

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО  
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН**

**ФЕРГАНСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ**

**МЕХАНИКО-МАШИНОСТРОИТЕЛЬНЫЙ ФАКУЛЬТЕТ  
КАФЕДРА “ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ МАШИНЫ И ОБОРУДОВАНИЯ”**

**“РАЗРЕШЕНО К ЗАЩИТЕ”**

**Зав. кафедрой “ТМО”**

**Р.Ж.Тожиев**

**“ ” 2018 год**

**ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА  
ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА**

**Тема выпускной квалификационной работы:**

**Модернизация ректификационной колонны непрерывного действия для  
разделения жидкой смеси**

**Содержание выпускной квалификационной работы:**

**Пояснительная записка: \_\_ страниц. Графическая часть: \_\_ листов.**

**Студент группы 25-14 «ТМО»**

**Выпускник:**

**Джалолов Ф.**

**Руководитель:**

**Ахроров А.**

**Рецензент:**

**Махсудов З.**

**Выпускная квалификационная работа прошла  
предварительную защиту 4 июня 2018 г.**

**Согласно решения внеочередного заседания кафедры «ТМО» от \_\_ июня 2018года  
допущена к защите выпускной квалификационной работы.**

**Консультанты:**

**Иностранные инвестиции:**

**Г.А.Савинова**

**Охрана труда и окружающей среды:**

**Г.С.Мирзаева**

**По эксплуатационной части:**

**А.А.Хакимов**

**По экономической части:**

**Х.О. Газиев**

**Фергана 2018 г.**

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО  
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН**

**ФЕРГАНСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ  
МЕХАНИКО-МАШИНОСТРОИТЕЛЬНЫЙ ФАКУЛЬТЕТ  
КАФЕДРА “ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ МАШИНЫ И ОБОРУДОВАНИЯ”**

“УТВЕРЖДАЮ”

Зав. кафедрой Р.Ж.Тожиев

“ \_\_\_\_\_ ” \_\_\_\_\_ 2018 год

**ЗАДАНИЕ НА ВЫПУСКНУЮ  
КВАЛИФИКАЦИОННУЮ РАБОТУ**

Студенту группы 25-14 «ТМО» Джалолову Фрруху по направлению образования 5320300 - “Технологические машины и оборудования”.

1. Тема работы: " Модернизация ректификационной колонны непрерывного действия для разделения жидкой смеси".

2. Утверждено приказом СТ/М № 190 21.12.2017 г.

3. Срок сдачи студентом готовой работы: \_\_\_ июня 2018 года

4. Исходные данные для выполнения работы: Технологическая схема и принцип работы ректификационной колонны.

5. Содержание пояснительной записки:

1. Введение

2. Технологическая часть

3. Конструкторская часть

4. Охрана труда и охрана природы

5. Эксплуатационная часть

6. Экономическая часть

7. Иностранные инвестиции

8. Список использованной литературы

6. Список необходимых чертежей:

1. Технологическая схема производства.

2. Общий вид машины или агрегата.

3. Вид узла машины или аппарата.

4. Вид узла машины или аппарата.

5. Схемы эксплуатации или детализовка.

6. Техничко-экономические показатели.

## ГРАФИК КАЛЕНДАРНОГО ПЛАНА ВЫПОЛНЕНИЯ ВЫПУСКНОЙ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЫ

Этапы выполнения работы	Дата	Дата окончания	Подпись
Пояснительная часть			
1. Введение			
Глава 1. Технологическая часть			
Глава 2. Конструкторская часть			
Глава 3. Эксплуатационная часть			
Глава 4. Охрана труда и охрана окружающей среды			
Глава 5. Экономическая часть			
Глава 6. Привлечение иностранных инвестиций			
7. Список использованной литературы			
8. Графическая часть			
Оформление выпускной работы			
Предварительная защита работы			
Защита работы			

Руководитель выпускной  
квалификационной работы:

\_\_\_\_\_

Ахроров А.

Дата выдачи задания:

“ \_\_\_ ” \_\_\_\_ 2018 г.

Задание получил:

\_\_\_\_\_

Джалолов Ф.

## **АННОТАЦИЯ**

В данной выпускной квалификационной работе исследованы и разработаны рациональные конструкции ректификационной колонны. Основной целью являются разработка рациональных конструкций ректификационной колонны, а также повышение их производительности, снижении расхода топлива.

Для решения этих задач в данной квалификационной работе произведено детальное обследование конструкции ректификационной колонны, а затем, исходя из подробного анализа полученных данных, разработано несколько вариантов комплексной реконструкции, обеспечивающих достижение поставленных целей.

Выпускная квалификационная работа состоит из 7 глав пояснительной записки и 6 листов графической части.

## **ANNOTATION**

In this graduation qualification work, rational designs of distillation column has been investigated and developed. The main goal is the development of rational designs of distillation column, as well as in the guaranteed increase in their productivity, reducing fuel consumption.

To solve these problems, a detailed survey of the design of distillation column has been carried out in this qualification work, and then, based on a detailed analysis of the data obtained, several versions of complex reconstruction have been developed that ensure achievement of the goals.

Graduation qualification work consists of 7 chapters of the explanatory note and 6 drawings of the graphic part.

## СОДЕРЖАНИЕ

Аннотация .....	4
Введение.....	6
Глава 1. Технологическая часть .....	7
1.1 Технология ректификационных процессов.....	7
1.2 Физико-химические основы ректификационного процесса .....	9
1.3 Устройство ректификационных колонн .....	11
1.4 Технологическая схема установки.....	21
1.5 Материальный баланс.....	23
1.6 Расчет скорости пара в колонне.....	28
Глава 2. Конструкторская часть .....	33
2.1 Выбор новых конструкций для модернизации колонны .....	33
2.2 Расчет диаметра колонны.....	38
2.3 Определение высоты колонны.....	39
2.4 Гидравлический расчет колонны.....	47
2.5 Сопротивление верхней части колонны.....	48
2.6 Сопротивление нижней части колонны.....	50
2.7 Тепловой расчет ректификационной колонны.....	51
2.8 Расчет тепловой изоляции колонны.....	54
2.9 Расчет диаметров штуцеров.....	54
2.10 Расчёт вспомогательных оборудования.....	57
Глава 3. Эксплуатационная часть.....	65
Глава 4. Охрана труда и охрана окружающей среды.....	68
Глава 5. Экономическая часть.....	76
Глава 6. Привлечение иностранных инвестиций.....	81
Заключение.....	87
Список использованных источников .....	88

## ВВЕДЕНИЕ

Современная химическая промышленность развивается в комплексе с нефтеперерабатывающими и нефтехимическими предприятиями. Интенсивному развитию в нашей Республике этой отрасли способствовал ряд благоприятных факторов: большая потребность народного хозяйства в химической и нефтехимической продукции и высокая эффективность её применения в промышленности и сельском хозяйстве.

Начиная с 1991 года, в Республике осуществляется развёрнутое строительство новых, расширение и реконструкция действующих химических предприятий. Химическая промышленность стала одной из ведущих отраслей хозяйства, охватывающей многочисленные производства разнообразных неорганических и органических продуктов, имеющих важное значение. Возникли и получили промышленное применение процессы адсорбции, экстракции, молекулярной дистилляции и др.

Современная химическая промышленность насчитывает множество разнообразных производств, часто сильно различающихся химической природой и физическими свойствами исходных веществ, промежуточных и конечных продуктов, а также характером и условиями протекания технологических процессов. Несмотря на перечисленные различия, число элементарных процессов, повторяющихся в разных сочетаниях во всех химических производствах, едва достигает двадцати. Из этого ограниченного числа элементарных процессов или из некоторой их части, но в различной последовательности и при разных рабочих условиях строится технология любого химического производства.

# ГЛАВА 1.ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

## 1.1 Технология процесса ректификации

Ректификация – разделение жидких однородных смесей на составляющие вещества или группы составляющих веществ в результате противоточного взаимодействия паровой смеси и жидкой смеси.

Возможность разделения жидкой смеси на составляющие её компоненты ректификацией обусловлена тем, что состав пара, образующегося над жидкой смесью, отличается от состава жидкой смеси в условиях равновесного состояния пара и жидкости.

Процессы ректификации осуществляются периодически или непрерывно при различных давлениях: при атмосферном давлении, под вакуумом (для разделения смесей высококипящих веществ), а также под давлением больше атмосферного (для разделения смесей, являющихся газообразными при нормальных температурах).

Непрерывно действующие установки. Ректификационная колонна имеет цилиндрический корпус, внутри которого установлены контактные устройства в виде тарелок или насадки. Снизу вверх по колонне движутся пары, поступающие в нижнюю часть аппарата из кипятильника, который находится вне колонны, т. е. является выносным, либо размещается непосредственно под колонной. Следовательно, с помощью кипятильника создается восходящий поток пара.

*Влияние агрегатного состояния и температуры исходной смеси на работу колонны.*

При выборе оптимальных условий работы ректификационной установки необходимо учитывать расход тепла и основные параметры (температуру и давление) теплоносителей — греющего пара и охлаждающей воды, а также требуемые размеры как самой колонны, так и соединенных с ней теплообменных аппаратов (кипятильника, нагревателя исходной смеси, дефлегматора и холодильника паров). Все эти факторы взаимосвязаны и

зависят, в частности, от температуры и агрегатного состояния подаваемой на разделение смеси.

Исходная смесь может поступать в колонну не только в жидком, но и в парообразном состоянии или в виде смеси жидкости и пара.

При прочих равных условиях — заданный состав дистиллята  $u_D$  и остатка  $x_W$ , давлении  $P$  в колонне и др. — подвод тепла в колонну минимален в случае подачи в нее жидкой исходной смеси, предварительно нагретой до температуры кипения  $t_K$  на питающей тарелке.

Кипятильник, или куб предназначен для превращения в пар части жидкости, стекающей из колонны, и подвода пара в ее нижнюю часть (под насадку или нижнюю тарелку). Кипятильники имеют поверхность нагрева в виде змеевика или представляют собой кожухотрубчатый теплообменник, встроенный в нижнюю часть колонны. Более удобны для ремонта и замены выносные кипятильники, которые устанавливаются ниже колонны с тем, чтобы обеспечить естественную циркуляцию жидкости.

В периодически действующих колоннах куб является не только испарителем, но и емкостью для исходной смеси. Поэтому объем куба должен быть в 1,3—1,6 раза больше его единовременной загрузки (на одну операцию). Обогрев кипятильников наиболее часто производится водяным насыщенным паром.

Дефлегматор, предназначенный для конденсации паров и подачи орошения (флегмы) в колонну, представляет собой кожухотрубчатый теплообменник, в межтрубном пространстве которого обычно конденсируются пары, а в трубах движется охлаждающий агент (вода). Однако вопрос о направлении конденсирующихся паров и охлаждающего агента внутрь или снаружи труб следует решать в каждом конкретном случае, учитывая желательность повышения коэффициента теплопередачи и удобство очистки поверхности теплообмена.

## 1.2 Физико-химические основы ректификационного процесса

Нефть представляет собой сложную смесь парафиновых, нафтеновых и ароматических углеводородов, различных по молекулярному весу и температуре кипения. Кроме того, в нефти содержатся сернистые, кислородные и азотистые органические соединения. Для производства многочисленных продуктов различного назначения и со специфическими свойствами применяют методы разделения нефти на фракции и группы углеводородов, а также изменение ее химического состава. Различают первичные и вторичные методы переработки нефти. На современных нефтеперерабатывающих заводах основным первичным процессом служит разделение нефти на фракции, т.е. ее перегонка. Перегонка (дистилляция) - это процесс физического разделения нефти и газов на фракции (компоненты), различающиеся друг от друга и от исходной смеси по температурным пределам кипения. Перегонка (дистилляция) - это процесс физического разделения нефти и газов на фракции (компоненты), различающиеся друг от друга и от исходной смеси по температурным пределам (или температуре) кипения. По способу проведения процесса различают простую и сложную перегонку. Простая перегонка осуществляется постепенным, однократным или многократным испарением. Перегонка с постепенным испарением состоит в постепенном нагревании нефти от начальной до конечной температуры с непрерывным отводом конденсацией образующихся паров. Этот способ перегонки нефти и нефтепродуктов в основном применяют в лабораторной практике при определении их фракционного состава. При однократной перегонке жидкость (нефть) нагревается до заданной температуры, образовавшиеся и достигшие равновесия пары однократно отделяются от жидкой фазы - остатка. Этот способ, по сравнению с перегонкой с постепенным испарением, обеспечивает при одинаковых температуре и давлении большую долю отгона. Это важное его достоинство используют в практике нефтеперегонки для достижения максимального отбора паров при ограниченной температуре нагрева во избежание крекинга нефти. Перегонка с многократным испарением

заключается в последовательном повторении процесса однократной перегонки при более высоких температурах или низких давлениях по отношению к остатку предыдущего процесса.

При перегонке с дефлегмацией образующиеся пары конденсируют, и часть конденсата в виде флегмы подают навстречу потока пара. В результате однократного контактирования парового и жидкого потоков уходящие из системы пары дополнительно обогащаются низкокипящими компонентами, тем самым несколько повышается четкость разделения смесей.

Процесс ректификации предназначен для разделения жидких неоднородных смесей на практически чистые компоненты или фракции, которые различаются по температуре кипения. Физическая сущность ректификации, заключается в двухстороннем массо- и теплообмене между потоками пара и жидкости при высокой турбулизации контактирующих фаз. В результате массообмена отделяющиеся от горячей жидкости пары обогащаются низкокипящими, а жидкость - высококипящими компонентами. При определенном числе контактов между парами и жидкостью можно получить пары, состоящие в основном из низкокипящих, и жидкость - из высококипящих компонентов. На установки первичной перегонки нефти основным аппаратом процесса ректификации является ректификационная колонна - вертикальный аппарат цилиндрической формы. Внутри колонны расположены тарелки - одна над другой. На поверхности тарелок происходит контакт жидкой и паровой фаз. При этом наиболее легкие компоненты жидкого орошения испаряются и вместе с парами устремляются вверх, а наиболее тяжелые компоненты паровой фазы, конденсируясь, остаются в жидкости. В результате 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 прямотоке. На установках АВТ вырабатывают бензины широкого фракционного состава: н.к-140°С или н.к-180°С. Поскольку в качестве сырья требуются более узкие

бензиновые фракции, осуществляют вторичную перегонку бензина, в основе которого лежит процесс перегонки. Вторичная перегонка бензина предназначена для получения из него узких фракций, которые используют как сырье каталитического риформинга для получения индивидуальных ароматических углеводородов - бензола, толуола, ксилолов. Для этого бензиновый дистиллят разделяют на фракции 62-85°C (бензолную), 85-120°C (толуольную) и 120-140°C (ксилольную). Более тяжелая фракция 140-180°C используется как сырьё каталитического риформинга для получения высокооктанового компонента бензина.

### **1.3 Устройство ректификационных колонн**

Как было сказано выше, ректификация осуществляется в специальных аппаратах — ректификационных колоннах, которые являются основными элементами ректификационных установок. Процесс ректификации может осуществляться периодически и непрерывно, независимо от типа и конструкции ректификационных колонн. Рассмотрим процесс непрерывной ректификации, с помощью которого происходит разделение жидких смесей в промышленности.

Ректификационная колонна — вертикальный цилиндрический аппарат со сварным (или сборным) корпусом, в котором расположены массо- и теплообменные устройства (горизонтальные тарелки 2 или насадка). В нижней части колонны (рис. 13.3) имеется куб 3, в котором происходит кипение кубовой жидкости. Нагревание в кубе осуществляется за счет глухого пара, находящегося в змеевике или в кожухотрубчатом подогревателе-кипятильнике. Неотъемлемой частью ректификационной колонны является дефлегматор 7, предназначенный для конденсации пара, выходящего из колонны.

Ректификационная тарельчатая колонна работает следующим образом. Куб постоянно подогревается, и кубовая жидкость кипит. Образующийся в кубе пар поднимается вверх по колонне. Предварительно нагревается до кипения исходная смесь, подлежащая разделению. Она подается на

питательную тарелку 5, которая делит колонну на две части: нижнюю (исчерпывающую) 4 и верхнюю (укрепляющую) 6. Исходная смесь с питательной тарелки стекает на нижележащие тарелки, взаимодействуя на своем пути с, движущимся снизу вверх паром. В результате этого взаимодействия пар обогащается легколетучим компонентом, а стекающая вниз жидкость, обедняясь этим компонентом, обогащается труднолетучим. В нижней части колонны идет процесс извлечения (исчерпывания) легколетучего компонента из исходной смеси и переход его в пар. Некоторая часть готового продукта (ректификата) подается на орошение верхней части колонны.

Жидкость, поступающую на орошение верха колонны и перетекающую по колонне сверху вниз, называют флегмой. Пар, взаимодействуя с флегмой на всех тарелках верхней части колонны, обогащается (укрепляется) легколетучим компонентом. Пар, выходящий из колонны, направляется в дефлегматор 7, в котором осуществляется его конденсация. Образующийся дистиллят делится на два потока: один в виде продукта направляется на дальнейшее охлаждение и на склад готовой продукции, другой направляется обратно в колонну в качестве флегмы.

Важнейшим элементов тарельчатой ректификационной колонны является тарелка, поскольку именно на ней происходит взаимодействие пара с жидкостью. На рис. 1 изображена схема устройства и работы колпачковой тарелки. Она имеет дно 1, герметически соединенное с корпусом колонны 4, паровые патрубки 2 и сливные патрубки 5. Паровые патрубки предназначены для пропуска поднимающихся с нижней тарелки паров. По сливным патрубкам жидкость стекает с вышележащей тарелки на нижележащую. На каждый паровой патрубок монтируется колпачок 3, с помощью которого пары направляются в жидкость, барботируют через нее, охлаждаются и частично конденсируются. Дно каждой тарелки обогревается парами нижележащей тарелки. Кроме того, при частичной конденсации пара выделяется тепло. За счет этого тепла жидкость на каждой тарелке кипит, образуя свои пары, которые смешиваются с парами, поступившими с

нижележащей тарелки. Уровень жидкости на тарелке поддерживается с помощью сливных патрубков.

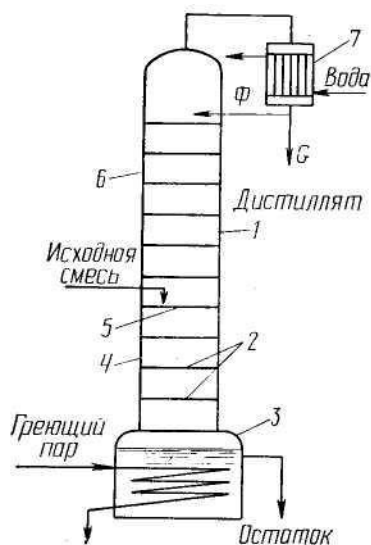


Рис. 1. Схема ректификационной колонны: 1 — корпус; 2 — тарелки; 3 — куб; 4, 6 — исчерпывающая и укрепляющая части колонны; 5 — питательная тарелка; 7 — дефлегматор

Процессы, протекающие на тарелке, можно описать следующим образом (см. рис. 2). Пусть на тарелку поступают пары состава  $A$  с нижней тарелки, а с верхней тарелки по переливной трубке стекает жидкость состава  $B$ . В результате взаимодействия пара  $A$  с жидкостью  $B$  (пар, барботируя через жидкость, частично ее испарит, а сам частично сконденсируется) образуется новый пар состава  $C$  и новая жидкость состава  $D$ , находящиеся в равновесии. В результате работы тарелки новый пар  $C$  богаче легколетучим веществом по сравнению с поступившим с нижней тарелки паром  $A$ , то есть на тарелке пар  $C$  обогатился легколетучим веществом. Новая жидкость  $D$ , наоборот, стала беднее легколетучим веществом по сравнению с поступившей с верхней тарелки жидкостью  $B$ , то есть на тарелке жидкость обедняется легколетучим и обогащается труднолетучим компонентом. Короче, работа тарелки сводится к обогащению пара и обеднению жидкости легколетучим компонентом.

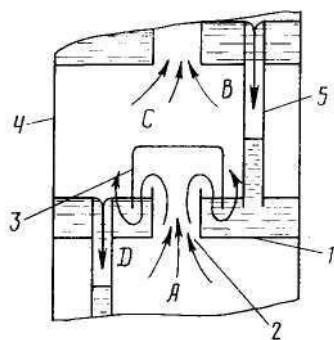


Рис. 2 Схема устройства и работы колпачковой тарелки: 1— дно тарелки; 2— паровой патрубков;

3— колпачок; 4 — корпус колонны; 5 — сливной патрубков

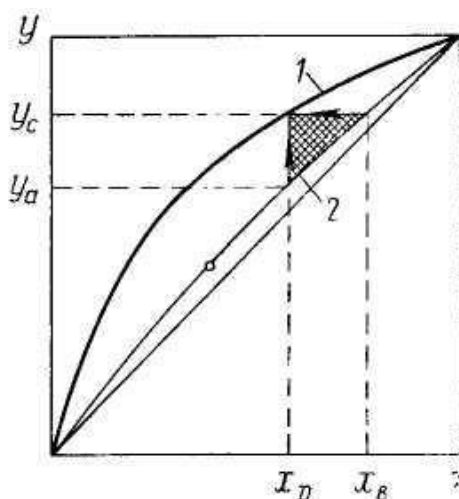


Рис. 3 Изображение работы ректификационной тарелки на диаграмме  $y-x$ : 1 — равновесная кривая; 2 — линия рабочих концентраций.

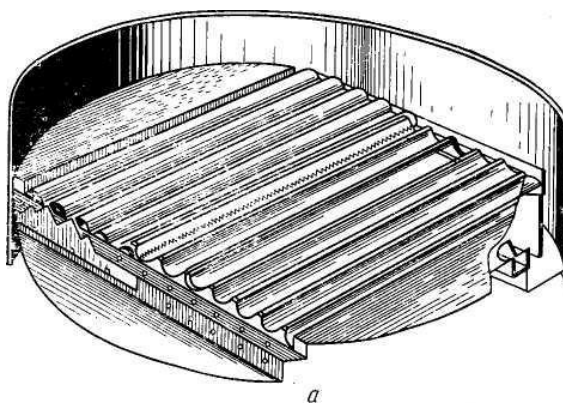
Тарелка, на которой достигается состояние равновесия между поднимающимися с нее парами и стекающей жидкостью, называется **теоретической**. В реальных условиях из-за кратковременного взаимодействия пара с жидкостью на тарелках не достигается состояние равновесия. Разделение смеси на реальной тарелке идет менее интенсивно, чем на теоретической. Поэтому для выполнения: работы одной теоретической тарелки требуется больше чем одна реальная тарелка.

На рис. 3 изображена работа ректификационной тарелки с использованием диаграммы  $y-x$ . Теоретической тарелке соответствует заштрихованный прямоугольный треугольник, катетами которого являются величина приращения концентрации легколетучего компонента в паре, равная  $y_c - y_a$ , и величина уменьшения концентрации легколетучего компонента в жидкости, равная  $x_B - x_D$ . Отрезки, соответствующие указанным изменениям концентраций, сходятся на равновесной кривой. Тем самым предполагается, что фазы, покидающие тарелку, находятся в состоянии равновесия. Однако в действительности состояние равновесия не достигается, и отрезки изменения концентраций не достигают равновесной кривой. То есть рабочей (действительной) тарелке будет соответствовать меньший треугольник, чем тот, который изображен конструкции тарелок ректификационных колонн весьма разнообразны. Рассмотрим кратко основные из них.

**Колонны с колпачковыми тарелками** широко применяются в промышленности. Использование колпачков обеспечивает хороший контакт между паром и жидкостью, эффективное перемешивание на тарелке и интенсивный массообмен между фазами. По форме колпачки могут быть круглыми, многогранными и прямоугольными, тарелки — одно- и многоколпачковыми. Тарелка с желобчатыми колпачками показана рис. 4. Пар с нижней тарелки проходит в зазоры и попадает в верхние (опрокинутые) желоба, которые направляют его в нижние желоба, заполненные жидкостью. Здесь пар барботирует через жидкость, что обеспечивает интенсивный массообмен. Уровень жидкости на тарелке поддерживается переливным устройством. Колонны с ситчатыми тарелками показаны на рис. 5. Тарелки имеют большое количество отверстий малого диаметра (от 0,8 до 3 мм). Давление пара и скорость его прохода через отверстия должны находиться в соответствии с давлением жидкости на тарелке: пар должен преодолевать давление жидкости и препятствовать ее утечке через отверстия на нижележащую тарелку. Поэтому ситчатые тарелки требуют соответствующего

регулирования и весьма чувствительны к изменению режима. В случае уменьшения давления пара жидкость с ситчатых тарелок уходит вниз. Ситчатые-тарелки чувствительны к загрязнениям (осадкам), которые могут забивать отверстия, создавая условия образования повышенных давлений. Все это ограничивает их применение.

**Насадочные колонны** (рис. 6) отличаются тем, что в них роль тарелок выполняет так называемая «насадка». В качестве насадки используют специальные керамические кольца (кольца Рашига), шарики, короткие трубки, кубики, тела седловидной, спиралевидной и т. п. формы, изготовленные из разнообразных материалов (фарфора, стекла, металла, пластмассы и др.). Пар поступает в нижнюю часть колонны из выносного кипятильника и движется вверх по колонне навстречу стекающей жидкости. Распределяясь по большой поверхности, образуемой насадочными телами, пар интенсивно контактирует с жидкостью, обмениваясь компонентами. Насадка должна иметь большую поверхность в единице объема, оказывать малое гидравлическое сопротивление, быть стойкой к химическому воздействию жидкости и пара, обладать высокой механической прочностью, иметь невысокую стоимость. Насадочные колонны имеют небольшое гидравлическое сопротивление, удобны в эксплуатации: легко опорожняются, промываются, продуваются, очищаются.



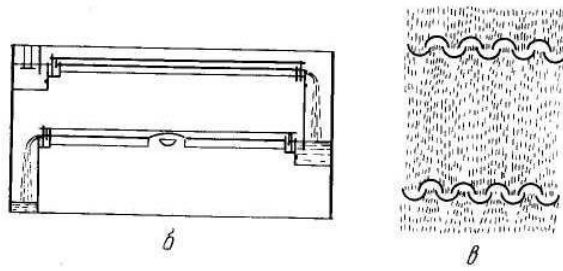


Рис. 4. Тарелка с желобчатыми колпачками: *a* — общий вид; *б* — продольный разрез; *в* — схема работы тарелки

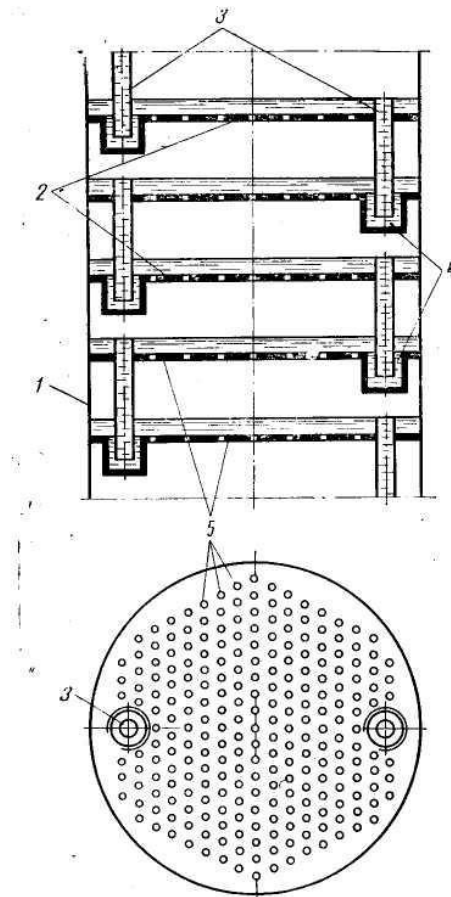


Рис.5. Схема устройства ситчатой тарелки: 1 — корпус колонны; 2 — тарелка; 3 — сливная труба; 4 — гидравлический затвор; 5 — отверстия

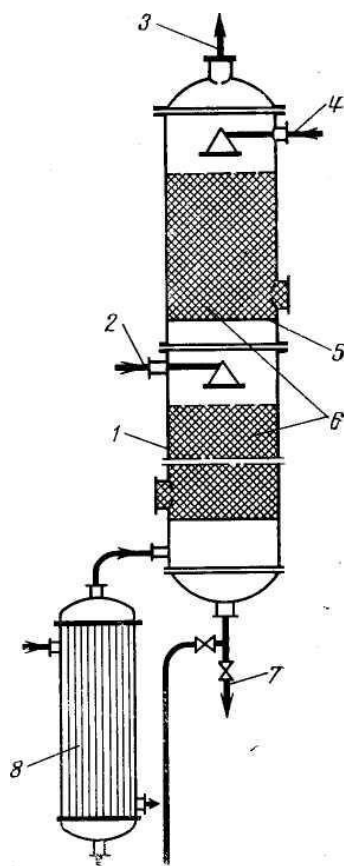
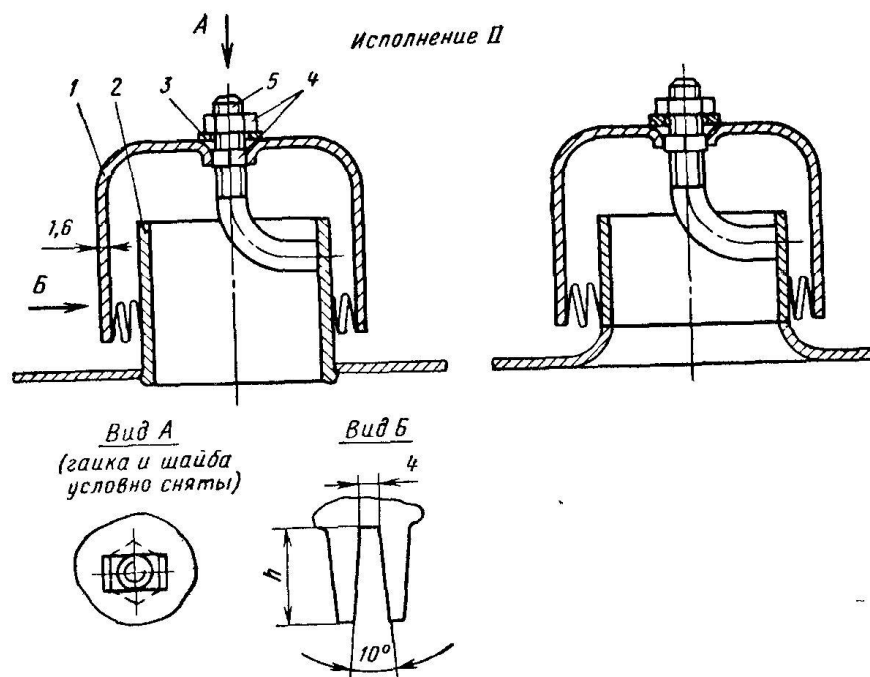
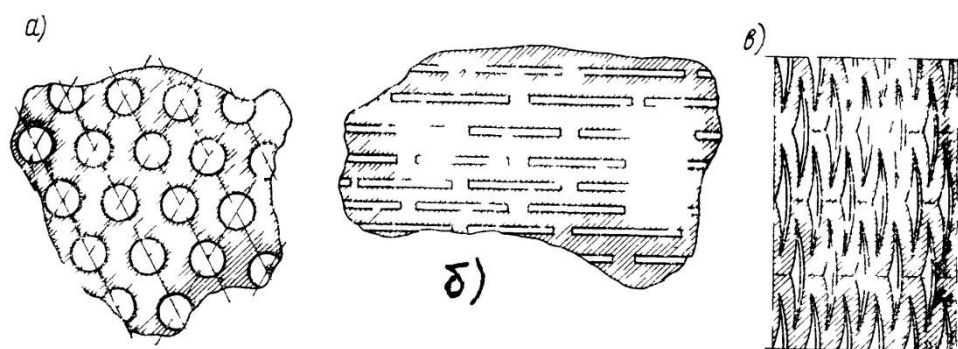


Рис. 6. Схема насадочной ректификационной колонны: 1 — корпус; 2 — ввод начальной смеси; 3 — пар; 4 — орошение; 5 — решетка; 6 — насадка; 7 — отвод высококипящего продукта. 8 — выносной кипятильник.

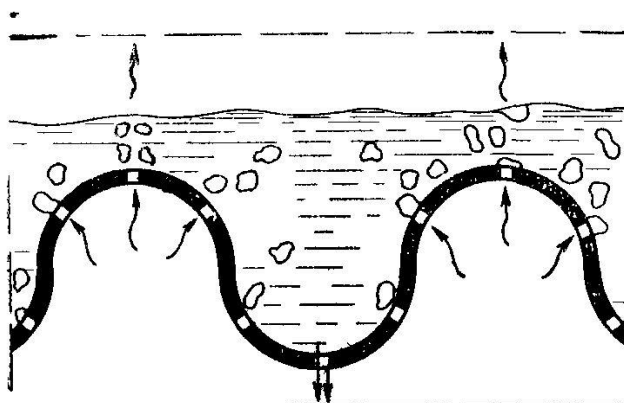


Ситчатая тарелка – это лист с пробитыми в ней круглыми (рисунок *a*), щелевидными (рисунок *б*) или просеченными треугольными (рисунок *в*) отверстиями размером  $2 \div 15$  мм. Пар, проходящий в отверстия, барботирует через слой жидкости, которая стекает через переливные патрубки. Скорость пара в отверстиях  $10 \div 12$  м/с.



Ситчатые тарелки просты в конструкции и эффективны. Их недостаток – необходимость точного регулирования заданного режима (особенно по расходу газа) и чувствительность к осадкам и отложениям, забивающим отверстия.

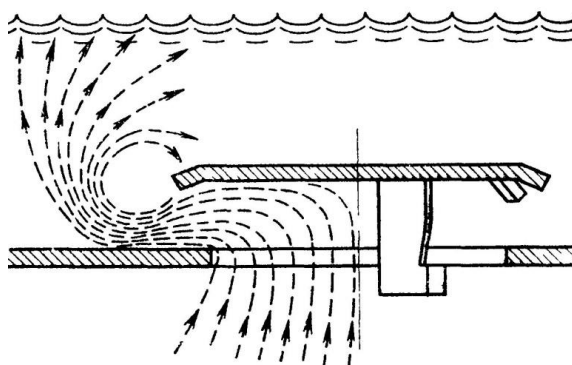
Ситчатые тарелки применяют в основном для колонн малого размера, т.к. при диаметрах более 2,5 м распределения жидкости на тарелке становится неравномерным.



*Волнистая ситчатая тарелка*

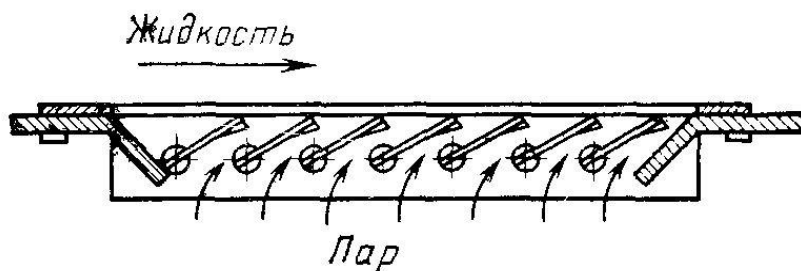
**Клапанные тарелки.** Основные элементы клапанной тарелки – подъемные клапаны (см. рисунок) круглой и прямоугольной формы,

закрывающие отверстия в тарелке. Конструктивно клапан выполнен так, что подъем возможен только на определенную величину. При определенной скорости паров в отверстиях клапаны уравниваются потоками пара и при дальнейшем увеличении нагрузки начинают подниматься таким образом, что скорость пара в сечении между клапаном и полотном тарелки остается примерно постоянной. Следствием этого является равномерное распределение пара по площади тарелки, уменьшение уноса жидкости и меньшее гидравлическое сопротивление.

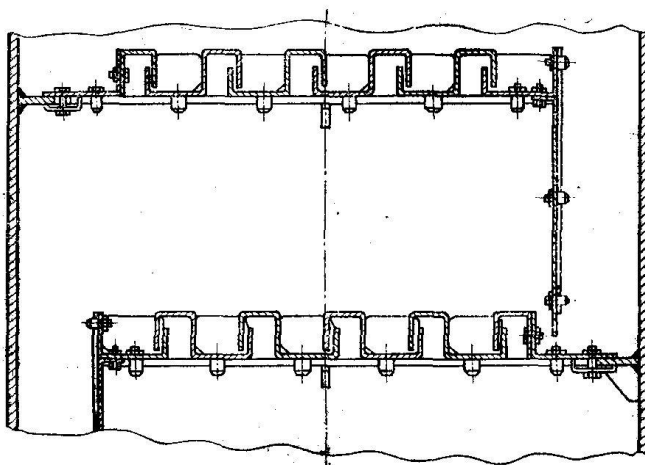


Клапаны изготавливают штамповкой из листового металла толщиной  $2 \div 3$  мм. Диаметр дисковых клапанов  $50 \div 100$  мм, полная высота подъема  $8 \div 15$  мм. В крайнем нижнем положении между клапаном и плоскостью тарелки имеется зазор  $1 \div 1,5$  мм.

Тарелки струйно-направленные. Применяют для колонных аппаратов диаметром  $1000 \dots 3600$  мм. На штампованных секциях просечены и отогнуты под углом  $30$  или  $40^\circ$  полукруглые “язычки” (радиусом  $20$ ;  $25$  или  $30$  мм). Расстояние между соседними рядами язычков  $50$  мм. При поступлении снизу пара (газа) создается его струйно-направленное движение через слой находящейся на тарелке жидкости и происходит интенсивный барботаж.



Тарелка с S-образными элементами (см. рисунок). Их основное преимущество – простота конструкции и большая жесткость штампованных элементов. S-образные элементы представляют собой колпачки с односторонним выходом пара. Пар из них выходит в том же направлении, что и движущаяся по тарелке жидкость.



#### 1.4 Технологическая схема установки

Исходная смесь поступает со склада в емкость 1. На емкости устанавливают прибор для измерения уровня, который показывает и сигнализирует о предельном верхнем и нижнем его значении. При достижении верхней отметки прекращают подачу исходной смеси в емкость, при достижении нижней – возобновляют.

Из емкости 1 жидкостная смесь откачивается центробежным насосом Н1. Насос продублирован на случай отказа запасным насосом 2. Также предусмотрена обводная (байпасная) линия, работающая в случае останова установки на ремонт или профилактику, которая служит для спуска жидкости из трубопровода.

В установке предусмотрено рациональное использование тепла. Тепло отходящих потоков используется для нагревания входящих, то есть нагревают исходную смесь за счет тепла жидкости, удаляющейся из нижней части

колонны, так называемого кубового остатка. Данный теплообмен осуществляется в рекуператоре 3.

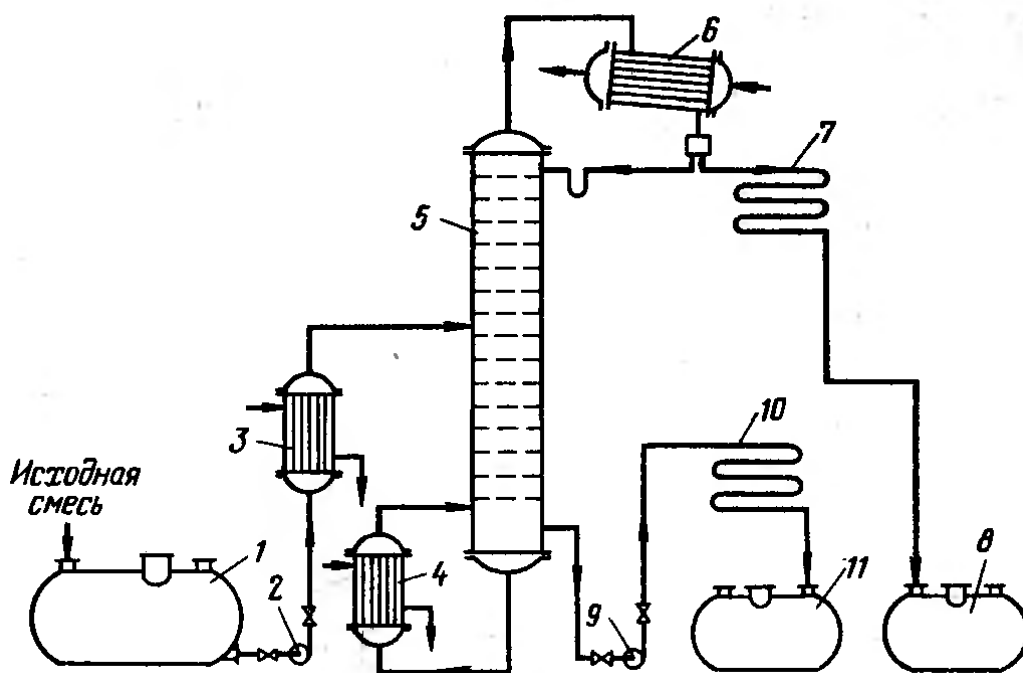


Рис. 1. Схема непрерывно действующей ректификационной установки.

Это теплообменный кожухотрубчатый аппарат, в одно пространство которого подается насосом исходная смесь, а в другое – кубовый остаток.

После выхода из рекуператора исходная смесь нагревается, но не до температуры кипения. Дальнейший нагрев смеси осуществляют в подогревателе П. В трубное пространство этого кожухотрубчатого теплообменника поступает, подогретая исходная смесь, а в межтрубное - греющий пар, подаваемый по трубопроводу из котельной. Пар, конденсируясь, отдает свое тепло исходной смеси, нагревая ее до температуры кипения.

Температура исходной смеси регулируется специальным прибором. Далее кипящая смесь поступает в колонну на ректификацию.

В колонне пары исходной смеси идут вверх, обогащаясь метиловым спиртом, а жидкая фаза идет на орошение нижней части.

Жидкость, выводимая из нижней части колонны, частично отводится в емкость 11, проходя при этом через рекуператор X1 (см. выше), а частично подается в кипятильник К, который нагревает остаток до температуры кипения и полностью испаряет его. После выхода из кипятильника кубовый остаток полностью переходит в пар. Нагрев осуществляют греющим паром, поступающим из котельной.

Пар из кипятильника поднимается вверх по колонне, соединяется с парами исходной смеси, и, все более обогащаясь этанолом, выходит через верхний штуцер. Затем он направляется на конденсацию в дефлегматор б.

В дефлегматоре пары бензола конденсируются за счет охлаждающей воды.

Конденсат поступает в емкость 8. Здесь он делится на два потока: жидкость, отбираемую на орошение колонны – флегму и готовый продукт – дистиллят. Для спуска жидкости при останове установки предусмотрена обводная (байпасная) линия.

Флегма, поданная в колонну на орошение, смешивается с исходной смесью и стекает по тарелкам в куб колонны.

Дистиллят, протекая по трубопроводу, подводится к холодильнику 7, где он охлаждается до нужной температуры холодной водой. Охлажденный дистиллят поступает в емкость 8. Здесь также установлен прибор для измерения уровня, включающий насос Н4 при достижении количеством готового продукта – бензола – заданной отметки.

### 1.5 Материальный баланс

#### Равновесные составы жидкости и пара смеси бензол - толуол.

Таблица 1.1

х, % мольн	у, % мольн	t, °С	Р, мм рт ст
0,0	0	110,6	760
5	11,5	108,3	
10	21,4	106,1	
20	38	102,2	
30	51,1	98,6	
40	61,9	95,2	

50	71,2	92,1	
60	79	89,4	
70	85,4	86,8	
80	91	84,4	
90	95,9	82,3	
100	100	80,2	

Массовый расход дистиллята  $G_D=5.2$  кг/с (см. задание)

$X_D=94$  мольн.

$X_F=30$  мольн.

$X_W=8$  мольн.

Для дальнейших расчетов необходимо концентрации исходной смеси, дистиллята и кубового остатка выразить в массовых долях.

$$\bar{x}_D = \frac{M_A x_D}{M_A x_D + M_B (1 - x_D)} = \frac{78 \cdot 0.94}{78 \cdot 0.94 + 92(1 - 0.94)} = 0.93 \text{ масс}$$

$$\bar{x}_F = \frac{M_A x_F}{M_A x_F + M_B (1 - x_F)} = \frac{78 \cdot 0.3}{78 \cdot 0.3 + 92(1 - 0.3)} = 0.267 \text{ масс}$$

$$\bar{x}_W = \frac{M_A x_W}{M_A x_W + M_B (1 - x_W)} = \frac{78 \cdot 0.08}{78 \cdot 0.08 + 92(1 - 0.08)} = 0.069 \text{ масс}$$

$M_A, M_B$ - молекулярные массы соответственно бензола и толуола.

Массовый расход кубового остатка- $G_W$  и массовый расход дистиллята - $G_D$  найдем из уравнений материального баланса

-по потокам  $G_F = G_D + G_W$

-по низкокипящему компоненту  $G_F \bar{x}_F = G_D \bar{x}_D + G_W \bar{x}_W$

Из этой системы уравнений находим

$$G_W = G_F \frac{\bar{x}_D - \bar{x}_F}{\bar{x}_D - \bar{x}_W} = 5.5 \frac{0.93 - 0.267}{0.93 - 0.069} = 4 \text{ кг/с}$$

$$G_D = G_F - G_W = 5.5 - 4.235 = 1.265 \text{ кг/с}$$

Относительный мольный расход питания

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0.94 - 0.08}{0.3 - 0.08} = 3.91 \text{ кг/с}$$

Кривая равновесия РИС 2 точек перегиба не имеет.

### Определяем минимальное число флегмы

$$R_{\min} = \frac{x_D - Y_F^*}{Y_F^* - x_F} = \frac{0.94 - 0.51}{0.51 - 0.3} = 2.03$$

где  $Y_F^* = 0.51$  - мольная доля бензола в паре, равновесном с жидкостью питания, определяется по диаграмме  $Y^* - X$

### Оптимальное флегмовое число

Определим оптимальное флегмовое число, выполняя расчет следующим образом.

а) задаемся рядом значений коэффициента избытка флегмы  $\beta$  в пределах от 1,05 до 3; определяем рабочее флегмовое число по формуле:

$$R = \beta \cdot R_{\min}$$

$\beta_1 = 1.05$	$R_1 = 2,13$
$\beta_2 = 1.5$	$R_2 = 3,045$
$\beta_3 = 2$	$R_3 = 4,06$
$\beta_4 = 2.5$	$R_4 = 5,075$
$\beta_5 = 3$	$R_5 = 6,09$

Величину отрезка В найдем по формуле:

$$B = \frac{x_D}{R + 1};$$

$B_1 = 0,3$
$B_2 = 0,232$
$B_3 = 0,186$
$B_4 = 0,155$
$B_5 = 0,133$

б) откладываем отрезок В на оси ординат (рис. 2) и проводим линии  $AB_1$ ,  $AB_2$  и т.д. на оси абсцисс откладываем содержание низкокипящего компонента в исходной смеси  $X_F$  и в кубовом остатке  $X_W$ . из  $X_F$  проводим перпендикуляр

до пересечения с линиями  $AB_1$ ,  $AB_2$ , и т.д. Получаем точки  $D_1$ ,  $D_2$ , и т.д. Линии  $AD_1$ ,  $AD_2$ - линии рабочих концентраций верхней части колонны. соединив точки  $D_1$ ,  $D_2$  и т.д. с точкой  $C$  получаем линии рабочих концентраций нижней части колонны  $D_1C$ ,  $D_2C$  и т.д.

в) полученные значения для каждого  $\beta$  сводим в таблицу:

при  $\beta = 1.05$

таблица 1.2

X	$X_W$	$X_1$	$X_F$	$X_2$	$X_3$	$X_4$	$X_D$
$X^*$	0,0325	0,1425	0,29	0,392	0,5125	0,66	0,855
$\frac{1}{X - X^*}$	21,05	21,05	100	148	9,3	8,3	11,76

при  $\beta = 1,5$

таблица 1.3

X	$X_W$	$X_1$	$X_F$	$X_2$	$X_3$	$X_4$	$X_D$
$X^*$	0,0325	0,125	0,26	0,365	0,485	0,64	0,855
$\frac{1}{X - X^*}$	21,05	15,4	25	10,52	7,4	7,15	11,76

при  $\beta = 2$

таблица 1.4

X	$X_W$	$X_1$	$X_F$	$X_2$	$X_3$	$X_4$	$X_D$
$X^*$	0,0325	0,12	0,23	0,335	0,465	0,625	0,855
$\frac{1}{X - X^*}$	21,05	14,3	14,3	8	6,45	6,45	11,76

при  $\beta = 2,5$

таблица 1.5

X	$X_W$	$X_1$	$X_F$	$X_2$	$X_3$	$X_4$	$X_D$
$X^*$	0,0325	0,115	0,22	0,325	0,455	0,62	0,855
$\frac{1}{X - X^*}$	22,2	12,5	20	10,9	5,6	4	11,1

при  $\beta = 3$

таблица 1.6

X	$X_W$	$X_1$	$X_F$	$X_2$	$X_3$	$X_4$	$X_D$
$X^*$	0,0325	0,11	0,21	0,315	0,445	0,615	0,855
$\frac{1}{X - X^*}$	21,05	12,5	11,11	6,9	5,7	6,06	11,76

По данным таблиц строим график зависимости  $X$  от  $\frac{1}{X - X^*}$  для каждого  $\beta$  (рис

#### 4) Таблица 1.7. Данные для расчета оптимального флегмового числа

R	R+1	$n_0$	$n_0(R+1)$
2,13	3,13	15,25	47,73

3,035	4,035	10,25	41,46
4,06	5,06	8,575	43,89
5,075	6,075	8,025	48,75
6,09	7,09	7,5	53,17

по данным таблицы 1.7 строим график (рис 5) зависимости  $n_0(R+1)=f(R)$  и находим минимальное значение  $n_0(R+1)$ . Ему соответствует  $R=3$

### Уравнения рабочих линий

#### 1. Верхней (укрепляющей) части колонны

$$Y = \frac{R}{R+1}x + \frac{X_D}{R+1} = \frac{3}{3+1}x + \frac{0.94}{3+1}$$

$$Y = 0.75x + 0.235$$

#### 2. Нижней (исчерпывающей) части колонны

$$Y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}X_w = \frac{3+3.91}{3+1}x - \frac{3.91-1}{3+1} \cdot 0.08$$

$$Y = 1.7275x - 0.0582$$

**Расчет скорости пара и диаметра колонны.** Расчет ректификационной колонны сводится к определению ее основных геометрических размеров — диаметра и высоты. Оба параметра в значительной мере определяются гидродинамическим режимом работы колонны, который, в свою очередь, зависит, от скоростей и физических свойств фаз, а также от типа и размеров насадок.

При проведении процессов вакуумной ректификации с целью снижения гидравлического сопротивления выбирают специальные виды насадок, обладающих большим свободным объемом. Наиболее правильно выбор оптимального типа и размера насадки может быть осуществлен на основе технико-экономического анализа общих затрат на разделение в конкретном технологическом процессе.

Ориентировочный выбор размера насадочных тел можно осуществить исходя из следующих соображений. Чем больше размер элемента насадки, тем

больше ее свободный объем (живое сечение) и, следовательно, выше производительность.

Однако вследствие меньшей удельной поверхности эффективность крупных насадок несколько ниже. Поэтому насадку большого размера применяют, когда требуются высокая производительность и сравнительно невысокая степень чистоты продуктов разделения.

В ректификационных колоннах, работающих при атмосферном давлении, для разделения агрессивных жидкостей, а также в тех случаях, когда не требуется частая чистка аппарата, обычно применяют керамические кольца Рашига.

Для данного случая примем насадку из керамических колец Рашига размером 50x50x5мм. Удельная поверхность насадки  $\delta=87.5$ , Свободный объем  $V_{св}=0,785 \text{ м}^3/\text{м}^3$ , насыпная плотность  $530 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

В соответствии с проведенным выше расчетом имеем  $R=3$

Дальнейший расчет насадочной колонны ведется отдельно как для верхней части колонны, так и для нижней. Это объясняется тем, что объемный расход и скорости пара для обеих частей колонны будут различны.

### **1.6. Определение скорости пара в колонне**

Выбор рабочей скорости паров обусловлен многими факторами и обычно осуществляется путем технико-экономического расчета для каждого конкретного процесса. Для ректификационных колонн, работающих в пленочном режиме при атмосферном давлении, рабочую скорость можно принять на 20-30% ниже скорости захлебывания

Предельную фиктивную скорость пара  $\omega_{п}$ , при которой происходит захлебывание насадочных колонн, определяют по уравнению:

$$\frac{\omega_{II}^2 \cdot \sigma \cdot \rho_y \cdot \mu_x^{0.16}}{g \cdot V_{сб}^3 \cdot \rho_x} = 1.2 \exp \left[ -4 \left( \frac{L}{G} \right)^{0.25} \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0.125} \right],$$

где  $\rho_x, \rho_y$ -средние плотности жидкости и пара, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_x$ -вязкость жидких смесей бензола и толуола

Средние массовые расходы (нагрузки) по жидкости для верхней и нижней части колонны определяют из соотношений:

$$L_6 = \frac{G_D R M_B}{M_D}$$

$$L_n = \frac{G_D R M_H}{M_D} + \frac{G_F M_H}{M_F},$$

где  $M_D$  и  $M_F$ -мольные массы дистиллята и исходной смеси;  $M_B$  и  $M_H$ - средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны.

Мольная массу дистиллята

$$M_D = 0,94 \cdot 78 + 0,06 \cdot 92 = 78,84 \text{ кг / кмоль}$$

Средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны соответственно равны

$$M_B = M_B \cdot x_{CP,B} + M_T (1 - x_{CP,B})$$

$$M_H = M_H \cdot x_{CP,H} + M_T (1 - x_{CP,H})$$

где  $M_B$  и  $M_T$ - мольные массы бензола и толуола;

$x_{CP,B}$  и  $x_{CP,H}$  - средний мольный состав жидкости соответственно в верхней и нижней частях колонны:

$$x_{cp,в} = (x_D - x_F) / 2 = (0,3 + 0,94) / 2 = 0,62 \text{ мольн}$$

$$x_{cp,н} = (x_F - x_W) / 2 = (0,3 + 0,08) / 2 = 0,19 \text{ мольн}$$

### Средние молярные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны

$$M_{в.ср} = 0,62 \cdot 78 + 92(1 - 0,62) = 83,32 \text{ кг / кмоль}$$

$$M_{н.ср} = 0,19 \cdot 78 + 92(1 - 0,19) = 89,34 \text{ кг / кмоль}$$

### Молярная масса исходной смеси $M_F$

$$M_F = 78 \cdot 0,3 + 92 \cdot (1 - 0,3) = 87,8 \text{ кг / кмоль}$$

Отсюда

$$L_6 = \frac{1,2 \cdot 3 \cdot 83,32}{78,84} = 3,8 \text{ кг / с}$$

$$L_n = \frac{1,2 \cdot 3 \cdot 89,34}{78,84} + \frac{5,2 \cdot 89,34}{87,8} = 9,37 \text{ кг / с}$$

Рассчитываем средние концентрации низкокипящего компонента в паре:

а) верхней (укрепляющей) части колонны:

$$y'_{ср} = 0,75 \cdot x + 0,235 = 0,75 \cdot 0,62 + 0,235 = 0,7 \text{ (мольн)}$$

б) нижней (исчерпывающей) части колонны:

$$y''_{ср} = 1,7275 \cdot x - 0,0582 = 1,7275 \cdot 0,19 - 0,0582 = 0,27 \text{ (мольн)}$$

Средние температуры пара определяем по диаграмме t - x, y (рис.4):

а) при  $y'_{ср} = 0,7$   $t'_{ср} = 92,6^\circ \text{ C}$

б) при  $y''_{ср} = 0,27$   $t''_{ср} = 105^\circ \text{ C}$

### Средние молярные массы паров в верхней и нижней части колонны

а)  $M'_6 = 78 \cdot 0,7 + 92 \cdot (1 - 0,7) = 82,2 \text{ кг / моль}$

б)  $M''_n = 78 \cdot 0,27 + 92 \cdot (1 - 0,27) = 88,2 \text{ кг / моль}$

Средние массовые потоки пара в верхней  $G_B$  и нижней  $G_H$  частях колонны соответственно равны:

$$G_B = 1,2 \cdot (3 + 1) \frac{82,2}{78,84} = 5 \text{ кг / с}$$

$$G_H = 1 \cdot (3+1) \frac{88,2}{78,84} = 5,37 \text{ кг/с}$$

Плотности пара в колонне:

$$\rho'_{cp} = \frac{M'_{cp} \cdot T_o}{22,4 \cdot T'_{cp}}$$

$$\rho'_{cp} = \frac{82,2 \cdot 273}{22,4 \cdot 365,6} = 2,74 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho''_{cp} = \frac{M''_{cp} \cdot T_o}{22,4 \cdot T''_{cp}}$$

$$\rho'_{cp} = \frac{88,2 \cdot 273}{22,4 \cdot 378} = 2,84 \text{ кг/м}^3$$

Средняя плотность пара в колонне:

$$\rho_n = (\rho'_{cp} + \rho''_{cp}) / 2$$

$$\rho_n = (2,74 + 2,84) / 2 = 2,79 \text{ кг/м}^3$$

Плотности жидких бензола и толуола близки. Температура в верху колонны при  $y_D = 0,94$  равняется  $82^\circ\text{C}$ , а в кубе – испарителе при  $x_w = 0,08$  она равна  $107^\circ\text{C}$  (рис.4).

Плотность жидкого бензола при  $82^\circ\text{C}$   $\rho_b = 813 \text{ кг/м}^3$ , а жидкого толуола при  $107^\circ\text{C}$   $\rho_t = 780 \text{ кг/м}^3$ .

Принимаем среднюю плотность жидкости в колонне:

$$\rho_{ж} = (813 + 780) / 2 = 796,5 \text{ кг/м}^3$$

Вязкость жидких смесей  $\mu_x$  находим по уравнению:

$$\lg \mu_x = x_{cp} \lg \mu_{x,c} + (1 - x_{cp}) \lg \mu_{b,c}$$

где  $\mu_b, \mu_t$  - вязкости жидких бензола и толуола при температуре смеси

Для верхней части колонны при температуре  $82^\circ\text{C}$  с.516 т.9, [1]

$$\mu_b = 0,31 \text{ мПа}\cdot\text{с}$$

$$\mu_t = 0,376 \text{ мПа}\cdot\text{с}$$

Для нижней части колонны при температуре  $107^\circ\text{C}$  с.516 т.9, [1]

$$\mu_b = 0,257 \text{ мПа}\cdot\text{с}$$

$$\mu_T = 0,257 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

Тогда вязкость жидкости в верхней и нижней частях колонны соответственно равна:

$$\begin{aligned} \lg \mu_B &= 0,62 \lg 0,31 + (1 - 0,62) \lg 0,376 \\ \mu_B &= 0,3336 \text{ мПа} \cdot \text{с} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lg \mu_H &= 0,19 \lg 0,257 + (1 - 0,19) \lg 0,257 \\ \mu_B &= 0,257 \text{ мПа} \cdot \text{с} \end{aligned}$$

Предельная скорость паров в верхней части колонны  $\omega_{П.В}$   $\omega_{П.Н}$

$$\frac{\omega_{ПВ}^2 \cdot 87,5 \cdot 2,74 \cdot 0,3336^{0,16}}{9,8 \cdot 0,785^3 \cdot 796,5} = 1,2 \exp \left[ -4 \left( \frac{3,8}{5} \right)^{0,25} \left( \frac{2,74}{796,5} \right)^{0,125} \right]$$

$$\omega_{П.В} = 1,893 \text{ м/с}$$

Предельная скорость паров в нижней части колонны  $\omega_{П.Н}$

$$\frac{\omega_{ПВ}^2 \cdot 87,5 \cdot 2,84 \cdot 0,257^{0,16}}{9,8 \cdot 0,785^3 \cdot 796,5} = 1,2 \exp \left[ -4 \left( \frac{9,37}{5,37} \right)^{0,25} \left( \frac{2,84}{796,5} \right)^{0,125} \right]$$

$$\omega_{П.Н} = 1,528 \text{ м/с}$$

Примем рабочую скорость  $\omega$  на 30% ниже предельной:

$$\omega_{В} = 0,7 \cdot 1,893 = 1,325 \text{ м/с}$$

$$\omega_{Н} = 0,7 \cdot 1,528 = 1,07 \text{ м/с}$$

## ГЛАВА 2. КОНСТРУКТОРСКАЯ ЧАСТЬ

Новые модели тарелки. Разнообразное структурирование расположения насадки для реконструкции, замены или новых проектов является одним из способом модернизации. Наше предложение охватывает широкий диапазон удельной площади от 100 до 500 м<sup>2</sup> на кубический метр. Наша стандартная упаковка может быть представлена в трех версиях: Стандартная с углом обжатия 45 °, компромисс между мощностью и эффективностью.

Версия HS: более высокая емкость с более высоким углом обжатия 60 °, эта упаковка позволяет, однако, более высокую гидравлическую мощность с более низкой эффективностью. Версия HS: Наша собственная упаковка второго поколения, обеспечивающая более высокую пропускную способность и более высокую эффективность.

### Модернизированные тарелки

Улучшенная металлическая поверхность для лучшей смачиваемости и распределения жидкости. Модифицированная форма уплотнения обжимается на стыке между слоями упаковки, чтобы сгладить поток газа при выходе из одного слоя в другой.

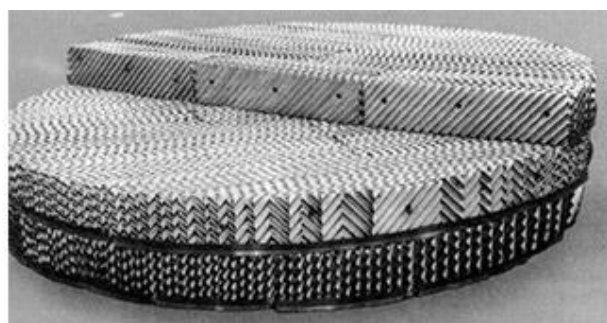


Рисунок 2.1

Современные насадки для улучшения разделения жидкости. Случайная упаковка. Random - наиболее распространенная упаковка, которую можно найти в отрасли разделения. Даже если доля структурированных увеличивается, это хороший выбор для высокой загрузки жидкости и рабочего давления, когда они превосходят структурированную упаковку.

Случайную упаковку легко хранить и быстро заменять. На рынке существует множество случайных упаковок, но лишь некоторые из них имеют широкое промышленное применение. Мы можем поставлять наиболее распространенную случайную упаковку для новых проектов, перестраивать или заменять быстро и в большом количестве. Наши стандарты являются прямым эквивалентом H-Ring IMTP, Raschig Ring и Pall Ring. Другие менее распространенные типы доступны по запросу, если это необходимо. Мы также можем предоставить упаковки с удельной толщиной, размерами или материалами для агрессивных применений.

### *H-Ring*



Рисунок 2.2

*H-Ring* - высокопроизводительная случайная упаковка, используемая в массообменных аппаратах для малого и большого диаметров. Решение для снижения давления, оптимизированная эффективность, высокая механическая прочность и низкая стоимость.

Таблица 2.1

H-Ring Size	1/2"	1"	1.5"	2"	2.5"
Free Space (%)	96	97	98	98	98
Specific Surface Area (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	227	169	125	97	84
Dimensions (mm)	15	25	38	50	64
Density (kg/m <sup>3</sup> )	177	178	182	146	123



Рис. 2.3

Металлические кольца *Pall* являются улучшением над кольцом Рашига, аналогичными цилиндрическими размерами, но с двумя рядами пробитых отверстий с пальцами или ребрами, ориентированными в центр цилиндров. Это приводит к значительному повышению производительности упаковки, как с точки зрения расхода, эффективности и падения давления.

Таблица 2.2

Metal Pall Ring Size	1/2"	1"	1.5"	2"	3"
Free Space (%)	93	94	95	96	96
Specific Surface Area (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	239	209	122	100	95
Dimensions (mm)	15	25	38	50	75
Thickness (mm)	0.4	0.4 to 0.8	0.4 to 0.8	0.5 to 0.9	0.6
Density (kg/m <sup>3</sup> )	365	322-644	200-400	196-354	161

### Кольцо из углеродного Raschig



Рис.2.4

Кольцо Carbon Raschig устойчиво к широкому спектру кислот, щелочей и растворителей; имеют малый вес, хорошую механическую прочность, отличную термостойкость, теплопроводность и долговечную упаковку с высокой температурой.

Таблица 2.3

Carbon Rasching Ring	25*25*3	38*38*4	40*40*6	50*50*6.5	80*80*8	100*100*8
Free Space (%)	73	78	72	74	70	68
Specific Surface Area (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	195	132	121	94	64	47
Density (kg/m <sup>3</sup> )	390	335	440	392	445	480

Для структурированной упаковки используется решетчатый тип носителя, который позволяет иметь очень большую открытую площадь и свободно пропускать газ и жидкость равномерно

Тип многоручевого впрыска газа используется для случайной упаковки, которая помогает иметь открытую площадь в 100% площади поверхности колонны и рассчитана на тотальную нагрузку на упаковочный слой

Опоры предназначены для прохода через люк, который можно легко собрать в колонне.

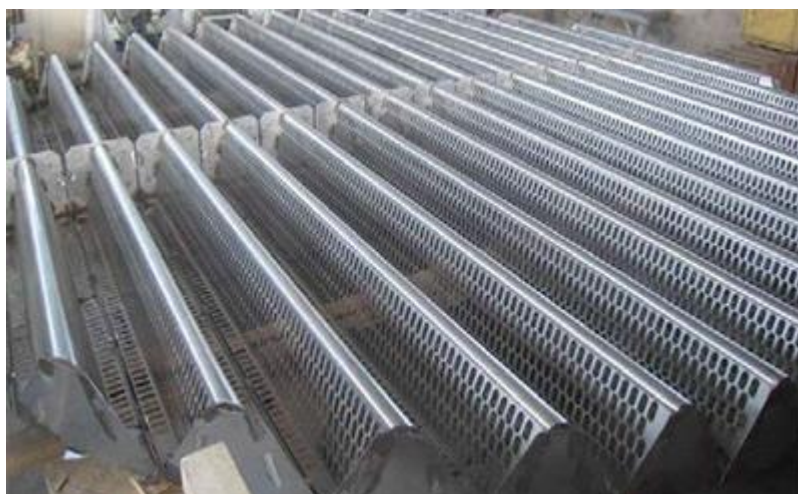


Рис.2.5 Случайная упаковка для подачи газа



Рис.2.6 Сетка для структурированной упаковки

Виды распределителей жидкостей. Распределитель является ключевым элементом упакованной колонны, а эффективность упаковки зависит от хорошего распределения жидкости, поставляемого дистрибьютором. Дистрибьюторы устанавливаются над упаковочными кольцами в колоннах и обычно расположены на расстоянии от 50 до 250 мм над упаковочным слоем. Пространство определяется конструкцией распределителя и вертикальной высотой, необходимой для отсоединения паровой фазы насадки перед прохождением через зону газораспределения распределителя.

Многослойные колонны сложны, но некоторые параметры процесса дистилляции в виде большого количества теоретических пластин, потребность в побочном вытяжном продукте или введение смешанной жидкости в колонну создают конструкцию многоколоночного слоя, и в этом случае перераспределитель необходим для создания однородного распределения жидкости над слоем упаковки.

Требования к распределителям жидкости (или пара) :

- Равномерное распределение жидкости
- Правильный рабочий диапазон
- Низкое падение давления в паровой фазе
- Устойчивость к подключению
- Устойчивость к загрязнению
- Минимальное время пребывания жидкости

Распределитель является ключевым элементом упакованной колонны, а эффективность упаковки зависит от хорошего распределения жидкости, поставляемого дистрибьютором. Производительность упаковки возможна только при оптимальной конструкции распределителя. HMDS управляет испытательной установкой для жидкостных распределителей для измерения производительности и демонстрирует качество поставляемых дистрибьюторов.

## 2.2. Расчет диаметра колонны

Диаметр ректификационной колонны определим из уравнений расхода

$$d = \sqrt{\frac{4G}{\pi\omega\rho}}$$

Отсюда диаметры верхней и нижней части колонны равны:

$$d_B = \sqrt{\frac{4G_B}{\pi\omega_B\rho'_{cp}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5}{3,14 \cdot 1,325 \cdot 2,74}} = 1,3245 \text{ м}$$

$$d_H = \sqrt{\frac{4G_H}{\pi\omega_H\rho_{cp}''}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,53}{3,14 \cdot 1,07 \cdot 2,84}} = 1,522 \text{ м}$$

Рационально принять стандартный диаметр обечайки  $d=1,4$  м одинаковым для обеих частей колонны. При этом действительные рабочие скорости паров в колонне равны:

$$\omega_B = 1,325 \left( \frac{1,3245}{1,4} \right)^2 = 1,186 \text{ м/с}$$

$$\omega_H = 1,07 \left( \frac{1,522}{1,4} \right)^2 = 1,265 \text{ м/с}$$

Что составляет  $\omega_B=62,65\%$

$\omega_H=82,78\%$

от предельных скоростей.

### 2.3. Определение высоты колонны

Высота насадки рассчитывается по уравнению:

$$H = h_{oy} \cdot n_{oy}$$

где  $n_{oy} = \int_{y_w}^{y_d} \frac{dy}{y^* - y}$  - общее число единиц переноса по паровой фазе;

$h_{oy}$  - общая высота единиц переноса, м.

Общее число единиц переноса определяют методом графического интегрирования.

$$\int_{y_w}^{y_d} \frac{dy}{y^* - y} = S \cdot M_x \cdot M_y$$

где:  $S$  – площадь, ограниченная кривой, ординатами  $y_w$   $y_d$  и осью абсцисс.

$M_x$  и  $M_y$  – масштаб по оси  $x$ ,  $y$ .

Для этого по диаграмме  $x$ - $y$  снимают значения рабочих концентраций  $x$ ,  $y$  и соответствующие им равновесные концентрации  $y^*$ . Эти значения заносят в

таблицу 1.8, рассчитывают значения  $\frac{1}{y^* - y}$  и строят зависимость  $\frac{1}{(y^* - y)} = f(y)$

(рис 4.)

Таблица 2.4 – значение рабочих и соответствующих им равновесных концентраций

x	y	y*	y*-y	$\frac{1}{y^* - y}$
0.08	0.08	0.175	0.095	10.5
0.15	0.20	0.305	0.095	10.5
0.225	0.325	0.415	0.09	11
0.3	0.46	0.51	0.05	20
0.46	0.58	0.68	0.1	10
0.62	0.7	0.805	0.105	9.5
0.78	0.82	0.91	0.09	11
0.94	0.94	0.98	0.04	25

По рисунку 6 находим общее числ единиц переноса верхней и нижней части колонны

$$n_{oy.B}=4.3; n_{oy.H}=5,38$$

Определение высоты единиц переноса

Общую высоту единиц переноса определяют по уравнению

$$h_{oy} = h_y + \frac{m \cdot G}{L} \cdot h_x,$$

где:  $h_x$ ,  $h_y$ , высота единиц переноса соответственно в жидкой и паровой фазах  
 $m$  – средний коэффициент распределения в условиях равновесия для соответствующей части колонны.

Отношение нагрузок по пару и жидкости  $G/L$ , кмоль/кмоль, равно :

для верхней части колонны

$$\frac{G_H}{L_H} = \frac{R+1}{R} = \frac{3+1}{3} = 1.333;$$

для нижней части колонны

$$\frac{G_H}{L_H} = \frac{R+1}{R+F} = \frac{3+1}{3+3.91} = 0.58.$$

Высота единиц переноса в жидкой фазе определяется по формуле:

$$h_x = 0.258 \cdot \Phi \cdot c \cdot \text{Pr}_{жс}^{0.5} \cdot Z^{0.15}$$

где:  $\Phi$  – коэффициент, зависящий от массовой плотности орошения L/S, кг/м<sup>2</sup>·ч

$c$  – коэффициент, зависящий от отношения рабочей скорости пара к предельной  $\omega/\omega_{п}$ ;

$\text{Pr}_{жс}$  – критерий Прандтля для жидкости при средней температуре в верхней и нижней частях колонны.

*Расчет критерия Прандтля:*

$$\text{Pr}'_{жс} = \frac{\mu_{жс.ср.}}{\rho_{жс} \cdot D_{жс}}$$

Коэффициент диффузии пара в жидкости  $D_t$  (при соответствующей температуре) связан с коэффициентом диффузии  $D_{20}$  следующей приближенной зависимостью:

$$D_t = D_{20} [1 + b(t - 20)],$$

где  $b$  – температурный коэффициент. Определяется по формуле:

$$b = 0.2 \frac{\sqrt{\mu_{жс}}}{\sqrt[3]{\rho}}$$

где  $\mu_{жс}$  – динамический коэффициент вязкости жидкости при 20° С, мПа·с;

$\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>

Коэффициент диффузии в жидкости при 20° С можно вычислить по приближенной формуле :

$$D_{20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A \cdot B \cdot \sqrt{\mu} \cdot (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}},$$

где  $\mu_{жс}$  – динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с;  $v_A, v_B$  – мольные объемы компонентов А и В;  $M_A, M_B$  – мольные массы соответственно компонентов А и В, кг/кмоль, А, В – коэффициенты зависящие от свойств низкокипящего и высококипящего компонентов.

*Динамический коэффициент вязкости жидкости:*

$$\mu_{см.жс.} = \mu_A^{x_{ср}} \cdot \mu_B^{(1-x_{ср})},$$

где  $\mu_A, \mu_B$  – коэффициенты динамической вязкости компонентов А и В при соответствующей температуре [2 с.516].

Коэффициент динамической вязкости при температуре 20° С равен

а) в верхней части колонны

$$\mu_{20B} = (0,65 \cdot 10^{-3})^{0,62} \cdot (0,586 \cdot 10^{-3})^{(1-0,62)} = 0,000625 \text{Па} \cdot \text{с}$$

б) в нижней части колонны

$$\mu_{20H} = (0,65 \cdot 10^{-3})^{0,19} \cdot (0,586 \cdot 10^{-3})^{(1-0,19)} = 0,00059 \text{Па} \cdot \text{с}$$

Коэффициент диффузии бензола в жидком толуоле при 20° С:

а) для верхней части колонны

$$D_{ж.в} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot \sqrt{0,625 \cdot (96^{1/3} + 118,2^{1/3})}} \cdot \sqrt{\frac{1}{78,11} + \frac{1}{92,13}} = 2,16 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с},$$

б) для нижней части колонны

$$D_{ж.в} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot \sqrt{0,59 \cdot (96^{1/3} + 118,2^{1/3})}} \cdot \sqrt{\frac{1}{78,11} + \frac{1}{92,13}} = 2,21 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с},$$

Расчет коэффициента  $b$ .

а) в верхней части колонны

$$b = 0,2 \frac{\sqrt{0,625}}{\sqrt[3]{781}} = 0,017$$

б) в нижней части колонны

$$b = 0,2 \frac{\sqrt{0,59}}{\sqrt[3]{752}} = 0,017$$

Коэффициент диффузии бензола в жидком толуоле при средней температуре:

а) в верхней части колонны

$$D_{ЖВ} = 2,16 \cdot 10^{-9} [1 + 0,017(82 - 20)] = 4,43 \cdot 10^{-9}$$

б) в нижней части колонны

$$D_{ЖВ} = 2,21 \cdot 10^{-9} [1 + 0,017(107 - 20)] = 5,48 \cdot 10^{-9}$$

Коэффициент динамической вязкости жидкости в верхней и нижней частях колонны рассчитан в пункте 1.2.

$$\mu_{см.ж.в} = 0,3336 \text{мПа} \cdot \text{с} \quad \mu_{см.ж.н} = 0,257 \text{мПа} \cdot \text{с}$$

Критерий Прандтля:

а) для верхней части колонны

$$Pr'_{ж.в} = \frac{0,0003336}{816 \cdot 4,43 \cdot 10^{-9}} = 92,6$$

б) для нижней части колонны

$$Pr'_{ж} = \frac{0,000257}{780 \cdot 5,48 \cdot 10^{-9}} = 60,1$$

Расчет коэффициентов  $c$ ,  $\Phi$  для определения высоты единиц переноса.

Определяем коэффициент  $c$ :

а) для верхней части колонны отношение

$$\frac{\omega_p}{\omega_{np}} \cdot 100\% = \frac{1,186}{1,325} \cdot 100\% = 89,5\%$$

$$c=0,8 [1.233]$$

б) для нижней части колонны отношение

$$\frac{\omega_p}{\omega_{np}} \cdot 100\% = \frac{1,265}{1,528} \cdot 100\% = 82,8\%$$

$$c=0,65 [1.233]$$

Определяем коэффициент  $\Phi$ .

Рассчитываем часовую массовую плотность орошения:

а) для верхней части колонны отношение

$$U_B = \frac{L_B}{0,785D^2} \cdot 3600 = \frac{3,8 \cdot 3600}{0,785 \cdot 1,4^2} = 8,9 \cdot 10^3$$

$$\text{Коэффициент } \Phi_B = 0,065$$

а) для верхней части колонны отношение

$$U_H = \frac{L_H}{0,785D^2} \cdot 3600 = \frac{9,37 \cdot 3600}{0,785 \cdot 1,4^2} = 22 \cdot 10^3$$

$$\text{Коэффициент } \Phi_H = 0,1$$

Таким образом, высота единиц переноса:

для верхней части колонны

$$h_{XB} = 0,258 \cdot 0,8 \cdot 0,065 \cdot 92,6^{0,5} \cdot 3^{0,15} = 0,152 м$$

для верхней части колонны

$$h_{XB} = 0.258 \cdot 0.45 \cdot 0.1 \cdot 60,1^{0.5} \cdot 3^{0.15} = 0.106 \text{ м}$$

Высота единиц переноса в паровой фазе  $h_y$  определяется по формуле:

$$h_y = \frac{0.0175 \cdot \varphi \cdot \text{Pr}_y^{0.5} \cdot d^{1.24} \cdot Z^{0.33}}{(L_s \cdot f_1 \cdot f_2 \cdot f_3)^{0.6}},$$

где  $\text{Pr}_y = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y}$  - критерий Прандтля для пара,  $L_s = \frac{L}{0.785 \cdot D_k^2}$  - массовая

плотность орошения,  $\text{кг/м}^2 \cdot \text{с}$ ;  $D_k$  - диаметр колонны, м.  $f_1, f_2, f_3$  - коэффициенты зависящие от физических свойств жидкости:

$$f_1 = \mu_x^{0.16} \quad f_2 = \left( \frac{1000}{\rho_x} \right)^{1.25} \quad f_3 = \left( \frac{72.8 \cdot 10^{-3}}{\sigma_{\text{ч}}} \right)^{0.8}$$

Коэффициент  $\varphi$  зависит от отношения  $\frac{\omega_p}{\omega_{np}} \cdot 100\% = 85\%$  равен  $\varphi_{\text{в}} = \varphi_{\text{н}} = 210$  [1

с.238]

Расчет критерия Прандтля в паровой фазе

$$\text{Pr}_y = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y}$$

Коэффициент динамической вязкости смеси паров бензола и толуола:

а) в верхней части колонны при температуре  $92,6^\circ \text{C}$

$$\mu_{An} = 0,0095 \text{ мПа} \cdot \text{с}, \quad \mu_{Bn} = 0,00915 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

$$\mu_{\text{см.п.б}} = \frac{83,32}{\left( \frac{78,11 \cdot 0,7}{0,0095 \cdot 10^{-3}} + \frac{92,13 \cdot (1-0,7)}{0,00915 \cdot 10^{-3}} \right)} = 0,893 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

а) в нижней части колонны при температуре  $105^\circ \text{C}$

$$\mu_{An} = 0,010 \text{ мПа} \cdot \text{с}, \quad \mu_{Bn} = 0,0095 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

$$\mu_{\text{см.п.б}} = \frac{89,34}{\left( \frac{78,11 \cdot 0,27}{0,010 \cdot 10^{-3}} + \frac{92,13 \cdot (1-0,27)}{0,0095 \cdot 10^{-3}} \right)} = 0,893 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Коэффициент диффузии паров бензола в парах толуола рассчитывается по формуле

$$D_{П.В} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot (273+T)^{1,5}}{(v_{\sigma}^{1/3} + v_m^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_{\sigma}} + \frac{1}{M_m}}$$

а) в верхней части колонны

$$D_{П.В} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot (273+92,6)^{1,5}}{(96^{1/3} + 118,2^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{78,11} + \frac{1}{92,13}} = 5,04 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$$

а) в верхней части колонны

$$D_{П.В} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot (273+105)^{1,5}}{(96^{1/3} + 118,2^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{78,11} + \frac{1}{92,13}} = 5,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$$

Рассчитываем критерий Прандтля в паровой фазе для верхней части колонны

$$Pr_{ПВ} = \frac{\mu_{ПВ}}{\rho_{ПВ} \cdot D_{ПВ}} = \frac{0,893 \cdot 10^{-5}}{5,04 \cdot 10^{-6} \cdot 2,74} = 0,646$$

для нижней части колонны

$$Pr_{ПН} = \frac{\mu_{ПН}}{\rho_{ПН} \cdot D_{ПН}} = \frac{0,897 \cdot 10^{-5}}{5,3 \cdot 10^{-6} \cdot 2,84} = 0,596$$

Поправочные коэффициенты для определения высоты единиц переноса

а) для верхней части колонны

$$f_{1В} = 0,3336^{0,16} = 0,839 \quad f_{2В} = \left(\frac{1000}{813}\right)^{1,25} = 1,295 \quad f_{3В} = \left(\frac{72,8 \cdot 10^{-3}}{19}\right)^{0,8} = 2,92$$

а) для верхней части колонны

$$f_{1Н} = 0,257^{0,16} = 0,804 \quad f_{2Н} = \left(\frac{1000}{780}\right)^{1,25} = 1,364 \quad f_{3Н} = \left(\frac{72,8 \cdot 10^{-3}}{17}\right)^{0,8} = 3,2$$

Массовая плотность орошения  $L_s$ :

а) в верхней части колонны

$$L_{SB} = \frac{L_B}{0,785 \cdot D^2} = \frac{3,8}{0,785 \cdot 1,4^2} = 2,47 \text{ кг} / \text{м}^2 \cdot \text{с}$$

б) в нижней части колонны

$$L_{SH} = \frac{L_H}{0,785 \cdot D^2} = \frac{9,37}{0,785 \cdot 1,4^2} = 6,09 \text{ кг} / \text{м}^2 \cdot \text{с}$$

Высота единиц переноса в паровой фазе  $h_y$ :

для верхней части колонны

$$h_{yB} = \frac{0.0175 \cdot 210 \cdot 0.646^{0.5} \cdot 1.4^{1.24} \cdot 3^{0.33}}{(2.47 \cdot 0.839 \cdot 1.295 \cdot 2.92)^{0.6}} = 1,734 \text{ м}$$

для верхней части колонны

$$h_{yH} = \frac{0.0175 \cdot 210 \cdot 0.596^{0.5} \cdot 1.4^{1.24} \cdot 3^{0.33}}{(6.09 \cdot 0.804 \cdot 1.364 \cdot 3.2)^{0.6}} = 0,912 \text{ м}$$

По уравнению находим общую высоту единиц переноса

$$h_{oy} = h_y + \frac{m \cdot G}{L} \cdot h_x;$$

Число ступеней изменения концентрации в пределах от  $x_D=0.94$  до  $x_F=0.3$  для верхней части колонны и от  $x_F=0.3$  до  $x_W=0.08$  для нижней части колонны найдем из Рис 3

$m_{\text{верхн}}$

$$m_{B1} = \frac{0,06}{0,08} = 0,75$$

$$m_{B2} = \frac{0,09}{0,12} = 0,75$$

$$m_{B3} = \frac{0,1}{0,14} = 0,71$$

$$m_{B4} = \frac{0,09}{0,13} = 0,69$$

$$m_{B5} = \frac{0,075}{0,1} = 0,75$$

$$m_{B6} = \frac{0,05}{0,07} = 0,71$$

$$m_{\text{верхн}} = \frac{0,75+0,75+0,71+0,69+0,75+0,71}{6} = 0,726$$

$m_{\text{нижн}}$

$$m_{H1} = \frac{0,07}{0,04} = 1,75$$

$$m_{H2} = \frac{0,09}{0,05} = 1,8$$

$$m_{H3} = \frac{0,10}{0,06} = 1,67$$

$$m_{H4} = \frac{0,095}{0,055} = 1,73$$

$$m_{H5} = \frac{0,06}{0,045} = 1,33$$

$$m_{\text{нижн}} = \frac{1,75+1,8+1,67+1,73+1,33}{5} = 1,656$$

для верхней части колонны

$$h_{oyB} = 1,734 + 0,726 \cdot 1,33 \cdot 0,152 = 1,88 \text{ м}$$

для верхней части колонны

$$h_{oyH} = 0,912 + 1,656 \cdot 0,58 \cdot 0,106 = 1,014 \text{ м}$$

Высота насадки в верхней и нижней частях колонны, соответственно равны:

$$H_B = h_{oyB} \cdot n_{oyB} = 1,88 \cdot 4,3 = 8,084 м$$

$$H_H = h_{oyH} \cdot n_{oyH} = 1,014 \cdot 5,38 = 5,455 м$$

Общая высота насадки в колонне равна:

$$H = H_B + H_H = 8,084 + 5,455 = 13,54 м$$

С учетом того, что высота слоя насадки в одной секции  $Z=3 м$ , общее число секций в колонне составляет 5 (3 в верхней и 2 в нижней)

Общая высота ректификационной колонны:

$$H_k = Z \cdot n + (n-1) \cdot h_p + Z_B + Z_H$$

Где  $h_p$  – высота промежутков между секциями

$$H_k = 3 \cdot 5 + (5-1) \cdot 0,5 + 1 + 2 = 20 м$$

#### 2.4. Гидравлический расчет колонны

В соответствии с рассчитанным выше диаметром колонны по приложениям (стр.220-221 [2]) подбираем стандартную колонну и тарелки. Принимаем к установке колонный аппарат диаметром 1400 мм; колонна комплектуется из распределительных тарелок типа ТСН-111 и перераспределительных тарелок типа ТСН-11. Основные параметры тарелок приведены в таблице 1 и 2.

**Таблица 1** – Техническая характеристика распределительных тарелок типа ТСН-III

Диаметр колонны D, мм	Рабочее сечение колонны, м <sup>2</sup>	Сечение слива, м <sup>2</sup>	Мак допустимая нагрузка по жидкости, м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup> *ч	Число отверстий для слива жидкости n <sub>1</sub>	Масса тарелки, кг. ( ориентировочно )	
					Из углеродистой стали	Из легированной стали
1400	0,754	0,1249	250	22	35,8	24,5

**Таблица 2-**Техническая характеристика перераспределительных тарелок типа ТСН-II

Диаметр колонны D, мм	Рабочее сечение колонны, м <sup>2</sup>	Сечение слива, м <sup>2</sup>	Максимальная нагрузка по жидкости, м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup> *ч	Число отверстий для слива жидкости n <sub>1</sub>	Масса тарелки, кг. ( ориентировочно )	
					Из углеродистой стали	Из легированной стали
1400	0,754	0,144	320	6	48,8	24,6

Гидравлическое сопротивление насадочных колонн для систем газ-жидкость и пар-жидкость в точке инверсии может быть рассчитано по следующей формуле:

$$\left(\frac{\Delta P_u}{l}\right)_{n-ж} = \left(\frac{\Delta P}{l}\right)_n \cdot \left[ 1 + 5,15 \left(\frac{L}{G}\right)^{0,34} \cdot \left(\frac{\rho_n}{\rho_{жс}}\right)^{0,19} \cdot \left(\frac{\mu_{жс}}{\mu_n}\right)^{0,038} \right] \cdot \frac{H}{M^2 \cdot M}$$

где  $\left(\frac{\Delta P_u}{l}\right)_{n-ж}$  -перепад давлений при наличии орошения в точке инверсии

для той же скорости газа, как и при сухой насадке ( на 1м ее

высоты),  $\frac{H}{M^2 \cdot M}$ ;  $\frac{L}{G}$  -отношение массовых расходов жидкости и газа

(пара), кг/кг;  $\rho_n$  -плотность пара,  $\rho_{жс}$  -плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_{жс}$  -вязкость жидкости, н\*сек/м<sup>2</sup>;

$\mu_n$  -вязкость пара, н\*сек/м<sup>2</sup>;

$\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_n$  -сопротивление сухой насадки (на 1м ее высоты), н/(м<sup>2</sup>\*м).

Последнюю величину при Re>400 можно вычислить по уравнению:

$$\left(\frac{\Delta P}{l}\right)_n = \lambda \cdot \frac{\rho_n \cdot \omega_n^2 \cdot \sigma}{24 \cdot V_{св}^3},$$

где  $\omega_n$  -скорость пара, отнесенная к полному сечению колонны, м/сек;

$\sigma$  -удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

$V_{св}$  - свободный объем насадки, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>

## 2.5 Сопротивление верхней части колонны

Определяем число Рейнольдса:

$$\text{Re}_{П.В} = \frac{\omega_6 \cdot d_3 \cdot \rho'_П}{V_{св} \cdot \mu''_П}$$

Эквивалентный диаметр насадки:

$$d_3 = \frac{4V_{св}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,785}{87,5} = 0,036 \text{ м}$$

$$\text{Re}_{П.В} = \frac{1,186 \cdot 0,036 \cdot 2,74}{0,785 \cdot 0,893 \cdot 10^{-5}} = 16688$$

Режим движения- турбулентный.

Для турбулентного режима коэффициент сопротивления сухой насадки в виде беспорядочно рассыпанных колец Рашига определяется по формуле:

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}^{0,2}}$$

$$\lambda_g = \frac{16}{16688^{0,2}} = 2,29$$

Потеря давления на 1 м высоты сухой насадки:

$$\left( \frac{\Delta P}{l} \right)_n = 2,29 \cdot \frac{2,74 \cdot 1,186^2 \cdot 87,5}{24 \cdot 0,785^3} = 66,52 \text{ Па / м}$$

Сопротивление орошаемой насадки в верхней части колонны:

$$\left( \frac{\Delta P_u}{l} \right)'_{n-ж} = \left( \frac{\Delta P}{l} \right)_n \cdot \left[ 1 + 5,15 \left( \frac{L_B}{G_B} \right)^{0,34} \cdot \left( \frac{\rho'_n}{\rho'_{жс}} \right)^{0,19} \cdot \left( \frac{\mu'_{жс}}{\mu'_n} \right)^{0,038} \right] \cdot \frac{H}{\text{м}^2 \cdot \text{м}}$$
$$\left( \frac{\Delta P_u}{l} \right)'_{n-ж} = 66,52 \cdot \left[ 1 + 5,15 \left( \frac{3,8}{5} \right)^{0,34} \cdot \left( \frac{2,74}{796,5} \right)^{0,19} \cdot \left( \frac{0,3336 \cdot 10^{-3}}{0,893 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,038} \right] = 188,4 \text{ Па / м}$$

Сопротивление слоя насадки верхней части колонны:

$$\Delta P = \left( \frac{\Delta P_u}{l} \right)'_{n-ж} \cdot H_g$$
$$\Delta P = 188,4 \cdot 8,084 = 1523 \text{ Па}$$

## 2.6 Сопротивление нижней части колонны

Определяем число Рейнольдса:

$$Re_{п.в} = \frac{\omega_в \cdot d_з \cdot \rho_{п'}}{V_{св} \cdot \mu_{п}''}$$

Эквивалентный диаметр насадки:

$$d_з = \frac{4V_{св}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,785}{87,5} = 0,036 м$$
$$Re_{п.в} = \frac{1,265 \cdot 0,036 \cdot 2,84}{0,785 \cdot 0,897 \cdot 10^{-5}} = 18367,5$$

Режим движения- турбулентный.

$$\lambda = \frac{16}{Re^{0,2}}$$
$$\lambda_в = \frac{16}{18367,5^{0,2}} = 2,245$$

Потеря давления на 1 м высоты сухой насадки:

$$\left(\frac{\Delta P}{l}\right)'_n = 2,245 \cdot \frac{2,84 \cdot 1,265^2 \cdot 87,5}{24 \cdot 0,785^3} = 76,9 Па / м$$

Сопротивление орошаемой насадки в нижней части колонны:

$$\left(\frac{\Delta P_u}{l}\right)'_{н-ж} = \left(\frac{\Delta P}{l}\right)_n \cdot \left[ 1 + 5,15 \left(\frac{L_H}{G_H}\right)^{0,34} \cdot \left(\frac{\rho'_n}{\rho'_{жс}}\right)^{0,19} \cdot \left(\frac{\mu'_{жс}}{\mu'_n}\right)^{0,038} \right] \cdot \frac{H}{M^2 \cdot M}$$
$$\left(\frac{\Delta P_u}{l}\right)'_{н-ж} = 76,9 \cdot \left[ 1 + 5,15 \left(\frac{9,37}{5,37}\right)^{0,34} \cdot \left(\frac{2,84}{796,5}\right)^{0,19} \cdot \left(\frac{0,257 \cdot 10^{-3}}{0,897 \cdot 10^{-5}}\right)^{0,038} \right] = 262,2 Па / м$$

Сопротивление слоя насадки нижней части колонны:

$$\Delta P = \left(\frac{\Delta P_u}{l}\right)'_{н-ж} \cdot H_в$$
$$\Delta P = 262,2 \cdot 5,45 = 1434 Па$$

Общее сопротивление колонны равно

$$\Delta P = \Delta P_B + \Delta P_H = 1523 + 1434 = 2957 Па$$

## 2.7 Тепловой расчет ректификационной колонны

Расход теплоты, получаемой кипящей жидкостью от конденсирующего пара в кубе-испарителе колонны

$$Q_k = Q_D + G_D \cdot c_D \cdot t_D + G_W \cdot c_W \cdot t_W - G_F \cdot c_F \cdot t_F + Q_{nom}$$

где  $Q_D$  -расход теплоты, отнимаемой охлаждающей водой от конденсирующихся в дефлегматоре паров,Вт;  $Q_{nom}$  -тепловые потери колонны в окружающую среду, Вт;

$c_D, c_W, c_F$  -теплоемкость исходной смеси, дистиллята, кубовой жидкости, соответственно, Дж/кг\*К.

Значения теплоемкостей, необходимые для расчета, находим по формуле:

$$c = c_A \cdot \bar{x}_A + c_B \cdot (1 - \bar{x}_A),$$

где  $c_A, c_B$  -теплоемкости компонентов при соответствующих температурах;  $\bar{x}_A, \bar{x}_B$  -массовые доли компонентов.

Температура смеси  $t_F=98,6^0\text{C}$ , кубового остатка  $t_W=107^0\text{C}$  и дистиллята  $t_D=81,5^0\text{C}$ ; теплоемкости бензола и толуола при этих температурах определяем по номограмме XI, с.562 [1] (А-бензол, В- толуол)

$$c_{A,t_F=98,6^0\text{C}} = 1990 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$c_{B,t_F=98,6^0\text{C}} = 1865 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$c_{A,t_W=107^0\text{C}} = 2032 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$c_{B,t_W=107^0\text{C}} = 1885 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$c_{A,t_D=81,5^0\text{C}} = 1927 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$c_{B,t_D=81,5^0\text{C}} = 1823 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

Теплоемкости смесей:

$$c_F = 1990 \cdot 0.267 + 1865 \cdot (1 - 0.267) = 1898,4 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$c_D = 1927 \cdot 0.93 + 1823 \cdot (1 - 0.93) = 1919,7 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$c_W = 2032 \cdot 0.069 + 1885 \cdot (1 - 0.069) = 1895,2 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

Количество тепла, отнимаемого охлаждающей водой от конденсирующегося в дефлегматоре пара:

$$Q_D = G_D \cdot (R + 1) \cdot r_D$$

$$Q_D = 1,2 \cdot (3 + 1) \cdot 486,65 = 2336 \text{кВт} = 2,3 \cdot 10^5 \text{Вт}$$

$r_D$  -удельная теплота конденсации дистиллята, Дж/кг;  $r_A, r_B$  - удельная теплота конденсации компонентов А и В при температуре  $t_D=81,5^0\text{C}$ , с.541,табл XLV[1]

$$r_A = 494,82 \text{ кДж/кг}$$

$$r_B = 378 \text{ кДж/кг}$$

$$r_D = r_A \cdot \bar{x}_D + r_B \cdot (1 - \bar{x}_D)$$

$$r_D = 494,82 \cdot 0,93 + 378 \cdot (1 - 0,93) = 486,65 \text{ кДж/кг}$$

### Тепловые потери колонны в окружающую среду

$$Q_{\text{ном}} = \alpha \cdot F_n \cdot (t_{\text{ст.н}} - t_{\text{возд}}),$$

где  $t_{\text{ст.н}}$  - температура наружной поверхности стенки колонны, принимаем

$$t_{\text{ст.н}} = 40^\circ \text{C}; t_{\text{возд}} - \text{температура воздуха в помещении, } t_{\text{возд}} = 20^\circ \text{C};$$

$\alpha$  - суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и излучением, Вт/(м<sup>2</sup>К):

$$\alpha = 9,3 + 0,058 \cdot t_{\text{ст.н}}$$

$$\alpha = 9,3 + 0,058 \cdot 40 = 11,6 \frac{\text{Вт}}{(\text{м}^2 \cdot \text{К})}$$

$F_n$  - наружная поверхность изоляции колонны, определяем по формуле:

$$F_n \approx \pi \cdot D^2 \cdot H_k + 2 \cdot 0,785 \cdot D^2$$

$$F_n \approx 3,14 \cdot 1,4^2 \cdot 20 + 2 \cdot 0,785 \cdot 1,4^2 = 126,2 \text{ м}^2$$

Потери тепла в окружающую среду:

$$Q_{\text{ном}} = 11,6 \cdot 126,2 \cdot (40 - 20) = 29,28 \text{ кВт}$$

Расход тепла в кубе колонны с учетом тепловых потерь:

$$Q_k = 2336 \cdot 10^3 + 1,2 \cdot 1919,7 \cdot 81,5 + 4 \cdot 1895,2 \cdot 107 - 5,2 \cdot 1898,4 \cdot 98,6 + 29280 = 2394773 \text{ Вт}$$

Расход тепла в паровом подогревателе исходной смеси при средней температуре:

$$Q_F = G_F \cdot c_l \cdot (t_F - t_H)$$

$$t_{\text{ср}} = \frac{t_F + t_H}{2} = \frac{107 + 20}{2} = 63,5^\circ \text{C}$$

Теплоемкость исходной смеси при средней температуре:

$$c_l = c_A \cdot \bar{x}_F + c_B \cdot (1 - \bar{x}_F) = 1843,6 \cdot 0,267 + 1780,8 \cdot (1 - 0,267) = 1797,6 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}$$

где  $c_A, c_B$  - теплоемкости бензола и толуола при  $t = 63,5^\circ \text{C}$  с.562. [1]

$$c_A = 1843,6 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}$$

$$c_B = 1780,8 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}$$

$$Q_F = 5,2 \cdot 1797,6 \cdot (107 - 20) = 813234 \text{ Вт}$$

Расход воды в дефлегматоре при нагревании ее на 20°C

$$G'_B = \frac{Q_D}{c_B \cdot \Delta t_B} = \frac{813234}{4190 \cdot 20} = 9,7 \text{ кг/с} = 34936 \text{ кг/ч}$$

Расход воды в холодильнике дистиллята при нагревании ее на 20°C

$$G''_B = \frac{G_D \cdot c_D \cdot \Delta t_D}{c_B \cdot \Delta t_B} = \frac{1,2 \cdot 1919,7 \cdot (81,5 - 30)}{4190 \cdot 20} = 1,42 \text{ кг/с} = 5096,6 \text{ кг/ч}$$

Расход воды в холодильнике кубового остатка при нагревании ее на 20°C

$$G'''_B = \frac{G_W \cdot c_W \cdot \Delta t_W}{c_B \cdot \Delta t_B} = \frac{4 \cdot 1895,2 \cdot (107 - 30)}{4190 \cdot 20} = 6,966 \text{ кг/с} = 25076,4 \text{ кг/ч}$$

Общий расход воды в ректификационной установке:

$$G_B = G'_B + G''_B + G'''_B = 34936 + 5096,6 + 25076,4 = 65109 \text{ кг/ч}$$

$$\text{или } V = 65,1 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расход греющего пара в кипятильнике (давление  $p_{абс} = 6,303 \text{ ат}$ , влажность 5%)

$$G_{гп.н} = \frac{Q_K}{r_{гп.н} \cdot x}$$

$$G_{гп.н} = \frac{2394773}{2089 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 1,21 \text{ кг/с}$$

Расход греющего пара в подогревателе (давление  $p_{абс} = 6,303 \text{ ат}$ , влажность 5%)

$$G_{гп.н} = \frac{Q_F}{r_{гп.н} \cdot x}$$

$$G_{гп.н} = \frac{813234,25}{2089 \cdot 1000 \cdot 0,95} = 0,41 \text{ кг/с}$$

Общий расход пара в колонне:

$$G_{гп.н} = 1,21 + 0,41 = 1,62 \text{ кг/с}$$

## 2.8. Расчет тепловой изоляции колонны

В качестве изоляции берем асбест ( $\lambda_{из}=0,151$  Вт/м\*К). Исходя из упрощенного соотношения (для плоской стенки) имеем:

$$Q_{ном} = \frac{\lambda_{из}}{\delta_{из}} \cdot F_n \cdot (t_{из.в} - t_{см.н})$$

где  $\delta_{из}$  -толщина изоляции, м;  $t_{из.в}$  -температура внутренней поверхности изоляции, принимаем ее ориентировочно на 10-20<sup>0</sup>С ниже средней температуры в колонне  $t_{из.в} = 90^0$  С .

Определяем толщину изоляции

$$\delta_{из} = \frac{\lambda_{из} \cdot F_n \cdot (t_{из.в} - t_{см.н})}{Q_{ном}}$$

$$\delta_{из} = \frac{0,151 \cdot 126,2 \cdot (90 - 40)}{29280} = 0,0325 \text{ м}$$

Проверяем температуру внутренней поверхности изоляции

$$t_{из.в} = t_{см.н} + \frac{\alpha \cdot (t_{см.н} - t_{возд}) \cdot \delta_{из}}{\lambda_{из}}$$

$$t_{из.в} = 40 + \frac{11,6 \cdot (40 - 20) \cdot 0,0325}{0,151} = 89,93^0 \text{ С}$$

Расхождение:  $90 - 89,93 = 0,07^0 \text{ С} < 1^0 \text{ С}$

## 2.9. Расчет диаметров штуцеров

1) Расчет диаметра штуцера для выхода паров дистиллята из колонны:

$$d_1 = \sqrt{\frac{G}{0,785 \cdot \rho \cdot \omega_n}}$$

где G- массовый расход паров дистиллята

$$G = G_d + \Phi = G_d(1 + R) = 1,2 \cdot (1 + 3) = 4,8$$

$\rho_n$  – плотность смеси паров дистиллята

$$\rho_n = \rho_1 \cdot u_d + \rho_2(1 - u_d)$$

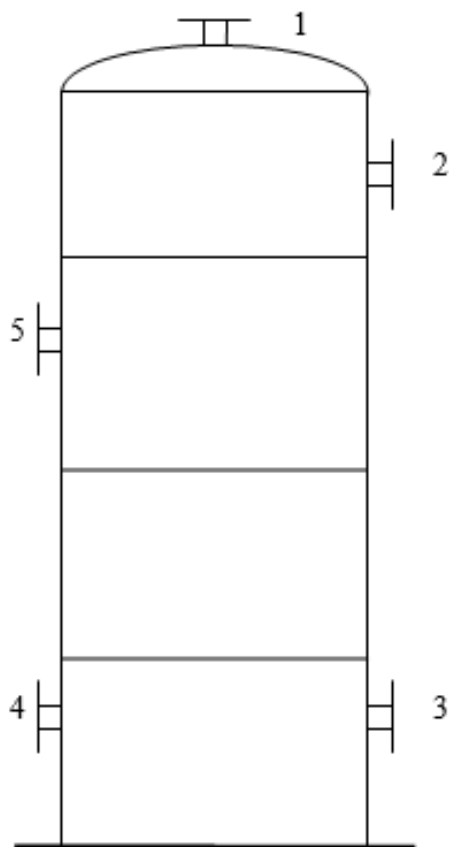


Рис. 2 Схема расположения штуцеров колонны

где  $\rho_1, \rho_2$  – плотности бензола и толуола в паровой фазе соответственно, кг/м<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{M}{22,4}$$

$$\rho_1 = 78/22,4 = 3,48 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_2 = 92/22,4 = 4,1 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{п}} = 3,48 \cdot 0,943 + 4,1 \cdot (1 - 0,943) = 3,51 \text{ кг/м}^3$$

$w$  - скорость пара, принимаем равной 10 м/с

тогда

$$d_1 = \sqrt{\frac{4,8}{0,785 \cdot 3,51 \cdot 10}} = 0,41 \text{ м}$$

По ГОСТу принимаем  $d = 426 \times 10 \text{ мм}$

2) Диаметр штуцера для входа флегмы:

$$G = G_D \cdot R = 1,2 \cdot 3 = 3,6 \text{ кг/с}$$

$$\rho_D = 815 \text{ кг/м}^3 \text{ при } t_D = 82 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$w = 0,7 \text{ м/с}$$

$$d_2 = \sqrt{\frac{3,6}{0,785 \cdot 815 \cdot 0,7}} = 0,09 \text{ м}$$

По ГОСТу принимаем  $d = 95 \times 5 \text{ мм}$

3) Диаметр штуцера для вывода кубовой жидкости:

$$G = G_w = 4 \text{ кг/с}$$

$$\rho_w = 780 \text{ кг/м}^3 \text{ при } t_w = 107 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$w = 0,6 \text{ м/с}$$

$$d_3 = \sqrt{\frac{4}{0,785 \cdot 780 \cdot 0,6}} = 0,108 \text{ м}$$

По ГОСТу принимаем  $d = 108 \times 4 \text{ мм}$

4) Диаметр штуцера для подачи пара:

$$G = G_D(1+R) = 4,8 \text{ кг/с}$$

$$\rho_{II} = \rho_0 \frac{PT_0}{P_0T} = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{PT_0}{P_0T} = \frac{92}{22,4} \cdot \frac{760 \cdot 273}{735 \cdot (273+107)} = 3,05 \text{ кг/м}^3$$

$$w = 10 \text{ м/с}$$

$$d_4 = \sqrt{\frac{4,8}{0,785 \cdot 3,05 \cdot 10}} = 0,45 \text{ м}^2$$

По ГОСТу принимаем  $d = 530 \times 10 \text{ мм}$

5) Диаметр штуцера для подвода исходного сырья:

$$G = G_F = 5,2 \text{ кг/с}$$

$$\rho_F = \frac{1}{\frac{X_F}{\rho_1} + \frac{(1-X_F)}{\rho_2}} = \frac{1}{\frac{0,267}{810} + \frac{1-0,267}{785}} = 791 \text{ кг/м}^3$$

$$w = 1,8 \text{ м/с}$$

$$d_5 = \sqrt{\frac{5,2}{0,785 \cdot 791 \cdot 1,8}} = 0,068 \text{ м}$$

По ГОСТу принимаем  $d = 68 \times 3 \text{ мм}$

## 2.10. Расчёт вспомогательных оборудования

Далее производим расчет поверхности всех теплообменников ректификационной установки.

### Кипятильник

Температурные условия процесса. Согласно заданию температура конденсации греющего пара равна  $140^{\circ}\text{C}$  ( $p_{\text{абс}}=6,303\text{атм}$ ).

Кубовый остаток кипит при  $t_w = 107^{\circ}\text{C}$

Следовательно, средняя разность температур:

$$\Delta t_{cp} = 140 - 107 = 53^{\circ}\text{C}$$

Тепловая нагрузка

$$Q_k = 2394773\text{Вт}$$

Выбор конструкции.

Кипятильники ректификационных колонн непрерывного действия по устройству сходны с кипятильниками выпарных аппаратов. При небольших поверхностях теплообмена куб колонны обогревается змеевиком или горизонтальной трубчаткой, пересекающей нижнюю часть колонны; при этом греющий пар пропускается по трубам.

При больших поверхностях теплообмена применяют выносные кипятильники, которые устанавливают ниже колонны с тем, чтобы обеспечить естественную циркуляцию жидкости.

Определяем ориентировочно максимальную величину площади теплообмена для данного случая теплообмена (от конденсирующегося водяного пара к кипящей жидкости) принимаем значение минимального коэффициента теплопередачи  $K_{\text{min}}=300\text{Вт/м}^2\text{К}$ .

Тогда максимальная поверхность теплообмена:

$$F_{\max} = \frac{Q_k}{K_{\min} \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{2394773}{300 \cdot 33} = 241,9 \text{ м}^2$$

Предварительно с запасом 15-20% принимаем по каталогу табл.2.10 тиходовой теплообменник.

Характеристика теплообменника

Поверхность теплообмена.....301м<sup>2</sup>

Диаметр кожуха.....1200мм

Диаметр труб.....25×2мм

Длина труб.....4м

Количество труб.....958

Определение коэффициента теплопередачи.

принимаем среднее значение тепловой проводимости загрязнения стенок со стороны конденсируемого водяного пара  $\frac{1}{r_1} = 5800 \text{ Вт/м}^2 \text{ К}$ , со стороны

кубового остатка (почти чистый толуол)  $\frac{1}{r_2} = 5800 \text{ Вт/м}^2 \text{ К}$ .

теплопроводность стали  $\lambda = 46,5 \text{ Вт/м К}$ .

таким образом, термическое сопротивление стенки и ее загрязнений равно:

$$\Sigma r_{ст} = r_1 + r_2 + r_{ст} = \frac{1}{5800} + \frac{1}{5800} + \frac{0.002}{46.5} = 3,88 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}.$$

Коэффициент теплоотдачи со стороны конденсирующегося водяного пара определяем по формуле:

$$\alpha_{конд} = 1,21 \cdot \lambda \left( \frac{\rho^2 \cdot r \cdot g}{\mu \cdot H} \right)^{1/3} \cdot q^{-1/3}, \text{ Вт/м}^2 \text{ К}. \quad (4.2)$$

где  $\lambda$ - коэффициент теплопроводности конденсата Вт/м К; H- высота кипяtilьных труб, м;  $\rho$ - плотность конденсата, кг/м<sup>3</sup>; r- удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг ;  $\mu$ - динамический коэффициент вязкости

конденсата, Па·с. значение коэффициентов теплопроводности, динамической вязкости, плотности определяются (1,с.537)

$$\alpha_{\text{конд}} = 1,21 \cdot 0,685 \cdot \left( \frac{926^2 \cdot 2150000 \cdot 9,8}{196 \cdot 10^{-3} \cdot 4} \right)^{1/3} \cdot q^{-1/3} = 2358664 \cdot q^{-1/3}$$

коэффициент теплоотдачи для кипящего толуола находим по формуле:

$$\alpha_T = b \left( \frac{\lambda^2 \cdot \rho_T}{\mu \cdot \sigma \cdot T_{\text{кип}}} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3}, \quad \text{где } \lambda - \text{ коэффициент теплопроводности}$$

кипящего толуола при  $t_w=107^\circ\text{C}$  (1, с 561),  $\rho$ - плотность кипящего толуола (1,с 372),  $\mu$ - динамический коэффициент вязкости толуола при  $t_w=107^\circ\text{C}$  (1, с 561),  $\sigma$ - поверхностное натяжение толуола (1, с 526)

коэффициент  $b$  определяется по формуле:

$$b = 0,075 \left[ 1 + 10 \left( \frac{\rho_T}{\rho_{\text{п}}} - 1 \right)^{-2/3} \right] = 0,075 \left[ 1 + 10 \left( \frac{781}{4,29} - 1 \right)^{-2/3} \right] = 0,0984,$$

где  $\rho_{\text{п}}$ - плотность паров толуола при  $t_w=107^\circ\text{C}$  рассчитывается по формуле:

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T}, \quad (4.4)$$

$\rho_0$ - плотность паров пропилового спирта при нормальных условиях, равна

$$\rho = \frac{M}{22,4}, \quad (4.5)$$

где  $M$ - молекулярная масса пропилового спирта,  $T_0$ - температура при нормальных условиях,  $T$ - температура кипения пропилового спирта,  $P, P_0$ - давления в кипятильнике при рабочих и нормальных условиях.

$$\rho = \frac{92,13}{22,4} \cdot \frac{1,503 \cdot 273}{1,033 \cdot (273+107)} = 4,29 \text{ кг/м}^3.$$

коэффициент теплоотдачи для кипящего пропилового спирта равен:

$$\alpha_T = 0.0984 \left( \frac{0.1^2 \cdot 781}{0.259 \cdot 10^{-3} \cdot 0.0186 \cdot 2} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3} = 1.6 \cdot q^{2/3}$$

коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{конд}}} + \sum r_{\text{ст}} + \frac{1}{\alpha_T}} = \frac{1}{\frac{1}{2,36 \cdot 10^5 \cdot q^{-1/3}} + 3.88 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{1,6 \cdot q^{2/3}}} \quad (4.6)$$

удельная тепловая нагрузка:

$$q = K \cdot \Delta t_{\text{cp}} = \frac{33}{0,424 \cdot 10^{-5} \cdot q^{1/3} + 3.88 \cdot 10^{-4} + 0.625 \cdot q^{2/3}}$$

откуда

$$0,424 \cdot 10^{-5} \cdot q^{1.33} + 3.88 \cdot 10^{-4} \cdot q + 0.625 \cdot q^{0.33} - 33 = 0$$

это уравнение решаем графически, задаваясь значениями  $q$ , у- левая часть уравнения.

при  $q=30000 \text{ Вт/м}^2$   $y=1,223$

при  $q=28000 \text{ Вт/м}^2$   $y=-0,31$

при  $y=0$  находим  $q=28400 \text{ Вт/м}^2$

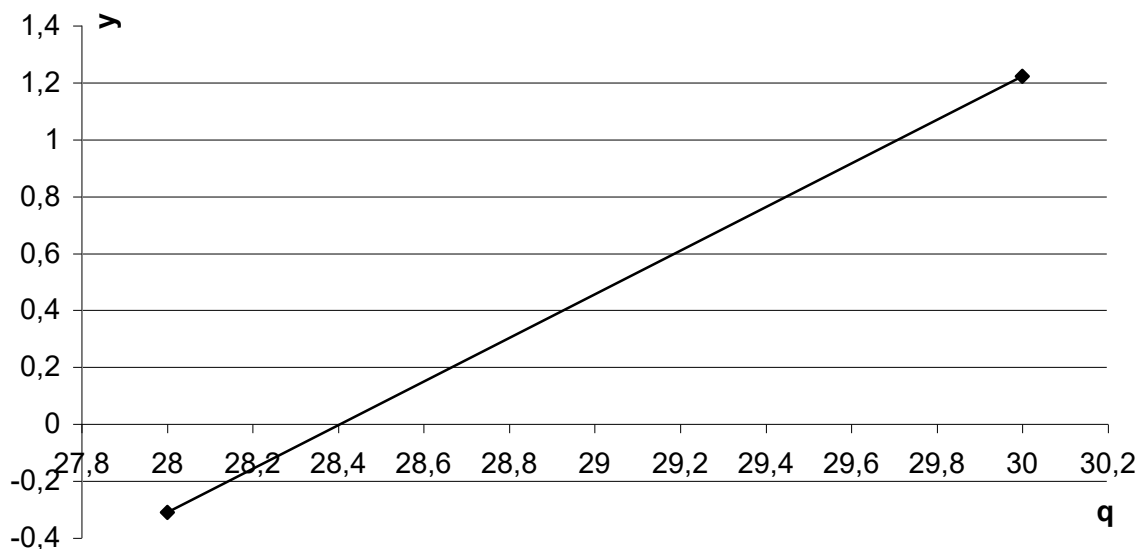


Рис.3 графическое определение удельного расхода тепла коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{q}{\Delta t_{\text{cp}}} = \frac{28400}{33} = 860 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

площадь поверхности теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t} = \frac{2394773}{860 \cdot 33} = 84,38 \text{ м}^2$$

с запасом 15-20% принимаем по каталогу табл. 2.10.1 одноходовой теплообменник.

Характеристика теплообменника

Таблица 2.10.1

Поверхность теплообмена.....	109м <sup>2</sup>
Диаметр кожуха.....	800мм
Диаметр труб.....	25×2мм
Длина труб.....	3м
Количество труб.....	465

### Дефлегматор

В дефлегматоре конденсируется толуол с небольшим количеством бензола. Температура конденсации паров дистиллята  $t_D=81,5^{\circ}\text{C}$

Температуру воды на входе в теплообменник примем  $18^{\circ}\text{C}$ , на выходе  $38^{\circ}\text{C}$ .

Составляем температурную схему процесса и определяем движущую силу процесса теплопередачи

$$\begin{array}{ccc} 81,5^{\circ}\text{C} & \longrightarrow & 81,5^{\circ}\text{C} \\ 38^{\circ}\text{C} & \longleftarrow & 18^{\circ}\text{C} \end{array}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{43,5 + 63,5}{2} = 53,5^{\circ}\text{C}$$

По табл. 4.8, с 172. [ 1 ] коэффициент теплопередачи от конденсирующегося пара органических веществ к воде находится в пределах (конденсаторы)

$$340-870 \text{ Вт/м}^2\text{К}$$

Принимаем наименьший коэффициент теплопередачи  $K=340 \text{ Вт/м}^2\text{К}$

Количество тепла, отнимаемого охлаждающей водой от конденсирующегося в дефлегматоре пара  $Q_D = 3087,6 \text{ кВт}$

Поверхность дефлегматора находим из основного уравнения теплопередачи

$$F = \frac{Q_D}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{2,336 \cdot 10^5}{340 \cdot 53,5} = 12,84 \text{ м}^2$$

Подбор теплообменника по каталогу табл. 4.12, с 215. [1]

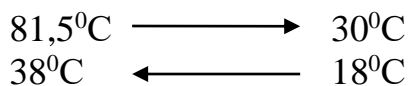
В данном случае и во всех остальных осуществляем аналогично выше приведенному. Даются основные характеристики двухходового теплообменника.

Характеристика теплообменника

Поверхность теплообмена.....	16м <sup>2</sup>
Диаметр кожуха.....	400мм
Диаметр труб.....	25х2мм
Длина труб.....	2м
Количество труб.....	100

### Холодильник для дистиллята

В холодильнике происходит охлаждение дистиллята до температуры конденсации до 30<sup>0</sup>С.



$$\Delta t_{cp} = \frac{43,5 - 12}{2,31g \frac{43,5}{12}} = 24,5^0 \text{ С}$$

Количество тепла, отнимаемого охлаждающей водой от дистиллята в дефлегматоре пара  $Q_{хол} = G_B'' \cdot c_B \cdot \Delta t_B = 1,42 \cdot 4190 \cdot 20 = 118996 \text{ Вт}$

Принимаем  $K=300 \text{ Вт/м}^2\text{К}$

Поверхность теплообмена холодильника дистиллята находим из основного уравнения теплопередачи

$$F = \frac{Q_{хол}}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{124862}{300 \cdot 24,5} = 16,19 \text{ м}^2$$

Подбор теплообменника по каталогу табл. 4.12, с 215. [1]

В данном случае и во всех остальных осуществляем аналогично выше приведенному. По каталогу табл. 4.12с 215, [ 1] принимаем двухходовой теплообменник

Характеристика теплообменника

Поверхность теплообмена.....	24м <sup>2</sup>
Диаметр кожуха.....	400мм

Диаметр труб.....25x2мм  
 Длина труб.....3м  
 Количество труб.....100

*Холодильник для кубового остатка.* В холодильнике кубового остатка происходит охлаждение кубовой жидкости от температуры кипения до 30<sup>0</sup>С.

107<sup>0</sup>С    —————>    30<sup>0</sup>С  
 38<sup>0</sup>С    <—————    18<sup>0</sup>С

$$\Delta t_{cp} = \frac{69-12}{2,31g \frac{69}{12}} = 32,62^0 C$$

Количество тепла, отнимаемого охлаждающей водой от кубовой жидкости  $Q_{хол} = G_B''' \cdot c_B \cdot \Delta t_B = 6,966 \cdot 4190 \cdot 20 = 586750 Bm$

Принимаем  $K=250 Bm/m^2K$

Поверхность теплообмена холодильника кубовой жидкости

$$F = \frac{Q_{хол}}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{586750}{250 \cdot 32,62} = 71,58 m^2$$

Подбор теплообменника по каталогу табл. 4.12, с 215. [1] принимаем двухходовой теплообменник.

Характеристика теплообменника

Поверхность теплообмена.....75м<sup>2</sup>  
 Диаметр кожуха.....600мм  
 Диаметр труб.....25x2мм  
 Длина труб.....3м  
 Количество труб.....257

*Подогреватель.* Служит для подогрева исходной смеси от  $t_H = 18-20^0C$  до температуры  $t_F = 98,6^0C$ . Исходная смесь подогревается водяным насыщенным паром с температурой 160<sup>0</sup>С.

160<sup>0</sup>С    —————    160<sup>0</sup>С  
 20<sup>0</sup>С    —————>    98,6<sup>0</sup>С

$$\Delta t_{cp} = \frac{(140-20)-(140-98,6)}{\ln \frac{140-20}{140-98,6}} = 72,16^{\circ}C$$

Принимаем  $K=120\text{Вт/м}^2\cdot\text{К}$ .

Поверхность теплообмена подогревателя находим из основного уравнения теплопередачи:

$$F_F = \frac{Q_F}{K \cdot \Delta t_{cp}}$$

$$F_F = \frac{813234}{120 \cdot 72,16} = 93,91\text{м}^2$$

Подбор теплообменника по каталогу табл. 2.10.12 принимаем 4-х ходовой теплообменник.

Характеристика теплообменника

Таблица 2.10.12

Поверхность теплообмена.....	95м <sup>2</sup>
Диаметр кожуха.....	800мм
Диаметр труб.....	25x2мм
Длина труб.....	3м
Количество труб.....	404

### ГЛАВА 3. ЭКСПЛУАТАЦИОННАЯ ЧАСТЬ

Прием установки в эксплуатацию. Операторы и слесари технологических установок участвуют в техническом надзоре за строительством и монтажом оборудования и сооружений.

Основная задача технадзора - это оценка качества работы строителей и монтажников, сверка соответствия установленных аппаратов, трубопроводов, запорной и регулирующей арматуры с указанным в технической документации, составление актов на скрытые работы. К скрытым работам относятся монтажные работы внутри аппаратов, колодцев, траншей, т.е. те работы, которые после полного завершения строительства проверить невозможно. В акте на скрытые работы отмечается соответствие выполненных строительных и монтажных работ проекту, отсутствие инородных предметов, необходимая покраска и т.д. Особое внимание работником технадзора должно быть уделено чистоте трубопроводов. Монтажники часто не обращают внимания на отложение в трубопроводах песка, графа, остатки от электродов, иногда они оставляют инструмент, метизы. При эксплуатации эти предметы вызывают повреждение запорной и регулирующей арматуры и могут привести к серьезным авариям. Очень важно контролировать соответствие устанавливаемых трубопроводов проекту. Несоответствие качества трубопровода приводит к аварии. Так, при монтаже установки очистки газа от сероводорода в Туркмении на месторождении Гугуртли в обвязке адсорбера был установлен отрезок трубы длиной порядка 4 м из тонкостенной сварной трубы. Гидравлическое испытание эта труба выдержала, а при эксплуатации произошел разрыв. При пожаре погиб оператор, установка вышла из строя. Аналогичный случай произошел на установке угольной адсорбции в Ивано-Франковской области. В двух канализационных колодцах строители не установили гидравлические затворы, предусмотренные проектом. Установка проработала несколько лет без аварии. Но однажды газ по канализации попал в котельную, произошел взрыв, разрушивший ее стены, газопровод, подающий газ в котлы, разорвался, произошло возгорание. В результате аварии погиб

машинист котлов и два человека получили серьезные травмы. Оба приведенных случая - результат безответственного отношения строителей и монтажников к своей работе и слабый контроль технадзора за качеством выполняемых работ. Объем работ технадзора увеличивается при окончании строительно-монтажных работ и начале обкатки оборудования. В этот период выполняются работы по опрессовке оборудования и трубопроводов, проверка качества сварных швов, установка предохранительных клапанов, обкатка насосов и компрессоров на холостом ходу, циркуляция воды в системе, загрузка катализаторов и реагентов в аппараты, прием на установку воды, пара, электроэнергии. Выполнить весь объем работ технадзор не может, поэтому подключается обслуживающий персонал: будущие операторы, слесари, машинисты и другие специалисты.

Проведение вышеуказанных работ по подготовке установки к пуску желательно начинать с пролива промышленной канализации. Эта операция заключается в подаче воды в канализацию, для того чтобы убедиться в отсутствии инородных предметов и чистоте. Необходимо проверить наличие и правильность монтажа гидрозатворов. При проливе канализации необходимо убедиться в наличии свободного протока воды между колодцами. Колодцы, в которых установлены гидрозатворы, должны иметь уровень воды, определенный конструкцией гидрозатвора; пониженный уровень воды в таком колодце указывает на неисправность гидрозатвора.

*Прием воды на установку.* Эта операция не представляет какой-либо трудности. Необходимо убедиться в отсутствии утечек воды через фланцевые соединения, сальниковые уплотнения арматуры, дренажи.

После приема пара на установку необходимо обеспечить постоянный его расход по трубопроводу во избежание образования конденсата. В том случае, если на установке нет потребления пара, некоторое его количество необходимо выпускать в атмосферу. При возврате парового конденсата в котельную или на ТЭЦ могут возникнуть трудности в случае, если паровой конденсат образуется при повышенном давлении и температуре выше 100°C. При понижении

давления происходит образование пара и, как следствие, появляются гидроудары. Большую опасность представляет проскок пара в конденсатопровод. Часто это происходит при пуске установок, когда количество конденсата незначительно и приборы автоматического контроля не реагируют на нарушения режима откачки конденсата. В это время необходимо строго следить за уровнями конденсата в аппаратах, не допуская работы при минимальных уровнях. Целесообразно перед или после клапана, регулирующего сброс конденсата из аппарата, прикрыть запорную арматуру, оставив незначительный проход, обеспечивающий слив конденсата.

*Прием на установку сжатого воздуха.* Для работы контрольно-измерительных приборов и автоматики применяется сжатый воздух. При его приеме на установку необходимо тщательно продуть воздухопровод от механических частиц и воды, в противном случае инородные предметы могут попасть в приборы КИП и вывести их из строя. Необходимо проверить качество воздуха на содержание влаги. Точка росы воздуха КИП должна быть ниже  $-30^{\circ}\text{C}$ . При проведении монтажных работ для опрессовки и продувки трубопроводов и аппаратов монтажники часто используют воздух КИП. Поэтому при приеме его на установку следует тщательно проверить наличие временных перемычек, не предусмотренных проектом, и удалить их.

В приеме электроэнергии на установку операторы и слесари не участвуют, однако они должны знать, что электрооборудование находится под напряжением. С момента подачи электроэнергии на установку возникает опасность разрыва электрических кабелей и электропроводки при выполнении работ по окончанию монтажа оборудования, устранении недоделок, при выполнении непредвиденных работ. Это часто связано с демонтажем оборудования, при котором возможны повреждения электропроводки и кабелей с высоким напряжением, что чревато серьезными последствиями. Отсюда следует, что оператор должен хорошо изучить расположение электропроводки и вовремя предупреждать строителей и монтажников о возникновении опасности.

## ГЛАВА 4. ОХРАНА ТРУДА И ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

*Причины травматизма на технологических установках.* Сырье, продукты переработки, катализаторы и реагенты могут оказывать на организм человека воздействие, приводящее к потере трудоспособности и здоровья, а в отдельных случаях к смерти. Одновременно на состояние организма влияют шум, вибрация, электрическая энергия, низкая и высокая температуры, освещение, радиоактивные вещества и т.п. Отрицательно воздействуют на человека результаты аварий из-за нарушения технологического режима и неисправности оборудования. Воздействие на организм человека продуктов переработки, катализаторов и реагентов происходит в основном через атмосферу при вдыхании воздуха, содержащего те или другие вещества в виде газа, паров, пыли, капельной жидкости.

Наиболее опасным для человека является сероводород. К моментальной смерти приводит вдыхание воздуха, содержащего более 2% сероводорода. Большинство углеводородных газов и паров смертельно опасны для человека в том случае, когда содержание кислорода в воздухе за счет разбавления газом или парами снижается до 16%. Симптомы отравления сероводородом:

- в малой дозе сероводород вызывает ускорение дыхания, в большой дозе - паралич дыхательных центров;
- концентрация  $\text{H}_2\text{S}$  в воздухе  $100\text{...}200 \text{ см}^3/\text{м}^3$  вызывает у человека после нескольких часов работы раздражение дыхательных путей с кашлем;
- при концентрации  $\text{H}_2\text{S}$   $200\text{...}300 \text{ см}^3/\text{м}^3$  человек после одного часа работы получает раздражение верхних дыхательных путей с кашлем и тошнотой, появляется сонливость, головокружение;
- при концентрации  $\text{H}_2\text{S}$   $500\text{...}700 \text{ см}^3/\text{м}^3$  - кашель, ощущение недостатка воздуха, учащенное сердцебиение, бледность, холодный пот, рвота, судороги;
- при концентрации  $\text{H}_2\text{S}$   $1000 \text{ см}^3/\text{м}^3$  - ускорение дыхания, судороги, паралич легких, почти мгновенная потеря сознания, через 15...30 мин - смерть от паралича легких или сердечного удара.

Газообразные углеводороды (метан, этан, пропан) не оказывают токсического действия и классифицируются как обычный удушливый газ (азот, диоксид углерода, гелий). Первыми симптомами действия углеводородов на организм человека является ускорение дыхания и ощущение недостатка воздуха, затем появляются психические и мышечные расстройства и потеря сознания. Диоксид серы (сернистый ангидрид -  $\text{SO}_2$ ) поражает дыхательные органы, вызывает отек легких и паралич дыхательной системы. Концентрация  $502$  в воздухе  $7860$  мг/л смертельна. При отравлении первая помощь - вынести пострадавшего из опасной зоны на свежий воздух, при отсутствии дыхания проводить искусственное дыхание до прибытия «скорой помощи». При возможности дать для дыхания кислород. В целях защиты обслуживающего персонала предприятий установлены нормы предельно допустимых концентраций вредных веществ в воздухе (ПДК), мг/м<sup>3</sup>. Для различных веществ нормы ПДК в рабочем помещении приведены ниже, мг/м<sup>3</sup>:

Сероводород.....	10,0
Этилмеркаптан.....	1,0
Сероводород вместе с углеводородными газами.....	3,0
Диоксид серы .....	10
Метиловый спирт.....	5
Бензин.....	300
Бутан.....	300
Ртуть .....	0,01
Пыль, не окисная.....	4,0
Бензол .....	5,0
Окись углерода, CO.....	20,0
Хлор .....	1
Хлористый водород.....	0,5

Отрицательное воздействие при попадании на кожный покров человека могут оказать жидкие легкокипящие углеводороды: этан - температура кипения  $-88^{\circ}\text{C}$ , пропан  $-42^{\circ}\text{C}$ , а также жидкий кислород, азот, кипящие при температуре

-118 и -147°C соответственно. Особенно опасно попадание капель сжиженных газов в глаза. Ароматические углеводороды (бензол, толуол, ксилол) могут накапливаться в организме человека в течение долгого времени при вдыхании относительно низких концентраций этих продуктов в воздухе. Меры защиты от вредного воздействия перечисленных продуктов следующие. Во-первых, необходимо добиваться высокой герметичности аппаратуры, трубопроводов, запорной арматуры, не допуская утечек в атмосферу через неплотности, торцевые и сальниковые уплотнения, фланцевые разъемы.

Во вторых, в производственных помещениях должна постоянно работать вентиляция, обеспечивающая концентрацию вредных веществ в воздухе не выше норм.

В третьих, обслуживающий персонал должен иметь и уметь пользоваться защитными средствами, фильтрующими и шланговыми противогазами, воздушными и кислородными противогазами, приборами, сигнализирующими о наличии недопустимой концентрации вредных веществ в воздухе, в первую очередь сероводорода; при работе с кислотами и щелочами обязательно пользоваться защитными очками.

Смертельная опасность подстерегает обслуживающий персонал при работе в колодцах, внутри аппаратов и резервуаров, а также в местах, расположенных ниже уровня площадки (приямки, лотки, каналы и т.д.), в которых скапливаются тяжелые газы, в том числе и сероводород. Как правило, несчастные случаи происходят не от отравления, а от недостатка кислорода, человек теряет сознание и в случае непринятия мер наступает смерть. Поэтому в опасных местах работа должна производиться с дублером, страхующим рабочего, находящегося в опасном месте. При спуске в колодец или внутрь аппарата обязательно применение спасательного пояса и каната. Предварительно перед началом работ необходимо провести анализ воздуха на содержание сероводорода, горючих газов и концентрации кислорода. Перед началом работ необходимо составить план проведения газоопасных работ, в

котором должно быть указано время пребывания рабочего в газоопасной зоне, максимально

допустимое время - 30 мин с последующим 15-минутным отдыхом.

#### *Предупреждение пожаров и взрывов*

Большая концентрация взрывоопасных и легковоспламеняемых продуктов на технологических установках представляет высокую потенциальную опасность для обслуживающего персонала. Как показывает опыт многолетней эксплуатации газоперерабатывающих и нефтехимических заводов, наиболее часто случаи взрывов происходят в зданиях насосных и компрессорных, в основном из-за утечек газа или паров нефтепродуктов через торцевые или сальниковые уплотнения, фланцевые разъемы. В зимнее время существует возможность размораживания трубопроводов, запорной арматуры, а в некоторых случаях и аппаратов.

Коррозия стенок аппаратов также приводит к загазовыванию помещений и отдельных участков установки.

В зимний период возможно образование ледяной пробки в факельной линии, следовательно, при повышении давления в аппаратуре предохранительные клапаны могут не открываться из-за высокого давления в факельном трубопроводе. Во избежание аварийной ситуации необходимо при приеме смены проверить давление в факельном трубопроводе, а при подозрении на отсутствие проходимости произвести продувку газа на факел.

Основные правила предотвращения пожаров и взрывов на технологических установках работать только на исправном оборудовании. При появлении признаков неисправности дефектное оборудование должно быть отключено, при наличии резервного оборудования (насосы, компрессоры) необходимо переключиться на него. Особенно опасно работать при неисправном торцевом или сальниковом уплотнении компрессоров и насосов. Увеличение вибрации насосов и компрессоров - сигнал неисправности, которая может перейти в аварию.

Не меньшую опасность представляет работа трубчатой печи с отложениями кокса на внутренних стенках печных труб. Отложения кокса внутри печных труб можно заметить по темным пятнам на трубах, по вышению перепада давления в змеевике печи, по вздутию металла труб на отдельных участках и последний сигнал пожара появлению факела от сгораемого продукта, выходящего через трещину в трубе. Предупреждение прогара труб в печах заключается в строгом соблюдении технологического режима, температуры, давления, производительности. При низкой производительности очень легко за коксовать трубы, так как при малых скоростях жидкость движется по центральной части трубы, по стенкам образуется застойная зона, где продукт нагревается до температуры, при которой происходит коксообразование. К за коксовыванию труб приводит неравномерная теплонапряженность в топке из за неисправных форсунок.

В практике бывают случаи, когда в газообразное топливо попадают жидкие углеводороды. В этом случае происходит резкое повышение температуры в топке, ибо жидкие углеводороды по объемной теплотворной способности в несколько раз превышают газообразное топливо.

В резервуарах, из которых сырье подается в трубчатую печь, с течением времени накапливаются различные осадки в виде смолы, механических примесей, различных реагентов. Попадание этих примесей в сырье также приводит к коксообразованию. Поступление примесей происходит при работе на минимальных остатках сырья в резервуаре и несвоевременной очистке резервуаров от осадков.

*Огневые работы.* Сварочные работы, проводимые на технологических установках, являются источником возникновения пожаров и взрывов. Основная причина в этом случае - отсутствие контроля за ходом выполнения работ со стороны эксплуатационного персонала, пожарной и газоспасательной служб.

Оператор технологической установки должен точно знать, где и в какое время производятся сварочные работы, и предупреждать возникновение ситуаций, приводящих к пожарам и взрывам. Например, в непосредственной близости от

колодцев канализации проводится сварка, а в это время ремонтники решили слить в канализацию из колонны воду, оставшуюся после пропарки. Не исключена вероятность, что над слоем воды находится слой легкокипящего продукта, который при сливе в канализацию создает взрывоопасную концентрацию. В предупреждении подобных действий и заключается роль оператора.

Травматизм на технологических установках возрастает во время проведения ремонтных работ, при монтаже, демонтаже и транспортировке крупногабаритных грузов, разгрузке и погрузке катализаторов, адсорбентов, при вскрытии аппаратов и запорной арматуры. Предотвратить несчастные случаи в этих условиях можно только за счет правильной организации ремонтных работ, применения исправной техники, особенно грузоподъемных механизмов.

Причиной травматизма могут послужить неисправные средства защиты (противогазы, спасательные пояса), а также неправильное использование этих средств, особенно кислородных аппаратов, пользоваться которыми должны только обученные специалисты.

В аппаратах и резервуарах при взаимодействии сероводорода с металлом образуются пиррофорные соединения, способные при взаимодействии с кислородом самовозгораться. Поэтому при очистке этих аппаратов необходимо стенки и другие детали смачивать водой, а окалину, содержащую пиррофорные соединения, немедленно вывозить с территории установки. Способность самовозгорания на воздухе имеют и отработанные цеолиты на установках очистки газа от сероводорода и меркаптанов. Поэтому в адсорбер, остановленный на ремонт, необходимо подавать инертный газ. При необходимости выгрузки цеолитов из адсорбера их следует помещать в контейнеры, заполненные инертным газом.

Поражение электрическим током. На технологических установках смонтировано большое количество электрических машин и аппаратуры (электромоторы, осветительные приборы, кабели, трансформаторы). Поэтому всегда существует опасность поражения электрическим током. В процессе вы-

полнения ремонтных работ оператору и слесарю приходится работать с электроинструментом. Основное правило - при работе внутри аппарата, а также в стесненных условиях не пользоваться напряжением выше 12 В. При работе электроинструментом (дрели, паяльники, шлифмашины) следует использовать диэлектрическую обувь, рукавицы, коврики.

Особое внимание необходимо уделить организации работы автокранов, монтажу и демонтажу аппаратов, трубопроводов, запорной арматуры. При выполнении этих работ существует опасность короткого замыкания из-за обрыва кабеля или другой электропроводки.

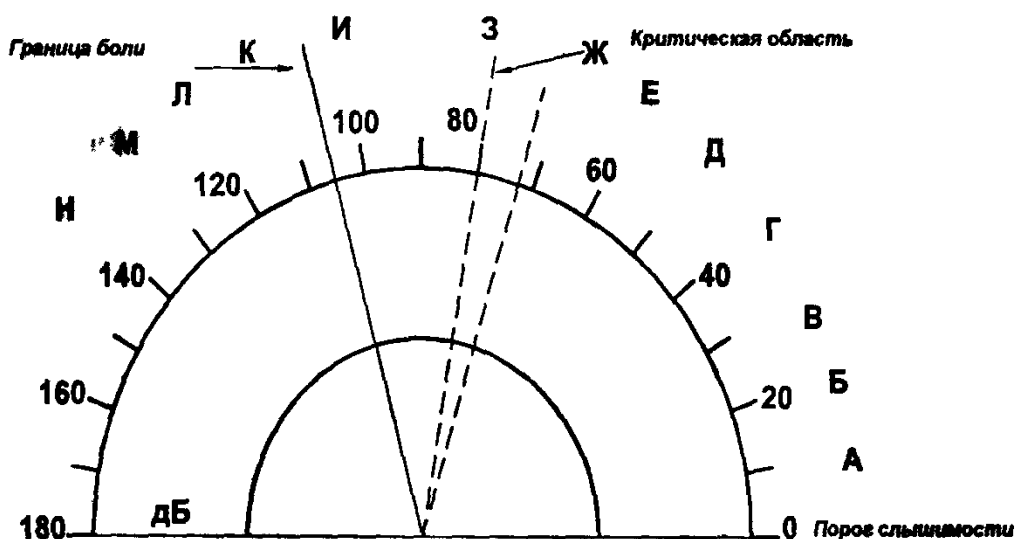


Рис.4. Шкала шумов

*Радиация.* При проведении работ по контролю сварных швов используют радиоактивные элементы, поэтому нахождение человека в зоне излучения может привести к его облучению. Задача обслуживающего персонала - не допустить присутствия людей в зоне проведения этих работ.

Производственные шумы и вибрация при постоянном, интенсивном воздействии на организм человека могут привести к ряду серьезных нарушений и расстройству ряда жизненно важных органов (притуплению слуха, расстройству нервной системы, виброболезни и др.).

Шум - это беспорядочное сочетание различных звуков, которые характеризуются частотой колебаний, определяющей субъективное восприятие высоты звука, и амплитудой колебания, обуславливающей громкость звука. На рис. X-1 приведена шкала шумов в децибелах (дБ), производимых различными источниками.

Борьба с шумом и вибрацией заключается в совершенствовании конструкции машин и механизмов, повышении качества изготовления отдельных деталей машин, в особенности вращающихся при высоких оборотах, таких, как ротор центробежного компрессора, насоса, детандера, а также в применении звуко- и вибропоглощающих материалов. Для защиты от шума применяют средства индивидуальной защиты - вкладыши, наушники и шлемы. Эти средства позволяют снизить уровень шума на 10...30 дБ.

## ГЛАВА 5. ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### Расчет себестоимости производства метилового спирта

Все затраты на производство 30 тонна дал спирта в сутки приводятся по суточным нормам расхода. Расчет статей себестоимости производится до внедрения системы (по базовому варианту) и после внедрения системы (по внедряемому варианту).

#### *Расчет стоимости затрат по базовому варианту*

Прочие затраты на производство спирта в сутки.

1) Фонд заработной платы всего персонала цеха производства метилового спирта составляет 7 603 200 сумов в месяц, следовательно в сутки:

$7\,603\,200 / 30 = 253\,440$  сумов; В цехе работают четыре человека годовой фонд заработной платы:

$7\,603\,200 * 12 = 91\,238\,400$  сумов;

2) Стоимость электроэнергии, исходя из установленного количества потребляемой энергии в сутки:

$3000 \text{ кВт*ч} * 114,30 = 342\,900$  сумов;

4) Транспортные расходы по подвозке воды (в сутки) – 130 000 сумов.

Включают в себя расходы на выплату заработной платы водителю и расходы по эксплуатации автотранспорта

5) Стоимость топлива – 100 000 сумов/кг.

Топливо требуется для работы котельной, производящей пар, необходимый для процесса ректификации спирта. Стоимость топлива рассчитана по нормам расхода и объему производства котельной.

Таблица 1. Затраты на сырье и материалы

Наименование	Единица измерения	Расход в сутки	Цена за единицу, сум.
H <sub>2</sub>	тонна	20,1	2 010 000

CO <sub>2</sub>	тонна	2,7	270 900
CO	тонна	6,6	6 60 000
<i>Всего:</i>	тонна	29,4	2 940 900

Расчет стоимости затрат по внедряемому варианту. Внедрение системы автоматического контроля и регулирования позволяет достигнуть экономии фонда оплаты труда за счет сокращения 1 рабочего в смену, уменьшения расходов на приобретение топлива для котельной за счет уменьшения требуемого количества пара, уменьшения транспортных расходов по подвозке воды за счет сокращения требуемого ее количества. В то же время увеличиваются амортизационные отчисления за счет увеличения числа эксплуатируемого оборудования и затраты на электроэнергию.

Прочие затраты на производство спирта в сутки.

1) За счет сокращения места 1 рабочего в смену с месячной зарплатой в 1700 сумов при трехсменном режиме работы суточная экономия фонда оплаты труда  $\Phi$  составит :

$$\Phi = 1700 / 30 * 3 = 170 \text{ сумов};$$

Следовательно после внедрения системы суточный расход на фонд оплаты труда:

$$1980 - 170 = 1810 \text{ сумов};$$

Годовой фонд заработной платы:

$$1810 * 360 = 651600 \text{ сумов};$$

2) Амортизация здания и оборудования - 227 сумов.

3) Стоимость электроэнергии:

$$320 \text{ кВт*ч} * 0.08 = 25,6 \text{ сумов};$$

4) Транспортные расходы по подвозке воды - 91 сумь

5) Стоимость топлива - 891 сум

Калькуляция себестоимости продукции для базового и внедряемого вариантов. Отчисления во внебюджетные фонды составляют 38,5% от фонда заработной платы. Производственная себестоимость 1 дал спирта вычисляется как отношение суточной производственной себестоимости к суточному объему производимой продукции.

Таблица 2. Сводная калькуляция себестоимости продукции

Категории затрат	Затраты в сутки (базовый вариант), сум.	Затраты в сутки (внедряемый вариант), сум.
Сырье, материалы	1650,2	1650,2
Топливо	963	891
Электроэнергия	24	25,6

По базовому варианту:

$$10383,85 / 63 = 164,8 \text{ сумля};$$

По внедряемому варианту:

$$9913,1 / 63 = 157,3 \text{ сумля};$$

Расчет прироста прибыли и срока окупаемости проекта.

Прирост прибыли был достигнут в результате снижения некоторых основных статей себестоимости производства продукции. Удельный вес снижения основных статей себестоимости составил: по фонду оплаты труда - 9,4%, по расходам на топливо - 8,08%, по транспортным расходам - 12%.

Годовой прирост прибыли в результате внедрения системы рассчитывается по формуле:

$$\Pi = (C1 - C2) * A2,$$

где C1 - себестоимость единицы продукции по базовому варианту;

C2 - себестоимость единицы продукции по внедряемому варианту;

A2 - объем производства по базовому или внедряемому варианту;

$$\Pi = (164,8 - 157,3) * 22\ 680 = 1\ 70\ 100 \text{ сумов};$$

Обобщающими показателями общей эффективности капиталовложений служат:

-коэффициент общей эффективности капиталовложений  $\text{Эк}$ , показывающий, сколько прироста прибыли будет получено на каждый сумль капиталовложений:

$$\text{Эк} = \Pi / \text{Кнв},$$

где  $\Pi$  - величина прироста прибыли по проекту, сумов;

Кнв - капиталовложения по проекту, сумов;

$$\text{Эк} = 1\ 70\ 100 / 54\ 660 = 3,1;$$

-срок окупаемости капиталовложений  $\text{Тк}$ , который показывает за сколько лет окупятся капиталовложения за счет прироста прибыли. Равен отношению суммы затрат на модернизацию к экономической эффективности:

$$\text{Тк} = 54660 / 170100 = 0,32 \text{ года} = 3,8 \text{ месяца};$$

На основании вышеприведенных расчетов можно сделать вывод: внедрение системы автоматического контроля и регулирования производства спирта является экономически выгодным, что подтверждается расчетом срока окупаемости необходимых капиталовложений -  $\text{Тк}$ , который составляет 0,32 года (3,8 месяца) *Технико-экономические показатели производства спирта до и после внедрения системы.*

Таблица 3. Основные технико-экономические показатели

Наименование показателей	Ед. измерения	До внедрения	После внедрения
Новые капиталовложения	тыс. сум	-	154,6

Товарная продукция	дал	22680	226
	тыс.сум	6804	680
Численность работающих	чел	4	3
Фонд зарплаты работающих	Тыс.сум	712,800	651,600
Выпуск продукции на 1 работающего	Тыс. сум	212,625	234,620
Полная себестоимость продукции	Тыс. сум	3737,664	3567,564
Себестоимость 1 дал спирта	сум	164,800	157,300
Прирост прибыли	Тыс. сум	-	170,100
Коэф-т общей эффективности	-	-	3,100
Срок окупаемости капиталовложений	лет	-	0,320

## ГЛАВА 6. ПРИВЛЕЧЕНИЯ ИНОСТРАННЫХ ИНВЕСТИЦИЙ

Достижение устойчивого развития, рост доходов и улучшение условий жизни населения, в целом, социально-экономическое развитие страны, во многом зависит от объема и структуры инвестиций, привлеченных в определенные сферы и отрасли национальной экономики.

Следовательно, приоритетное направление социально-экономического развития любого государства будет направлено на формирование привлекательной инвестиционной среды.

В связи с этим, для Узбекистана, который запланировал в ближайшую перспективу достичь среднего уровня экономического развития развивающихся стран, рассмотрение вопроса улучшения инвестиционной среды по привлечению иностранного капитала и внутренних инвестиций имеет особую значимость.

Повседневной жизни мы часто встречаемся терминами инвестиция, инвестор, инвестиционная активность. Рассмотрим смысл и сущность понятие инвестиций, который является важным элементом инвестиционной деятельности. Инвестиция от английского *“Investments”* означает капитальное вложение. Инвестиция (капитал) это вложение денежных средств на определенный период в предпринимательскую и другие виды деятельности (в объекты) с целью получения прибыли. Следует отметить, что на нынешнем этапе развития мирового сообщество ни одна страна не может достичь соответствующего (желаемого) уровня социально-экономического развития без инвестиций. Страны неимеющие возможности своевременно привлечь инвестиционные ресурсы в национальную экономику, сталкиваются с дефицитом денежных средств, что обуславливает отставание по социально-экономическому развитию от среднеразвитых стран мира.

Решением данной проблемы является привлечение капитальных вложений в развивающиеся страны из развитых стран, где имеются свободные денежные средства.

Во-первых, с помощью инвестиций можно построить новые предприятия по производству товаров, включая, импортозамещающих и создать новые рабочие места. Во-вторых, можно расширить производство действующих фирм и восполнить частный капитал национальных предприятий, обеспечивающие их перспективу развития. В третьих, осуществить технологическое обновление национальной экономики и установить современное оборудование, новую технику на предприятиях промышленного производства, что позволит в конечном итоге наладить производство конкурентоспособных товаров. В-четвертых, появится возможность национальным производителям осуществить реализацию перспективных проектов за счет кредитных средств. В-пятых, позволит интегрироваться национальной экономике в мировое хозяйство. Таким образом, если инвестиции являются важным фактором экономического роста на макро (национальной экономики) и на микро (на уровне предприятий) уровнях, то возникает вопрос что следует сделать национальным производителям для их привлечения.

Для привлечения инвестиций в экономическую деятельность национальных субъектов предпринимательства необходимо выполнение следующих задач. Во-первых, надо иметь достаточно обоснованный, всесторонне обдуманый разработанный перспективный бизнес-план. Инвесторы всегда желают знать перспективные итоги капитальных вложений в проект. Во-вторых, инвесторы финансируют инвестиционные проекты в организациях, которым они сугубо доверяют. Вложение в сомнительные и нелегальные организации равносильно с потерей прибыли, что обязывает национальным предприятиям поддерживать свой экономический рейтинг на основе успешной финансово-хозяйственной деятельности.

В-третьих, деятельность национальных предприятий должна быть открытая и прозрачная. Для этого, бухгалтерские документы должны отвечать современным требованиям, установленные внутригосударственными нормативно-правовыми документами. Документы итоговых результатов

финансово-хозяйственной деятельности предприятий должны, открыто предоставляться обществу в средствах массовой информации.

Вместе с вышеизложенными, следует отметить, что капитальные вложения инвесторами в национальную экономику зависит не только от рейтинга предприятий и результатов финансово-хозяйственной деятельности, но и от внутренней политики государства и географического расположения страны и т.д. Инвесторы выбирают самые устойчивые страны во всех аспектах развития общества для вложения капитальных средств. Поэтому, все страны мира по возможности стараются снизить инвестиционный риск. Во всех странах мира, в том числе и в Узбекистане реализуются меры по повышению привлекательности инвестиционной среды.

Условиями привлечения зарубежных инвестиций в Узбекистан являются следующие:

- политическая стабильность в стране;
- формирование законодательной базы по защите частной собственности и конкуренции;
- развитие инфраструктуры, поддерживающий инвестиционный процесс;
- удобное географическое месторасположение страны;
- повышенный потенциал развития агропромышленного сектора и богатые ресурсы минерально-сырьевых ресурсов страны;
- наличие трудовых ресурсов с высокой квалификацией;
- достаточный уровень широты объема внутреннего рынка для торговли.

Предоставленные преференции и система финансово-экономического стимулирования для иностранного капитала, является важным фактором инвестиционной привлекательности. Это предоставляет возможность направления иностранных инвестиций на производственную сферу, в частности, в промышленное производство, где наблюдается высокий экспортный потенциал.

Вместе с этим, одним из направлений привлечения иностранных инвестиций в национальную экономику является формирование специальных экономических

зон. В нашей стране сформированы и эффективно ведут свою деятельность Навоийская, Джизакская, Ангренская, Гиждуванская, Кокандская, Ургутская, Хазараспская свободные экономические зоны.

Если обратим внимание на объем капитальных вложений, направленных в экономику и изменения в их структуре в период экономического развития страны после первого десятилетия XXI века, то можно заметить качественное улучшение структуры и рост объема инвестиций.

В 2010 году объем инвестиций, вложенный в основной капитал, составил 15 338,7 млрд. сум. Из общей суммы средств на долю населения и предприятий в 2010 году приходится – 49,0 %, кредитов банка и других заемных средств – 9,7%, иностранных инвестиций и кредитов 28,3%, государственного бюджета – 5,6% и вне бюджетных фондов (включая средства фонда реконструкции и развития, фонда мелиоративного улучшения орошаемых земель) 7,4%.

По данным 2017 года инвестиции, вложенные в основной капитал, относительно 2010 года превысили почти в 4 раза и составили 60 719,2 млрд. сум. Структура инвестиций в 2017 году по источникам распределилась следующим образом: средства предприятий и населения составили 43,9%, банковские кредиты и другие заёмные средства 11,0%, иностранные инвестиции и кредиты 26,9%, средства государственного бюджета 5,5% и внебюджетные средства (включая средства фонда реконструкции и развития, фонда развития детского спорта) 12,7%.

По анализу видно, что предоставленные условия для иностранных инвесторов, в частности, своевременно сформированная нормативно-правовая база привела к увеличению объема иностранных инвестиций в 2017 году относительно 2010 года чуть менее чем в 3 раза.

Следует сказать, что для развития экономики страны высокая доля прямых иностранных инвестиций среди зарубежных капитальных вложений является положительным аспектом. Так как, капитальные вложения инвестора в экономику страны без гарантий государства означает что, они взяли на себя все

риски (обязательства) возникающие при введении деятельности в национальной экономике. То, что доля прямых иностранных инвестиций в общем объеме зарубежных капитальных вложений и кредитов в 2017 году составила 76%, еще раз демонстрирует сформированность благоприятного инвестиционного климата в нашей стране.

В то же время, за анализируемый период наблюдается снижение доли средств предприятий и населения в общем объеме инвестиций на 5,1 % пункта. Следует отметить, что объем сбережений, образующихся во внутренней экономике, зависит от объема потребления и ВВП страны, что указывает на ограниченность их роста.

Практика зарубежных государств, в частности, новых индустриальных стран, Гонконга, Сингапура, Южной Кореи и Тайваня, показывают, что при 10% экономическом росте, доля инвестиций в экономику страны составлял 35-40% относительно валового внутреннего продукта (ВВП), где значительная часть приходилась на долю внутренних инвестиций. Одним словом, в этот период все, начиная с граждан страны, включая национальные экономические субъекты, сочли необходимым немного затянуть пояса, сократили потребление, который способствовал росту сбережений.

По данным 2017 года, доля инвестиций в основной капитал составила 24,4% ВВП. Следует отметить, что этот показатель превышает среднюю долю инвестиций рассчитанный по странам мира. Однако, поскольку наша страна установила стратегические цели социально-экономического развития умеренно высокого уровня, необходимо будет увеличить объем инвестиций в национальную экономику. Это можно сделать, во-первых, за счет увеличения объемов внутренних инвестиций, во-вторых, на основе привлечения иностранных капитальных вложений в национальную экономику. Как отмечалось выше, объем накопления, сформированного во внутренней экономике, ограничен объемом потребления и ВВП. Для увеличения объема инвестиций в национальную экономику на основе внутренних инвестиций, необходимо выполнить следующие меры:

- совершенствование существующего механизма в национальной экономике, по превращению сбережений в инвестиции;
- привлечение коммерческими банками как в национальной, так и в иностранной валюте денежных средств населения, и предоставление их в качестве кредитов субъектам хозяйствования;
- вовлечение средств, накопленных у населения в инвестиционный процесс через фондовую биржу «Ташкент» и так далее.

Очевидно, что привлечения дополнительных внутренних инвестиций в национальную экономику требует разработки стимулирующего механизма превращения сбережений в инвестиции. Однако, этот процесс связан с изменением сознания населения для участия их в экономической деятельности страны, что связано с определенным временем. Для увеличения объема капитальных вложений в национальную экономику альтернативой внутренним инвестициям выступают иностранные инвестиции и кредиты. Поэтому необходимо изучить и проанализировать все существующие резервы и ресурсы, связанные с привлечением иностранных инвестиций в национальную экономику, а также улучшить механизм привлечения иностранного капитала в национальные предприятия. В заключении следует сказать, что положительное решение вышепоставленных вопросов содействует увеличению объема внутренних и иностранных инвестиций, направленных в национальную экономику, обеспечению устойчивого экономического роста и, в конечном итоге, ускорению развития страны и повышению благосостояния населения нашей республики.

## **ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

В данной выпускной квалификационной работе был рассмотрен процесс ректификации и произведены расчеты основного оборудования, а также было подобрано вспомогательное из стандартного. В результате расчетов были получены следующие результаты:

Выпарной аппарат (по ГОСТ 11987-81): номинальная толщина стенки обечайки 15 мм; диаметр колонны – 1670 мм; высота колонны -16400 мм;

Кожухотрубчатый холодильник: диаметр -1600 мм, высота – 9,55 м;

вакуум-насос: марки ВВН-25: при оптимальных условиях работы: производительность 4,67 м<sup>3</sup>/мин, остаточное давление - 75 мм. рт. ст, мощность N=58 кВт.

## Список использованной литературы

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие для вузов под ред. чл. корр.АН России П.Г. Романкова. – 12 –е изд., стереотипное. Перепечатка с издания 1987г. М.: ООО ТИД «Альянс», 2005. – 576с.
2. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/ Г.С. Борисов, В.П. Брыков, Ю.И. Дытнерский и др. Под ред. Ю.И. Дытнерского, 2 – е изд., перераб. и дополн. М.: Химия 1991. – 496с.
3. А.Г.Касаткин. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. – 10 – е изд., стереотипное, доработанное. Перепеч. с изд. 1973г. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2004. – 753с.
4. Н.П. Романов, М.И. Курочкин « Расчеты и диаграммы по курсу ПАХТ », л; 1987-56 (с.9 номограмма №4 )
5. Массообменные процессы: Учебное пособие по курсу «Процессы и аппараты химических производств» Ч.2/ Л.И.Ченцова и др. Под общ. ред. Левина Б.Д.-Красноярск: СибГТУ, 2004.-237с
6. Борисова Т.В., Шайхатдинова М.К., Воронин С.М. Расчет ректификационной колонны с различными контактными устройствами. ПАХТ. Учебное пособие к курсовому проектированию для студентов всех форм обучения.-Красноярск: СибГТУ, 2001.-88с
7. <http://globalteka.ru/order.html>