

Федеральное государственное автономное  
образовательное учреждение  
высшего образования  
«СИБИРСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Институт нефти и газа  
Кафедра Технологические машины и оборудования нефтегазового  
комплекса

УТВЕРЖДАЮ  
Заведующий кафедрой  
\_\_\_\_\_ Э.А. Петровский

« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 2016 г.

**БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА**

направление 21.03.01 «Нефтегазовое дело»  
профиль 21.03.01.07 «Эксплуатация и обслуживание технологических  
объектов нефтегазового производства»

**Оптимизация работы ректификационной колонны  
первичной перегонки нефти**

Руководитель \_\_\_\_\_ к.т.н., доцент Е.А. Соловьёв

Выпускник \_\_\_\_\_ Р.С. Пивоваров

Красноярск 2016

Федеральное государственное автономное  
образовательное учреждение  
высшего образования  
«СИБИРСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Институт нефти и газа  
Кафедра Технологические машины и оборудования нефтегазового комплекса

УТВЕРЖДАЮ  
Заведующий кафедрой  
\_\_\_\_\_ Э. А. Петровский  
« \_\_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 2016 г.

**ЗАДАНИЕ**  
**НА ВЫПУСКНУЮ КВАЛИФИКАЦИОННУЮ РАБОТУ**  
**в форме бакалаврской работы**

Красноярск 2016

Студенту Пивоварову Руслану Сергеевичу

Группа ЗНБ 11-02

Направление подготовки 21.03.01 «Нефтегазовое дело»

Профиль 21.03.01.07 «Эксплуатация и обслуживание технологических объектов нефтегазового производства»

Тема выпускной квалификационной работы «Оптимизация работы ректификационной колонны первичной перегонки нефти»

Утверждена приказом по университету № \_\_\_\_\_ от \_\_\_\_\_

Руководитель ВКР Е.А. Соловьёв, доцент кафедры ТМиОНГК, Институт нефти и газа Сибирского федерального университета

Исходные данные для ВКР: В работе рассматривается ректификационная колонна для первичной перегонки нефти, оптимизация работы колонны.

Производительность колонны: 4.2 млн. т в год.

### **Перечень рассматриваемых вопросов (разделов ВКР):**

Введение. Актуальность темы и современное состояние проблемы

Раздел 1 – Литературный обзор. Аналитический обзор литературы, в том числе патентных источников по теме работы. Изучение основных характеристик нефтяного сырья, подаваемого на колонну первичной перегонки. Сравнительный анализ применяемых технологических процессов и оборудования для перегонки и ректификации нефти. Изучение конструктивных особенностей колонных аппаратов для первичной перегонки нефти. Анализ основных факторов, влияющих на эффективность и надёжность работы колонны. Заключение литературному обзору, постановка задач на проектирование. Отчёт о патентных исследованиях (способы и устройства для первичной перегонки нефти) выполнить отдельным приложением к бакалаврской работе.

Раздел 2 – Конструкторско-технологический раздел. Разработка технологической схемы установки. Расчёт основных параметров колонного аппарата. Разработка конструкции ректификационной колонны. Оптимизация работы ректификационной колонны.

Раздел 3 – Эксплуатация и ремонт. Разработка мероприятий по безопасной эксплуатации, техническому обслуживанию и ремонту установки.

Заключение. Выводы по результатам выполненной работы.

Перечень графического и иллюстративного материала: Чертёж общего вида  
ректификационной колонны (1 лист формата А3), чертёж общего вида первой  
секции колонны (1 лист формата А3), презентация (12 –16 страниц).

---

Руководитель ВКР \_\_\_\_\_ Е.А. Соловьёв

Задание принял к исполнению \_\_\_\_\_ Р.С. Пивоваров

«\_\_» \_\_\_\_\_ 2016 г.

## РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа по теме «Оптимизация работы ректификационной колонны первичной перегонки нефти» содержит 93 страниц текстового документа, 11 рисунков, 9 таблиц, 2 приложения, 18 использованных источников, 3 листов графического материала.

### РЕКТИФИКАЦИОННАЯ КОЛОННА, ОПТИМИЗАЦИЯ. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ТЕПЛО-МАССООБМЕНА, СНИЖЕНИЕ ЗАТРАТ ЭНЕРГИИ

Объектом исследования в данной бакалаврской работе является ректификационная колонна первичной перегонки нефти.

**Цель работы:** Проанализировать особенности применяемых технологических процессов и конструкций ректификационных колонн для первичной перегонки нефти. Исходя из заданной производительности, рассчитать основные параметры разработать ректификационную колонну.

Для достижения поставленной цели были решены следующие задачи:

- изучение особенностей конструкции ректификационных колонн
- сравнительный анализ применяемых технологических процессов и оборудования для перегонки и ректификации нефти
- анализ основных факторов, влияющих на эффективность и надёжность работы колонны
- разработка технологической схемы установки
- разработка конструкции ректификационной колонны
- оптимизация работы ректификационной колонны по критериям интенсификации тепло-массообменных процессов в колонне и снижения затрат энергии на обеспечение теплового режима работы колонны

В ходе выполнения выпускной работы была изучена литература о современных технологических процессах и аппаратах для перегонки и ректификации нефти. Разработана конструкция ректификационной колонны. Рассчитаны основные параметры колонны. Предложены технические решения по оптимизации работы колонны.

СОДЕРЖАНИЕ	стр.
ВВЕДЕНИЕ.....	8
1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР.....	9
1.1 Основные характеристики процесса ректификации.....	9
1.2 Основные схемы установок перегонки нефти.....	10
1.3 Конструкции ректификационных колонн атмосферной перегонки.....	12
1.4 Основные характеристики сырья и продуктов.....	14
1.5 Критерии оптимизации работы ректификационной колонны первичной перегонки нефти.....	16
1.6 Заключение к литературному обзору.....	20
2 КОНСТРУКТОРСКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ.....	21
2.1 Технологическая схема установки первичной перегонки нефти	21
2.2 Расчёт основных параметров колонны.....	25
2.2.1 Материальный баланс колонны.....	26
2.2.2 Тепловой баланс колонны.....	40
2.2.3 Диаметр и высота колонны.....	45
2.3 Разработка конструкции ректификационной колонны.....	50
2.4 Оптимизация работы ректификационной колонны.....	55
2.4.1 Интенсификация тепло-массообменных процессов за счёт изменения конструкции колпачковой тарелки.....	55
2.4.2 Снижение энергозатрат за счёт использования тепловой энергии продуктов перегонки.....	57
3 ЭКСПЛУАТАЦИЯ И РЕМОНТ.....	62
3.1 Мероприятия по безопасной эксплуатации ректификационной колонны.....	62

3.2 Мероприятия по техническому обслуживанию и ремонту ректификационной колонны.....	64
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	67
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ.....	68
Приложение А. Отчёт о патентных исследованиях.....	70
Приложение Б. Графические материалы.....	93

## **ВВЕДЕНИЕ**

Понятием «ректификация» обозначают процесс разделения гомогенных бинарных и многокомпонентных смесей летучих жидкостей за счет двустороннего массообмена и теплообмена между неравновесными газообразной (паровой) и жидкой фазами, движущимися противоположно друг другу. Во время ректификации разделяемой смеси одновременно протекают процессы ее частичного испарения и конденсации.

Разделение смесей обычно осуществляется в противоточных колонных аппаратах с контактными элементами (насадками и тарелками) при многократном, либо непрерывном контакте фаз. При каждом контакте фаз из жидкой разделяемой смеси преимущественно испаряется низкокипящий компонент, обогащающий пары, а из паровой фазы происходит конденсация и переход в жидкость преимущественно высококипящего компонента.

Ректификация является одним из наиболее важных технологических процессов химической промышленности, без которого немислимы нефтеперерабатывающие, спиртовые и многие другие производства. Область применения ректификации в химической технологии постоянно расширяется. Особенно процесс важен при производстве веществ высокой чистоты. Можно сделать вывод, что тема данного курсового проекта весьма актуальна, так знание технологического процесса и умение рассчитывать ректификационную установку необходимы для успешной работы по выбранной специальности.

Цель дипломного проекта заключается проектировании ректификационной установки для выделения низкокипящей фракции нефти. В рамках поставленной цели можно выделить такие задачи, как изучение технологической схемы установки и освоение методики расчета рассматриваемого процесса.



# 1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

## 1.1 Основные характеристики процесса ректификации

Ректификацией называют процесс разделения жидких неоднородных смесей на практически чистые компоненты, либо фракции, различающиеся по температуре кипения [1]. Физической сущностью проводящейся при перегонке нефти ректификации является двухсторонний массо- и теплообмен между потоками жидкости и пара при значительной турбулизации контактирующих фаз.

Отделяющиеся в результате массообмена пары обогащаются низкокипящими компонентами, а жидкость - высококипящими. При определенном количестве контактов между жидкостью и парами можно получить пары, в основном состоящие из низкокипящих компонентов. Жидкость же будет состоять из высококипящих компонентов. Ректификация, как и любой диффузионный процесс, ректификация проводится в противотоке пара и жидкости. Жидкое орошение при ректификации паров создается за счет конденсации вверху колонны части парового потока, а паровое орошение - за счет испарения части жидкости внизу колонны.

Конструкция ректификационных аппаратов различается в зависимости от способа контакта фаз и организации процесса в целом. Наиболее простой конструкцией ректификационных аппаратов является колонна, в которой движение жидкости от одной ступени контакта к другой происходит под действием силы тяжести. Основным аппаратом установок первичной перегонки нефти является вертикальная цилиндрическая ректификационная колонна. Внутри нее одна над другой располагаются тарелки. На их поверхности происходит контакт паровой и жидкой фаз. Причем наиболее легкие компоненты при жидком орошении испаряются и устремляются вверх вместе с парами, а наиболее тяжелые – конденсируясь, остаются в жидкости.

В итоге, в ректификационной колонне непрерывно протекают процессы испарения и конденсации. При ступенчатой ректификации контакт жидкости и пара может происходить в прямотоке, в противотоке и в перекрестном токе. При непрерывной ректификации во всем объеме колонны, контакт жидкости и пара при движении обеих фаз происходит только в противотоке.

В большинстве действующих установок ректификация протекает нечетко. Получаемые компоненты светлых и масляных дистиллятов не соответствуют требуемому фракционному составу, наблюдается налегание фракций, часть наиболее тяжелых фракций светлых нефтепродуктов - дизельного топлива - проваливается в низ колонны, в мазут. Поэтому большое внимание уделяется исследованию и анализу работы ректификационных колонн, разработке и испытанию новых типов барботажных тарелок, совершенствованию методик их расчета.

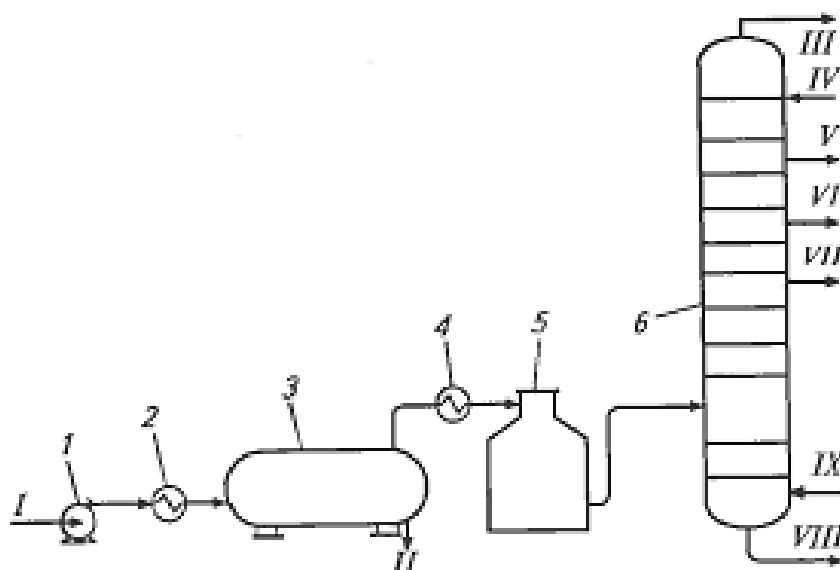
## **1.2 Основные схемы установок перегонки нефти**

Способы перегонки нефти на современных атмосферных установках и атмосферных секциях комбинированных установок могут быть различны. Основными из них являются однократное испарение в одной ректификационной колонне, двукратное испарение в двух колоннах, расположенных последовательно, перегонка с испарением легких фракций в испарителе (колонне предварительного испарения), либо эвапораторе.

Эти схемы характерны для большинства мощных современных индивидуальных и комбинированных технологических установок АВТ. Существуют различия в аппаратном оформлении однотипных установок - различие в числе тарелок, системах орошения, подводе и отводе тепла, неодинаковом числе получаемых боковых фракций и пр.

Перегонка необессоленной нефти проводится по схеме однократного испарения следующим образом (рисунок 1).

Нагретая в теплообменнике 2 горячими потоками сырая нефть направляется в электродегидратор 3. Обессоленная нефть оттуда насосом 1 через теплообменник 4 подается в печь 5, после чего - в ректификационную колонну 6, где протекает ее однократное испарение и разделение на необходимые фракции. При переработке обессоленной нефти в схемах установок отсутствуют электродегидраторы.



**Рисунок 1** - Перегонка нефти по схеме однократного испарения:

7 -сырьевой насос; 2, 4-теплообменники; 3 - электродегидратор; 5 - печь; 6 - ректификационная колонна;

I - сырая нефть, II - вода и соли; III - парогазовая смесь; IV- орошение; V- VII - компоненты светлых нефтепродуктов; VIII- мазут; IX- водяной пар

При значительном содержании в нефти низкокипящих фракций и растворенного газа, весьма затрудняется ее переработка по схеме однократного испарения, так как в питательном насосе и всех расположенных на схеме до печи аппаратах создается повышенное давление. Также возрастает нагрузка на печь и ректификационную колонну. В связи с ростом масштаба переработки сернистых и загазованных нефтей находит все большее распространение

перегонка нефти по схеме двукратного испарения - в двух ректификационных колоннах.

Для стабилизации состава сырья и повышения отбора светлых фракций (до 98 % от возможного количества) после атмосферной колонны рекомендуется помещать буферную ступень испарения мазута, подаваемого на следующую атмосферную колонну.

### **1.3 Конструкции ректификационных колонн атмосферной перегонки**

Современные ректификационные аппараты классифицируются в зависимости от их технологического назначения, давления, способа осуществления контакта между паром и жидкостью и внутреннего устройства, обеспечивающего этот контакт. По технологическому назначению на современных комбинированных установках АВТ ректификационные аппараты делятся на колонны атмосферной перегонки нефти, вакуумной перегонки мазута, стабилизации легких фракций, абсорбции жирных газов переработки нефти, вторичной перегонки широкой бензиновой фракции и др. По проводимому процессу различают следующие ректификационные колонны: атмосферные, вакуумные, стабилизаторы и др. В зависимости от давления колонны делятся на вакуумные, атмосферные и работающие под давлением. В качестве контактного устройства в колоннах применяют тарелки. Часто эти колонны именуется тарельчатыми. По способу контакта между паром (газом) и жидкостью все ректификационные аппараты на установках первичной перегонки нефти характеризуются непрерывной подачей обеих фаз.

На конструкцию ректификационной колонны оказывают влияние технологические особенности: система подачи сырья, отвод боковых жидких погонов, подача орошений, пара и др.

Типовая схема работы атмосферной ректификационной колонны состоит в следующем. Нагретое до 340-350 °С сырье (в основном в парожидкостном состоянии) поступает в среднюю часть колонны. Сверху отбирается

парогазовая смесь - продукт, обогащенный низкокипящими компонентами и содержащий водяной пар. В средней части с соответствующих тарелок отбирают боковые флегмы - компоненты светлых нефтепродуктов, а снизу остаток - мазут, обогащенный высококипящими компонентами. Часть колонны, расположенная выше ввода сырья, называется концентрационной,, либо укрепляющей, а расположенная ниже ввода сырья, - отгонной,, либо исчерпывающей. Верхняя тарелка отгонной части колонны, на которую поступает сырье, обычно называется тарелкой питания.

Для ректификации многокомпонентных смесей на установках АТ и АВТ применяется ректификационная колонна, состоящая фактически из нескольких отдельно работающих колонн (по числу отбираемых фракций). Сырьем для каждой последующей колонны может служить дистиллят, либо остаток предыдущей колонны. Такие колонны весьма сложны, так как кроме верхнего и нижнего продуктов (бензин и мазут) в них получают несколько боковых погон: лигроин, керосин, дизельное топливо. Каждый боковой погон, отводимый из колонны, отправляется в свою отпарную колонну, где отпариваются легкие фракции, направляемые затем обратно в основную колонну.

Отпарные колонны конструктивно выполнены в одном корпусе, но отделены друг от друга глухой перегородкой. В отпарных колоннах создается орошение водяным паром, который снижает парциальное давление нефтяных паров и способствует их испарению.

Недостаток сложной колонны - наличие при одном верхнем орошении различных паровых и жидкостных нагрузок в разных сечениях. В связи с этим в каждой секции весьма целесообразно создание самостоятельного циркулирующего орошения. Атмосферные и вакуумные колонны с промежуточным циркуляционным орошением широко применяются.

## 1.4 Основные характеристики сырья и продуктов

В зависимости от состава нефти, варианта ее переработки и особых требований к топливным и масляным фракциям состав продуктов установок первичной перегонки нефти может быть различным. Так, при переработке типовых восточных нефтей получают следующие фракции (с условными пределами выкипания по преимущественному содержанию целевых компонентов): бензиновые н.к. - 140 (180)°С, керосиновые 140 (180)-240°С, дизельные 240-350°С, вакуумный дистиллят (га-зойль) 350-490 °С (500°С), либо узкие вакуумные масляные погоны 350-400, 400-450 и 450-500°С, тяжелый остаток > 500°С - гудрон.

Выход топливных и масляных фракций зависит в первую очередь от состава нефти, т. е. от потенциального содержания целевых фракций в нефтях. В качестве примера в табл. 8.1 приведены данные по выходу топливных и масляных фракций из ромашкинской и самотлорской нефтей, различающихся потенциальным содержанием топливных фракций - содержание фракций до 350°С в этих нефтях составляет около 46 и 50 % (массовых) соответственно.

Продуктами первичной перегонки нефти являются углеводородный газ, бензиновая фракция, керосиновая фракция, фракция дизельного топлива, атмосферный газойль (широкая масляная фракция) и тяжёлый остаток – мазут.

Углеводородный газ состоит в основном из пропана и бутана. Пропан-бутановая фракция используется как сырье газодифракционирующей установки для выделения из нее индивидуальных углеводородов, получения бытового топлива. В зависимости от технологического режима и аппаратного оформления первичной перегонки нефти пропан-бутановая фракция может получаться в сжиженном, либо газообразном состоянии.

Бензиновая фракция н.к. – 180°С используется как сырье установки вторичной перегонки бензинов (вторичной ректификации).

Керосиновая фракция 120-240°C после очистки, либо облагораживания используется как реактивное топливо; фракция 150-300°C - как осветительный керосин, либо компонент дизельного топлива.

Фракция дизельного топлива 180-350°C после очистки используется в качестве дизельного топлива; возможно получение компонентов легкого (зимнего) и тяжелого (летнего) дизельного топлива соответствующего фракционного состава, к примеру (180-240)°C и (240-350)°C. Фракция (200-220)°C парафинистых нефтей используется как сырье для производства жидких парафинов - основы для получения синтетических моющих средств.

Атмосферный газойль (330-360)°C - затемненный продукт, получается на установке АВТ, работающей по топливному варианту; используется в смеси с вакуумным газойлем в качестве сырья установки каталитического крекинга.

Мазут - остаток первичной перегонки нефти; облегченный мазут (> 330°C) может использоваться в качестве котельного топлива, утяжеленный мазут (> 360 °C) - как сырье для последующей переработки на масляные фракции до гудрона. В настоящее время мазут может использоваться также как сырье установок каталитического крекинга, либо гидрокрекинга (ранее применялся в качестве сырья установок термического крекинга).

Широкая масляная фракция (вакуумный газойль) (350-500)°C, либо (350-550)°C используется как сырье установки каталитического крекинга и гидрокрекинга. И в дальнейшем используются для производства смазочных масел.

## **1.5 Критерии оптимизации работы ректификационной колонны первичной перегонки нефти**

Критериями оптимизации работы ректификационной колонны первичной перегонки нефти являются показатели надёжности и эффективности работы колонны.

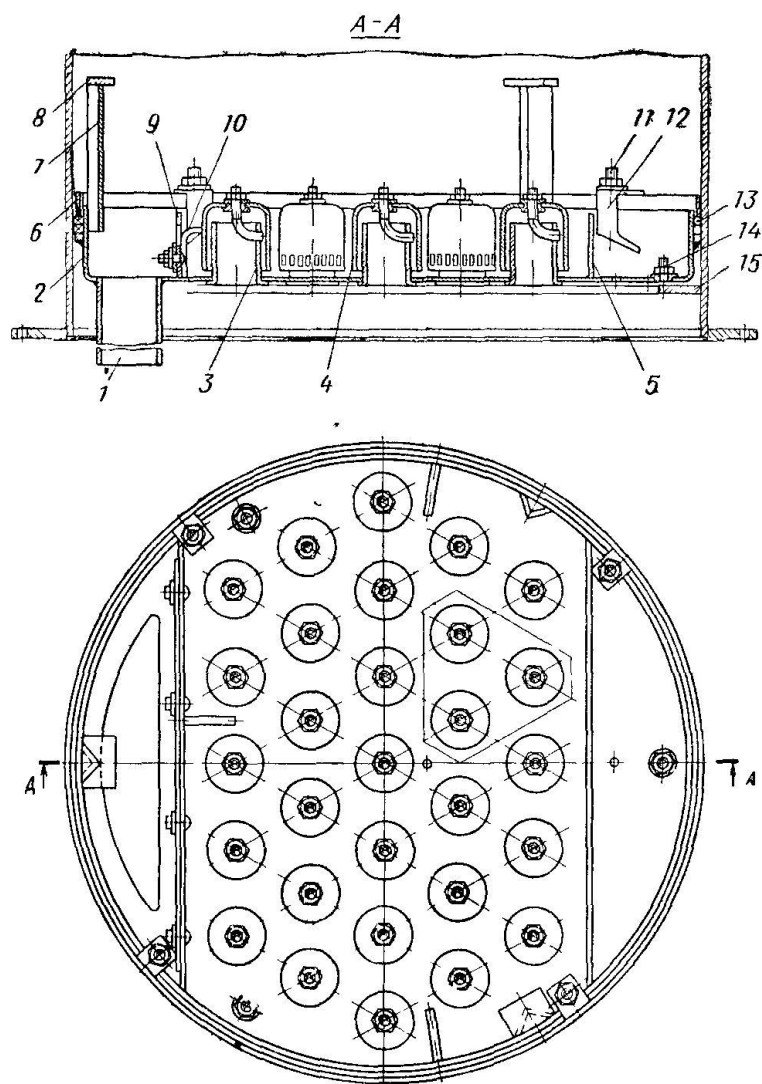
Одним из наиболее важных показателей эффективности работы колонны является интенсивность тепло-массообменных процессов. Этот показатель в свою очередь зависит от гидродинамики потока, обусловленной конструкцией тарелки и колпачков.

Колпачковые тарелки достаточно сложны и металлоёмки. Поэтому важной задачей при разработке конструкций колпачковых тарелок является нахождение компромисса между двумя факторами. С одной стороны – это создание максимально эффективной конструкции колпачка и тарелки в целом с точки зрения обеспечения хорошей гидродинамики потоков и интенсификации тепло- и массообменных процессов, происходящих на тарелках. С другой стороны необходимо обеспечить простоту (а следовательно и надёжность конструкции), минимальное гидравлическое сопротивление тарелки (чтобы предотвратить эффект «захлёбывания») и минимально возможный удельный вес тарелки (для минимизации нагрузок и механических напряжений в самих тарелках, крепёжных устройствах и корпусе колонны).

На рисунке 2 показана типовая конструкция колпачковой тарелки. Основной частью колпачковой тарелки является основание 2 – стальной отбортованный диск толщиной 4...6 мм с отверстиями для установки паровых патрубков 3 и сегментной сливной трубы 1. Над паровыми патрубками установлены стандартные колпачки 4. Для создания необходимого уровня жидкости тарелка снабжена сливной перегородкой 10, к которой винтами прикреплена регулировочная планка 9. Перегородка 5 образует так называемый входной карман, в который погружается сливная труба выше расположенной тарелки. Нижняя тарелка установлена на кольце 15, приваренном к царге.



Точность горизонтальной установки обеспечивается регулировочными винтами 14. Для установки располагаемой выше тарелки служат стойки 1, имеющие опорные плитки 8. Таким образом заполняют всю царгу.



**Рисунок 2** - Внешний вид колпачковой тарелки

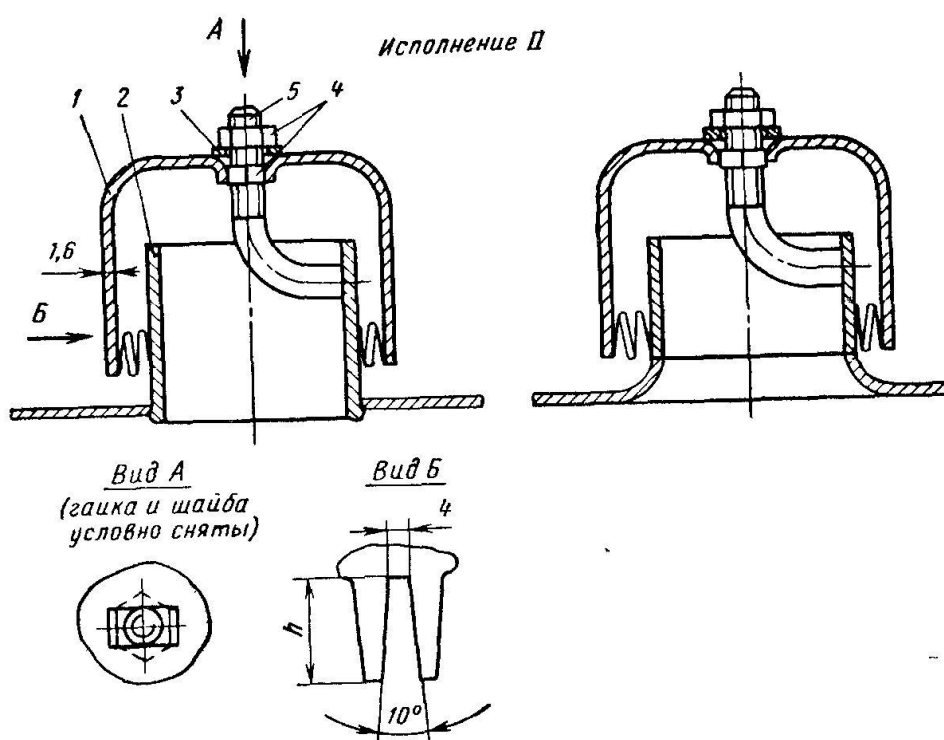
Зазор между бортом основания тарелки и царгой уплотняют установкой сальниковой набивки 13 и зажатием ее прижимным кольцом 6 с помощью шпилек 11 и скоб 12.

Жидкость через сегментную сливную трубу заполняет тарелку на уровень, определяемый положением регулировочной планки 9. Колпачки своими прорезями погружены в жидкость. Пар проходит снизу через паровые патрубки, щели колпачков и барботирует сквозь слой жидкости; при этом

проис-ходит массообмен. Жидкость переливается на ниже расположенную тарелку, а пар идет вверх.

Сами колпачки (см. рисунок 3) для тарелок изготавливают двух исполнений (I – нерегулируемые по высоте и II – регулируемые по высоте).

Колпачки 1 прикреплены к паровым патрубкам 2 специальными болтами 5, шайбами 3 и гайками 4. По краю колпачок имеет прорези шириной 4 мм и высотой 15; 20 или 30 мм. Колпачки располагают на тарелке по вершинам равносторонних треугольников или в шахматном порядке. Расстояние между краями колпачков  $40 \div 60$  мм.



**Рисунок 3 - Устройство колпачка**

Другим важным показателем эффективности работы колонны первичной перегонки нефти является затраты энергии на обеспечение теплового режима работы колонны. При этом, для снижения затрат на нагрев исходного нефтяного сырья, целесообразно максимально использовать вторичное тепло продуктов перегонки. Для этого необходимо организовать передачу тепла от

продуктов перегонки к исходной нефти посредством теплообменных аппаратов.

Получение дистиллятных фракций из нефтяного сырья связано с нагревом нефти до 340-350 °С. Установлены следующие интервалы температур начала и конца кипения углеводородных фракций (с небольшими отклонениями, зависящими от технологического режима): бензины 62- 140°С (180°С); керосины 140(180)-240°С; дизельные топлива 240-300, 300-350 °С; масляные фракции 350- 400, 400-450, 450-490 °С (500 °С); гудрон >490°С (500 °С). Нефть нагревается до требуемой температуры в аппаратах огневого действия- печах соответствующей тепловой мощности. Для уменьшения тепловой мощности печей нефть предварительно нагревают за счет тепловой энергии вторичных энергоисточников на самой установке. Чем выше температура предварительного подогрева нефти, тем меньше тепловая нагрузка печи и расход сжигаемого топлива.

Для предварительного подогрева нефти можно использовать следующие вторичные источники: пародистиллятные фракции (ПО-124°С); боковые погоны ректификационной колонны (фракции 140-240, 240-300, 300-350°С); остаток - низ ректификационной колонны (310-315°С); циркулирующие орошения ректификационной колонны (от 150 до 300 °С); масляные фракции вакуумной колонны (н.к.-350, 350-400, 400-450, 450-490°С); остаток вакуумной колонны - гудрон (>490°С); циркулирующие орошения вакуумной колонны (от 200 до 350 °С); дымовые газы, покидающие трубчатые печи с высокой температурой; промежуточные фракции и потоки из других технологических узлов установки.

## 1.6 Заключение к литературному обзору

В ходе литературного обзора определили основные рассматриваемые критерии оптимизации ректификационной колонны с учетом конструктивных особенностей. Критериями оптимизации работы ректификационной колонны первичной перегонки нефти являются показатели надёжности и эффективности работы колонны, интенсивность тепло-массообменных процессов. Важным показателем является затраты энергии на обеспечение теплового режима работы колонны. Показатель интенсивности тепло-массообменных процессов в свою очередь зависит от гидродинамики потока, обусловленной конструкцией тарелки и колпачков. В связи с этим в данной работе целесообразно рассмотреть создание максимально эффективной конструкции колпачка и тарелки в целом с точки зрения обеспечения хорошей гидродинамики потоков и интенсификации тепло- и массообменных процессов, происходящих на тарелках.

В связи с вышесказанным целью данной работы является оптимизация работы ректификационной колонны первичной перегонки нефти по критериям интенсификации тепло-массообменных процессов и сокращения затрат энергии на обеспечение теплового режима работы колонны.

## **2 КОНСТРУКТОРСКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ**

### **2.1 Технологическая схема установки первичной перегонки нефти**

Первичная перегонка нефти – процесс дистилляции, при котором нефть разделяется на отдельные фракции без химического изменения природного состава. Задача первичной перегонки нефти заключается не только в ее разделении на фракции, но и обеспечении заданных свойств этих фракций (по фракционному составу и иным физико-химическим свойствам).

Поэтому простую перегонку нефти на фракции в однократно-ступенчатом виде (как показано на рисунке 4) практически не применяют, оставляя ее лишь исходным, но немаловажным, элементом технологии.

Для получения при перегонке фракции нефти с определенными параметрами (интервалом выкипания, плотностью, температурой вспышки и пр.), жидкую и паровую фазу после однократного испарения необходимо концентрировать по низкокипящим целевым углеводородам (П) и высококипящим углеводородам (Ж). Эту цель достигают ректификацией паровой и жидкой фаз.

Перегонка нефти на современных атмосферных установках и на атмосферных секциях комбинированных установок проводится различными способами. Основные из них следующие: однократное испарение в одной ректификационной колонне; двухкратное испарение в двух последовательно расположенных колоннах; перегонка с предварительным испарением легких фракций в колонне предварительного испарения (испарителе), либо эвапораторе. По перечисленным основным схемам построено и находится в эксплуатации большое число мощных технологических установок АВТ индивидуальных и комбинированных. Имеются разновидности аппаратного оформления установок, заключающиеся в разном числе тарелок, системах орошения, подвода и отвода тепла, неодинаковом числе получаемых боковых фракций и пр.

В данной работе нами рассмотрена технология перегонки сырой, необессоленной нефти по схеме однократного испарения на установке ЭЛОУ-АТ-6.

Вне зависимости от схемы ЭЛОУ и типа электродегидраторов, принцип воздействия на нефтяную эмульсию переменного электрического поля один и тот же. При попадании в электрическое поле эмульсии, заряженные отрицательно частицы воды передвигаются в элементарной капле, придавая последней грушевидную форму. Ее острый конец обращается к положительно заряженному электроду. Капля со сменой полярности электродов вытягивается в противоположную сторону острым концом. При частоте переменного тока равной 50 Гц, капля изменяет свою конфигурацию порядка 50 раз в секунду. Отдельные капли под воздействием сил притяжения, стремясь к положительному электроду, сталкиваются. При наличии у заряда достаточно высокого потенциала возникает пробой в диэлектрической оболочке капель, которому способствует постепенно размывающий оболочку деэмульгатор. е Мелкие водяные капли в результате сливаются, укрупняются и осаждаются в электродегидраторе. Снизу электродегидратора выводится вода, а сверху - обезвоженная нефть. Между электродами напряжение обычно составляет 27, 30, либо 33 кВ.

В электродегидраторах совмещаются процессы обработки эмульсии в электрическом поле и отстоя воды от нефти. Часто с ними совмещается еще и процесс подогрева нефтяной эмульсии. Минимальное содержание остаточных солей в обессоленной нефти (не более 3 мг/л) достигается за счет того, что нефть несколько раз промывают на ЭЛОУ, состоящей из двух-трех ступеней электродегидраторов, соединенных последовательно.

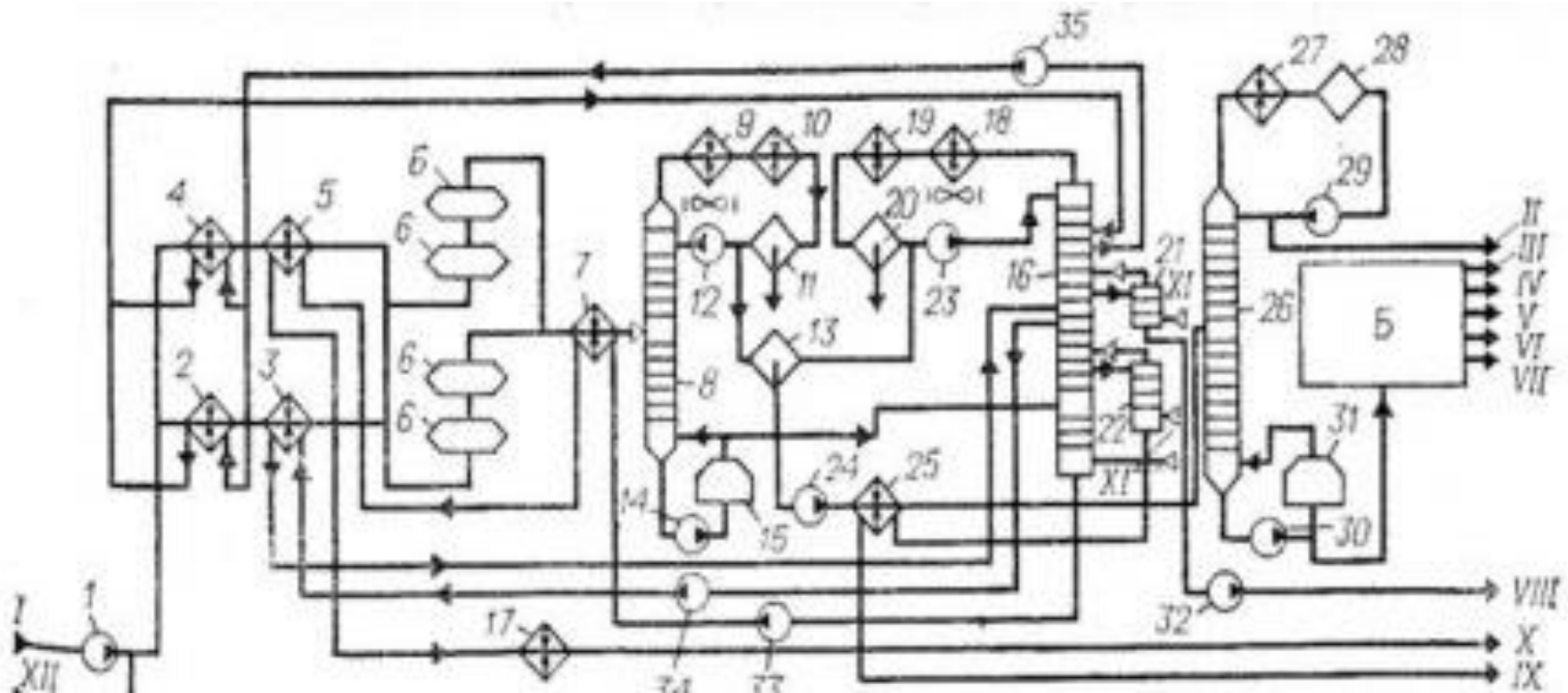
Полнота выделения воды в электродегидраторах предопределяет глубину обезвоживания и степень обессоливания в них нефти. Электродегидраторы поэтому являются важнейшим элементом технологической схемы электрообессоливающих установок (ЭЛОУ).

На установке ЭЛОУ-АТ-6 (рисунок 2) реализуется принцип двукратного испарения. Сырую нефть насосом 1 прокачивают через теплообменники 2-5, узел электродегидраторов 6 и теплообменники 7 в отбензинивающую колонну 8. Верхним продуктом колонны 8 является легкая бензиновая фракция, охлаждаемая в воздушном и водяном холодильниках 9 и 10, после чего поступающая в рефлюксную емкость 11, часть бензина из которой возвращается в колонну 8 насосом 12 в качестве флегмы (орошения), а балансовое количество поступает в емкость 13 под собственным давлением.

Частично отбензиненная нефть (нижний продукт 8) забирается насосом 14 и направляется в трубчатую печь 15. Из печи 15 выходят два потока нагретой до 360 °С нефти, один из которых возвращается в колонну 8, внося дополнительное количество необходимой для ректификации теплоты, а второй поступает в атмосферную колонну 16, где нефть разделяется на несколько фракций. Для снижения температуры низа колонны и повышения степени извлечения из мазута светлых продуктов ректификация в 16 проводится в присутствии водяного пара. Пар подают в нижнюю часть колонны. Мазут выводят с низа 16 и через теплообменники подогрева нефти 7, 5 и холодильник 17 уходит с установки.

С верха колонны 16 уходят пары бензиновой фракций с концом кипения 180°С, а также водяной пар. Пары поступают в воздушный и водяной конденсаторы-холодильники 18 и 19, после конденсации продукт попадает в емкость-водоотделитель 20. Отстоявшийся от воды тяжелый бензин подается в 13. Часть бензина из 20 возвращается в 16 в качестве острого орошения.

Из колонны 16 выводятся два боковых погона - керосиновый (180-230 °С) и дизельный (230-350 °С). Эти погоны поступают первоначально в отпарные колонны 21, 22. В отпарных колоннах из боковых погонов в присутствии водяного пара удаляются легкие фракции. Освобожденные от легких фракций целевые продукты через теплообменники и холодильники выводятся с установки, а пары легких фракций возвращаются в колонну 16.



**Рисунок 4** - Принципиальная схема установки ЭЛОУ АТ-6:

1, 12, 14, 23, 24, 29, 30, 32-35 – насосы; 2-5, 7, 25 – теплообменники; 6 – электродегидраторы; 8, 16, 21, 22, 26 – колонны; 9, 10, 18, 19, 27 - конденсаторы-холодильники; 11, 13, 20-емкости; 15, 31 - трубчатые печи; 17 - холодильник; Б – блок вторичной перегонки бензина; I – нефть; II – головка стабилизации; III – фракция н.к. - 62 °С; IV – фракция 62- 85 °С; V – фракция 85-105 °С; VI – фракция 105-140 °С; VII – фракция 140-180 °С; VIII – фракция 180-230 °С; IX - фракция 230-350 °С; X – фракция выше 350 °С; XI – водяной пар; XI – деэмульгатор.



Для улучшения условий работы колонны 16 и снятия избыточной теплоты в колонне предусмотрен вывод двух циркулирующих орошений - верхнего и нижнего. Орошения забираются насосами, прокачиваются через теплообменники подогрева нефти 2-4, а затем возвращаются в 16 на тарелку, находящуюся над тарелкой вывода орошения.

Бензиновая фракция н. к.- 180°C из емкости 13 насосом 24 подается в теплообменник 25, где подогревается фракцией 230- 350 °С до 170°C, а затем в стабилизатор 26. Верхний продукт колонны 26 - головка стабилизации - отводится в конденсатор-холодильник 27. Из 27 конденсат поступает в 28. Из 28 часть верхнего продукта возвращается в качестве орошения в 26, а балансовое, количество выводится с установки. Нижний продукт колонны 26 - стабильная бензиновая фракция н. к.- 180 °С поступает в блок вторичной перегонки бензина, где разделяется на узкие фракции . Для поддержания необходимого теплового режима в 26 часть стабильной бензиновой фракции прокачивается насосом через печь 21, где испаряется, и в паровой фазе возвращается в 26.

## **2.2 Расчёт основных параметров колонны**

### **2.2.1 Материальный баланс колонны**

Рассчитаем материальный баланс процесса, исходя из производительности колонны по сырью (нефти), равной 4.2 млн. тонн/год.

Состав и характеристики сырья представлены в таблице 1.

Для упрощения расчета объединим фракции, выделенные жирным. Сырье в колонну поступает при температуре 20°C. Относительную плотность компонента  $\rho_4^{20}$  определяем по данным таблице 1.

Молекулярную массу  $M_i$  каждого компонента (фракции) можно определить по формуле 2.1:

$$M_i = 52,63 + 0,246T_{cp} + 0,001T_{cp}^2 \quad (2.1)$$

где  $T_{cp}$  – средняя температура кипения фракции, К.

Пересчет массовых долей в мольные ведём по формуле:

$$X_i' = \frac{X_i / M_i}{\sum_{i=1}^n (X_i / M_i)} \quad (2.2)$$

Расчет ведем с помощью MS Excel.

Таблица 1 - Характеристика фракций исходной нефти

№	Температура выкипания	Фракции, % масс.	$\rho_4^{20}$	$D_4^{20}$	М
1	До 28	0,6	-	-	-
2	28 - 60	2,16	0,6568	1,3752	-
3	60 - 93	2,55	0,7051	1,3952	93
4	93 - 110	2,47	0,7292	1,4042	102
5	110 - 142	2,57	0,7425	-	-
6	142 - 163	2,7	0,7595	1,4225	132
7	163 - 178	2,66	0,7720	-	-
8	178 - 195	2,78	0,7869	1,4382	158
9	195 - 221	2,78	0,7968	-	-
10	221-236	2,70	0,8089	1,4423	186
11	236-256	2,78	0,82	-	-
12	256-275	2,90	0,8283	1,4625	210
13	275-294	2,82	0,8384	-	-
14	294-308	2,78	0,8480	1,4722	242
15	308-326	2,70	0,8566	-	-
16	326-344	2,82	0,8651	1,4833	272
17	344-362	2,98	0,8729	-	-
18	362-380	2,98	0,8834	1,4913	305
19	380-400	3,06	0,8910	-	-
20	400-425	2,94	0,8964	1,4990	340
21	425-448	3,02	0,9073	-	-
22	448-465	2,94	0,9147	1,5125	372
23	465-486	3,02	0,919	1,5155	-
24	486-500	1,99	0,9238	1,5162	415
25	Остаток	36,3	0,9383	-	-

Результаты расчётов физико-химических свойств продуктов перегонки приведены в таблице 2.

Таблица 2 - Характеристика продуктов перегонки нефти

№	Температура выкипания (средняя)	Фракции,	$\rho_4^{20}$	М	X'
		% масс.			
1	44	2,16	0,6568	65,39	0,057
2	76,5	2,55	0,7051	77,301	0,057
3	101,5	2,47	0,7292	87,901	0,048
4	126	2,57	0,743	99,502	0,045
5	152,5	2,7	0,7595	113,4	0,041
6	209,5	13,7	0,797	148,06	0,160
7	309	14,02	0,8473	224,13	0,108
8	396	14,98	0,8902	306,86	0,084
9	474	7,95	0,9192	54,925	0,250
10	Неотгоняемый остаток	36,3	0,9383	415	0,151

Проведём расчет методом температурной границы деления смеси.

Определяем мольный отбор дистиллята  $E'$  по отношению к сырью:

$$E' = \frac{D'}{F'}, \quad (2.3)$$

где  $D'$  и  $F'$  – мольный расход дистиллята и сырья в колонне, кмоль/ч.

В нашем случае  $E'$  принимаем равным сумме мольных долей первых четырёх фракций, которые должны пойти в дистиллят.

$$E' = 0,207$$

Определяем самую тяжелую фракцию, которая должна пойти в дистиллят – это четвертая фракция 110-142 °С. Задаемся степенью извлечения этой фракции в дистиллят  $\varphi_{D3} = 0,85$ . Это означает, что 85% этой фракции от потенциального её содержания в нефти пойдёт в дистиллят. В общем случае, чем выше степень извлечения фракции, тем больше требуется теоретических тарелок в колонне.

Степень извлечения этой фракции в остаток  $\varphi_{W3}$ :

$$\varphi_{W3} = 1 - \varphi_{D3} = 0,15$$

Содержание данной фракции в дистилляте и в остатке рассчитываем по формулам:

$$X'_{Di} = \frac{\phi_{Di} \cdot X'_{Fi}}{E'} \quad (2.4)$$

$$X'_{Wi} = \frac{\phi_{Wi} \cdot X'_{Fi}}{1 - E'} = \frac{(1 - \phi_{Di}) \cdot X'_{Fi}}{1 - E'} \quad (2.5)$$

$$X'_{D4} = 0,85 \cdot 0,045 / 0,207 = 0,1848$$

$$X'_{W4} = 0,15 \cdot 0,045 / (1 - 0,207) = 0,0085$$

Рассчитываем коэффициент распределения  $\psi_i$  этой фракции:

$$\Psi_4 = \frac{X'_{D3}}{X'_{W3}} \quad (2.6)$$

$$\Psi_4 = \frac{0,1848}{0,0085} = 21,74$$

Принимаем среднее давление в колонне  $P_{cp} = 4,5 \text{ ат} = 0,45 \text{ МПа}$ .

Определяем температурную границу деления смеси. Температурная граница – это значение температуры  $T_E$ , находящееся между значениями температур кипения при рабочих условиях двух фракций, лежащих по разные стороны воображаемой линии деления нефти. Эти фракции называются ключевыми. В первом приближении значение  $T_E$  можно найти как среднее арифметическое между температурами кипения этих ключевых фракций.

В нашем случае ключевыми фракциями являются третья и четвертая фракции:  $110-142^\circ\text{C}$  и  $142-163^\circ\text{C}$ . При среднем давлении в колонне  $P_{cp}$  находим температуры кипения этих фракций -  $T_3$  и  $T_4$ . Для расчётов используем уравнение Ашворта.

Определяем функцию  $f(T_0)$  всех фракций по формуле:

$$f(T_0) = \frac{1250}{\sqrt{T_0^2 + 108000} - 307,6} - 1, \quad (2.7)$$

где  $T_0$  – средняя температура кипения фракции при атмосферном давлении, К

Например, для первой фракции 28-60°C:

$$f(T_0)_1 = \frac{1250}{\sqrt{(44 + 273)^2 + 108000} - 307,6} - 1 = 7,3889$$

Вычисляем параметр  $f(T)$  для ключевых фракций по формуле:

$$f(T) = f(T_0) \left(1 - \frac{\lg P_{cp}}{2,68}\right), \quad (2.8)$$

где  $P_{cp}$  – среднее давление в колонне, ат.

Результаты расчетов для всех фракций приведены в таблице 3.

Таблица 3 - Значения параметра  $f(T_0)$  фракций

Параметр	Значение параметра
$f(T_0)_1$	7,3889
$f(T_0)_2$	6,2615
$f(T_0)_3$	5,5566
$f(T_0)_4$	4,9719
$f(T_0)_5$	4,4340
$f(T_0)_6$	3,5259
$f(T_0)_7$	2,4648
$f(T_0)_8$	1,8554
$f(T_0)_9$	1,4582
$f(T_0)_{10}$	1,3480

$$f(T)_4 = 4,9719 \cdot \left(1 - \frac{\lg 4,5}{2,68}\right) = 3,76$$

$$f(T)_5 = 4,434 \cdot \left(1 - \frac{\lg 4,5}{2,68}\right) = 3,353$$

Температура кипения фракции при данном давлении:

$$T = \sqrt{\left(\frac{1250}{f(T)+1} + 307,6\right)^2 - 108000}, \text{ K} \quad (2.9)$$

$$T_4 = \sqrt{\left(\frac{1250}{3,76+1} + 307,6\right)^2 - 108000} = 466 \text{ K} = 192,97 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_5 = \sqrt{\left(\frac{1250}{3,353+1} + 307,6\right)^2 - 108000} = 495,72 \text{ K} = 222,719 \text{ }^\circ\text{C}$$

Истинная величина  $T_E$  находится между  $T_4$  и  $T_5$  и определяется методом подбора такого её значения, которое удовлетворяет следующим условиям:

$$\sum_{i=1}^n X'_{Di} = 1 \quad \sum_{i=1}^n X'_{wi} = 1$$

$$T_E = 490,5 \text{ K}$$

$$f(T_E) = 3,42$$

Рассчитываем при температуре  $T_E$  коэффициенты относительной летучести  $\alpha_i$  всех фракций:

$$\alpha_i = \frac{P_i}{P_{cp}}; \quad (2.10)$$

где  $P_i$  – давление насыщенных паров фракции определяем по уравнению Ашворта при температуре  $T_E$ , ат:

$$\lg P_i = 2,68 \cdot \left(1 - \frac{f(T_E)}{f(T_0)}\right); \quad (2.11)$$

Например, для первой фракции:

$$\alpha_1 = \frac{10^{2,68 \left(1 - \frac{3,42}{7,3889}\right)}}{4,5} = 6,115$$

Результаты расчетов представлены в таблице 4.

Определяем минимальное число теоретических тарелок в колонне:

$$N_{\min} = \frac{\lg \Psi_4}{\lg \alpha_4} \quad (2.12)$$

Таблица 4 - Летучесть фракций при температуре  $T_E$

Обозначение параметра	Значение параметра
$\alpha_1$	4,4071
$\alpha_2$	2,4844
$\alpha_3$	1,5425
$\alpha_4$	0,9375
$\alpha_5$	0,5281
$\alpha_6$	0,1347
$\alpha_7$	0,0076
$\alpha_8$	0,0003
$\alpha_9$	1,05E-05
$\alpha_{10}$	2,81E-06

$$N_{\min} = \lg(21,74)/\lg(6,115)=1,7$$

Находим коэффициенты распределения всех фракций  $\Psi_i$  :

$$\Psi_i = \alpha_i \cdot 10^{N_{\min}} \quad (2.13)$$

Например, для первой фракции:

$$\Psi_1 = 4,4 \cdot 10^{1,7} = 306,485$$

Рассчитываем составы дистиллята и остатка по формулам:

$$X'_{Di} = \frac{X'_{Fi} \cdot \Psi_i}{1 + E'(\Psi_i - 1)} \quad (2.14)$$

$$X'_{Wi} = \frac{X'_{Fi}}{1 + E'(\Psi_i - 1)} \quad (2.15)$$

Например, для первой фракции:

$$X'_{D1} = \frac{0,057 \cdot 306,485}{1 + 0,207 \cdot (306,485 - 1)} = 0,3462$$

$$X'_{W1} = \frac{0,057}{1 + 0,207 \cdot (306,485 - 1)} = 8,8 \cdot 10^{-4}$$

При верном подборе  $T_E$  выполняются условия:

$$\sum_{i=1}^n X'_{Di} = 1$$

$$\sum_{i=1}^n X'_{Wi} = 1$$

Результаты расчета составов дистиллята и остатка представлены в таблице 5.



Таблица 5 - Состав дистиллята и остатка

№	T <sub>ср</sub> выкипания фракции	P <sub>i</sub>	α <sub>i</sub>	Ψ <sub>i</sub>	X' <sub>Di</sub>	X' <sub>Wi</sub>
1	44	27,5183	6,1152	306,4849647	0,346152	0,001129
2	76,5	16,4548	3,6566	183,2652153	0,236300	0,001871
3	101,5	10,7301	2,3845	119,5061571	0,188880	0,002417
4	126	6,8646	1,5255	76,45423045	0,165000	0,003413
5	152,5	4,1020	0,9116	45,68584915	0,035200	0,104000
6	209,5	1,2041	0,2676	13,41088663	0,018000	0,158300
7	309	0,0915	0,0203	1,019445874	0,008000	0,195430
8	396	0,0055	0,0012	0,061269695	0,008153	0,235320
9	474	0,000248305	5,51789E-05	0,002765494	0,000154	0,055856
10	500	7,60709E-05	1,69047E-05	0,00084724	0,000205	0,242203
Σ	-	-	-	-	1,0006	0,99994

Проверка:

$$W + D = F \quad (3.1)$$

По количеству вещества:

$$228094,780 + 59528,695 = 286241,24 \text{ кмоль/ч}$$

По массе:

$$3749,52838 + 450,472 = 4200 \text{ тыс.т./год}$$

Средняя молекулярная масса дистиллята:

$$M_d = \sum_1^n (M_i \cdot X'_{Di}) = 85,02 \text{ кг/кмоль} \quad (3.2)$$

Относительная плотность дистиллята:

$$\rho_{20d}^{20} = \frac{1}{\sum_1^n \frac{X_{Di}}{\rho_i}} = 0,72 \quad (3.3)$$

Средняя молекулярная масса остатка:

$$M_w = \sum_1^n (M_i \cdot X'_{Wi}) = 274,53 \text{ кг/кмоль}$$

Относительная плотность остатка:

$$\rho_{15w}^{15} = \frac{1}{\sum_1^n \frac{X_{Wi}}{\rho_i}} = 0,884$$

Таблица 6 - Материальный баланс колонны

ФРАКЦИЯ	С Ы Р Ь Ё				
	% мольн.	кмоль/ч	% масс.	кг/ч	тыс т/г
28 - 60	5,697	3658,870	2,160	10647,887	90,72
60 - 93	5,689	3090,887	2,550	12570,423	107,1
93 - 110	4,846	2315,383	2,470	12176,056	103,74
110 - 142	4,454	1880,120	2,570	12669,014	107,94
142 - 163	4,106	1520,702	2,700	13309,859	113,4
163-256	15,957	4526,653	13,700	67535,211	575,4
256-344	10,788	2021,545	14,020	69112,676	588,84
344-448	8,419	1152,236	14,980	73845,070	629,16
448-500	24,961	19087,232	8,550	42147,887	359,1
> 500	15,084	1526,604	36,300	178943,662	1524,6
Итого	100	285850,1757	100	492957,7465	4200
ФРАКЦИЯ	Д И С Т И Л Л Я Т				
	% мольн.	кмоль/ч	% масс.	кг/ч	тыс т/г
28 - 60	34,615	20482,170	19,820	10479,422	89,284675
60 - 93	23,630	13982,104	23,151	12240,557	104,28955
93 - 110	18,888	11176,216	22,112	11691,366	99,6104396
110 - 142	16,500	9763,213	22,496	11894,269	101,339172
142 - 163	3,520	2082,819	4,467	2361,942	20,1237498
163-256	1,800	1065,078	2,983	1576,925	13,4353996
256-344	0,800	473,368	2,007	1060,936	9,03917289
344-448	0,815	482,446	2,800	1480,445	12,6133876
448-500	0,015	9,140	0,068	36,004	0,306755
> 500	0,021	12,142	0,095	50,390	0,42932087
Итого	100,605	59528,695	100,000	52872,256	450,472
ФРАКЦИЯ	О С Т А Т О К				
	% мольн.	кмоль/ч	% масс.	кг/ч	тыс т/г
28 - 60	0,113	257,632	0,038	168,465	1,43532505
60 - 93	0,187	426,727	0,075	329,865	2,81045015
93 - 110	0,242	551,403	0,110	484,690	4,12956043
110 - 142	0,341	778,623	0,176	774,745	6,60082816
142 - 163	10,400	23723,278	2,488	10947,917	93,2762502
163-256	15,830	36109,566	14,988	65958,286	561,9646
256-344	19,543	44579,232	15,463	68051,740	579,800827
344-448	23,532	53678,478	16,443	72364,626	616,546612
448-500	5,586	12741,331	9,569	42111,883	358,793245
> 500	24,220	55248,510	40,650	178893,272	1524,17068
Итого	99,994	228094,780	100,000	440085,490	3749,52838

Минимальное флегмовое число  $R_{\min}$  определяется по уравнениям

Андервуда:

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot X'_{Fi}}{\alpha_i - \Theta} = 1 - q \quad (5.1)$$

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot X'_{Di}}{\alpha_i - \Theta} = R_{\min} + 1 \quad (5.2)$$

где  $\alpha_i$  – коэффициент относительной летучести по отношению к ключевому компоненту

$$\alpha_i = \frac{P_i}{P_k} \quad (5.3)$$

где  $P_i$  – давление насыщенных паров при температуре ввода сырья;

$P_k$  – давление насыщенных паров ключевого компонента (которым задавались в начале расчета);

$\Theta$  – корень уравнения Андервуда. Обычно его величина находится между значениями  $\alpha_i$  ключевых компонентов.

В общем случае при увеличении  $\Theta$  левая часть уравнения возрастает.

$q$  – отношение количества тепла  $Q$ , которое надо сообщить сырью, чтобы перевести его в парообразное состояние, к скрытой теплоте испарения сырья  $Q_{\text{исп}}$ :

$$q = \frac{Q}{Q_{\text{исп}}} \quad \text{или} \quad q = \frac{J_{\text{п}} - J_{\text{с}}}{J_{\text{п}} - J_{\text{ж}}}$$

где  $J_{\text{с}}$  – энтальпия сырья при температуре ввода;

$J_{\text{п}}$  – энтальпия насыщенных паров сырья;

$J_{\text{ж}}$  – энтальпия кипящей жидкости сырья.

Методом подбора находим из первого уравнения Андервуда корень  $\Theta$ , подставляем его во второе уравнение и определяем  $R_{\min}$ . Результаты расчета приведены в таблице 7.

$$\Theta = 0,8943$$

$$R_{\min} = \sum \frac{\alpha_i \cdot X'_{Di}}{\alpha_i - \Theta} - 1 = 3,997 - 1 = 2,997$$

Таблица 7 - Расчёт минимального флегмового числа

№ компонента	$X'_{Fi}$	$P_i$ при $t_F$	$\alpha_i$	$\sum \frac{\alpha_i \cdot X'_{Fi}}{\alpha_i - \Theta}$	$X'_{Di}$	$\sum \frac{\alpha_i \cdot X'_{Di}}{\alpha_i - \Theta}$
1	27,5183	2,8169	1,7443	0,1154	0,3699	0,7591
2	16,4548	2,0083	1,2436	0,1823	0,3344	1,1905
3	10,7301	1,6149	1,0000	0,4214	0,2492	2,3561
4	6,8646	1,2558	0,7776	-0,3832	0,0463	-0,3086
5	4,102	0,7717	0,4778	-0,1611	0,0001	-0,0001
6	1,2041	0,3651	0,2261	-0,0440	0	0
7	0,0915	0,1267	0,0784	-0,0155	0	0
8	0,0055	0,0176	0,0109	-0,0024	0	0
9	27,5183	0,0032	0,0020	-0,0004	0	0
Сумма	1,0000	-	-	0,1125	1,0000	3,9970

Оптимальное число теоретических тарелок и оптимальное флегмовое число можно определить по приближённым уравнениям:

$$R_{\text{опт}} = 1,35 \cdot R_{\text{мин}} + 0,35$$

$$R_{\text{опт}} = 1,35 \cdot 2,9967 + 0,35 = 4,3959$$

$$N_{\text{опт}} = 1,7 \cdot N_{\text{мин}} + 0,7$$

$$N_{\text{опт}} = 1,7 \cdot 11,35433 + 0,7 = 20,0024$$

Определяем минимальное число теоретических тарелок в концентрационной части колонны ( $N_{\text{мин}}^{\text{конц}}$ )

$$N_{\text{мин}}^{\text{конц}} = \frac{\lg \left( \frac{X'_{D3} \cdot X'_{F4}}{X'_{F3} \cdot X'_{D4}} \right)}{\lg \frac{\alpha_3}{\alpha_4}},$$

где  $\alpha_3$  и  $\alpha_4$  – коэффициенты относительной летучести компонентов при температуре ввода сырья (см. табл. 10).

$$N_{\text{мин}}^{\text{конц}} = \frac{\lg \left( \frac{24,92262 \cdot 4,62866}{4,45738 \cdot 5,74712} \right)}{\lg \frac{1}{0,7776}} = 7,7028 \sim 8$$

Оптимальное число теоретических тарелок в верхней части колонны

$$\frac{N_{\text{мин}}^{\text{конц}}}{N_{\text{мин}}} = \frac{N_{\text{опт}}^{\text{конц}}}{N_{\text{опт}}}$$

Отсюда 
$$N_{\text{опт}}^{\text{конц}} = \frac{N_{\text{мин}}^{\text{конц}} \cdot N_{\text{опт}}}{N_{\text{мин}}}$$

$$N_{\text{опт}}^{\text{конц}} = \frac{7,7028 \cdot 19,65}{11,35433} = 13,3308 \sim 14$$

Рабочее число тарелок в колонне:

$$N_{\text{раб}} = \frac{N_{\text{опт}}}{\eta_{\text{тарелок}}}$$

где  $\eta_{\text{тарелок}}$  - к.п.д. тарелки, примем равным 0,6.

$$N_{\text{раб}} = \frac{19,65}{0,6} = 32,75 \sim 33$$

Рабочее число тарелок в верхней части колонны

$$N_{\text{раб}}^{\text{конц}} = \frac{N_{\text{опт}}^{\text{конц}}}{\eta_{\text{тарелок}}}$$

$$N_{\text{раб}}^{\text{конц}} = \frac{13,3308}{0,6} = 22,21 \sim 23$$

В нижней, исчерпывающей части колонны, таким образом, будет 33-23=10 тарелок. На практике для ввода сырья предусматривают до 5 точек вблизи сечения, определённого по этим уравнениям.

Внутренние материальные потоки колонны рассчитываются следующим образом.

а) Верхняя часть колонны.

Количество флегмы, стекающей с тарелок верхней части колонны:

$$L_{\text{в}} = R_{\text{опт}} \cdot D = 4,45 \cdot 45815,5 = 203879 \text{ кг/ч}$$

Количество паров, поднимающихся с тарелок верхней части колонны:

$$G_B = L_B + D = 203879 + 45815,5 = 249695 \text{ кг/ч}$$

Объём паров:

$$V_B = \frac{22,4 \cdot G_B \cdot (273 + t_B) \cdot P_{\text{атм}}}{3600 \cdot M_B \cdot 273 \cdot P_{\text{верха}}}$$

$$V_B = \frac{22,4 \cdot 249695 \cdot (273 + 118,42) \cdot 101000}{3600 \cdot 71,81 \cdot 273 \cdot 400000} = 7,8327 \text{ м}^3/\text{с} = 281997,72 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Плотность паров:

$$\rho_{\text{п}}^B = \frac{G_B}{3600 \cdot V_B} = \frac{249695}{3600 \cdot 7,8327} = 8,85519 \text{ кг/м}^3$$

Относительная плотность жидкости:

$$\rho_{277}^{293} = \rho_{288}^{288} - 5 \cdot \alpha = 0,68603 - 5 \cdot 0,000897 = 0,68154$$

где  $\alpha = 0,000897$  - температурная поправка по формуле Кусакова.

Относительная плотность при температуре верха колонны:

$$\rho_t = \rho_{277}^{293} - \alpha \cdot (t - 20) = 0,68154 - 0,000897 \cdot (118,42 - 20) = 0,59326$$

Абсолютная плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 593,26 \text{ кг/м}^3$

Объёмный расход жидкости:

$$L_{\text{вб}} = \frac{L_B}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{203879}{593,261} = 343,65 \text{ м}^3/\text{ч}$$

б) Нижняя часть колонны.

Количество флегмы, стекающей с тарелок нижней части колонны:

$$L_H = L_B + F(1-e) = 203879 + 735294(1 - 0,0572) = 897114 \text{ кг/ч}$$

Количество паров, поднимающихся с тарелок нижней части колонны:

$$G_H = L_H - W = 897114 - 689478,6 = 207635 \text{ кг/ч}$$

Объём паров:

$$V_H = \frac{22,4 \cdot G_H \cdot (273 + t_H) \cdot P_{\text{атм}}}{3600 \cdot M_H \cdot 273 \cdot P_{\text{низа}}}$$

$$V_B = \frac{22,4 \cdot 207635 \cdot (273 + 253,2) \cdot 101000}{3600 \cdot 193,74 \cdot 273 \cdot 500000} = 2,5964 \text{ м}^3/\text{с} = 9347 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Плотность паров:

$$\rho_H = \frac{G_H}{3600 \cdot V_H} = \frac{207635}{3600 \cdot 2,5964} = 22,2140 \text{ кг/м}^3$$

Плотность жидкости:

$$\rho_{277}^{293} = \rho_{288}^{288} - 5 \cdot \alpha = 0,85195 - 5 \cdot 0,000686 = 0,84851$$

где  $\alpha = 0,000686$  - температурная поправка по формуле Кусакова.

Относительная плотность жидкости при температуре низа колонны:

$$\rho_t = \rho_{277}^{293} - \alpha \cdot (t - 20) = 0,84851 - 0,000686 \cdot (253,2 - 20) = 0,68854$$

Абсолютная плотность жидкости  $\rho_{ж} = 688,54 \text{ кг/м}^3$

Объёмный расход жидкости:

$$L_{\text{вн}} = \frac{L_H}{\rho_{ж}} = \frac{897114}{688,54} = 1302,9 \text{ м}^3/\text{ч}$$

## 2.2.2 Тепловой баланс колонны

Рассмотрим способ отвода тепла в колонне холодным испаряющимся орошением, как наиболее распространённым в нефтепереработке. Пары дистиллята при этом поступают в конденсатор-холодильник (обычно сначала воздушный, затем водяной), где происходит их конденсация и дальнейшее охлаждение конденсата до температур 30-40°C. Часть холодного конденсата далее подаётся как орошение на верхнюю тарелку, остальное количество отводится как верхний продукт колонны.

Уравнение теплового баланса колонны в этом случае будет иметь вид:

$$Q_F + Q_B = Q_D + Q_W + Q_{ХОЛ} + Q_{ПОТ} ,$$

где  $Q_F$  – тепло, поступающее в колонну с сырьём, кВт;

$Q_B$  – тепло, подводимое в низ колонны, кВт;

$Q_D$  – тепло, отводимое из колонны с дистиллятом, кВт;

$Q_W$  – тепло, отводимое из колонны с остатком, кВт;

$Q_{ХОЛ}$  – тепло, отводимое в конденсаторе-холодильнике, кВт;

$Q_{ПОТ}$  – потери тепла в окружающую среду, кВт.

$$Q_F = F_{ж} \cdot i_{Fж} + F_{п} \cdot I_{Fп}$$

$$F_{п} = F \cdot e$$

$$F_{ж} = F \cdot (1 - e)$$

где  $F$ ,  $F_{ж}$ ,  $F_{п}$  – массовый расход сырья, жидкой и паровой фаз сырья, кг/ч;

$i_{Fж}$  – энтальпия жидкой фазы сырья, кДж/кг;

$I_{Fп}$  – энтальпия паровой фазы сырья, кДж/кг;

$e = 0,0572$  – массовая доля отгона сырья (см. раздел 7);



$$Q_D = D \cdot i_{\text{хол}},$$

где  $D$  – массовый расход дистиллята, кг/ч;

$i_{\text{хол}}$  – энтальпия холодного дистиллята при температуре его отвода после конденсатора-холодильника, кДж/кг;

$$Q_W = W \cdot i_W,$$

где  $W$  – массовый расход остатка, кг/ч;

$i_W$  – энтальпия остатка при температуре при температуре его отвода из колонны  $253,2^\circ\text{C}$ , кДж/кг;

$$Q_{\text{ХОЛ}} = (D + L_{\text{ор}}) \cdot (I_D - i_{\text{хол}}),$$

где  $L_{\text{ор}}$  – количество холодного орошения, подаваемого в колонну, кг/ч;

$I_D$  – энтальпия паров дистиллята при температуре верха колонны  $118,42^\circ\text{C}$ .

$$L_{\text{ор}} = R_{\text{опт}} D \frac{I_D - i_{\text{конд}}}{I_D - i_{\text{хол}}} = R_{\text{опт}} D \frac{Q_{\text{конд}}}{I_D - i_{\text{хол}}},$$

где  $R_{\text{опт}} = 4,45$  – оптимальное флегмовое число;

$i_{\text{конд}}$  – энтальпия жидкого дистиллята при температуре его конденсации, кДж/кг;

$Q_{\text{конд}}$  – теплота конденсации паров дистиллята. Для светлых нефтепродуктов эту величину можно рассчитать по уравнению Крэга:

$$Q_{\text{конд}} = \frac{1}{\rho_{288}^{288}} (354,1 - 0,3768 \cdot T_{\text{ср.м.}}), \text{ кДж/кг.}$$

где  $T_{\text{ср.м.}}$  – средняя молекулярная температура кипения дистиллята, К;

В общем случае средняя молекулярная температура кипения смеси рассчитывается по формуле:

$$T_{\text{ср.м.}} = \sum_1^n (T_i \cdot X_i'),$$

где  $T_i$  – среднеарифметическая температура кипения узкой фракции в смеси, К:

$x_i'$  – мольная доля узкой фракции в смеси.

В нашем случае средняя молекулярная температура кипения дистиллята:

$$T_{\text{ср.м.}} = 316 \cdot 0,3699 + 338 \cdot 0,3344 + 351,5 \cdot 0,2492 + 366,5 \cdot 0,0463 + \\ + 394 \cdot 0,0001 = 334,5 \text{ К.}$$

$$Q_{\text{конд}} = \frac{1}{0,6860} (354,1 - 0,3768 \cdot 334,5) = 332,45 \text{ кДж/кг.}$$

Примем температуру дистиллята после конденсатора-холодильника и, следовательно, температуру подачи орошения  $t_{\text{хол}} = 35^\circ\text{C}$ .

Энтальпии жидких нефтепродуктов при соответствующих температурах рассчитываются по уравнению Крэга:

$$i = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,0017 \cdot T^2 + 0,762 \cdot T - 334,25), \text{ кДж/кг.}$$

Энтальпии паров нефтепродуктов рассчитываются по уравнению Уэйра и Итона:

$$I = (129,58 + 0,134 \cdot T + 0,00059 \cdot T^2)(4 - \rho_{288}^{288}) - 308,99, \text{ кДж/кг.}$$

Например, энтальпия жидкой фазы сырья, поступающего в колонну при 220°C:

$$i_F = \frac{1}{\sqrt{0,8370}} (0,0017 \cdot 493^2 + 0,762 \cdot 493 - 334,25) = 496,8843 \text{ кДж/кг.}$$

Результаты расчёта энтальпий потоков:

$i_F$	=	496,88	при	$t_F = 220^\circ\text{C}$
кДж/кг				
$I_F$	=	814,38	при	$t_F = 220^\circ\text{C}$
кДж/кг				
$I_D$	=	593,81	при	$t_D = 118,42^\circ\text{C}$
кДж/кг				
$i_{\text{хол}}$	=	74,51	при	$t_{\text{хол}} = 35^\circ\text{C}$
кДж/кг				
$i_W$	=	582,25	при	$t_W = 253,2^\circ\text{C}$
кДж/кг				

Количество холодного орошения:

$$L_{\text{ор}} = 4,45 \cdot 45815,538 \frac{332,45}{593,81 - 74,51} = 130521,12 \text{ кг/ч}$$

Рассчитываем тепловые потоки:

$$Q_F = 735294,118 \cdot 0,0572 \cdot 814,38 + 735294,118 \cdot (1-0,0572) \cdot 496,88 = 378706604 \text{ кДж/ч} = 105196,27 \text{ кВт}$$

$$Q_D = 45815,538 \cdot 74,51 = 3413744,7 \text{ кДж/ч} = 948,26 \text{ кВт}$$

$$Q_W = 689478,58 \cdot 582,25 = 401448506 \text{ кДж/ч} = 111513,58 \text{ кВт}$$

$$Q_{\text{ХОЛ}} = (45815,538 + 130521,12) \cdot (593,81 - 74,51) = 91571622 \text{ кДж/ч} = 25436,56 \text{ кВт}$$

Примем потери тепла в колонне 5%:

$$Q_{\text{пот}} = (948,26 + 111513,58 + 25436,56) \cdot 5/95 = 7257,81 \text{ кВт}$$

Тепло, необходимое подвести в низ колонны:

$$Q_B = 145156,21 - 9514,41 - 95681,86 = 39959,94 \text{ кВт}$$

Результаты расчётов теплового баланса сведены в таблицу 8.

Таблица 8 - Тепловой баланс колонны

Поток	t, °C	Энтальпия, кДж/кг	Расход, кг/ч	Количество тепла, кВт
<b>ПРИХОД:</b>				
С сырьём:				
паровая фаза	220,0	814,38	42058,8	9514,41
жидкая фаза	220,0	496,88	693235,3	95681,86
В низ колонны				39959,94
Итого				145156,21
<b>РАСХОД:</b>				
С дистиллятом	35,0	74,51	45815,54	948,26
С остатком	253,2	582,25	689478,58	111513,58
В конденсаторе				25436,56
Потери				7257,81
Итого				145156,21

### 2.2.3 Диаметр и высота колонны

Диаметр колонны рассчитывается по наиболее нагруженному сечению по парам. В нашем случае в верхней части колонны расход паровой фазы больше в  $7,8327/2,5964 = 3,02$  раза, чем в нижней.

Примем к установке в верхней части колонны клапанные двухпоточные тарелки, а в нижней, наиболее нагруженной по жидкой фазе, части - клапанные четырёхпоточные тарелки.

Таблица 9 - Зависимость диаметра колонны и расстояния между тарелками

Диаметр колонны, м	Расстояние между тарелками, мм
до 1,0	200-300
1,0-1,6	300-450
1,8-2,0	450-500
2,2-2,6	500-600
2,8-5,0	600
5,5-6,4	800
более 6,4	800-900

Расстояние между тарелками принимается в зависимости от диаметра колонны (см. таблицу 9). На практике указанные рекомендации не всегда выполняются. Для большинства колонн расстояния между тарелками принимаются таким образом, чтобы облегчить чистку, ремонт и инспекцию тарелок: в колоннах диаметром до 2 м – не менее 450 мм, в колоннах большего диаметра – не менее 600 мм, в местах установки люков – не менее 600 мм. Кроме этого, в колоннах с большим числом тарелок для снижения высоты колонны, её металлоёмкости и стоимости расстояние между тарелками уменьшают.

Примем расстояние между тарелками 600 мм, затем проверим соответствие этой величины и рассчитанным диаметром колонны.

Диаметр рассчитывается из уравнения расхода:

$$D_K = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\Pi}}{3,14 \cdot W_{\max}}}, \text{ м}$$

где  $V_{\Pi}$  – объёмный расход паров,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$W_{\max}$  – максимальная допустимая скорость паров,  $\text{м}/\text{с}$

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Pi}}{\rho_{\Pi}}}, \text{ м}/\text{с}$$

где  $C_{\max}$  – коэффициент, зависящей от типа тарелки, расстояния между тарелками, нагрузки по жидкости;

$\rho_{\text{ж}}$  и  $\rho_{\Pi}$  – плотность жидкой и паровой фазы,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

$$C_{\max} = K_1 \cdot K_2 \cdot C_1 - K_3(\lambda - 35)$$

Значение коэффициента  $C_1$  определяем по графику в зависимости от принятого расстояния между тарелками (см. приложение).  $C_1 = 1050$ .

Коэффициент  $K_3 = 5,0$  для струйных тарелок, для остальных тарелок  $K_3 = 4,0$ .

Коэффициент  $\lambda$  находится по уравнению:

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot L_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{K_1 \cdot C_1}{V_{\Pi} \cdot 3600}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Pi}}{\rho_{\Pi}}},$$

где  $L_{\text{ж}}$  – массовый расход жидкой фазы в верхней части,  $\text{кг}/\text{ч}$ .

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot 203879}{593,26} \sqrt{\frac{1,15 \cdot 1050}{7,8327 \cdot 3600}} \sqrt{\frac{593,26 - 8,86}{8,86}} = 132,75$$

$$C_{\max} = 1,15 \cdot 1,0 \cdot 1050 - 4(132,75 - 35) = 816,5$$

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 816,5 \sqrt{\frac{593,26 - 8,86}{8,86}} = 0,562 \text{ м/с}$$

Диаметр колонны:

$$D_K = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\Pi}}{3,14 \cdot W_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,8327}{3,14 \cdot 0,562}} = 4,21 \text{ м}$$

Полученный диаметр округляется в большую сторону до ближайшего стандартного значения. Для стальных колонн рекомендованы значения диаметров от 0,4 до 1,0 м через каждые 0,1 м, от 1,2 до 4,0 м через 0,2 м, далее 2,5 м, 4,5 м, 5,0 м, 5,6 м, 6,3 м, от 7,0 до 10 м через 0,5 м, от 11,0 до 14,0 м через 1,0 м, от 16,0 до 20,0 м через 2,0 м.

Итак, примем диаметр колонны  $D_K = 4,5 \text{ м}$ .

Проверяем скорость паров при принятом диаметре колонны:

$$W_{\Pi} = \frac{4 \cdot V_{\Pi}}{\pi \cdot D_K^2} = \frac{4 \cdot 7,8327}{3,14 \cdot 4,5^2} = 0,49 \text{ м/с}$$

Она находится в допустимых пределах (0,4-0,7 м/с) [5] для колонн под давлением и расстоянии между тарелками 600 мм.

Проверяем нагрузку тарелки по жидкости:

$$L_V = \frac{L_V}{n \cdot \Omega \cdot D_K} = \frac{343,65}{2 \cdot 0,7 \cdot 4,5} = 54,55 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч}),$$

где  $L_V$  – объёмный расход жидкости,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

$n$  – число потоков на тарелке;

$\Omega$  – относительная длина слива, обычно находится в пределах 0,65-0,75.

Полученное значение расхода жидкости на единицу длины слива меньше максимально допустимого, которое составляет для данного типа тарелок  $L_V^{\text{доп}} = 65 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ .

Высота колонны рассчитывается по уравнению:

$$H_K = H_1 + H_K + H_{\text{и}} + H_{\text{п}} + H_2 + H_{\text{н}} + H_0, \text{ м}$$

где  $H_1$  – высота от верхнего днища до верхней тарелки, м;

$H_K$  – высота концентрационной тарельчатой части колонны, м;

$H_{\text{и}}$  – высота исчерпывающей, отгонной тарельчатой части колонны, м;

$H_{\text{п}}$  – высота секции питания, м;

$H_2$  – высота от уровня жидкости в кубе колонны до нижней тарелки, м;

$H_{\text{н}}$  – высота низа колонны, от уровня жидкости до нижнего днища, м;

$H_0$  – высота опоры, м.

Высота  $H_1$  (сепарационное пространство) принимается равной половине диаметра колонны, если днище полукруглое, и четверти диаметра, если днище эллиптическое. Полушаровые днища применяют для колонн диаметром более 4 метров. Поэтому  $H_1 = 0,5 \cdot 4,5 = 2,25 \text{ м}$ .

Высоты  $H_K$  и  $H_{\text{и}}$  зависят от числа тарелок в соответствующих частях колонны и расстояния между ними:

$$H_K = (N_{\text{конц}} - 1)h = (23 - 1)0,6 = 13,2 \text{ м}$$

$$H_{\text{и}} = (N_{\text{отг}} - 1)h = (10 - 1)0,6 = 5,4 \text{ м}$$



где  $h = 0,6$  м – расстояние между тарелками.

Высота секции питания  $H_{\Pi}$  берётся из расчёта расстояния между тремя-четырьмя тарелками:

$$H_{\Pi} = (4 - 1)h = (4 - 1)0,6 = 1,8 \text{ м}$$

Высота  $H_2$  принимается равной от 1 до 2 м, чтобы разместить глухую тарелку и иметь равномерное распределение по сечению колонны паров, поступающих из печи. Примем  $H_2 = 1,5$  м.

Высота низа (куба) колонны  $H_{\text{н}}$  рассчитывается, исходя из 5-10 минутного запаса остатка, необходимого для нормальной работы насоса в случае прекращения подачи сырья в колонну:

$$H_{\text{н}} = \frac{W \cdot 5}{\rho_{\text{ж}} \cdot 60 \cdot F_{\text{к}}} = \frac{689478,58 \cdot 5}{688,54 \cdot 60 \cdot 0,785 \cdot 4,5^2} = 5,25 \text{ м}$$

где  $\rho_{\text{ж}}$  – абсолютная плотность остатка при температуре низа колонны (см. раздел 11);

$$F_{\text{к}} = 0,785 \cdot D_{\text{к}}^2 - \text{площадь поперечного сечения колонны, м}^2.$$

Штуцер отбора нижнего продукта должен находиться на отметке не ниже 4-5 м от земли, для того, чтобы обеспечить нормальную работу горячего насоса. Поэтому высота опоры  $H_0$  конструируется с учётом обеспечения необходимого подпора жидкости и принимается высотой не менее 4-5 м. Примем  $H_0 = 4$  м.

Полная высота колонны:

$$H_{\text{к}} = 2,25 + 13,2 + 5,4 + 1,8 + 1,5 + 5,25 + 4 = 33,4 \text{ м}$$

### 2.3 Разработка конструкции ректификационной колонны

Процесс ректификации предназначен для разделения жидких неоднородных смесей на практически чистые компоненты, либо фракции, которые различаются по температуре кипения. Физическая сущность ректификации, протекающей в процессе перегонки нефти, заключается в двухстороннем массо- и теплообмене между потоками пара и жидкости при высокой турбулизации контактирующих фаз. В итоге массообмена отделяющиеся от горячей жидкости пары обогащаются низкокипящими, а жидкость - высококипящими компонентами. При определенном количестве контактов между жидкостью и паром можно получить пары, состоящие в основном из низкокипящих, и жидкость - из высококипящих компонентов. Ректификация, как и любой диффузионный процесс, проводится в противотоке пара и жидкости. При ректификации паров жидкое орошение создается за счет конденсации части парового потока вверху колонны, а паровое орошение при ректификации жидкости - за счет испарения части ее внизу колонны.

Конструкция аппаратов, предназначенных для ректификации, зависит от способа организации процесса в целом и способа контакта фаз. Наиболее простая конструкция ректификационных аппаратов при движении жидкости от одной ступени контакта к другой под действием силы тяжести.

На установках первичной перегонки нефти основным аппаратом процесса ректификации является ректификационная колонна - вертикальный аппарат цилиндрической формы. Внутри колонны располагаются тарелки-одна над другой. На поверхности тарелок происходит контакт жидкой и паровой фаз. Причем наиболее легкие компоненты жидкого орошения испаряются и вместе с парами устремляются вверх, а наиболее тяжелые компоненты паровой фазы, конденсируясь, остаются в жидкости. В итоге в ректификационной колонне непрерывно идут процессы конденсации и испарения.

При ступенчатом осуществлении процесса ректификации контакт пара и жидкости может происходить в противотоке, в перекрестном токе и в

прямотоке. Если ректификация идет непрерывно во всем объеме колонны, то контакт пара и жидкости при движении обеих фаз может происходить только в противотоке

На рисунке 5 показан внешний вид разработанной ректификационной колонны. Конструкция колонны включает в себя следующие основные узлы.

Корпус колонны разделён на три секции 1, 2, 3, герметично соединённые между собой при помощи фланцев. Секции представляют собой цилиндрические обечайки, отличающиеся по диаметру, для того чтобы стабилизировать давление скорости потоков внутри колонны. Сверху и снизу колонны предусмотрены эллиптические крышки 4 и 12.

Колонна опирается на типовое цилиндрическое основание 5 с перфорированной стенкой для обеспечения проветривания наружных поверхностей деталей и узлов низа колонны с целью предотвращения образования коррозионно-активной среды.

Трубопровод 7 предназначен для отвода парогазовой смеси низкокипящих компонентов. Трубопровод 6 обеспечивает подачу флегмы на орошение колонны. Трубопроводы 8, 9, 10 обеспечивают отбор бензиновой, керосиновой и дизельной фракций. Тяжёлый остаток (мазут) отводится с низа колонны через патрубок 13. Подача предварительно нагретого сырья осуществляется в питательную секцию колонны через трубопровод 11. Все трубопроводы присоединяются к соответствующим патрубкам колонны при помощи фланцевых соединений.

Флегма подаётся в верх колонны на тарелку орошения 15 (см. рисунок 6). Для предотвращения эрозионного износа корпуса колонны предусмотрен отбойник 14. Необходимый уровень жидкости на тарелках обеспечивается посредством барьера 16.

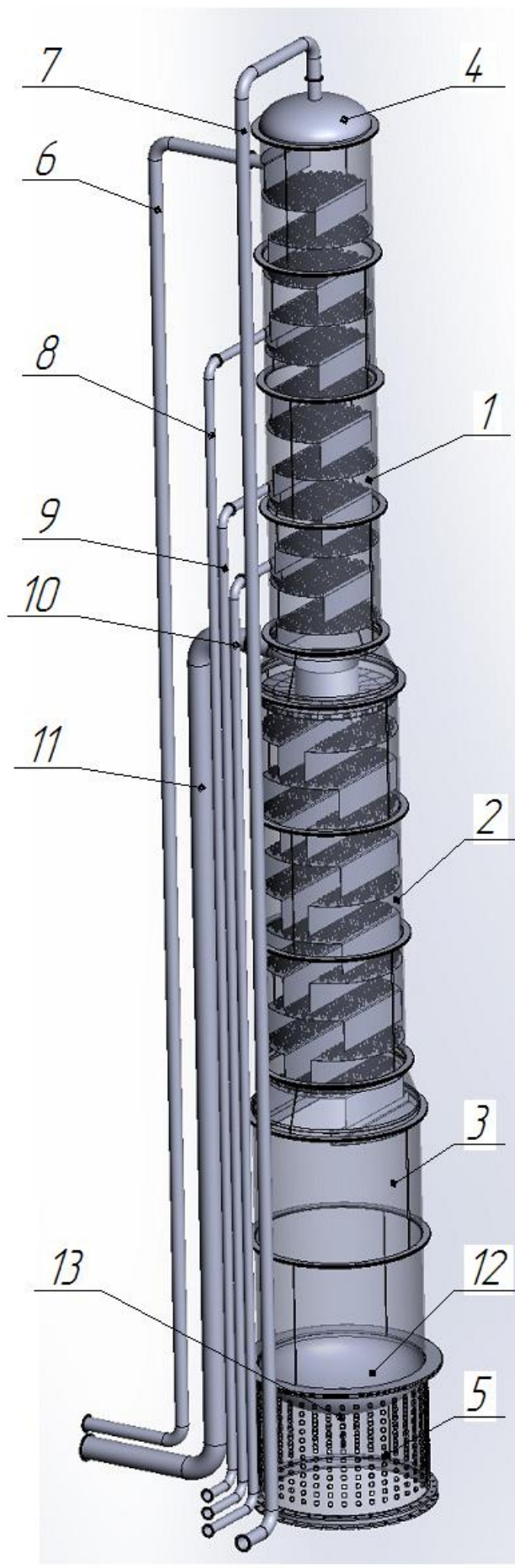
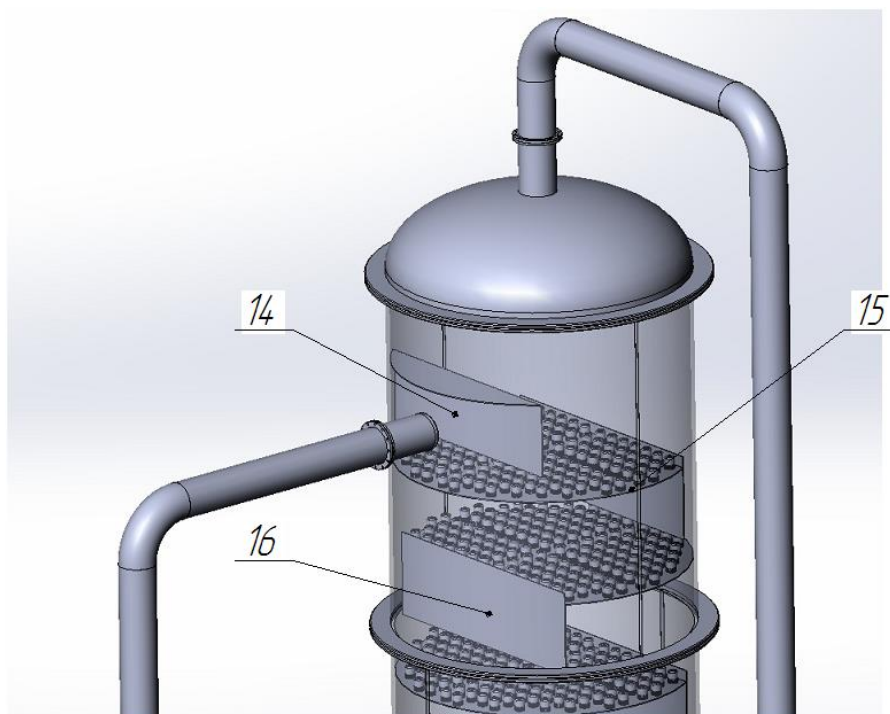


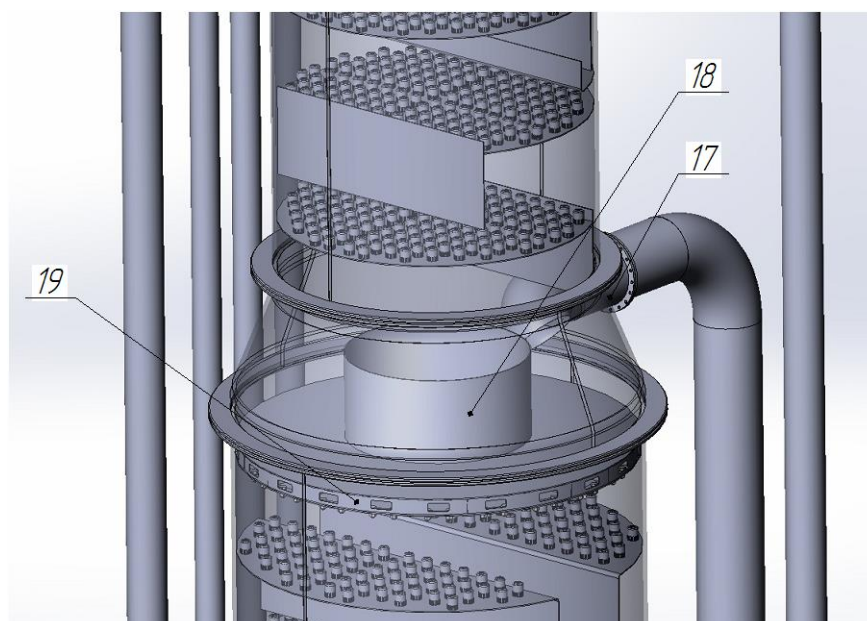
Рисунок 5 – Общий вид ректификационной колонны первичной перегонки

Сырьевая нефть подаётся в центральную (питательную) секцию через питательный патрубок 17 (рисунок 7) и попадает на питательную тарелку 19 специальной конструкции в виде плоского диска с перфорированной отбортовкой книзу. На питательной тарелке соосно расположена переливная труба 18.



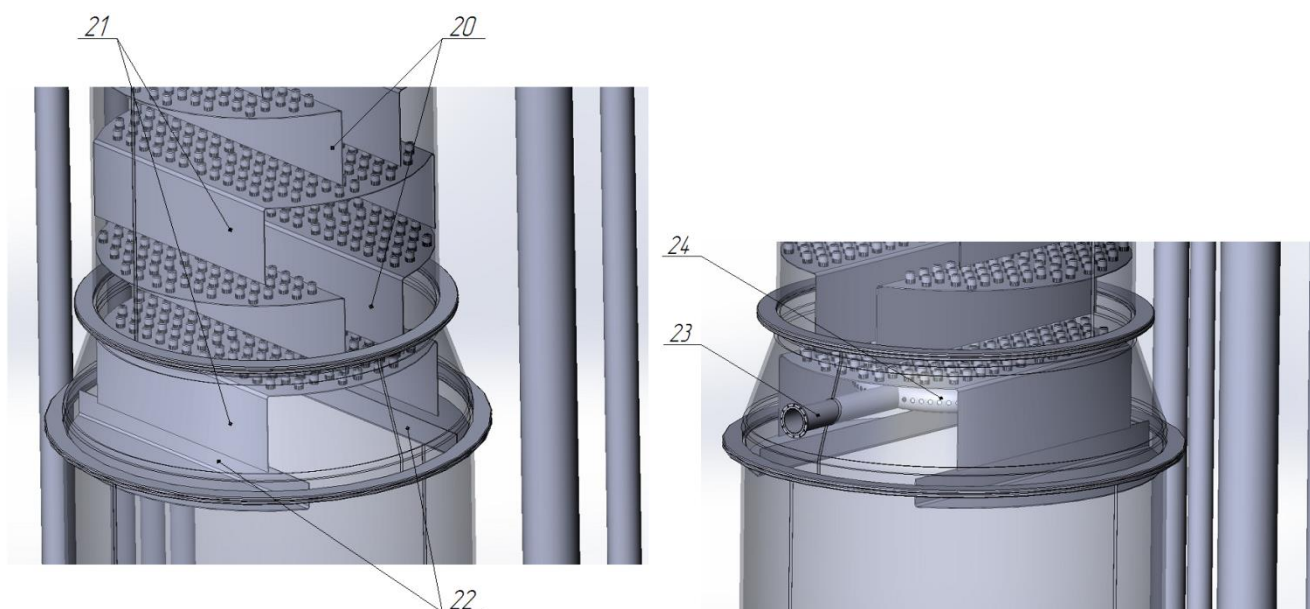
**Рисунок 6**– Общий вид верха (шлема) колонны

Далее жидкость перетекает последовательно по всем тарелкам питательной секции, взаимодействуя с восходящими потоками газовой фазы. Тарелки выполнены с переливными порогами двух типов – 20 и 21 (рисунок 8), обеспечивая тем самым двухпоточную схему стекания жидкости.



**Рисунок 7**– Общий вид питательной секции колонны в месте ввода сырья

Тарелки прикрепляются к корпусу при помощи стандартных Г-образных кронштейнов (на рисунках не показаны). В нижней части питательной секции закреплены специальные переливные тарелки 22 (рисунок 8), которые позволяют стабилизировать скорость потока жидкости.



**Рисунок 8**– Общий вид нижней части питательной секции колонны

Под нижнюю тарелку питательной секции предусмотрен дополнительный подвод пара через патрубок 23 и специальный распределитель пара 24 (рисунок 8) для регулирования давления внутри колонны и расхода парогазовой фазы.

Тяжёлые фракции нефти собираются в нижней (выпарной) секции. За счёт подвода тепла часть жидкости испаряется, формируя восходящий поток паров. Благодаря многократному испарению и конденсации компонентов нефти на разных тарелках обеспечивается получение разных фракций требуемого состава на разных частях по высоте колонны.

## **2.4 Оптимизация работы ректификационной колонны**

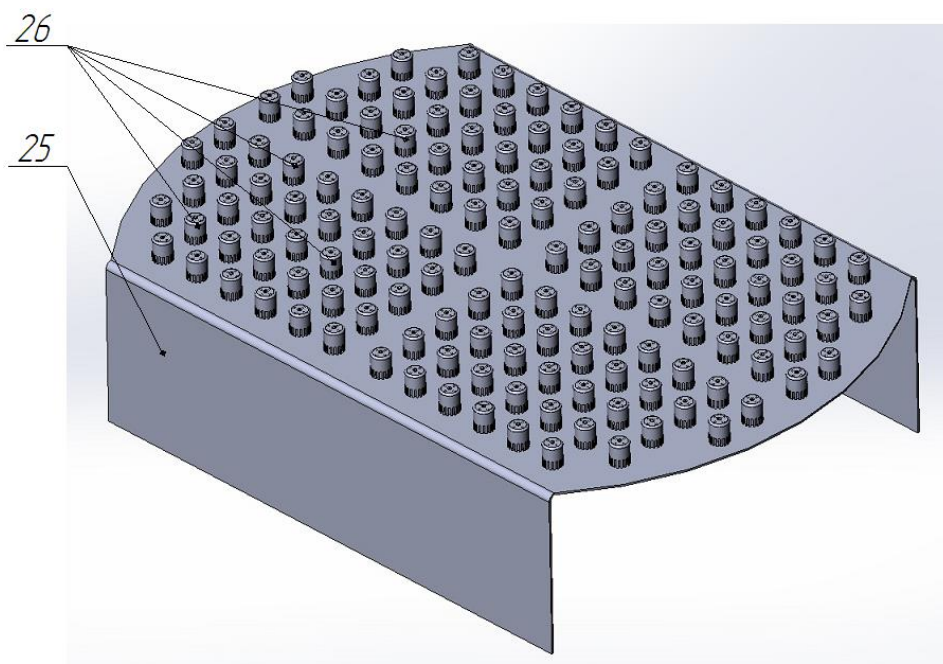
В качестве критериев оптимизации выбраны два критерия:

- интенсификация процессов тепло-массообмена за счёт конструкции колпачковой тарелки и колпачка
- снижение затрат энергии на обеспечение теплового режима работы колонны

Далее рассмотрено решение поставленных задач оптимизации.

### **2.4.1 Интенсификация тепло-массообменных процессов за счёт изменения конструкции колпачковой тарелки**

На рисунке 9 показан общий вид колпачковой тарелки средней (питательной) секции колонны. Конструкции тарелки включает в себя корпус 25 из листовой нержавеющей стали и симметрично расположенные над круглыми отверстиями колпачки 26 специально разработанной конструкции.

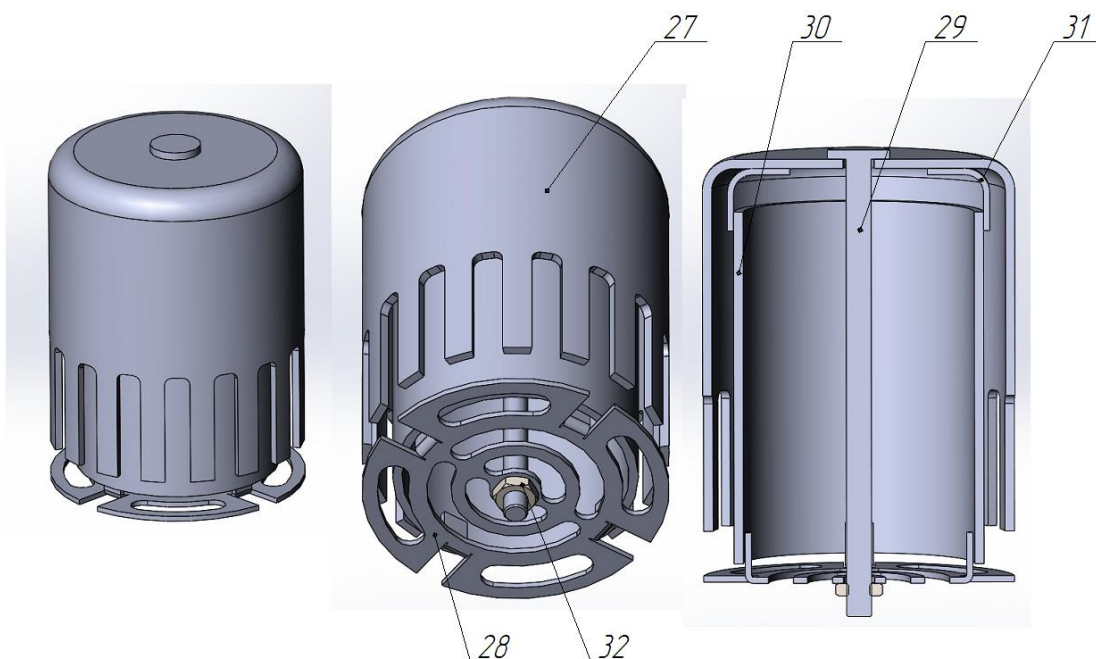


**Рисунок 9**– Общий вид колпачковой тарелки

Колпачки выполнены на регулируемых штифтовых опорах 29, как это видно на рисунке 10. Конструкция колпачка включает внешний колокол 27 жёстко связанный с внутренним колоколом 30 при помощи четырёх перемычек 31 расположенных равномерно по периметру. Каждая штифтовая опора 29 прижимает колпачок к нижней опоре 28 и фиксируется гайкой 32. Нижняя опора 28 имеет специальные прорези, обеспечивающие прохождение восходящего потока газа, который создаёт подъёмную силу и приподнимает колпачок над тарелкой. Положением гайки на резьбовом конце штифтовой опоры 29 определяется высота подъёма колпачка при прохождении газа.

Таким образом, разработанная конструкция колпачка обеспечивает интенсивный тепло-массообмен за счёт увеличения поверхности контакта жидкой и газовой фаз, и при этом характеризуется достаточно низким гидравлическим сопротивлением.





**Рисунок 10**– Общий вид колпачка

#### **2.4.2 Снижение энергозатрат за счёт использования тепловой энергии продуктов перегонки**

На современных установках первичной перегонки нефти тепловая энергия горячих нефтепродуктов используется для предварительного подогрева нефти, промышленной теплофикационной и химически очищенной воды, для поддержания температуры быстрозастывающих продуктов, обогрева емкостей, трубопроводов, трубных лотков и др. Такие установки имеются на многих отечественных нефтезаводах. В итоге рационального использования вторичных энергоресурсов нефть предварительно подогревается с 10 до 234 °С. На более старых аналогичных установках нагрев нефти за счет тепла регенерируемых источников не превышает 160-170 °С. В итоге теплообмена гудрон охлаждается до сравнительно низкой температуры, и для его доохлаждения до температуры хранения требуется значительно меньше воды, чем на ранее построенных установках АВТ.

Пародистиллятные фракции имеют среднюю температуру (115- 124)°С. На отечественных нефтеперерабатывающих заводах тепловая энергия их не

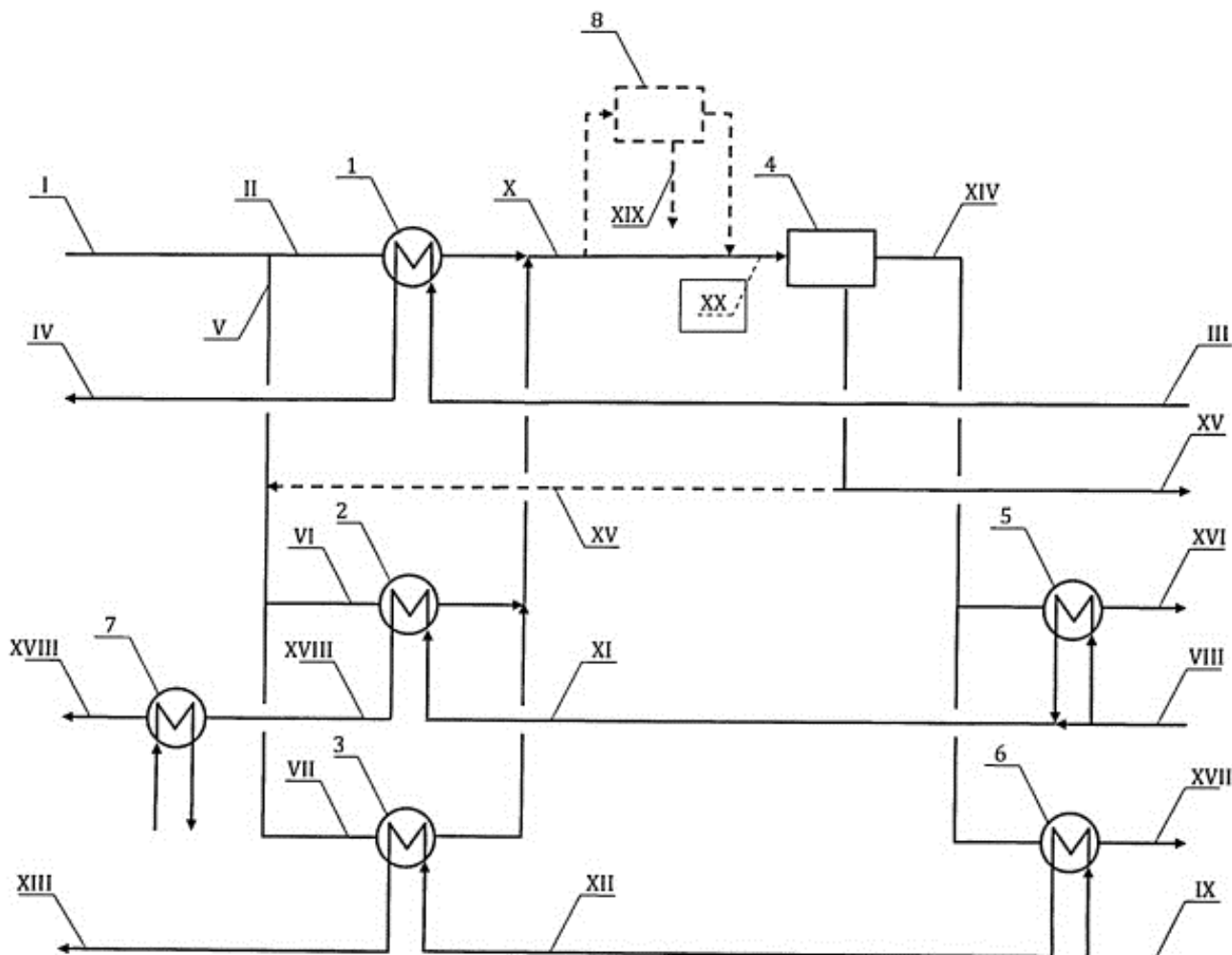
только не используется, но для конденсации и охлаждения этих фракций расходуется большое количество охлаждающей воды. Существует ошибочная точка зрения, что использование низкопотенциального тепла этого источника мало целесообразно. В то же время утилизация тепловой энергии пародистиллятных фракций позволила бы значительно сократить расход оборотной (или прямоточной) воды, а также уменьшить тепловую мощность печей. Если лишь 50% тепла, снимаемого в конденсаторах и холодильниках, использовать для предварительного подогрева сырья, то нефть с начальной температурой 10°C можно будет подогревать до 82°C.

За рубежом тепло пародистиллятных фракций широко используется для предварительного подогрева нефтяного сырья. Так, например, на атмосферно-вакуумной установке фирмы Креол (Венесуэлла) производительностью 3 млн. т/год нефти в итоге глубокой регенерации тепла всех видов горячих потоков (в том количестве и пародистиллятных фракций) температура предварительного подогрева нефти достигает 260°C. Нефть пропускается через теплообменные аппараты, обогреваемые пародистиллятными фракциями атмосферной колонны.

На обычных установках нефть поступает в атмосферную печь при (170-180)°C. Таким образом, благодаря регенерации тепла горячих потоков тепловая нагрузка печей уменьшается на 20-25%.

Весьма целесообразным является совмещение процессов электрообессоливания и атмосферно-вакуумной перегонки на установках ЭЛОУ - АВТ. Электрообессоливание нефтей протекает при ПО-115°C и 10-12 кгс/см<sup>2</sup>. Более высокий эффект достигается при повышении температуры обессоливания до 160-180 °C и давления 18 кгс/см<sup>2</sup>. Для нагрева нефти перед электродегидраторами необходимо чрезвычайно много тепловой энергии. Так, на установке производительностью 3 млн. т/год нефти для электрообессоливания при 115°C требуется 18,8 Гккал/ч тепла, а в случае обессоливания при 180°C.

Применение технологических схем рекуперации тепла продуктов первичной перегонки нефти позволяет существенно сэкономить затраты тепловой энергии на нагрев исходного сырья. В качестве примера можно привести схему [17], показанной на рисунке 11. Согласно предлагаемой схеме, сырую нефть (I) разделяют на две части, первую часть (II) нагревают в теплообменнике 1 до температуры, которая отличается от температуры электрообессоливания и обезвоживания не более чем на 10°C, за счет охлаждения бензиновой фракции (III), поступающей, например, из колонны стабилизации. При этом получают бензиновую фракцию, охлажденную до температуры транспортировки (IV).



**Рисунок 11** - Схема рекуперации тепла установки первичной перегонки нефти [17]

Вторую часть сырой нефти (V) разделяют на два потока (VI) и (VII), которые после нагрева в теплообменниках 2 и 3, соответственно, смешивают с нагретой первой частью нефти (II) с получением нагретой сырой нефти (X) с температурой, равной температуре электрообессоливания и обезвоживания.

С этой целью первый поток сырой нефти (VI) в теплообменнике 2 нагревают предварительно охлажденной дизельной фракцией с регулируемой температурой (XI), что позволяет получить нагретую сырую нефть (X) с требуемой температурой. При этом поток сырой нефти (VII) нагревают в теплообменнике 3 предварительно охлажденным мазутом (XII) до температуры, которая отличается от температуры электрообессоливания и обезвоживания не более чем на 10°C, и получают мазут, охлажденный до температуры его транспортировки (XIII).

Нагретую сырую нефть (X) подвергают электрообессоливанию и обезвоживанию на блоке 4 с получением подготовленной нефти (XIV) и дренажной воды первой ступени (XV), которую выводят с установки.

Подготовленную нефть (XIV) разделяют на два потока (XVI) и (XVII), которые нагревают в теплообменниках 5 и 6, соответственно, и отдельно направляют на первичную перегонку. При этом поток подготовленной нефти (XVI) нагревают по меньшей мере частью дизельной фракции (VIII), поступающей, например, из отпарной колонны, с получением предварительно охлажденной дизельной фракции (XI), а поток подготовленной нефти (XVII) нагревают мазутом (IX), поступающим, например, из атмосферной колонны, с получением предварительно охлажденного мазута (XII).

Поскольку температура широкой дизельной фракции (XVIII) после теплообменника 3 не регулируется, то осуществляют ее дополнительное охлаждение в теплообменнике 7 внешним хладагентом (например, водой или воздухом) до температуры транспортировки.

Пунктиром показано целесообразное смешение дренажной воды первой ступени (XV) со второй частью сырой нефти (V) и последующая сепарация соленой воды из нагретой сырой нефти (X) на блоке сепарации 8 с получением

соленой воды (XIX) и предварительно обессоленной нефти (XX), которую направляют на блок 4.

Таким образом, предлагаемый способ позволяет рекуперировать тепло бензиновой фракции, снизить потери тепла и охладить выделенные фракции до температуры транспортировки.

## **3 ЭКСПЛУАТАЦИЯ И РЕМОНТ**

### **3.1 Мероприятия по безопасной эксплуатации ректификационной колонны**

При эксплуатации ректификационной установки необходимо [11]:

- обеспечить контроль за работой паровых регуляторов и колебание давления греющего пара в пределах 0,02 - 0,03 МПа (0,2 - 0,3 кгс/см<sup>2</sup>);
- обеспечить контроль за поступлением охлаждающей воды в холодильники-конденсаторы, дефлегматоры и ее температурой, не допуская возможности попадания в нее продуктов перегонки;
- поддерживать установленное технологическим режимом распределение температур и давлений в ректификационной установке;
- отбирать готовые продукты из ректификационной установки в соответствии с технологическим режимом;
- обеспечивать отвод конденсата из греющего пространства ректификационной установки, систематически проверять качество конденсата;
- следить за герметичностью аппаратуры и арматуры ректификационной установки, не допускать потерь перегоняемой смеси и продуктов перегонки через неплотности арматуры, соединений;
- установить контроль за температурой и качеством отходящей воды из греющих камер, поверхностных конденсаторов и др. для предупреждения возможности попадания в них продуктов перегонки;
- установить контроль за состоянием и работой автоматических регулирующих приборов, арматуры, контрольно-измерительных приборов и вспомогательного оборудования.

При использовании в ректификационных установках пара разных параметров (острый пар, отборный пар и др.) не допускается отвод конденсата пара разных параметров на общий конденсатоотводчик.

Одно из основных условий безопасной эксплуатации ректификационных колонн – обеспечение их герметичности. Причинами нарушения герметичности могут быть: повышение давления в аппарате сверх допустимого, недостаточная компенсация увеличения линейных размеров при температурных нагрузках, коррозия и эрозия корпуса, механические повреждения.

Наиболее опасной причиной резкого повышения давления в колонне может быть попадание в нее воды. Мгновенное испарение воды вызывает столь быстрое парообразование и повышение давления, что предохранительные клапаны, в силу своей инерционности, не успевают срабатывать, и может произойти разрыв стенок аппарата. Для исключения попадания воды в колонну необходимо: следить, чтобы сырье и орошение не содержали воды, перед подачей острого пара в колонну тщательно удалять конденсат через специально устроенные конденсатоотводчики, периодически проверять целостность трубок в подогревателе куба, в оросительных холодильниках и других местах, где возможно проникновение воды в аппарат.

Повышение давления в колонне может произойти также вследствие нарушения температурного режима процесса ректификации и превышения пропускной способности колонны по сырью. В ряде аппаратов режим регулируется автоматически, а там, где это делает оператор, необходимо строгое соблюдение технологического регламента.

На случай недопустимого повышения давления колонны оборудуются предохранительными клапанами, сбрасывающими часть продукта в фекальную линию. ФНП «Общие правила взрывобезопасности для взрывопожароопасных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств», утв. приказом Федеральной службы по экологическому, технологическому и атомному надзору от 1 марта 2013 г. № 96 определено, что в колоннах с большим числом тарелок (свыше 40), учитывая возможность резкого их сопротивления, что может привести к значительной разнице между давлением в кубовой и верхней частях аппарата, предохранительные клапаны рекомендуется устанавливать в кубовой части колонны. В обоснованных

случаях допускается установка предохранительных клапанов в верхней части колонны, при этом их установочные давления должны быть определены с учетом сопротивления тарелок (насадки). На отводных линиях, ведущих от предохранительных клапанов, устанавливаются огнепреградители.

Для борьбы с сероводородной и хлористоводородной коррозией, помимо использования легированных сталей, в верхнюю часть ректификационной колонны подается газообразный аммиак, который обычно вводится на верхние тарелки колонны или в шлемовые трубы. Расход аммиака составляет тысячные доли процента по отношению к массе перерабатываемого сырья, но он связывает соляную кислоту и сероводород в менее агрессивные, растворимые в воде соединения. Для защиты от коррозии иногда вводят ингибиторы, например ИКБ-2 и ИКБ-4, которые предварительно растворяют в керосине.

### **3.2 Мероприятия по техническому обслуживанию и ремонту ректификационной колонны**

С целью исключения причин и условий возникновения пожара или взрыва необходимо соблюдать следующие правила безопасности [18]:

- не допускать нарушений параметров технологического режима производственного процесса, установленного технологическим регламентом;
- следить за исправной работой контрольно-измерительных приборов;- систематически проверять состояние и исправность действия предохранительных клапанов и технических манометров, не допуская к эксплуатации аппараты с неисправными указанными устройствами;
- следить за показаниями и исправностью сигнализаторов концентраций горючих газов;
- систематически осматривать состояние технологического оборудования, своевременно проводить его ремонт;
- следить за техническим состоянием систем вентиляции в производственных и бытовых помещениях;



- систематически проверять состояние и исправность средств пожаротушения.

При возникновении пожара на установке, угрожающего разрывом трубопроводов и аппаратов, установку необходимо аварийно остановить. При аварийной остановке производится закрытие всех задвижек и отсекателей, предусмотренных планом и схемой ликвидации аварий, а также остановка всех вращающихся механизмов с отключением электропитания всей установки.

Успешная ликвидация пожара и предупреждение его распространения зависят от своевременного извещения пожарной части о месте возникновения пожара и его характере. В этом плане чрезвычайно важно содержание в исправном состоянии надежных средств извещения – телефонной и радиосвязи.

Все участвующие в тушении пожара должны быть проинструктированы по их действиям в условиях возгорания, исходя из плана ликвидации аварий. Переносные средства пожаротушения размещаются на тактически выгодных позициях.

При ремонте ректификационных колонн сначала колонну пропаривают, а затем отделяют от трубопроводов заглушками и промывают водой; после этого открывают все люки, начиная сверху, и разбирают тарелки; далее тарелки, сливные стаканы и низ колонны очищают от кокса и грязи; затем проводят ревизию внутренней части колонны: толщину ее стенки, а также штуцеров; сменяют негодные штуцера и изношенные места корпуса колонны. Тарелки собирают на месте с заменой изношенных деталей, после чего закрывают люки и опрессовывают колонну.

Пропарка и промывка водой необходимы при ремонтных работах внутри аппаратуры, так как при этом легко удаляются воспламеняющиеся газообразные и жидкие нефтепродукты, которые остались в аппарате после остановки. Заглушки по размерам прокладки вырубается из листовой стали и устанавливаются между фланцами штуцера и запорным устройством; заглушки должны иметь выступающие хвостики.

Устанавливать заглушки и открывать люки необходимо строго в соответствии с требованиями техники безопасности. К открыванию люков приступают только по разрешению начальника установки или старшего оператора – лиц, ответственных за подготовку оборудования к ремонту.

К ремонтным работам внутри аппаратуры приступают после получения удовлетворительных данных анализа воздуха.

Для ускорения ремонта во время пропарки удаляют с каждого люка большинство шпилек, оставляя нетронутыми три – четыре.

При необходимости разборки тарелок в первую очередь удаляют колпачки, для чего отвинчивают по две гайки; в зависимости от объема ремонта снимают несколько колпачков или полностью все колпачки. Затем, отвинтив гайки, удаляют желоба. Закончив разборку желобов одной тарелки, переходят на следующую. Сборка тарелок проводится в обратной последовательности

## **ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

Таким образом, в данной работе

- Спроектирована ректификационная колонна для первичной нефти.
- Изучены основные характеристики процесса ректификации, основные схемы установок перегонки нефти.
- Рассмотрены конструкции ректификационных колонн атмосферной перегонки, основные характеристики сырья и продуктов.
- Определены критерии оптимизации работы ректификационной колонны первичной перегонки.
- Разработана конструкция колпачковой тарелки.
- Произведен расчёт основных параметров колонны.
- Предложены технические решения по оптимизации работы ректификационной колонны по критериям снижения энергозатрат на обеспечение теплового режима работы колонны, а также интенсификации тепло-масообменных процессов в колонне.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. Часть 2. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2001. - 415 с.
2. Дытнерский Ю.И. (ред.). Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. - М.: Химия, 1983 г. – 272 с.
3. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Ч.1. Теоретические основы процессов химической технологии. Учебник для вузов. Изд. 2-е. М.: Химия, 1995. - 400с.
4. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – 9-е изд. – М.: Химия, 1973. – 750 с.
5. Коптева В.Б. Опоры колонных аппаратов. Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2007. – 24 с.
6. Кутепов А.М. и др. Теория химико-технологических процессов органического синтеза: Учеб. для техн. вузов/А.М. Кутепов, Т.И. Бондарева, М.Г. Беренгартен - М.: Высш. шк., 2005. – 520 с.
7. Лашинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Справочник. – Л.: Машгиз, 1970. – 753 с.
8. Рудин М. Г., Драбкин А. Е. Краткий справочник нефтепереработчика. - Л.: Химия, 1980. - 328 с.
9. Плановский А.Н, Николаев И.П. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. 5-изд. - М.:Химия, 1987 г. - 847 с.
10. Процессы и аппараты химической технологии. Проектирование ректификационных колонн. Часть 1, 2. Основы теории расчета и основные конструкции ректификационных колонн. Методические указания к курсовому проектированию для студентов химико-технологического и заочного энерго-механического факультетов.-Томск: Изд. ТПУ, 1997. -36 с.
11. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов. – Уфа: Гилем, 2002. – 672 с.
12. Бабицкий И.Ф., Вихман Г.Л., Вольфсон С.И. Расчёт и конструирование

аппаратуры нефтеперерабатывающих заводов. – М.: Недра, 1965. – с.242-245.

13. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. Часть 2. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2009. - 415 с.
14. Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчёты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – Л.: Химия, 1994. – 314 с..
15. Скобло А.И., Трегубова И.А., Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – М.:
16. Косинцев В. И., Миронов В. М., Сутягин В. М. Основы проектирования химических производств. 2-е изд. М.: Академкнига, 2010. – 371 с.
17. Курочкин А.В. Способ рекуперации тепла на установке первичной перегонки нефти. Патент РФ 2547479.
18. Пожаровзрывоопасность веществ и материалов и средства их тушения. Справ. Изд.: в 2-х книгах/ Под. Ред. А. Н. Баратова, А, Я, Корольченко. М.: Химия, 1990. – 496 с.

## **ПРИЛОЖЕНИЕ А**

### **УСТРОЙСТВО РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ**

#### **Отчёт о патентных исследованиях**

Руководитель \_\_\_\_\_ Е.А. Соловьёв

Исполнитель \_\_\_\_\_ Р.С. Пивоваров

Красноярск, 2016

## **Общие данные об объекте исследования**

Объектом исследования является технологический процесс ректификации нефти, и получения на ее основе различных углеводородных фракций. Область применения – нефтегазоперерабатывающая промышленность.

Поиск российских патентов проводился по базе данных Федерального института промышленной собственности ([www.fips.ru](http://www.fips.ru)) с использованием ключевых слов:

**РЕКТИФИКАЦИОННАЯ КОЛОННА, РЕКТИФИКАЦИЯ НЕФТИ, КОНСТРУКЦИИ КОЛОННЫХ АППАРАТОВ.**

Глубина патентного поиска – 20 лет. Начало поиска: 1996 г., окончание поиска: 2016 г.

## **Введение**

В данном отчёте представлен анализ патентов (по данным на июнь 2016 г.), описывающих способы ректификации нефти и устройство ректификационной колонны.

При проведении анализа патентных документов этом ставились следующие задачи:

- оценка технического уровня и тенденции развития объекта исследования
- сравнительный анализ конструкций устройств

## Технический уровень и тенденции развития объекта исследования

В патентной литературе выявлены следующие способы и устройства по объекту исследования.

1) Известна **ректификационная колонна (RU 2069069)**, содержащая единый герметичный корпус и размещенные в нем на разных уровнях по высоте одна над другой контактные тарелки с переливными устройствами. Наиболее оптимальное расстояние по вертикали между тарелками в этой колонне составляет 0,4...0,6 м. При таком расположении тарелок реализуются условия для стабильного режима работы колонного массообменного аппарата с высокой производительностью, соответствующей проектным параметрам, заложенным в конструкцию: типу и количеству контактных тарелок, площади поперечного сечения колонны, на которой располагаются тарелки и пр. Общее количество уровней, на которых размещены контактные тарелки, практически колеблется в пределах интервала 16-65, в зависимости от назначения аппарата, при этом высота колонны может достигать 8-20 м. Однако для эксплуатации такого аппарата требуется строительство дорогостоящего многоэтажного здания. Сущность изобретения заключается в том, что в известной ректификационной колонне, представляющей собой корпус и размещенные на разных уровнях по высоте тарелки, содержащие контактные устройства преимущественно барботажного типа, контактные устройства на каждом из уровней установлены со смещением их геометрических осей относительно осей контактных устройств, установленных на соседних уровнях, на величину, превышающую расстояние между уровнями, при этом габаритные размеры контактных устройств выбраны из условия, что их края не касаются друг друга при проецировании на одну плоскость.

В каждом контактном устройстве барботажные перегородки могут быть установлены ниже основания тарелки и выполнены в виде двух размещенных одна в другой фигур с замкнутыми контурами, между которыми в основании тарелки выполнено отверстие, барботажные перегородки снизу заключены в коробку, образующую полость с нижней и боковыми стенками, повторяющими



по форме контуры соответственно наружной и внутренней барботажных перегородок, со стороны наиболее удаленной от ближнего нижерасположенного контактного устройства в верхней части боковых стенок коробки выполнено в каждой по одному вырезу, а ниже их с противоположной стороны в наружной стенке коробки выполнен третий вырез, который заключен в желоб и при помощи сливной трубки через отверстие в основании нижерасположенной тарелки соединен пневматически с полостью коробки ближнего контактного устройства.

Внутренняя барботажная перегородка каждого контактного устройства может быть выполнена в виде подвижного колпака.

Наличие отличительных от прототипа признаков говорит о соответствии критерию новизны, при этом благодаря установке контактных устройств на каждом из уровней со смещением их геометрических осей сохраняется расстояние между тарелками в пределах интервала 0,4...0,6 м, а высота колонны может быть уменьшена без изменения ее производительности. И в случае сохранения типа и количества контактных устройств и числа уровней, на которых они размещены по высоте колонны, обеспечивается соответствующее качество конечного продукта. В практическом плане это достигается сохранением на том же уровне таких параметров процесса ректификации, как скорость движения пара, газодинамическое сопротивление контактных устройств и соответственно время барботирования заданного количества жидкости на каждом уровне по высоте колонны.

Если контактные устройства дополнительно будут снабжены наружной и внутренней барботажными перегородками, то они приобретают вид тарелок, так называемого, двойного кипячения, которые теоретически и практически имеют более высокий КПД по сравнению с контактными устройствами других видов и типов. Однако при использовании этих контактных устройств в предлагаемой колонне целесообразно барботажные перегородки заключить в коробку с желобом, ограничивающим свободный доступ пара к барботажным перегородкам и переливному устройству, для чего со стороны, наиболее

удаленной от ближайших контактных устройств, в коробке выполнены вырезы. Данная конструкция контактных устройств позволяет упорядочить поток пара между тарелками и за счет этого организовать более эффективное встречное движение жидкости и пара в процессе барботирования, что также дает возможность для дополнительного уменьшения расстояния между уровнями, на которых размещены эти контактные устройства по высоте колонны.

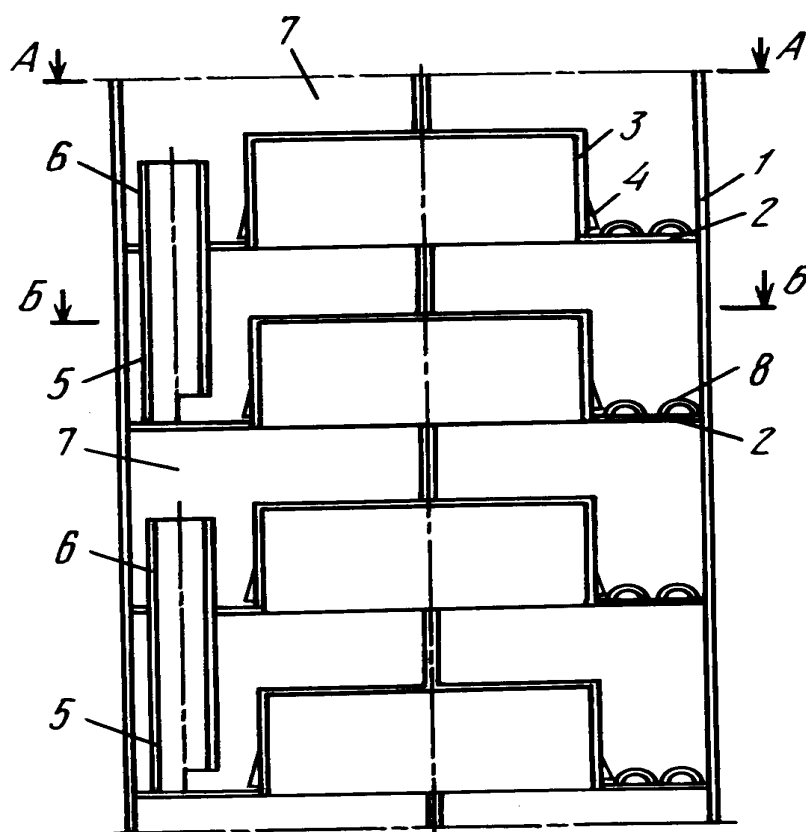
Кроме того, в указанной конструкции контактного устройства целесообразно внутреннюю барботажную перегородку выполнить в виде подвижного колпака, реагирующего на изменение давления пара. Благодаря этому достигается возможность автоматического регулирования глубины барботажного слоя жидкости при изменениях режима работы колонны. За счет этого обеспечивается более интенсивный сброс излишков давления пара на каждом уровне, на которых размещены контактные устройства, и при малых расстояниях между уровнями уменьшается вероятность "захлебывания" контактных устройств и прочих видов сбоя в их работе.

2) Известна конструкция **массообменной колпачковой тарелки (RU 2097094)** для систем газ (пар) жидкость, предназначенных для процессов абсорбции, ректификации, промывки газов и может найти применение в химической, нефтехимической, газовой, пищевой и других смежных отраслях промышленности.

С целью повышения эффективности массообмена тарелки за счет более тесного контакта газа (пара) и жидкости и за счет снижения продольного перемешивания жидкости на тарелке, включающей горизонтальную плиту круглого сечения с центральным круглым колпачком, с перфорациями в боковых стенках колпачка, тарелки устанавливаются одна над другой в вертикальной цилиндрической колонне, вертикальную сливную трубу, устанавливаемую между стенками колонны и колпачка так, что нижняя кромка отстоит от плиты на величину, равную одной четверти внутреннего диаметра сливной трубы, а верхняя кромка расположена над плитой верхней тарелки,

причем сливная труба плотно вмонтирована в плиту верхней тарелки между стенкой колонны и колпачком, вертикальная переливная труба, вмонтированная в плиту тарелки между стенкой колонны и колпачком так, что верхняя кромка отстоит от плиты тарелки, а нижняя кромка отстоит от плиты нижерасположенной тарелки на величину одной четверти внутреннего ее диаметра, сливная и переливная труба расположены рядом, между ними и между стенкой колонны и колпачком диаметрально расположена вертикальная перегородка шириной до противоположной боковой стенки колпачка и высотой, равной расстоянию между тарелками по вертикали, нижние кромки колпачка плотно прикреплены к плите тарелки, в плите тарелки между стенками колонны и боковыми стенками колпачка и между сливной и переливной трубами выполнены перфорации в виде арочных прорезей выпуклостями вверх, расположенных по концентрическим окружностям вокруг центра колпачка, с тангенциально направленными осями в одну и ту же сторону от сливной трубы, перфорации в боковых стенках колпачка выполнены в виде арочных прорезей выпуклостью наружу с осями, направленными под острым углом к вертикали вниз и в сторону направления осей арочных прорезей в плите тарелки.

Предлагаемая конструкция колпачковой тарелки за счет своих отличительных признаков обеспечивает решение поставленной технической задачи повышение эффективности массообмена тарелки между газом(паром) и жидкостью.



*Фиг.1*

**Рисунок 1** – Продольный разрез колонны с колпачковыми тарелками (по изобретению RU 2097094): 1-цилиндрическая колонна; 2-горизонтальная круглая плита; 3-паровой колпачок; 4-перфорации; 5-сливная труба; 6-переливная труба; 7-перегородка; 8- перфорации в виде арочных прорезей.

3) Известна **тарелка колонны с поперечным течением (RU 2491112)**. Настоящее изобретение относится к колоннам, в которых имеет место массоперенос и/или теплоперенос между потоками текучих сред, и, более конкретно, к тарелкам с поперечным течением, используемым в таких колоннах, и к способам осуществления массопереноса и/или теплопереноса с использованием таких тарелок.

Тарелки с поперечным течением пар-жидкость, которые используют множество цилиндрических колпачков, были разработаны для применений с высокой пропускной способностью и высокой эффективностью. Цилиндрические колпачки выступают вверх от верхней поверхности и

окружают отверстия для пара, выполненные в верхней поверхности. Пару, поднимающемуся в верхнюю часть, придается вихревое движение с использованием закручивающих лопаток, расположенных в колпачках. Жидкость, текущая на поверхности верхней части, поступает в колпачки через прорези или другие отверстия, расположенные в нижней части стенки колпачка. Один или более слива расположены на каждой тарелке для удаления жидкости из одной тарелки и подачи ее на лежащую ниже тарелку.

Вихревой пар поднимается через указанные колпачки и взаимодействует с жидкостью, входящей в колпачки с верхней поверхности, вызывая интенсивное взаимодействие пар-жидкость, что приводит к высокой эффективности разделения. Вихревой пар также заставляет большую часть жидкости разбрызгиваться на внутренней поверхности стенки каждого колпачка, когда она проходит через вертикальные и горизонтальные прорези в стенке колпачка. После прохождения через указанные прорези жидкость опускается на верхнюю поверхность и затем перемещается по верхней поверхности к одному или более сливам для прохода на лежащую ниже тарелку. Пар выходит через открытый верх или другие отверстия, предусмотренные в каждом колпачке, и затем идет вертикально через отверстия для пара и колпачки, предусмотренные на верхней поверхности лежащей выше тарелки.

Одна проблема у тарелок с высокой пропускной способностью, указанной выше, состоит в том, что жидкость на верхней поверхности неоднородно распределяется к каждому из колпачков. При низких скоростях течения жидкости количество жидкости, присутствующее в каждом колпачке, является таким, что оно становится легко уносимым в потоке пара и образует аэрозоль, который снижает эффективность разделения тарелки.

Другой проблемой, связанной с конструкцией указанных тарелок с высокой пропускной способностью, является тенденция жидкости возвращаться повторно в каждый колпачок в большей степени, чем течь в режиме поршневого потока через тарелку.

4) Известна **пакетная вихревая насадка для тепло- и массообменных аппаратов (RU 2205063)**. Данная насадка представляет собой множество одинаковых ячеек прямоугольной формы, соединенных между собой в единый пакет, при этом стенки каждой ячейки смещены относительно друг друга по вертикали, перекрывая фронтальную щель на входе в ячейку за счет загнутых внутрь окончаний, образующих завихритель, а на выходе газового потока из ячейки окончания обеих стенок также выполнены загнутыми внутрь ячейки, перекрывая фронтальную щель и образуя второй завихритель.

Однако изобретение не позволяет существенно повысить эффективность тепло- и массопереноса в аппаратах в системах газ-жидкость, пар-жидкость за счет закрутки газожидкостного потока вокруг только горизонтальной оси в каждой ячейке, интенсивного образования и эффективной сепарации капель жидкой фазы в каждой ячейке и турбулентного течения газопарожидкостной смеси.

Предлагается пакетная вихревая насадка для колонных массообменных аппаратов, состоящая из множества одинаковых ячеек прямоугольной формы, соединенных между собой в единый пакет за счет технологии его изготовления, при этом противоположные стенки каждой ячейки смещены относительно друг друга по вертикали, перекрывая фронтальную щель на входе в ячейку за счет удлиненных, загнутых внутрь окончаний, образующих оптимальной формы завихритель, а на выходе газового потока из ячейки окончания обеих стенок выполнены удлиненными и загнутыми внутрь ячейки, перекрывая выходную фронтальную щель и образуя еще один завихритель потока на выходе из ячейки, при этом в отличие от известного патента выходная фронтальная щель каждой ячейки расположена под  $90^\circ$  относительно входной щели, что позволяет создавать закрутку потоков не только относительно горизонтальной оси, но также и относительно вертикальной оси. Поверхность каждой ячейки полностью или частично покрыта регулярной шероховатостью и/или перфорацией любой формы отверстий.

Ячейки в пакете, при виде сверху и снизу, собираются таким образом, чтобы фронтальные щели каждой ячейки и четырех смежных по периметру ячеек, являющимися завихрителями, были взаимно перпендикулярны, причем вихревые потоки из смежных выходных фронтальных щелей каждой ячейки направлены в разные стороны, что позволяет быстро и эффективно равномерно распределить газожидкостную систему по диаметру аппарата.

Пакетная насадка обладает высокой пропускной способностью по жидкой и газовой фазам, низким гидравлическим сопротивлением, высокими значениями коэффициентов тепло- и массообмена, равномерностью распределения жидких и газообразных потоков по диаметру аппарата, высокой сепарационной способностью по жидкой фазе, компактностью и технологичностью.

Новизна описанной пакетной насадки - развитая криволинейная поверхность, основная цель которой интенсифицировать массообменный процесс за счет наличия нескольких вихревых потоков, создаваемых специально созданными завихрителями газожидкостных потоков на входе и выходе из ячейки за счет быстрого образования и сепарации на стенках ячеек большого количества капель, причем завихритель снизу взаимно перпендикулярен верхнему завихрителю.

Насадка предназначена для тепло- и массообменных аппаратов, используемых для проведения процессов абсорбции, десорбции, разделения многокомпонентных смесей (ректификации), мокрого пылеулавливания в химической, нефтехимической, энергетической, металлургической и других смежных отраслях промышленности.

Дальнейшее развитие пакетной вихревой насадки в предложенном решении заключается в существенной интенсификации тепло- и массообмена за счет закрутки газожидкостного потока не только вокруг горизонтальной оси в каждой ячейке, но также и вокруг вертикальной оси за счет того, что завихрители на входе и на выходе из ячейки взаимно перпендикулярны.

Предлагаемая пакетная вихревая насадка работает следующим образом. В рабочем режиме при противоточном движении фаз: газ или пар-жидкость при турбулентном и закрученном за счет наличия завихрителей движении газа или пара происходит интенсивное образование и одновременная сепарация капель жидкой фазы на стенках ячейки, в результате чего образуется развитая поверхность контакта фаз, реализуются высокие коэффициенты тепло- и массопередачи и в то же время снижается гидравлическое сопротивление каждой ячейки за счет более быстрого образования и осаждения капель на стенках вследствие того, что закрутка газа или парожидкостного потока осуществляется не только относительно горизонтальной оси, но также и относительно вертикальной оси в связи с перпендикулярным расположением входных и выходных завихрителей каждой ячейки. Благодаря такой организации завихрителей в каждой ячейке расширяется диапазон устойчивого «псевдоэмульсионного» режима работы насадки при малом ее гидравлическом сопротивлении. Так же как и в прототипе в каждой ячейке образуется вихрь, который движется уже по более сложной траектории в связи с его закруткой относительно уже двух осей - горизонтальной и вертикальной.

5) Известна **ректификационная установка (RU 2393904)**, где смесь в колонну подается вниз укрепляющей секции колонны. Колонна имеет куб в нижней части для подвода в нее тепла и образования парового орошения колонны и дистиллятор сверху колонны для отвода тепла с образованием верхнего жидкостного орошения (флегмы) и получения дистиллята в виде жидкости. Для подвода тепла в кубе колонны обычно используют водяной пар. Для отвода тепла сверху колонны наиболее часто используют охлаждение водой.

Недостатками этой установки являются большая высотаректификационной колонны, потери тепла через стенки колонны в окружающую среду и с отходящими продуктами - дистиллятом и остатком.

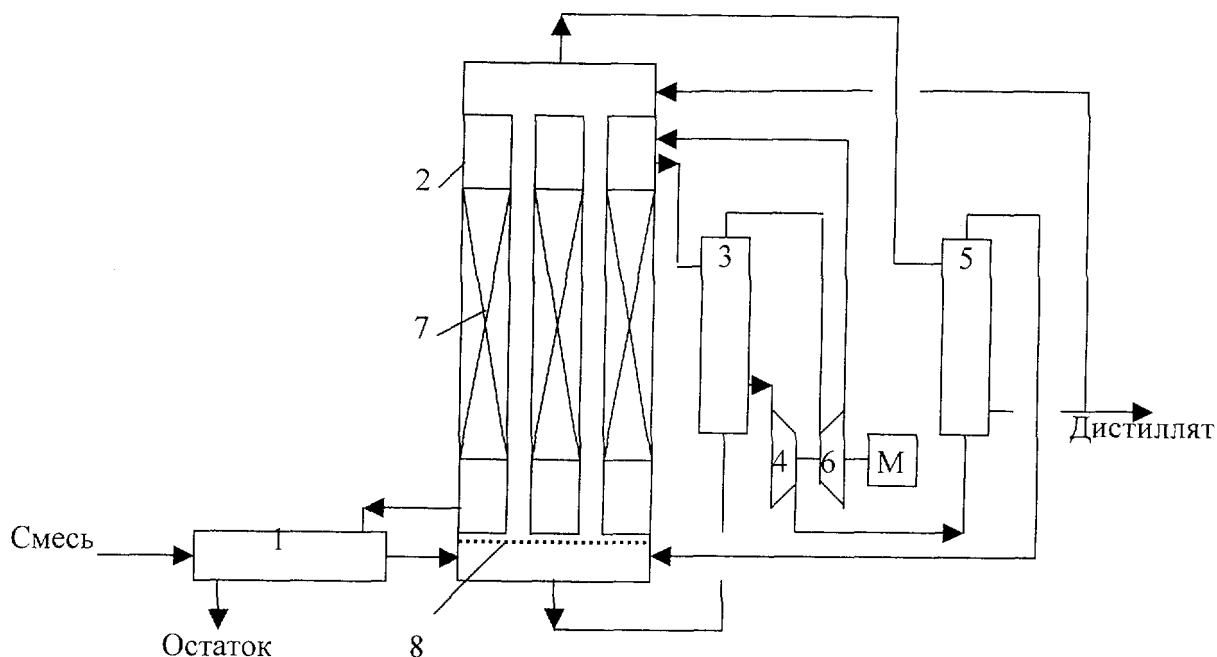
Технический результат изобретения заключается в повышении эффективности работы установки за счет энергосбережения. Технический



результат изобретения достигается за счет того, что ректификационная установка включает ректификационную колонну в виде кожухотрубного теплообменного аппарата, трубное пространство которого образует укрепляющую секцию колонны, межтрубное пространство образует отгонную секцию колонны с давлением в трубном пространстве больше давления в межтрубном пространстве, оборудованную компрессором для сжатия паров, оборудованную дистиллятором для отбора паров с верха концентрационной секции колонны, причем межтрубное пространство ректификационной колонны заполнено насадкой, установлены детандер на одном валу с компрессором и теплообменник-подогреватель для подогрева исходной смеси.

Кроме того, ректификационная установка включает ректификационную колонну, выполненную в виде теплообменного аппарата типа «труба в трубе», а также ректификационная установка имеет пространство внутри труб ректификационной колонны, заполненное насадкой, для ее поддержки у нижних труб установлена решетка или сетка, а стенки труб имеют гофрированную форму.

Сущность изобретения заключается в том, что с целью повышения эффективности работы установки межтрубное пространство ректификационной колонны заполнено насадкой, увеличивающей поверхность контакта паровой и жидкой фаз, вместо дросселя установлен детандер на одном валу с компрессором для использования энергии расширения паров в детандере на вращение компрессора, а для использования теплоты отходящего остатка для подогрева исходной смеси установлен теплообменник-подогреватель. Ректификационная колонна может быть выполнена в виде теплообменного аппарата типа «труба в трубе», причем пространство труб ректификационной колонны может быть заполнено насадкой, а стеки труб иметь гофрированную форму.

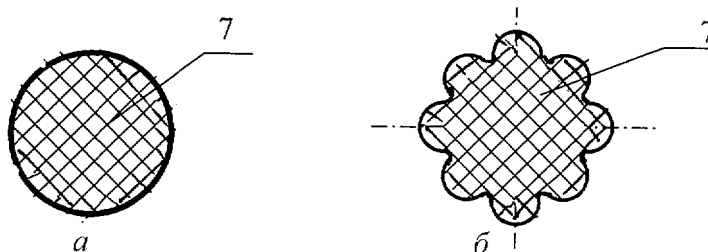


Фиг. 1

**Рисунок 2** - Схема ректификационной установки по изобретению (RU 2393904)

Ректификационная установка состоит из теплообменника-подогревателя 1, соединенного снизу с трубным пространством ректификационной колонны 2, выполненной в виде теплообменного аппарата, трубное пространство которого образует укрепляющую секцию колонны, а межтрубное пространство образует отгонную секцию колонны с давлением в трубном пространстве больше давления в межтрубном пространстве, теплообменника 3, соединенного сверху с межтрубным пространством ректификационной колонны 2, компрессора 4 для сжатия паров, уходящих через теплообменник 3 из межтрубного пространства колонны до давления паров в трубном пространстве колонны и направления их из отгонной секции в концентрационную секцию колонны, дистиллятора 5, соединенного с верхней частью колонны 2, детандера 6, установленного после теплообменника 3 на линии жидкости, уходящей снизу концентрационной секции колонны 2, и соединенного сверху колонны 2 с ее межтрубным пространством, и мотора М, приводящего во вращение вал компрессора 4.

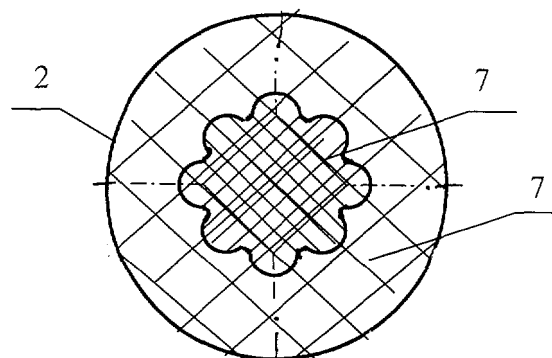
Межтрубное пространство колонны 2 заполнено насадкой 7, увеличивающей поверхность контакта паровой и жидкой фаз. С этой же целью насадкой 7 может быть заполнено трубное пространство (Рис.3) колонны 2, для ее поддержки у нижних торцов труб установлена решетка или сетка 8 (Рис.2).



Фиг.2

Рисунок 3

Ректификационная колонна 2 может быть выполнена также в виде теплообменного аппарата типа «труба в трубе» (Фиг.3).



Фиг.3

Рисунок 4

Стенки труб колонны 2 могут быть круглыми (Рис. 3) или иметь гофрированную форму, что значительно увеличивает общую поверхность труб в колонне и теплообмен между трубчатой и межтрубной зонами колонны.

Ректификационная установка работает следующим образом.

Исходная смесь подается через теплообменник-подогреватель 1 снизу в трубное пространство колонны 2. Сюда же подается парожидкостная смесь из верхней части межтрубного пространства колонны 2, проходящая через теплообменник 3 и компрессор 4, приводимый во вращение мотором М и создающий повышенное давление и температуру в трубном пространстве колонны 2. Пары, поднимающиеся в трубном пространстве колонны 2,

контактируют со стекающей вниз флегмой и обогащаются легколетучим компонентом. Они удаляются сверху колонны 2, конденсируются в дистилляторе 5 и поступают частично в виде флегмы в верхнюю часть колонны 2, а частично уходят в виде дистиллята. Парожидкостная смесь из нижней части колонны 2 под давлением проходит теплообменник 3 и детандер 6, где дросселируется, отдавая свою энергию на вращение компрессора, и поступает в межтрубное пространство колонны 2 как орошение. Межтрубное пространство колонны 2 для увеличения поверхности контакта паровой и жидкой фаз заполнено насадкой 7. Нагрев парожидкостной смеси в межтрубном пространстве колонны 2 происходит за счет передачи теплоты из трубного пространства через стенки труб, тем самым исключается необходимость в кубе колонны и подводе в него тепла, а также потери тепла в окружающую среду. Пары из верхней части межтрубного пространства колонны 2 проходят теплообменник 3, где нагреваются за счет паров, выходящих из трубного пространства колонны. Выходящий из нижней части межтрубного пространства колонны 2 остаток отдает свое тепло на подогрев исходной смеси в теплообменнике-подогревателе 1.

На Фиг.2 показан вариант трубчатки колонны, когда внутренняя поверхность труб ректификационной колонны также заполнена насадкой 7, для ее поддержки у нижних торцов труб установлена решетка или сетка 8, а стенки труб имеют гофрированную форму. В этом случае значительно увеличивается межфазная поверхность в трубном пространстве колонны, а также теплообмен между трубчатой и межтрубной зоной колонны.

б) Известен аппарат колонный с колпачковыми тарелками. (RU 2214852). Ректификационная колонны содержит вертикальный цилиндрический корпус, выполненный из царг, футерованных слоем фторопласта. Корпус разделен по высоте перфорированными тарелками из фторопласта, края которых зажаты между основаниями царг, на отдельные секции, в которых размещены насадочные элементы, оросители, змеевиковые теплообменники и распределительные патрубки. Тарелка колонны представляет собой

перфорированный диск (основание) с кольцевым пазом для установки распределительного цилиндра и центральным отверстием, в которое вставлен конус с гидрозатвором для перелива жидкости. Насадочные элементы изготовлены из кварца или другого материала.

Известная колонна недостаточно эффективна, так как по существу является колонной насадочного типа, такие колонны характеризуются значительным перемешиванием по вертикали. Кроме того, используемый для изготовления тарелок материал - фторопласт - при повышенных температурах ведет себя непредсказуемо, подвержен неравномерным температурным деформациям, что может привести к разгерметизации колонны. Все это не позволяет создать высокопроизводительную колонну большого диаметра для обработки коррозионно-активных сред.

Технической задачей настоящего изобретения является создание такого колонного аппарата с колпачковыми тарелками для тепловой обработки коррозионно-активной среды, который обеспечил бы высокую производительность, эффективность и надежность работы, легкость разборки с минимальными потерями жидкости путем создания колонны большого диаметра из коррозионно-стойкого материала с надежным уплотнением и минимумом нежелательных деформаций.

Поставленная задача решается тем, что в аппарате колонном с колпачковыми тарелками, содержащем вертикальный цилиндрический корпус, выполненный из царг, разделенных по высоте горизонтальными элементами, оборудованными барботажными колпачками и переливными трубами с гидрозатвором, крышку, днище и патрубки для подвода и отвода парообразных и жидких материалов, согласно изобретению горизонтальный элемент выполнен в виде плоского кольца, наружный край которого зажат между основаниями соседних царг, а на внутренний его край сверху опирается своим наружным краем основание тарелки посредством эластичного уплотнительного элемента, размещенного в кольцевой проточке, выполненной на нижней поверхности тарелки и имеющей сечение в форме обратной трапеции (т.е.

трапеции с верхним более широким основанием) или "ласточкина хвоста", на днище колонны и основании каждой тарелки, кроме верхней, установлены одна над другой вертикальные опоры, причем между нижней поверхностью основания тарелки и верхним торцом опоры предусмотрен температурный зазор, соответствующий коэффициенту линейного теплового расширения материала и рабочей температуре. При этом основания тарелок выполнены выпуклыми, со стрелой прогиба, направленного вверх, в пределах предпочтительно 0,8-1,2% от диаметра основания тарелки. Кроме того, между периферийной поверхностью основания тарелки и внутренней поверхностью царги размещено дополнительное эластичное уплотнение. Вся внутренняя полость аппарата, включая патрубки, и расположенные внутри элементы выполнены из коррозионно-стойкого пластического материала типа фторопласт-4 или фторопласт-4М (политетрафторэтилен или сополимер тетрафторэтилена с гексафторпропиленом). Для уплотнения использован фторопластовый уплотнительный материал (ФУМ) и пористый экспандированный фторопласт-4. Опоры могут быть выполнены из наполненного фторопласта и иметь форму полого цилиндра с отверстиями в верхней и нижней части боковой стенки для обеспечения стока жидкости, центральная опора снабжена фиксатором, укрепленным в центре тарелки для предотвращения горизонтального смещения последней. Фиксатор может быть выполнен в виде короткого стержня, установленного на резьбе в центральном отверстии тарелки. На верхний конец стержня с натягом установлена центральная опора. Нижний конец стержня свободно сопрягается с внутренней поверхностью нижележащей опоры и для удобства монтажа имеет конусную фаску.

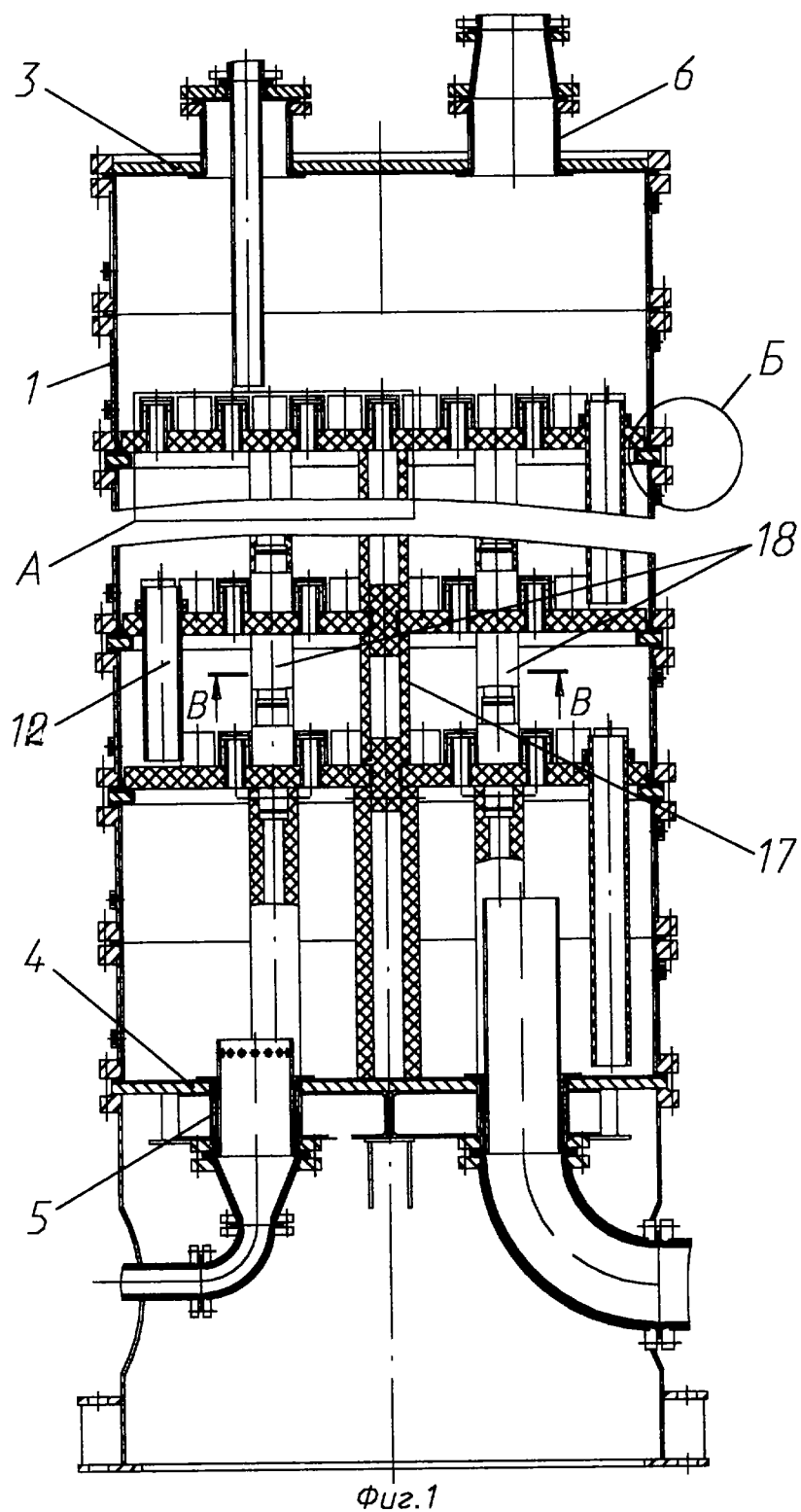


Рисунок 5

На рисунке 5 изображен предлагаемый колонный аппарат, продольный разрез; Корпус колонного аппарата выполнен из металлических царг 1, имеющих футеровку 2 из фторопласта-4. Аппарат имеет крышку 3 и днище 4, футерованные фторопластом-4М и имеющие штуцеры 5 и 6, выполненные из

фторопласта-4М и приваренные к футеровке. Между царгами 1 расположены опорные кольца 7, выполненные из стали и защищенные фторопластом-4. Опорные кольца зажаты своим наружным краем между фланцами царг через прокладки 8 и 9, выполненные из экспандированного фторопласта-4. На каждом опорном кольце установлена колпачковая тарелка. Количество тарелок в аппарате может быть различным. Описываемый аппарат имеет 15 тарелок.

Основание 10 тарелки выполнено в виде сплошного диска из пластмассы типа фторопласт-4 или фторопласт-4М, имеет резьбовые отверстия, в которые ввернуты барботажные колпачки 11 и переливные трубы 12. Основание тарелки имеет куполообразную форму со стрелой прогиба "f", равной 0,8-1,2% от наружного диаметра тарелки, что обеспечивает дополнительную устойчивость тарелки в рабочих условиях. Толщина основания тарелки "S1" рассчитана таким образом, что тарелка может сохранять работоспособность практически без дополнительных опор. Наружный диаметр тарелки меньше внутреннего диаметра фторопластовой футеровки царг на величину  $2t$ , т.е. предусмотрен зазор, который учитывает температурные деформации тарелки при пуске, во время работы и при остановке аппарата. Для монтажной строповки на цилиндрической поверхности основания тарелки выполнена проточка 13. Верхняя поверхность основания тарелки после обработки имеет плоский горизонтальный участок "Д" диаметром 0,8-0,85 от наружного диаметра тарелки, что позволяет обеспечить вертикальность вворачиваемых барботажных колпачков 11 при сборке. Вертикальность колпачков, расположенных на периферии тарелки, т.е. вне участка "Д", достигается путем применения шайб 14 толщиной "S", устанавливаемых в предварительно проточенные углубления с горизонтальным дном.

В отличие от тарелок колпачковых по ОСТ 26-01-66-86, где уплотнение тарелок выполнено сальниковой набивкой, в предлагаемом аппарате уплотнение тарелки, препятствующее протеканию жидкости или байпасированию газа между тарелкой и корпусом аппарата, выполнено следующим образом. На периферии нижней плоскости основания тарелки



имеется обработанная горизонтальная поверхность "Е", на которой выполнена кольцевая проточка "Ж" с поперечным сечением в виде так называемого "ласточкина хвоста" или трапеции с верхним широким основанием. В эту проточку помещают прокладку 15 из фторопластового уплотнительного материала (ФУМ), имеющего особые свойства, а именно твердость и пористость, позволяющие выдержать все неровности при укладке тарелки на опорное кольцо. Указанная форма проточки позволяет удерживать прокладку в проточке при монтаже. Уплотнение прокладки 15 осуществляется за счет силы тяжести тарелки, которая позволяет обжать прокладку с описанными выше характеристиками. Для увеличения надежности работы уплотнительного узла пространство между периферийной поверхностью основания тарелки и внутренней поверхностью футеровки царги уплотняется набивкой 15 из пористого экспандированного фторопласта-4 производства фирмы "ЭКОФЛОН" г. С-Петербург.

Для надежности работы тарелок (во избежание прогиба выше допустимых норм и потери устойчивости при температуре в интервале 80-100°С и выше) в аппарате предусмотрены семь опор: одна центральная (основная) 17 и шесть боковых (вспомогательных) 18. Опоры расположены под каждой тарелкой по всей высоте аппарата и рассчитаны на нагрузку от вышележащих тарелок вместе с находящимся на них слоем жидкости. Опоры 17 и 16 выполнены в виде пустотелых цилиндров из пластического материала типа фторопласт-4 или композиции Ф4К20 (фторопласт с наполнителями в виде кокса и графита).

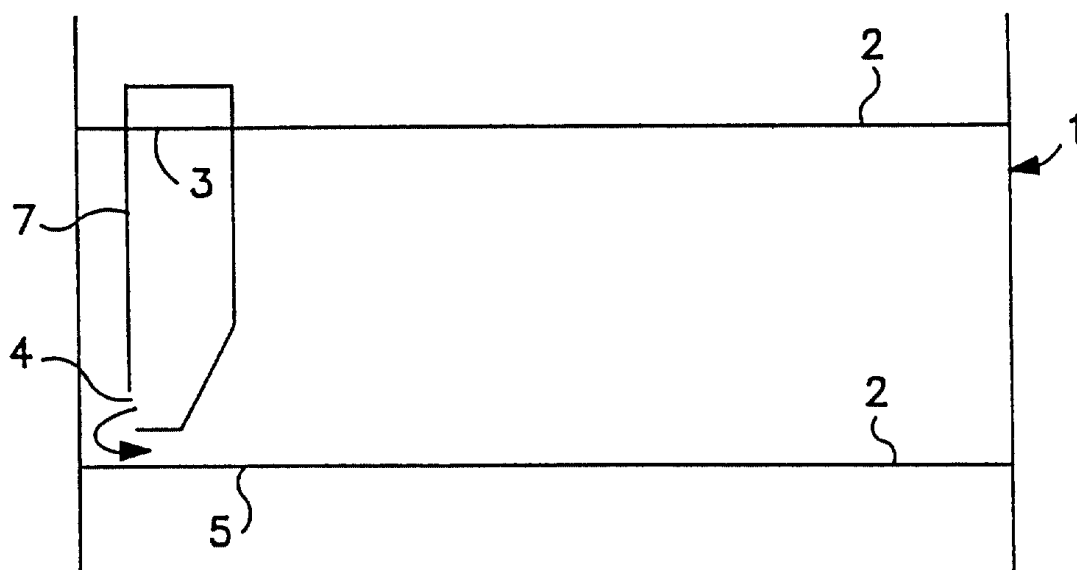
Колонный аппарат работает в соответствии с выполняемой функцией, как обычная колонна с колпачковыми тарелками. Особенностью является то, что при температурном расширении основания тарелки края ее равномерно смещаются к периферии, уплотнительный элемент 15 скользит по поверхности опорного кольца 7 без нарушения герметичности. Вертикальные деформации ("провисание") основания тарелки 10 предотвращаются благодаря опорам 17 и 18, температурный зазор при установке которых предусмотрен в соответствии с

рабочей температурой осуществляемого процесса. Дополнительная устойчивость от вертикальных деформаций достигается за счет куполообразной формы основания тарелки. Фиксаторы 19 обеспечивают сохранение соосного расположения тарелок несмотря на температурные деформации и возможную вибрацию при работе.

Таким образом, предлагаемое изобретение позволит повысить надежность конструкции колонного аппарата большого диаметра (1000-2000 мм и выше) при изготовлении последнего из фторопласта-4 или подобного по свойствам пластического материала.

**7) Известна ректификационная колонна (RU 2172203),** которая включает в себя первую перфорированную фракционирующую тарелку по меньшей мере с одним сливным стаканом для канализирования выходного потока от первой тарелки ко второй перфорированной фракционирующей тарелке, расположенной непосредственно под первой тарелкой, причем каждый сливной стакан канализирует протекающую вниз жидкость от первой тарелки на участок второй тарелки, смежный со стыком (местом соединения) тарелки и стенки колонны. Сливной стакан преимущественно имеет ограниченную выходную область, предназначенную для обеспечения протекания выходного потока из него исключительно в направлении периферического не перфорированного участка второй тарелки. Жидкость может, например, вытекать из сливных стаканов через радиальные щели, прямоугольные щели, зубчатые сливы или плоские сливы, специально предназначенные для направления потока к зоне стыка стенка/тарелка, из которой он может быть распределен равномерно ранее входа в контакт с перфорированной зоной фракционирующей тарелки. Нашли, что если выходной поток от сливного стакана распределен по второй тарелке указанным образом ранее входа в контакт с перфорациями, то можно избежать ситуаций с локализованным мощным потоком, которые могут приводить к просачиванию. От стыка стенка/тарелка поток естественно растекается вокруг стенки и проникает в перфорированную область. Так как поток первоначально направлен к стенке, то

существенный участок зоны под сливным стаканом может быть теперь перфорирован, как простыми отверстиями, так и отверстиями с клапанами, в результате чего повышается эффективность тарелок.



**Фиг.1**

Рисунок 6

На рис. 6 устройство содержит резервуар 1, в котором установлены одна над другой две фракционирующие тарелки 2, главным образом в горизонтальном положении. Фракционирующие тарелки имеют множество перфораций 6 и сливной стакан 7, который имеет входной канал 3 и выходной канал 4.

8) **Известна пакетная вихревая насадка для тепло- и массообменных аппаратов (RU 2416461)** состоящая из множества одинаковых ячеек прямоугольной формы, соединенных между собой в единый пакет за счет технологии его изготовления, при этом противоположные стенки каждой ячейки смещены относительно друг друга по вертикали, перекрывая фронтальную щель на входе в ячейку за счет удлиненных, загнутых внутрь окончаний, образующих оптимальной формы завихритель, а на выходе газового потока из ячейки окончания обеих стенок выполнены удлиненными и

загнутыми внутрь ячейки, перекрывая выходную фронтальную щель и образуя еще один завихритель потока на выходе из ячейки, при этом в отличие от известного патента выходная фронтальная щель каждой ячейки расположена под  $90^\circ$  относительно входной щели, что позволяет создавать закрутку потоков не только относительно горизонтальной оси, но также и относительно вертикальной оси. Поверхность каждой ячейки полностью или частично покрыта регулярной шероховатостью и/или перфорацией любой формы отверстий.

Ячейки в пакете, при виде сверху и снизу, собираются таким образом, чтобы фронтальные щели каждой ячейки и четырех смежных по периметру ячеек, являющимися завихрителями, были взаимно перпендикулярны, причем вихревые потоки из смежных выходных фронтальных щелей каждой ячейки направлены в разные стороны, что позволяет быстро и эффективно равномерно распределить газожидкостную систему по диаметру аппарата.

## **Заключение**

Таким образом, в ходе патентного исследования установлено, что общими тенденциями развития объекта исследования являются:

- использование колпачковых тарелок, которые могут быть выполнены в виде составных пластин, либо перфорированных конусов для повышения технологичности устройства;
- использование перфорированных фракционных тарелок, изготавливаемых в основном из стали;
- уменьшение габаритов без уменьшения производительности;
- стремление упростить конструкцию устройства, увеличить его производительность, повысить технологичность (удобство монтажа и сборки) и снизить энергозатраты.

## **ПРИЛОЖЕНИЕ Б**

### **Графические материалы**