода до сливного кармана. Градиент уровня жидкости зависит от плотности орошения тарелки - часового объема жидкости, отнесенного к длине сливной перегородки (обычно не более $50 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$). Для перекрестно-точных тарелок барботаж паров также является дополнительным сопротивлением движению жидкости.

Допустимый градиент жидкости составляет 1-2 мм/м длины полотна тарелки, при его повышении барботажная зона смещается в направлении сливного кармана, где высота слоя жидкости меньше. При этом со стороны ввода жидкости на тарелку пар не барботирует, что приводит к провалу части жидкости и снижению эффективности.

В зоне интенсивного барботажа часть паров не успевает отделиться и увлекается жидкостью в сливной карман плотность парожидкостной смеси в кармане уменьшается, что приводит к увеличению высоты слоя жидкости в кармане и заливу тарелки.

Для уменьшения плотности орошения применяют тарелки с двумя или четырьмя сливными перегородками. Их конструкция представлена на рисунке 3. Тарелки с высокой жидкостной нагрузкой также монтируют с уклоном по ходу движения жидкости. В этом случае движущей силой потока жидкости является геометрическая разность высот точек ввода и вывода жидкости на тарелке, а высота слоя жидкости остается постоянной на всем протяжении ее движения.

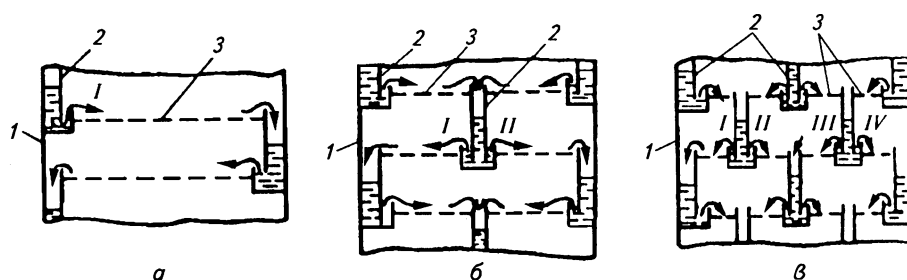


Рисунок 3- Устройство многопоточных тарелок

Контактные устройства ректификационных колонн могут быть классифицированы:

- по способу организации движения контактирующих потоков пара и жидкости - на противоточные, прямоточные, перекрестно-точные и перекрестно-прямоточные;

- по регулируемости свободного сечения для паровой фазы - на тарелки с регулируемым (клапанные) и постоянным сечением.

Насадочные контактные устройства подразделяют на нерегулярные и регулярные.

Противоточные тарелки характеризуются высокими жидкостными нагрузками, малой металлоемкостью, простотой конструкции и монтажа. В то же время они имеют узкий диапазон устойчивой работы, низкую эффективность и неравномерное распределение жидкости по сечению колонн большого диаметра.

Прямоточные тарелки отличаются повышенной производительностью, высоким гидравлическим сопротивлением при умеренной эффективности, сложностью изготовления и монтажа. В основном эти тарелки применяются в процессах разделения смесей под повышенным давлением. Наиболее распространенные конструкции контактных устройств тарелок представлены на рисунке 4.

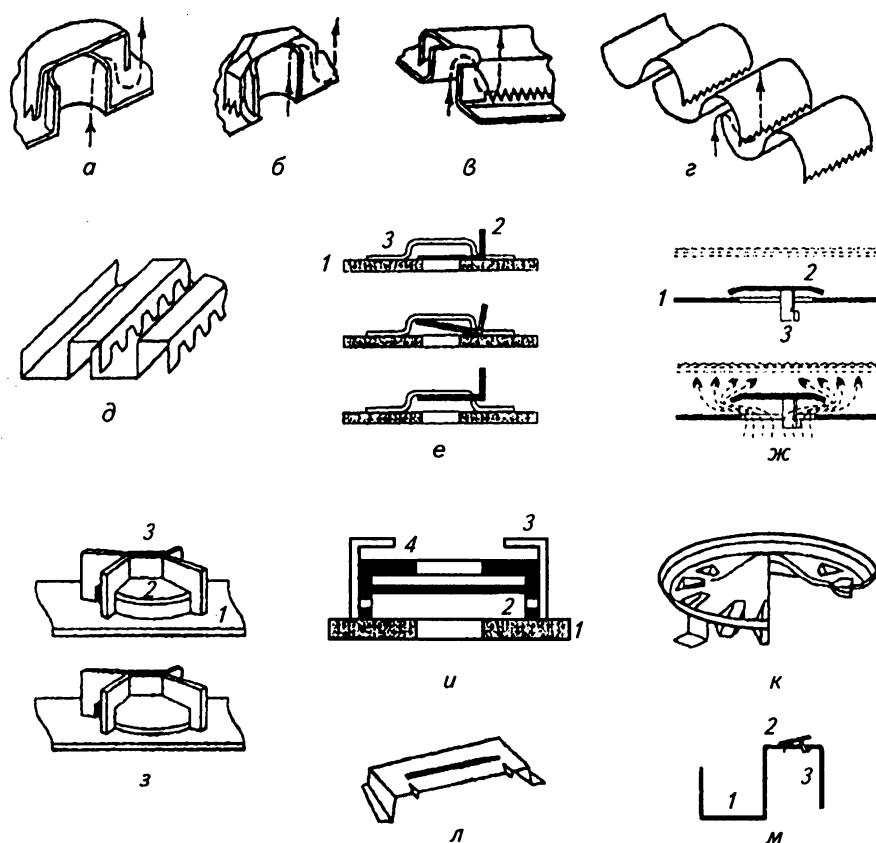


Рисунок 4 – Основные типы колпачков и клапанов

Наибольшее распространение получили перекрестноточные тарелки, которые подразделяются на:

- тарелки с постоянным свободным сечением для прохода паров - ситчатые, ситчатые с отбойниками, колпачковые с круглыми, шестигранными, S-образными и желобчатыми колпачками;
- тарелки с регулируемым сечением для прохода паров - клапанные с капсульными, дисковыми, пластинчатыми, эжекционными клапанами;
- клапанные с балластом; комбинированные колпачково-клапанные

Перекрестно-точные тарелки (за исключением ситчатых) характеризуются большим временем пребывания жидкости по сравнению с другими типами тарелок, лучшей организацией барботажа и высокой эффективностью.

К достоинствам колпачковых тарелок относится наличие постоянного слоя жидкости на тарелке и отсутствие провала жидкости; к недостаткам - небольшой диапазон эффективной работы, повышенная металлоемкость, сложность изготовления и монтажа.

Для увеличения диапазона паровых нагрузок применяют клапанные тарелки с регулируемым свободным сечением для прохода паров. При изменении паровой нагрузки свободно лежащий над отверстием клапан поднимается на различную высоту и поддерживает постоянную скорость газа и гидравлическое сопротивление тарелки

Высота подъема клапана ограничивается верхним или нижним ограничителем. В балластных тарелках между легким клапаном и ограничителем установлен более тяжелый, чем клапан, балласт.

При увеличении скорости пара клапан упирается в балласт и поднимается вместе с ним. Балластная тарелка раньше вступает в работу, имеет широкий рабочий диапазон, высокую эффективность и низкое гидравлическое сопротивление.

Перекрестно-прямоточные клапанные тарелки работают в струйном режиме, характеризуются низким гидравлическим сопротивлением 133,3-266,6 Па (1-2 мм рт. ст.) при средней эффективности и применяются в основном в вакуумных колоннах.

В клапанных эжекционных тарелках при их полном подъеме обеспечивается дополнительный контакт фаз за счет эжекции паром парожидкостной смеси, находящейся над клапанами, через специальные каналы, выштампованные в клапанах.

Общим недостатком клапанных тарелок является застревание части клапанов в одном положении либо их вылет из отверстий полотна тарелки при

резком повышении паровой нагрузки, что приводит к снижению эффективности колонны.

В вихревых тарелках пары тангенциально вводятся в цилиндрический стакан, где за счет центробежной силы образуется жидкостная воронка, обращенная конусом вниз. Жидкость перетекает через прорезь в следующий цилиндр, а пары поступают в вышележащий цилиндр; образующаяся пена разрушается под действием центробежных сил. К достоинствам вихревых тарелок относится небольшое межтарельчатое расстояние и малый унос жидкости, а к недостаткам - сложность конструкции и высокое гидравлическое сопротивление.

Насадочные контактные устройства широко применяются в нефтепереработке, они разнообразны по конструкции и обычно дороже тарельчатых. На промышленных установках применяют противоточные регулярные насадки фирм Sulzer, Koch-Glitch и перекрестно-точные насадки.

В зависимости от расположения ячеек насадки в объеме колонны их подразделяют на нерегулярные и регулярные (рисунок 5).

Нерегулярными считаются насадки, элементы которых засыпаются в колонну на определенную высоту и располагаются в ней хаотично; наиболее распространены насадки кольцевого типа 1-4.

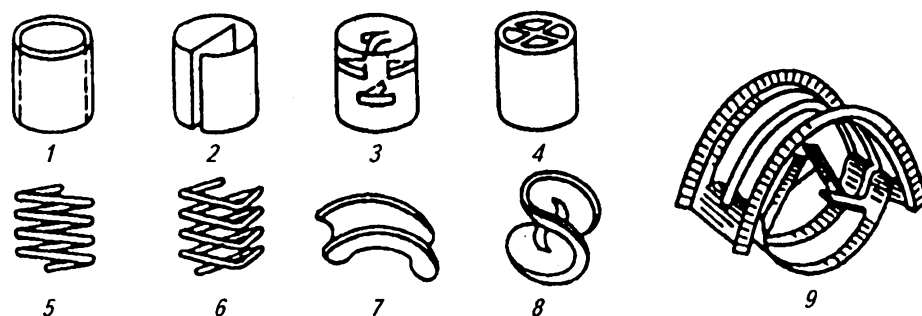


Рисунок 5 – Типы нерегулярных насадок

Для промышленных колонн их изготавливают из фарфора, керамики или нержавеющей стали; насадки из тонкой сетки и проволочных пружин (5, 6) применяют на лабораторных и пилотных установках.

Седловидные насадки (7-9) из керамики или металла загружаются в колонну «навалом» или укладываются отдельными рядами, что повышает их эффективность. В регулярных насадках элементы расположены в определенном геометрическом порядке и создают упорядоченные каналы для прохода паров.

По основным параметрам регулярные насадки существенно превосходят нерегулярные (рисунок 6).

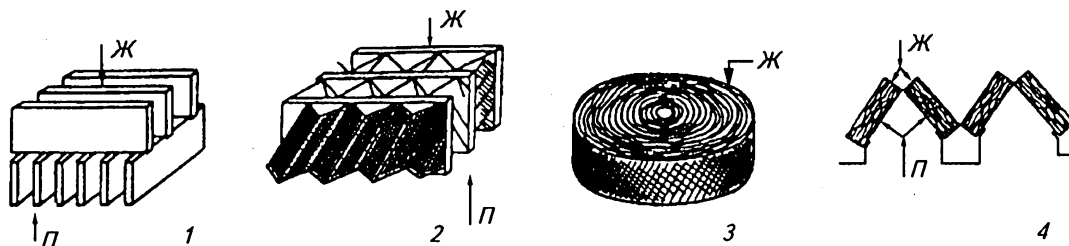


Рисунок 6 – Типы регулярных насадок

Элементы плоскопараллельной насадки 1 могут быть выполнены из досок, стекол, металлических пластин или сетки.

Насадка Зульцера 2 состоит из перемежающихся слоев гофрированной сетки или перфорированного металлического листа, причем гофры в соседних слоях повернуты в противоположную сторону.

Насадка Гудлоу (Панченкова) представляет собой свернутую спираль из сетчатого чулка 3, в колонну укладывается послойно и пар проходит в щелях между сетчатыми слоями. Наклонно-пакетная насадка 4 представляет собой прямоугольные пакеты из уложенных в них слоев чулочной сетки, которые устанавливаются под углом 45-60° друг к другу (или вертикально).

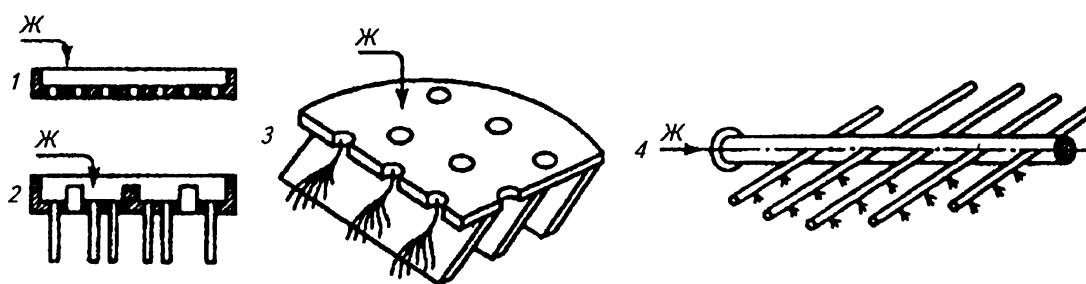


Рисунок 7 – Конструкция распределительных устройств

Любая насадка эффективно работает только при равномерном распределении жидкости по ее поверхности. Некоторые конструкции распределительных устройств показаны на рисунке 7. Простейшие из них - перфорированная плита 1 или плита с патрубками для пара и ниппелями для стока жидкости 2.

Для преобразования струйного орошения насадки в пленочное используют перфорированную плиту с отражателями струй 3. Более широко распространено распыление жидкости на насадку с помощью маточника 4. Выбор типа распределителя зависит от диаметра колонны, типа насадки, расхода орошения и других факторов.

По мере стекания по насадке жидкость потоком пара оттесняется от центра колонны к ее стенкам, что приводит к снижению эффективности. Такое оттеснение жидкости тем заметнее, чем больше диаметр колонны. Поэтому нерегулярные насадки применяют в колоннах небольшого диаметра (до 2 м), а насадку укладывают слоями высотой не более 2,5-3 м; между слоями жидкость вновь перераспределяют с помощью специальных устройств.

В качестве элементов насадки используют просечно-вытяжной лист или перфорированные листы из нержавеющей стали; после каждого слоя насадки жидкость перераспределяется с помощью распределителей.

К достоинствам перекрестноточной насадки относится возможность подбора оптимального соотношения жидкостной и паровой нагрузки в слое насадки путем изменения толщины (плотность жидкостного орошения) и высоты (скорость паров) пакетов.

В устройстве ректификационных колонн принято выделять конструкционные узлы, имеющие специальное технологическое назначение. Их работа оказывает влияние на режим работы колонны, ее производительность и эффективность.

Выбор конкретного типа внутренних устройств определяется экономическими показателями.

Наиболее технологически эффективным является использование регулярной насадки. Но при малых расходах сырья ее использование ограничено, так как ее блоки стандартизованы и не охватывают все возможные размеры, при диаметре колонны менее 800мм. При этом тарельчатые контактные устройства могут быть изготовлены, при наличии конструкторской документации, могут быть изготовлены на малых машиностроительных предприятиях.

При переработке бензиновой фракции первичной перегонки технология и аппаратное оформление процесса определяется составом исходного сырья и целевых продуктов. Количество целевых продуктов определяет число колонных аппаратов в схеме. Наименее затратным будет выделение двух продуктов, в тарельчатом колонном аппарате. Из бензиновой фракции могут быть получены легкий бензиновый растворитель и смешанная фракция петролейного эфира.

2 Технологическая часть

2.1 Характеристика объекта исследования

Основное направление компании – связано с хранением, продажей, переработкой и перевалкой нефтехимической продукции и производства реагентов и растворителей.

ООО «Феникс» является производителем Реагентов ГСП-13 ТУ 2458-001-21176341-2013 и ГСП-13Пр ТУ 20.59.42-001-21176341-2019 представляющих собой смесь метанола и ЖПП (жидких продуктов пиролиза), различные нефтяных растворителей, выпускаемых по ТУ. Реагенты и растворители применяются в нефтеперерабатывающей и нефтедобывающей промышленности в качестве высокоэффективных антидетонационных присадок к топливу, для повышения октанового числа, высококачественного растворителя для промывки оборудования от смолистых, парафиновых отложений, остатков нефти, масел, асфальтов в закрытых технологических циклах, а так же как масло удаляющие составы для деталей машин.

ООО «Феникс» - нефтебаза по хранению нефтехимической продукции, позволяющая принимать разные группы нефтепродуктов: светлые, темные и газовый конденсат и др.

Развитая железнодорожная и автомобильная эстакады, имеют возможность приёмки – отгрузки как железнодорожным, так и автотранспортом, позволяют осуществлять перевалку нефтехимической продукции, объём единовременного хранения 3000 тонн с возможностью трёхкратного оборота.

Помимо основного вида деятельности, специалисты компания оказывают комплекс услуг по смешению различных компонентов сырья по ТУ заказчика, оформление перевозок железнодорожным или автомобильным транспортом нефтехимической продукции.

Данный объект согласно приложению 1 к Федеральному закону «О промышленной безопасности опасных производственных объектов» ФЗ-116 относится к категории опасных производственных объектов по следующему признаку: на нем хранятся, транспортируются горючие жидкости, способные самовозгораться, а также возгораться от источника зажигания и самостоятельно гореть после его удаления.

Количество опасных веществ на объекте (3800 т), что составляет более 1000 т, но менее 50000 т, указанных в приложении 2 таблице 2 к ФЗ-116, с изм. от 04.03.2013, данный объект относится к III классу опасности.

2.2 Анализ работы ректификационной установки

На производственной площадке предприятия функционирует ректификационная установка, предназначенная для отделения от фракции прямогонного бензина легкой углеводородной фракции с температурой кипения ниже 115°C. Сырье предварительно подогревается в теплообменнике Т-1 до температуры начала кипения 45°C. Тепло отдает поток кубового остатка, выходящий из куба колонны Р-1. Нагретая сырьевая парожидкостная смесь поступает в куб колонны Р-1. Куб обогревается жидкотопливной горелкой. В качестве топлива используется кубовый продукт. Отгонка легкой фракции осуществляется в насадочной части. Верхняя часть колонны орошается потоком флегмы. Пары колонны проходя дефлегматор Д-1, где частично конденсируются и падают орошают слой насадки. Тепло конденсации поглощается при помощи оборотной воды, охлаждаемой в водообратном цикле. Температура воды поддерживается в интервале 25-35°C. Несконденсированные пары попадают в конденсатор Д-2. Конденсат поступает в сборник Е-1. И далее направляется на склад. Дистиллят может быть использован в качестве легкого нефтяного растворителя. Фракция кубового остатка может использоваться в качестве топлива, при предварительном компаундировании, или также использована как смесевой

бензиновый растворитель. Осуществляется непрерывный контроль параметров процесса(температуры, давления, уровня жидкости) в разных точках технологической схемы. Она приведена на рисунке 8.

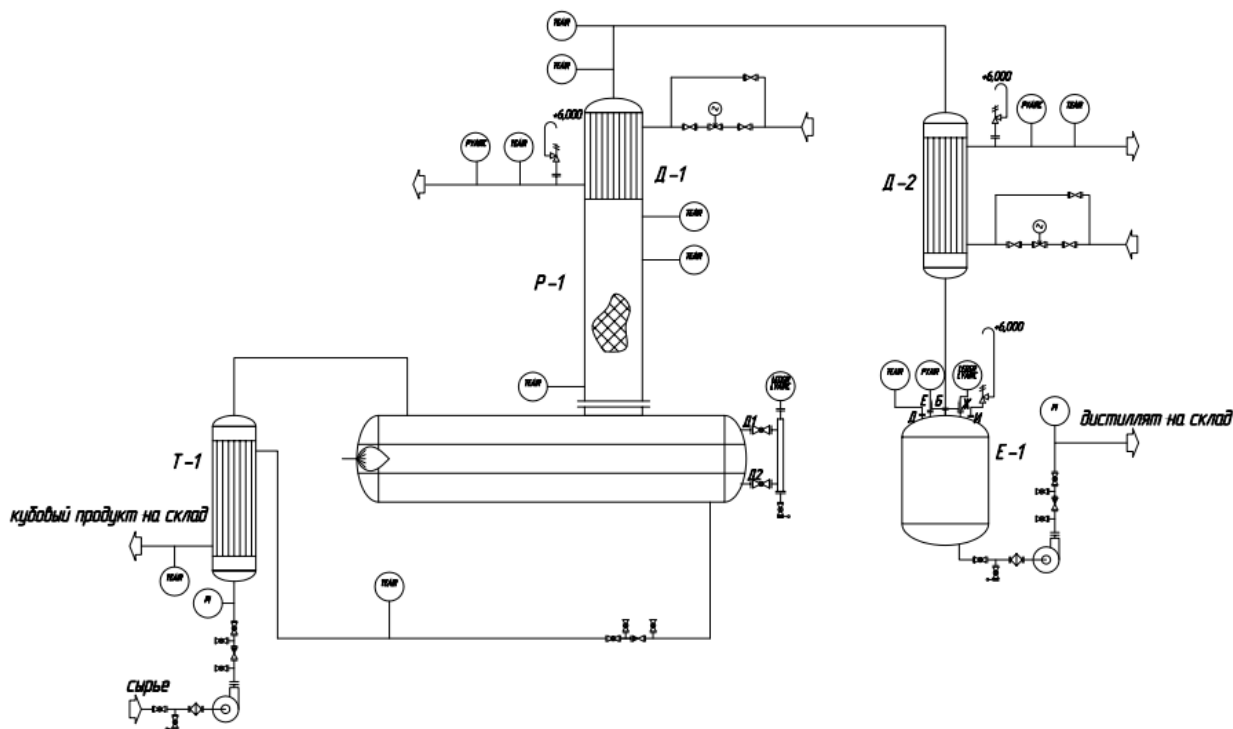


Рисунок 8 - Технологическая схема ректификационной установки

Основным аппаратом схемы является ректификационная колонна. Для обеспечения энергетических потребностей процесса применяется вспомогательное теплообменное, насосное и ёмкостное оборудование.

Основные характеристики ректификационной колонны приведены в таблице 3.

Таблица 3 – Конструктивные параметры колонны P-1

Характеристика	Значение
Высота колонны, м	9
Диаметр колонны, м	0,6
Параметры насадки(ДлинаХВысотаХТолщина), мм	25х25х2
Высота слоя насадки, м	5
Площадь поверхности дефлегматора, м ²	0,68
Тип насадки	кольца Рашига

Основные характеристики конденсатора Д-2 приведены в таблице 4.

Таблица 4 - Конструктивные параметры конденсатора Д-2

Характеристика	Значение
Высота, м	6
Диаметр кожуха, м	0,6
Диаметр труб, м	0,038
Количество труб, шт	110
Площадь поверхности теплообмена, м ²	0,75

2.3 Технологические проблемы и способ их решения

При работе ректификационной установки наблюдается нестабильность качества дистиллята и кубового продукта. Дистиллят загрязнен высококипящими компонентами, а кубовый продукт – низкокипящими. Имеет место нечеткое разделение. Также отмечается нестабильность температуры верхней части колонны при нормальном режиме работы. Наблюдаются колебания в диапазоне 100-120°C, которые не удастся устранить изменением кратности циркуляции через дефлегматор оборотной воды, ни снижением ее температуры. Таким образом продукты разделения не имеют стабильного качества и не могут быть реализованы как товарные нефтепродукты.

Также давление в колонне нестабильно при высоких нагрузках по сырью. При попытках увеличения температуры в кубе колонны до 150 °С, с соответствующим увеличением флегмового числа, наблюдалось колебание значений давления в колонне в интервале от 1,1 ати до 1,9 ати. Колебания давления нежелательны с точки зрения получения продукта стабильного качества. Повышенное давление влияет на температуру кипения разделяемых смесей. Соответственно не удастся достигнуть требуемого качества и количества продуктов разделения. При увеличении температуры наблюдается рост перепада давления как в колонне, так и по конденсатору. Что свидетельствует он недостаточной площади свободного сечения трубного

пучка теплообменника, часть труб забита. Аналогичны результаты дали эксперименты при температурах куба 160°C, 170°C.

Причиной данных явлений могут являться недостаточность поверхности массообмена в колонне и поверхности теплообмена в теплообменнике.

Исходя из этого предлагается заменить насадочную колонну аппарата Р-1 тарельчатой и заменить встроенный дефлегматор на выносной с увеличением поверхности теплообмена.

По условиям организации процесса требуется создать колонну с тарелками максимальной производительности и эффективности, при сохранении широкого диапазона работы и низкого межтарельчатого расстояния. Диапазон устойчивой работы должен быть достаточно широким чтобы обеспечить возможность работы колонны при нестабильном составе исходного сырья. Гидродинамический режим тарелок предполагается барботажным, для обеспечения устойчивости их работы. Расход сырьевой смеси, а, следовательно, нагрузка колонны по пару, относительно невелик, соответственно диаметр колонны будет не более 1м. Межтарельчатое расстояние определяет металлоемкость установки, но непосредственно связана с уносом жидкости. При этом унос жидкости на вышележащие тарелки обуславливается конструкцией тарелочных устройств. Эти факторы определяют выбор конструктивного исполнения тарелок. По совокупности требований оптимальным будет выбор колпачковой конструкции. Она обеспечивает широкий диапазон нагрузок по пару (2-3,5), межтарельчатое расстояние (200-600мм).

Внутренний дефлегматор и конденсатор паров не выполняют свою функцию. Дефлегматор не справляется с возвратом флегмы в процесс. В связи с этим поток паровой фазы в конденсатор увеличен по сравнению с проектной нагрузкой, он запирается конденсатом, что приводит к колебаниям давления в системе при увеличении нагрузки. Также наблюдается повышенный сброс в атмосферу газообразных продуктов через дыхательный клапан. Для исключения этих явлений предлагается заменить встроенный дефлегматор и

конденсатор на один кожухотрубчатый выносной конденсатор. Таким образом, увеличится поверхность теплообмена и повысится возможность управления процессом путем плавного и четкого регулирования флегмового числа, за счет контроля расхода флегмы в колонну.

Оптимизированная технологическая схема установки приведена на рисунке 9.

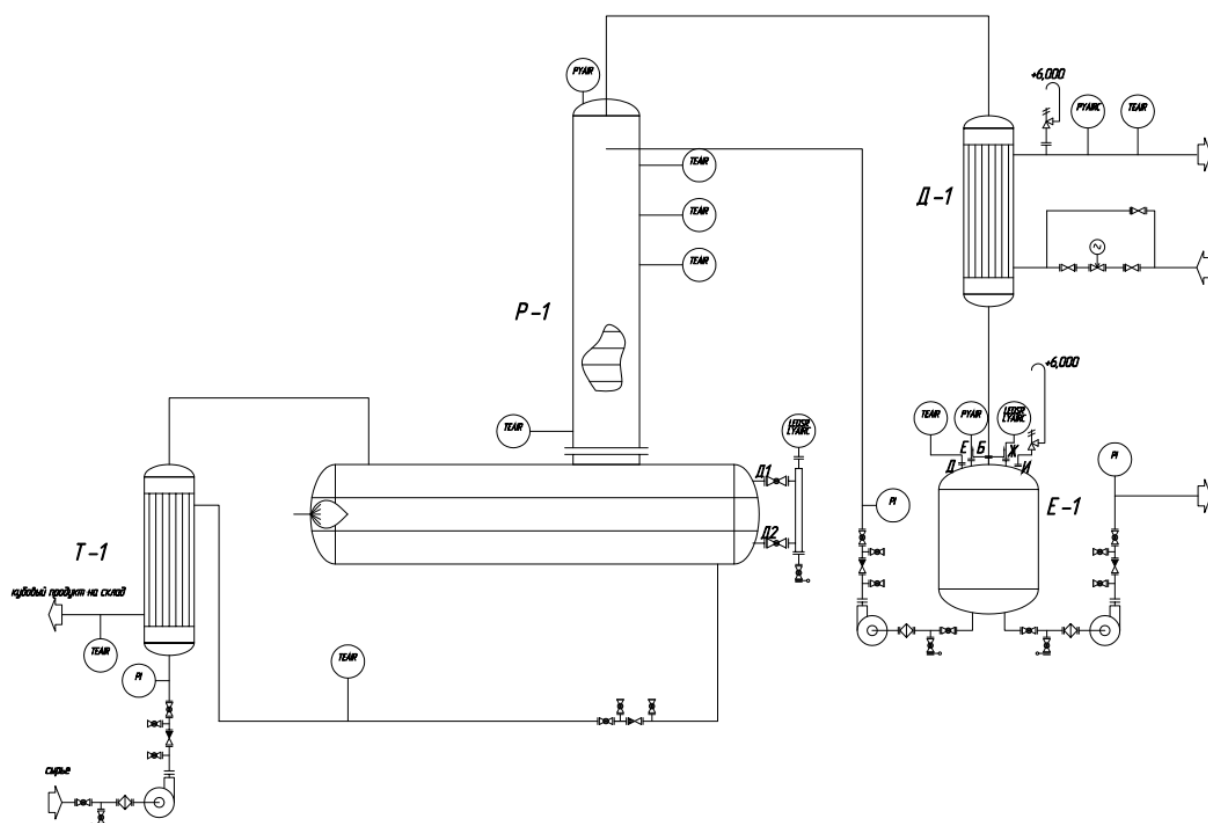


Рисунок 9 – Оптимизированная технологическая схема ректификационной установки

Можно сделать вывод о том, что существующая установка не справляется со своими функциями. Недостаточна поверхность контакта фаз. Изменение конструкции колонны с насадочной на тарельчатую и замена теплообменников паровой фазы приведет к стабилизации работы установки и получению продукции высокого качества.

3 Расчетная часть

3.1 Расчет параметров исходного сырья

Данные по составу сырья представлены в виде разгонки по Энглеру в таблице 5. Расчетная производительность составляет 30 м³/сутки.

Таблица 5 - Состав сырья

Температура кипения, °С	Доля отгона, %об.
45	0
50	2
60	4
70	7
80	12
90	19
100	28
110	37
120	48
130	59
140	60
150	77
160	83
170	88
180	92
190	93
200	100

Дистиллят включает в себя фракции с температурой кипения ниже 115°С, примеси фракций температурой кипения свыше 115°С составляют не более 2%масс.

3.2 Материальный баланс

Для расчета материального баланса необходимо переработать исходные данные по составу сырья так как для расчетов необходимы как массовые, так и мольные расходы, и концентрации, а также среднемолекулярные и среднемассовые температуры кипения фракций и прочие физические

параметры. Взаимосвязь между концентрациями может быть определена по следующим формулам [1]:

среднемолекулярная температура кипения по формуле 1:

$$t_M = \frac{N_1 t_1 + N_2 t_2 + \dots + N_n t_n}{N_1 + N_2 + \dots + N_n} \quad (1)$$

среднемассовая температура кипения по формуле 2:

$$t_G = \frac{G_1 t_1 + G_2 t_2 + \dots + G_n t_n}{G_1 + G_2 + \dots + G_n} \quad (2)$$

Для определения физических характеристик фракций использовались зависимости на рисунках 10-13 [1].

Результаты расчетов сведены в таблицы 6-7.

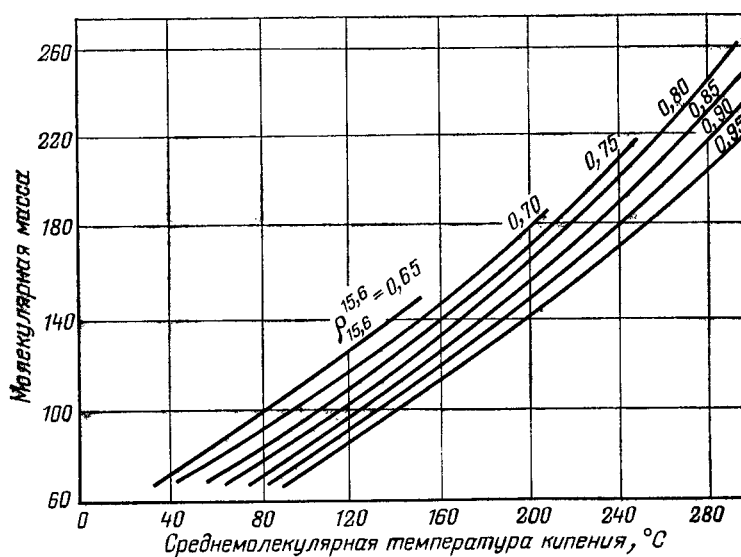


Рисунок 10 - Зависимость молекулярной массы от среднемолекулярной температуры кипения и относительной плотности

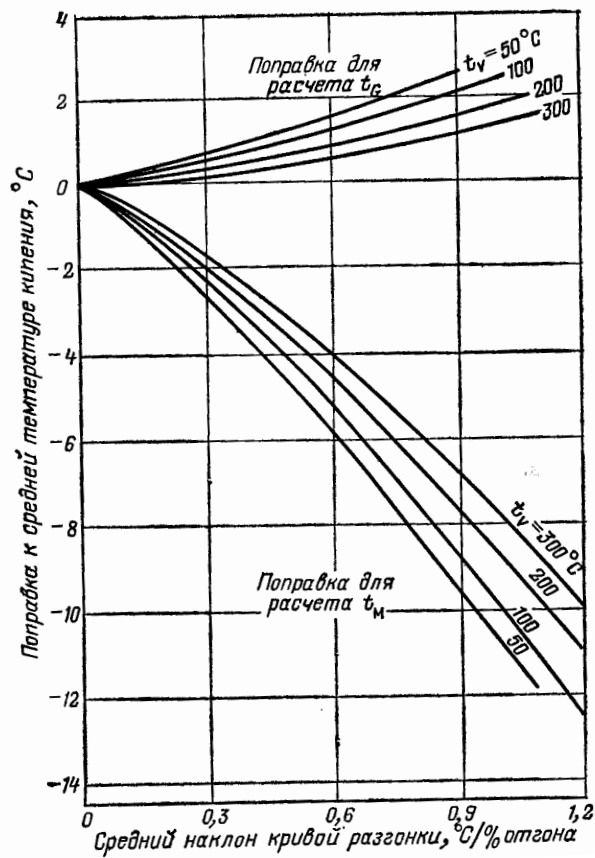


Рисунок 11 - График для определения поправок при вычислении точек кипения нефтяных фракций

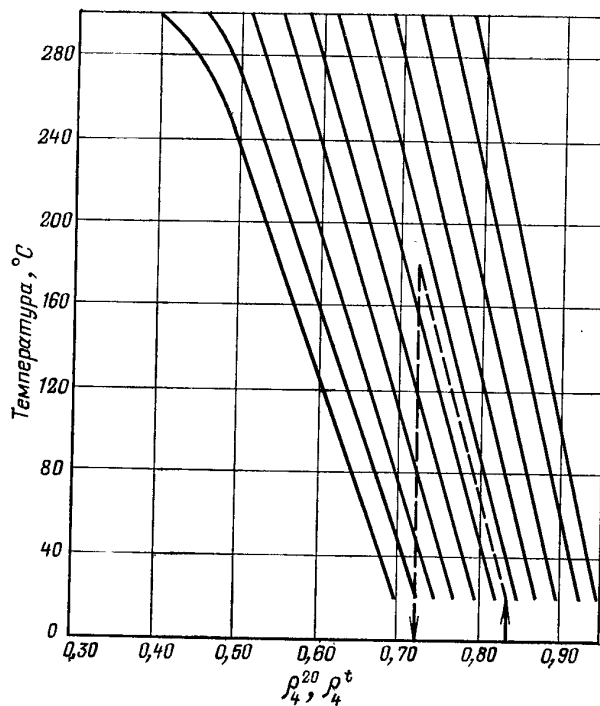


Рисунок 12 - График для определения относительной плотности жидких нефтепродуктов при различных температурах

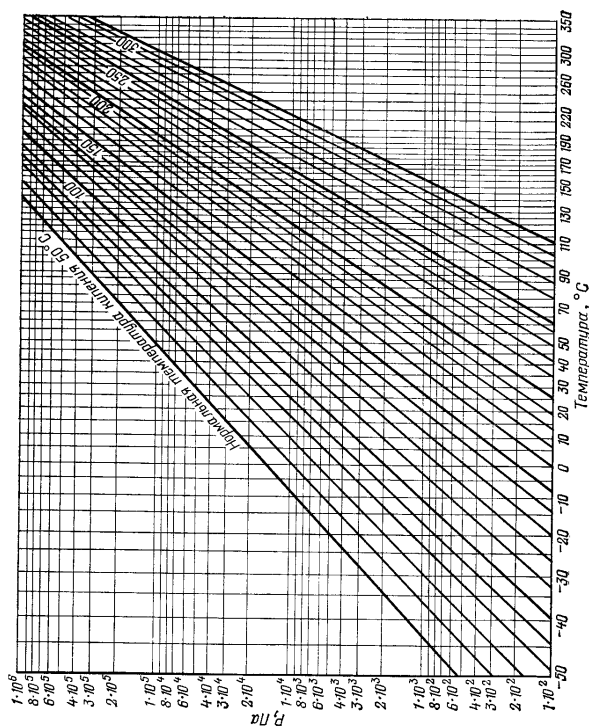


Рисунок 13 - График для определения давления насыщенных паров смесей углеводородов

Таблица 6 - Соотношение между температурами фракций

Среднеобъемная температура	Среднемассовая температура	Среднемолярная температура	Доля отгона
45	47,5	47,5	0
50	55	55	2
60	65	64,75	4
70	75	74,5	7
80	85	84,25	12
90	95,25	93,5	19
100	105,75	102,5	28
110	113,5	109,25	37
120	118,5	113,75	48
130	126	121	59
140	136	130,5	60
150	146,25	139	77
160	156,5	147,5	83
170	166,5	157	88
180	176,75	167	92
190	187	177	93
200	197	186,5	100

Таблица 7 - Основные физические характеристики

Компонент	%об	Мср	плотность при с.у.	%масс	%мол
Фракция 45-50	2	65	0,6	1,579927	2,673722
Фракция 50-60	2	68	0,616	1,622058	2,623918
Фракция 60-70	3	72	0,626	2,472585	3,777561
Фракция 70-80	5	78	0,641	4,219721	5,950889
Фракция 80-90	7	84	0,656	6,045853	7,917189
Фракция 90-100	9	90	0,672	7,962831	9,732349
Фракция 100-110	9	96	0,684	8,105024	9,287007
Фракция 110-115	5,5	102	0,687	4,974794	5,364974
Фракция 115-120	5,5	105	0,69	4,996518	5,234448
Фракция 120-130	11	111	0,694	10,05097	9,960418
Фракция 130-140	11	119	0,698	10,1089	9,34436
Фракция 140-150	17	124	0,703	15,73475	13,95825
Фракция 150-160	6	130	0,718	5,671937	4,799331
Фракция 160-170	5	138	0,73	4,805611	3,830559
Фракция 170-180	4	148	0,733	3,860288	2,869133
Фракция 180-190	1	155	0,736	0,969022	0,687693
Фракция 190-200	7	161	0,74	6,820017	4,659639
		110	0,71	100,0008	100,0008

Массовый расход по сырью будет $F=22500$ кг/сутки, тогда расход дистиллята $D=8320,3125$ кг/сутки.

Для удобства расчета исходную смесь разобьем на меньшее количество фракций причем выделим граничные фракции, так как именно их разделение влияет на основные параметры процесса. Состав продуктов приведен в таблице 8.

Таблица 8 - Состав дистиллята и кубового остатка

Компонент	Дистиллят		Остаток	
	кг/сутки	%масс	кг/сутки	%масс
Фракция 45-70	1276,778	15,34363149	0	
Фракция 70-110	5925,022	71,20370611	0	
Фракция 110-115	1096,942	13,18245785	22,38657474	0,157886
Фракция 115-120	22,48433	0,270204554	1101,732303	7,770194
Фракция 120-160	0		9352,475205	65,96026
Фракция 160-200	0		3702,360873	26,11166
Итого	8321,226		14178,95495	

Материальный баланс колонны представим в виде таблице 9.

Таблица 9 - Материальный баланс

Компонент	Молекулярный вес	Состав			
		мольные доли	%масс	кмоль/ч	кг/ч
Сырье					
Фракция 45-70	68,78	0,0884	5,6745	0,7734	53,1991
Фракция 70-110	88,08	0,3203	26,3332	2,8029	246,8759
Фракция 110-115	102	0,0523	4,9748	0,4572	46,6387
Фракция 115-120	105	0,0510	4,9965	0,4461	46,84236
Фракция 120-160	120,13	0,3707	41,5662	3,2439	389,6865
Фракция 160-200	150,25	0,1173	16,4548	1,0267	154,265
Итого		1	100	8,7504	937,5076
Дистиллят					
Фракция 45-70	68,78	0,1918	15,3436	0,7734	53,1991
Фракция 70-110	88,08	0,6949	71,2037	2,802906	246,8759
Фракция 110-115	102	0,1111	13,1825	0,448097	45,7059
Фракция 115-120	105	0,0022	0,2702	0,008922	0,9368
Фракция 120-160	120,13	0	0	0	0
Фракция 160-200	150,25	0	0	0	0
Итого		1	100	4,0334	346,7178
Остаток					
Фракция 45-70	68,78	0	0	0	0
Фракция 70-110	88,08	0	0	0	0
Фракция 110-115	102	0,0019	0,1579	0,0091	0,9328
Фракция 115-120	105	0,09268	7,7702	0,4372	45,9055
Фракция 120-160	120,13	0,6877	65,9603	3,2440	389,6865
Фракция 160-200	150,25	0,2177	26,1117	1,0267	154,265
Итого		1	100	4,7170	590,7898

Поскольку начальные условия разделения соответствуют четкой ректификации, воспользуемся понятием о двух ключевых компонентах. Легким ключевым компонентом будет фракция 110-115, а тяжелым фракция 115-120. Компоненты, более летучие, чем легкий ключевой, будут целиком переходить в дистиллят, а компоненты, менее летучие, чем тяжелый ключевой, в кубовый остаток [2].

3.3 Выбор оптимальной температуры и давления процесса

Принимаем, что давление в веру колонны равно 1 ат и в низу - 1,3 ат. Расчетные температуры верха и низа колонны составляют 100 и 180° С (таблица 10). Константы равновесия взяты из номограммы на рисунке 5 [3]. Коэффициенты находились исходя из среднемольных температур кипения различных фракций и привязки их к основному компоненту фракции по номограмме, представленной на рисунке 14.

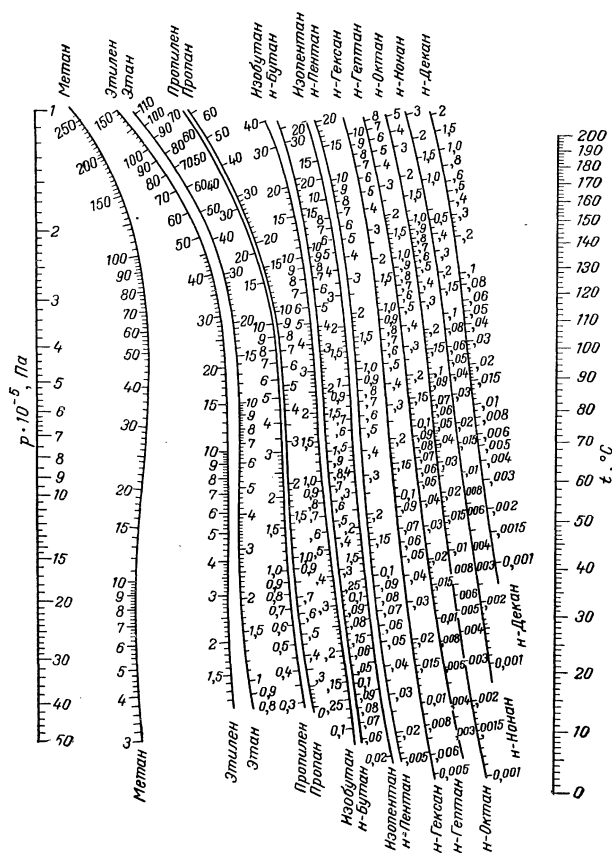


Рисунок 14 - Диаграмма для определения k-фактора углеводородов

Таблица 10 - Определение температур дистиллята и остатка

Компонент	Температура верха		100	Температура низа		180
	y	k	y/k	x	k	kx
Фракция 45-70	0,1918	1,6	0,1199	0	10	
Фракция 70-110	0,6949	0,969	0,7172	0	9,5	
Фракция 110-115	0,1111	0,7	0,1587	0,0019	3,8	0,0074
Фракция 115-120	0,0022	0,45	0,0049	0,0927	2,7	0,2502
Фракция 120-160	0	0,45	0	0,6877	1	0,6877
Фракция 160-200	0	0,1	0	0,2176	0,8	0,1741
	1		1,0006	1		1,1195

3.4 Определение оптимального значения флегмового числа

Минимальное флегмовое число определяем по уравнениям 3 и 4:

$$R_{\text{мин}} + 1 = \sum_{i=1}^p \frac{\alpha_{i-h} X_{D,i}}{\alpha_{i-h} - \theta'} \quad (3)$$

$$e' = \sum_{i=1}^p \frac{\alpha_{i-h} X_{F,i}}{\alpha_{i-h} - \theta} \quad (4)$$

Результаты расчетов представлены в таблице 11. Летучести компонентов вычислены по отношению к фракции 160-200 при средней температуре в колонне 140° С.

Таблица 11 - Летучесть основных фракций

Компонент	x _f , мольные доли	α
Фракция 45-70	0,088391	25
Фракция 70-110	0,320317	12,5
Фракция 110-115	0,052254	7,5
Фракция 115-120	0,050983	6
Фракция 120-160	0,37072	2,5
Фракция 160-200	0,117336	1

Для уточнения результатов проведен дополнительный расчет с более широким составом исходной смеси, результаты приведены в таблице 11. Данные по летучести брались на основании рисунка.

3.5 Расчет числа теоретических тарелок

Вначале число теоретических тарелок определим с помощью эмпирического метода.

При четком разделении многокомпонентных смесей, когда составы дистиллята и остатка можно с достаточной точностью определить начальными условиями разделения, для расчета минимального флегмового числа можно воспользоваться широко распространенными уравнениями Андервуда [2].

Корни уравнения определяют методом последовательного приближения; искомый корень находится между значениями относительной летучести легкого и тяжелого ключевых компонентов. Относительные летучести компонентов подсчитываются при средней температуре в колонне. Уравнения получены на основе анализа разделения многокомпонентных смесей при допущении постоянства мольных потоков пара и жидкости и относительных летучестей компонентов по высоте колонны [2]. Результаты расчетов сведены в таблицу 12.

Таблица 12 - Определение минимального флегмового числа по уравнениям и при $e' = 0$

Компонент	x _F , мольные доли	$\frac{\alpha x_F}{\alpha - \theta}$	
		α	$\theta=6,873$
Фракция 45-50	2,673722	33,33333	-21,2236671
Фракция 50-60	2,623918	26,66667	-16,4673519
Фракция 60-70	3,777561	16,66667	-20,3393929
Фракция 70-80	5,950889	13,33333	-86,0472913
Фракция 80-90	7,917189	11,66667	88,45835378
Фракция 90-100	9,732349	10,66667	36,30607059
Фракция 100-110	9,287007	10	38,4713343
Фракция 110-115	5,364974	7,333333	-26,0891749
Фракция 115-120	5,234448	7	-22,3618969
Фракция 120-130	9,960418	6	19,35679133
Фракция 130-140	9,34436	4,666667	17,64494821
Фракция 140-150	13,95825	3,666667	7,223492741
Фракция 150-160	4,799331	3,333333	-7,7147192
Фракция 160-170	3,830559	3	-3,77712435
Фракция 170-180	2,869133	1,666667	-1,19431731
Фракция 180-190	0,687693	1,333333	-0,14824224
Фракция 190-200	4,659639	1	-2,10523237
Итого			-0,007419393

Для приблизительной оценки оптимального флегмового числа можно воспользоваться рекомендациями Джиллиленда [2].

Определяем параметр по формуле 5:

$$\frac{R - R_{\text{мин}}}{R + 1} = 0,405 \quad (5)$$

Минимальное число теоретических тарелок определяется так же, как и для бинарных смесей, по уравнению Фенске – Андервуда [2], которое применительно к рассматриваемому случаю принимает следующий вид уравнения 6:

$$N_{\text{мин}} = \frac{\lg \left(\frac{x_{D,l} \cdot x_{R,h}}{x_{D,h} \cdot x_{R,l}} \right)}{\lg \alpha_{l-h}} \quad (6)$$

$$N_{\text{мин}} = 35,9$$

Величину $\alpha_{1-h} = 1,242$ - относительную летучесть фракции 110-115 (по отношению к фракции 115-120) находят как среднее геометрическое от летучестей компонентов в верху и в низу колонны.

Используя рисунок 15 найдем оптимально число тарелок

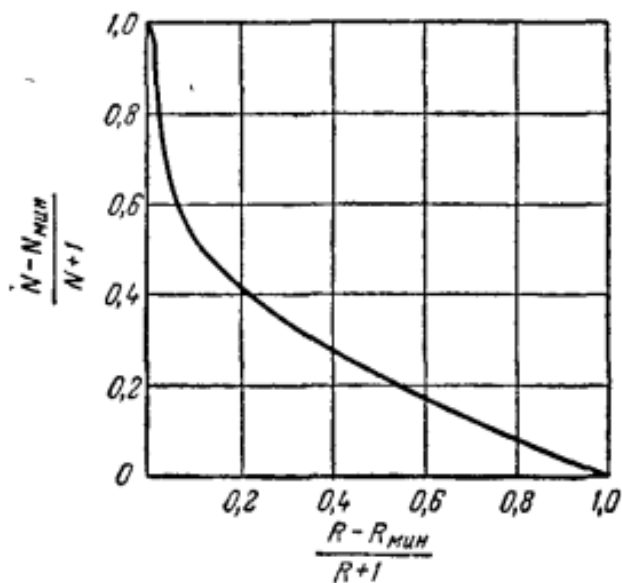


Рисунок 15 - Расчет числа теоретических тарелок при ректификации многокомпонентных смесей

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,25$$

Откуда $N=47,53$

Принимаем реальное число тарелок 50шт

3.6 Гидравлический расчет

Внутренние материальные потоки:

Расход пара в колонне по формуле 7:

$$G = (R + 1)D \quad (7)$$

$G=21,12$ кмоль/ч

Расход жидкости в колонне по формуле 8:

$$L = G + R \quad (8)$$

$$L=17,09 \text{ кмоль/ч}$$

Уравнение рабочей линии:

$$y_{n-1} = 0,809x_n + 0,191x_D$$

Принимаем расстояние между тарелками $H=300$ мм. Исходя из рекомендаций [2] приведенных в таблице 13.

Таблица 13 - Рекомендуемые межтарельчатые расстояния

D, м	<0,8	0,8-1,6	1,6-2,0	2,0-2,4	>2,4
H, мм	200-350	350-400	400-500	500-600	>600

Таблица 14 - Ориентировочные значения допустимого диапазона изменения нагрузок в зависимости от межтарельчатого расстояния [3]

Тарелка \ расстояние, мм	300	450	600
Клапанная	2,5	3-4	4-5
Колпачковая с круглыми колпачками	2	3	3,5-4
Струйная с отбойниками	2,5	2,5	3
Ситчатая, струйная	1,5	2	3
С S-образными элементами	-	2	2,5

Диапазон изменения нагрузок, не влияющих на устойчивость работы тарелки в барботажном режиме, будет равен 2, исходя из данных таблицы 14

3.7 Определение диаметра колонны

Диаметр колонны с переливными тарелками определяется по максимально допустимой скорости газа, значение которой должно быть

несколько ниже предельных нагрузок, лимитирующих дальнейшее повышение производительности аппарата.

Предельные нагрузки колонн в зависимости от условий эксплуатации определяются следующими факторами: захлебыванием тарелок, чрезмерным уносом жидкости с тарелки, чрезмерным перепадом давления в колонне. Производительность аппарата может лимитироваться также и некоторыми другими случайными факторами, не характерными для условий нормальной его эксплуатации: неправильно сконструированным узлом ввода паров в низ колонны из подогревателя, накоплением на верхних тарелках колонны третьей, более тяжелой фазы, например воды (при работе с водяным паром), возможным увеличением давления в колонне до критического и т. д.

«Экспериментальное изучение предельных нагрузок, а также обобщение обширного материала по эксплуатации промышленных колонн показывают, что для большинства ректификационных колонн, работающих под атмосферным и повышенным давлением, предельные нагрузки определяются захлебыванием тарелок; для вакуумных колонн - чрезмерным уносом жидкости с паром на нижнюю тарелку концентрационной части колонны или с тарелки на тарелку или чрезмерным перепадом давления в колонне; и, наконец, для абсорбционных колонн - недопустимым уносом жидкости с верхней тарелки в линию сухого газа. Для указанных выше условий работы различных колонн наибольшие нагрузки соответствуют работе колонн при атмосферном и повышенном давлении и значительно меньшие нагрузки достигаются в вакуумных колоннах и абсорберах» [6].

Опыт эксплуатации промышленных ректификационных колонн, предназначенных для разделения легких углеводородных газов при высоком давлении, показывает, что предельные нагрузки в этом случае также значительно меньше, чем в остальных колоннах, где они определяются захлебыванием тарелок [5]. Возможно, что этот факт объясняется интенсивным вспениванием жидкости в переливном устройстве из-за

большого расхода на единицу длины слива и низкого поверхностного натяжения жидкости [2].

Опыт промышленной эксплуатации и многочисленные исследования показали также, что величина предельной нагрузки зависит главным образом от типа или конструкции тарелки, расхода жидкости, расстояния между тарелками и соотношения плотностей фаз. В настоящее время в практике проектирования наибольшее распространение получила следующая зависимость для расчета максимально допустимой скорости газа, формула 9:

$$\omega_{\text{макс}} = c_{\text{макс}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} \quad (9)$$

Коэффициент C определяется в зависимости от типа тарелки, расстояния между тарелками и нагрузки по жидкости на единицу длины слива, в зависимости от плотности пара или величины комплекса (L/G) $(\rho_{\text{п}}/\rho_{\text{ж}})$ 0,5, характеризующего одновременно нагрузку по жидкости и физические свойства систем. Наиболее точные результаты расчета $c_{\text{макс}}$, согласующиеся с опытом эксплуатации колонн, работающих при атмосферном и избыточном давлении дает формула 10:

$$c_{\text{макс}} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 k_2 c_1 - c_2 (\lambda - 35)] \quad (10)$$

Коэффициент k_1 зависит от типа тарелки и определяется по таблице 15.

Таблица 15 - Зависимость коэффициента k_1 от типа тарелки

Тип тарелки	Значение
Колпачковая	1
с S-образными элементами	1
Клапанная	1,15
Ситчатая	1,2
Струйная с отбойниками	1,4

$$k_1 = 1$$

Коэффициент λ для колонн с низкой плотностью орошения (до $10 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$) принимается равным 10.

Для колпачковых тарелок при принятом межтарельчатом расстоянии $k_2 = 1$, $c_2 = 0$. Коэффициент c_1 вычисляется по формуле 11:

$$c_1 = 5,9 \frac{\sqrt{\Delta H}}{d_k^{2/3}} \quad (11)$$
$$c_1 = 666,73$$

Диаметр колпачка принят равным 60 мм

Плотность паров $\rho_{\text{п}} = 4,13 \text{ кг/м}^3$

Плотность жидкости $\rho_{\text{ж}} = 710 \text{ кг/м}^3$

Тогда $\omega_{\text{макс}} = 0,74 \text{ м/с}$

Объем паров по формуле 12:

$$V = 22,4 \frac{(273 + t_{\text{ср}}) \cdot (R + 1) \cdot D \cdot P_0}{273 \cdot P_{\text{ср}} \cdot M_{\text{ср}} \cdot 3600} \quad (12)$$
$$V = 0,122 \text{ м}^3/\text{с}$$

Диаметр колонны по формуле 13:

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi\omega}} \quad (13)$$

Расчетный диаметр $D = 0,45 \text{ м}$

Принимаем ближайший стандартный $D = 0,5 \text{ м}$

Тогда скорость пара в ней $\omega = 0,59 \text{ м/с}$

По литературным данным рабочая скорость пара в колоннах с применением колпачковых тарелок находится в диапазоне 0,4-0,8м/с. Рассчитанное значение укладывается в данный диапазон.

Удельная нагрузка по жидкости по формуле 14:

$$L_V = \frac{D \cdot (R + 1) \cdot \rho_{ж}}{B} \quad (14)$$

$$L_V = 3,44 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$$

3.8 Конструкция тарелок

«В колонне принимаем однопоточные неразборные тарелки. Общая длина слива составляет 0,28 м ($B / D = 0,75$); эффективная рабочая площадь тарелки $\varepsilon_{эф} = 0,54 \text{ м}^2 / \text{м}^2$ свободное сечение тарелки $F_{св} - 0,0715 \text{ м}^2 / \text{м}^2$; число колпачков на тарелке $n_k = 13$; диаметр колпачка $dK = 0,06 \text{ м}$, шаг колпачков $l_{ш} = 0,09 \text{ м}$, l относительная длина пути жидкости $z_{ж}/D = 0,85$, рабочая площадь тарелки $e = 0,55$; расстояние от нижнего обреза колпачка до основания тарелки 5 мм высоту прорезей принимаем равной 30 мм, затопление прорезей -40 мм» [8]. Данные по конструкции взяты из ОСТ 26-01-66-86 (таблица 16).

Таблица 16 - Параметры тарелок

Диаметр, мм	Общая длина слива, мм	Рабочая площадь тарелки, %	Свободное сечение тарелки, %	Число колпачков, шт	Диаметр, колпачка, мм	Шаг колпачков, мм	Вес тарелки, кг
500	280	54	7,15	13	60	90	28,2

Высоту подпора жидкости на тарелке определяем по уравнению 15:

$$\Delta h = k_1 k_2 L_V^{2/3} \quad (15)$$

$$\Delta h = 7,65 \text{ мм}$$

$k_1=3$ (принимается из диапазона 2,8-3,2), $k_2=1,02$ (принимается из диапазона 1,01-1,02 для колонн малых диаметров)

Высота сливной планки

$$h_{\Pi} = 5 + 30 + 40 - 7,65 = 67,35 \text{ мм} \quad (16)$$

3.9 Диапазон устойчивой работы

Минимальная скорость пара для обеспечения устойчивой работы колонны может быть найдена с использованием графических зависимостей (рисунок 16).

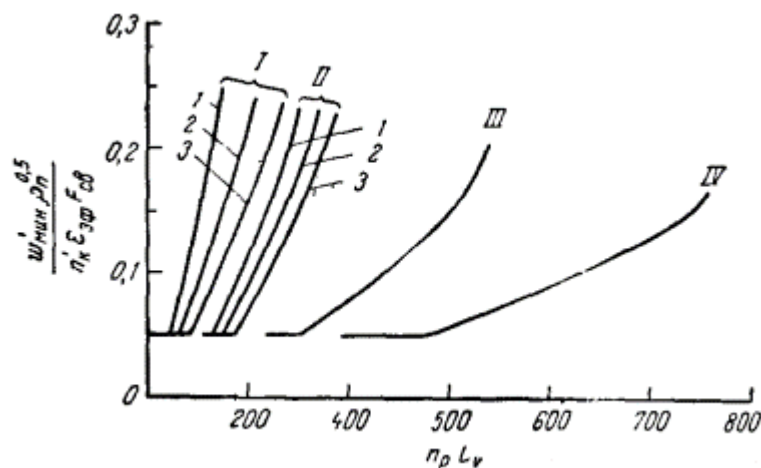


Рисунок 16 - Линии минимально допустимых нагрузок по пару для колпачковых тарелок с круглыми колпачками диаметром 60мм

При $n_p L_V < 80$,

$$\frac{\omega'_{\text{мин}} \rho_{\Pi}^{0,5}}{n'_K \varepsilon_{\text{эф}} F_{\text{св}}} = 0,05$$

Для принятой конструкции тарелки число колпачков, приходящееся на 1 м² рабочей площади тарелки:

$$n'_k = \frac{n_k}{0,785 \cdot D^2 \cdot \varepsilon_{эф}} \quad (17)$$
$$n'_k = 122,67$$

Число рядов колпачков, перпендикулярных потоку жидкости $n_p=3$

Тогда $\omega'_{мин}=0,216$ м/с

Расчетная минимально допустимая скорость пара, при которой наблюдается устойчивая и эффективная работа колпачковой тарелки, должна быть несколько увеличена, а именно по уравнению 18:

$$\omega_{мин} = \omega'_{мин} + 8,47 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{\rho_{ж}-\rho_{п}}{\rho_{п}}} \quad (18)$$
$$\omega_{мин}=0,326$$
м/с

Диапазон устойчивой работы

$$n = \frac{0,59}{0,326} = 1,81$$

Следовательно, производительность колонны может быть уменьшена примерно в 1,8 раза без заметного понижения эффективности разделения.

3.10 Гидравлическое сопротивление тарелок

Сопротивление сухой тарелки по формуле 19:

$$\Delta P_{сух} = \xi \cdot \frac{\omega_0^2}{2g} \cdot \rho_{п} \quad (19)$$

$\xi = 2,8$ исходя из данных рисунка 17, площадей колпачков и отверстий в тарелке $F_k/F_{патр}=1,25$

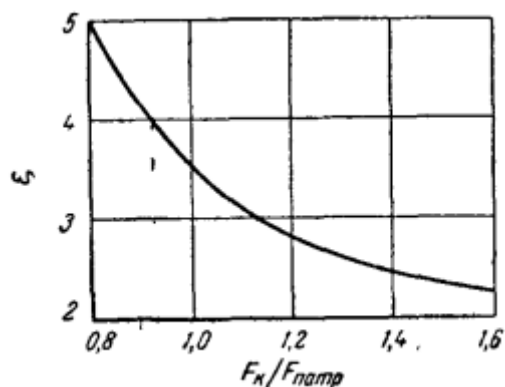


Рисунок 17 - Определение коэффициентов сопротивления колпачковых тарелок с круглыми колпачками

$$\Delta P_{\text{сух}} = 101,95 \text{ Па}$$

Высота открытия прорезей 30мм

Высота погружения прорезей 30мм

Градиент уровня жидкости определяем по уравнению 20:

$$\Delta_0^{1,5} + \frac{3 \cdot n_p}{(1,5n_p - 1,4)} \left[h_{\text{п}} + \Delta h + h_3 \left(\frac{l_c}{l_{\text{ш}}} - 1 \right) \right] \Delta_0^{0,5} - \frac{6,66 \cdot 10^3 B L_V n_p^{1,5}}{c l_c (1,5n_p - 1,4)} = 0 \quad (20)$$

Уравнение решается графически при помощи номограммы представленной на рисунке 18.

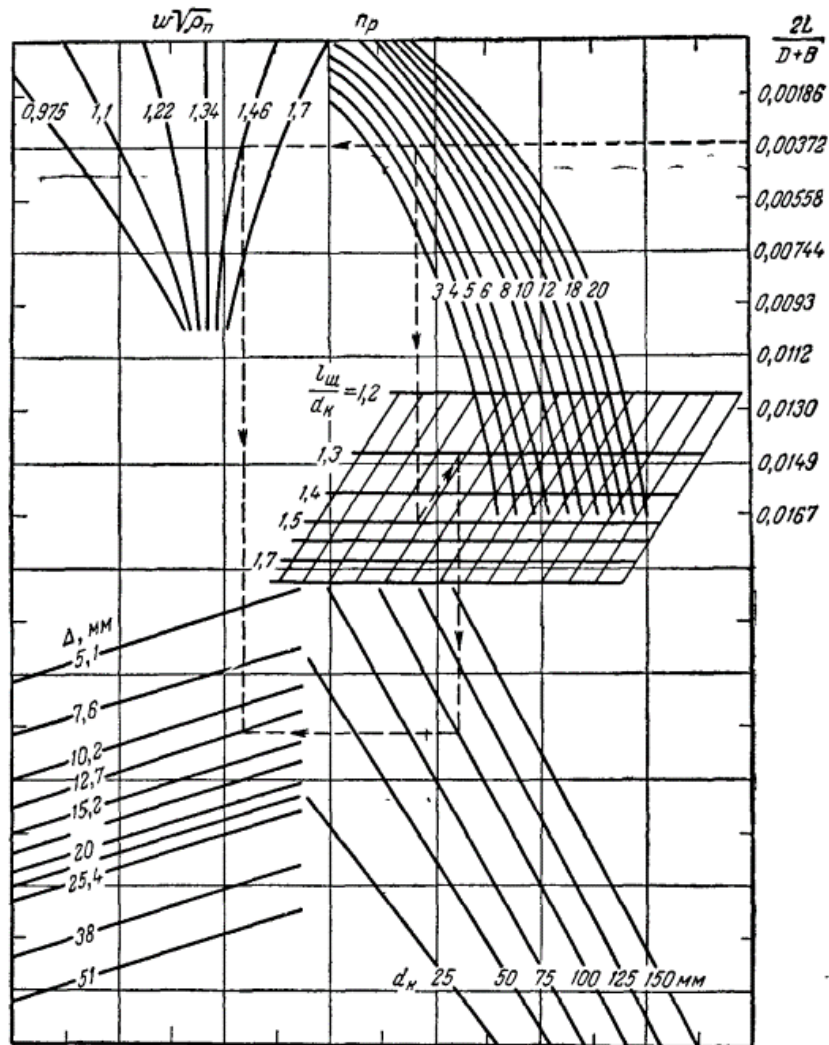


Рисунок 18 - Номограмма для определения градиента уровня жидкости на колпачковых тарелках в области устойчивой работы

Градиент уровня жидкости составляет $\Delta=8\text{мм}$

Тогда общее сопротивление орошаемой тарелки по уравнению 21:

$$\Delta P_{\text{ж}} = \left(h_{\text{погр}} + h_{\text{откр}} + \Delta h + \frac{\Delta}{2} \right) \rho_{\text{ж}} \quad (21)$$

$$\Delta P_{\text{ж}} = 147,39 \text{ Па}$$

Тогда общее гидравлическое сопротивление колонны будет

$$\Delta P_{\text{общ}} = 50 \cdot 147,39 = 7349,63 \text{ Па или } 0,07 \text{ ат}$$

Что меньше принятого расчетного давления в нижней части колонны.

Расчетные параметры колонны представлены в таблице 17.

Таблица 17 - Основные расчетные параметры колонны

Параметр	Значение
Число тарелок	50шт
Диаметр	0,5м
Межтарельчатое расстояние	0,3м
Диаметр колпачка	60мм
Число колпачков на тарелке	13
Высота сливного патрубка	70мм
Внутренний диаметр патрубков колпачка	40мм

Эскиз аппарата приведен в приложении А Рисунок А.1.

Расчеты показывают, что для реализации процесса ректификационного разделения бензиновой фракции, на составляющие фракции начало кипения-115°C и 115°C-конец кипения, потребуется колонна с 50 колпачковыми тарелками. Общая высота колонны 16,7 м. Диаметр колонны составляет 0,5 м. Гидравлическое сопротивление колонны в режиме работы составляет 0,007 МПа, что позволяет вести процесс в режиме атмосферного давления без значимых энергетических затрат.

Заключение

В работе предложена и обоснована технология переработки широкой фракции прямогонного бензина. Из сырья заданного состава наиболее обосновано получение двух целевых продуктов: петролейного эфира и озокеритового растворителя, при одностадийном варианте ректификационного процесса.

В работе действующей установки выявлены проблемы значительного колебания технологических параметров и, связанной с этим, нестабильности качества продуктов разделения. В ходе экспериментов определена невозможность удержания режима в нормах, из-за недостаточности поверхность контакта фаз. Замена насадки на лучшие промышленные образцы не устранит проблему, в связи с недостаточной высотой существующей колонны.

Предложено изменение конструкции колонны с насадочной на тарельчатую и замена теплообменников паровой фазы. Что должно привести к стабилизации работы установки и получению продукции высокого качества. Колонна устанавливается на существующие кубовый нагреватель.

Расчеты показывают, что для реализации процесса ректификационного разделения бензиновой фракции, на составляющие фракции начало кипения-115°C и 115°C-конец кипения, потребуется колонна с 50 капсульными колпачковыми тарелками. Межтарельчатое расстояние выбрано 300мм. Гидравлический расчет показывает отсутствие брызгоуноса. Общая высота колонны 16,7м. Диаметр колонны составляет 0,5м. Гидравлическое сопротивление колонны в режиме работы составляет 0,007 МПа, что позволяет вести процесс в режиме атмосферного давления без значимых энергетических затрат. Аппарат может быть изготовлен с небольшими затратами из трубного проката. Разработан эскиз аппарата.

Список используемой литературы и используемых источников

1. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования, М.: «Химия» 1971 г. - 296 с.
2. Ахметов С. А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов. - Уфа: Гилем, 2002. - 672 с.
3. Ахметов С.А., Иштияров М.Х., Веревкин А. П. Технология, экономика и автоматизация процессов переработки нефти и газа М.: Химия, 2005. - 796 с.
4. Арефьев С.Г. Способ разрушения молекулярных связей в жидких средах и установка для его осуществления//Патент РФ №2412750, 14.09.2009.
5. Багатуров С.А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. Изд 3-е, перераб. М.: «Химия», 1974г - 440с.
6. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти: В 3 т. - М.: Изд-во ЦИНТИхимнефтемаш, 2000-2003. - Ч. I, 2000. - 224 с.; Ч. II, 2002. -551 с.; Ч. III, 2003. - 504 с.
7. Валиев Б.Г., Дремин Ю.Л. Способ разделения нефти, нефтяного шлама, отработанных масел на отдельные фракции//Патент РФ №2377275, 09.03.2006.
8. Глазов Г.И., Гараев А.М., Тимерханов Р.В. Малотоннажные модульные установки, ХТТМ. 2003. - № 1-2. - С. 25-34.
9. Дьяконов Г.С., Клипов А.В., Малыгин А.В. Описание условий равновесия пар-жидкость в многокомпонентных смесях n-алканов на основе сферически-симметричного потенциала межмолекулярного взаимодействия // Вестник КГТУ. 2003. №2. С.314-322.
10. Дьяконов, С.Г. Теоретические основы проектирования промышленных аппаратов химической технологии на базе сопряженного физического и математического моделирования. Казань: Изд-во КГТУ, 2009. - 456 с.

11. Ким В.Д. Способ переработки нефтесодержащего песчаника в неопасные отходы с получением отмытого песка, нефти и/или нефтесодержащей жидкости//Патент РФ №2775096, 28.06.2021.
12. Кондратьев А.А., Богданов В.С. Исследование релаксационных методов расчета процесса разделения, Теоретические основы химической технологии. 1976. - № 3. - С. 453-455.
13. Комиссаров Ю.А., Гордеев Л.С., Вент Д.П. Научные основы процессов ректификации: В 2 т. Т. 2. Учебное пособие для вузов -М.: Химия, 2004.-416 с.
14. Лаптев А.Г. Теоретические основы и расчет аппаратов разделения гомогенных смесей: Учеб. Пособие / А.Г. Лаптев, А.М.Конахин, Н.Г.Минеев. - Казань: КГЭУ, 2007.
15. Мановян А.К. Технология переработки природных энергоносителей. М.: Химия, КолосС, 2004. - 456 с.
16. Основы проектирования химических производств: учебник для вузов/ В.И. Косинцев и др.; под ред. А.И. Михайличенко. М. - ИКЦ «Академ книга», 2005. - 332 с.
17. Островский, Г.М. Методы оптимизации химико-технологических процессов: учебное пособие -М.: КДУ, 2008.-424 с.
18. Островский, Г.М. Многокритериальная оптимизация химических процессов в условиях неопределенности ДАН. 2005. - Т. 400. - № 2. - С. 210-213.
19. Островский, Г.М. Выбор оптимальных тарелок питания в замкнутой системе ректификационных колонн ТОХТ. 2008. - Т.42. - №4. - С.401 - 412.
20. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов/ К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. - Л. :Химия, 1987.
21. Павлечко, В.Н. Анализ эффективности массообмена в ректификационных аппаратах. Журнал прикладной химии. 2009. - Т.82. -

вып.3. - С.441 - 444.

22. Поникаров И.И., Гайнуллин М.Г. Машины и аппараты химических производств и нефтегазопереработки: Учебник. - 2-е изд. перераб. и доп. - М.: Альфа-М, 2006. - 608 с.

23. Потехин, В.М. Основы теории химических процессов технологии органических веществ и нефтепереработки С. Петербург. - Хим. издат, 2005.- 911 с.

24. Стекольников М.Н. Углеводородные растворители: Свойства, производство, применение: Справочное изд. – М.: Химия, 1986. -120с.

25. Судаков Е.Н. Расчёты основных процессов и аппаратов нефтепереработки, Справочник Изд. 3-е перераб. и доп.: Химия.-1979.-568с.

26. Тимонин А. С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: Справочник: В 3 т. - Калуга: Изд. Н. Бочкаревой, 2002. - Т. 2 - 968 с.

27. Тимошенко, А.В. Энергосберегающие технологии ректификации углеводородов Мир нефтепродуктов. - 2005. - № 2. С. 1822.

28. Школьников В. М. Топлива, смазочные материалы, технические жидкости. Ассортимент и применение М.: Техинформ, 1999.- 596 с.

29. V. Talanquer, C. Cunningham, D.W. Oxtoby Bubble Nucleation in Binary Mixtures: A Semiempirical Approach. J. Chem. Phys. 2001. V. 114. № 15. P.6759

30. Raspanti, C.G. New strategies for flexibility analysis and design under uncertainty Computers and Chemical Engineering. 2000. - V. 24. - P. 2193.

31. Bansal, V. Simultaneous design and control optimization under uncertainty Chem. Engng. 2000. - V. 24. - P. 261.

32. B-G. Rong, A.Kraslawski, and I.Turunen. Synthesis of Functionally Distinct Thermally Coupled Configurations for Quaternary Distillations. Ind. Eng.Chem.Res., 42:1204, 2003.

33. R. Agrawal. Synthesis Of Multicomponent Distillation column Configurations. AIChE J., 49:379, 2003.

