

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

Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему «Модернизация процесса стабилизации изобутан-
изобутиленовой фракции»

по направлению подготовки 240100.62 “Химическая технология”
профиль «Химическая технология органических веществ»

Студент группы 1131 ХТбз И.А. Ертыбашева .

Руководитель: к.х.н., доцент В.С. Писарева .

Консультант:

Председатель независимой экспертной комиссии
по проверке ВКР на предмет обеспечения
самостоятельности их выполнения
на основе системы
«Антиплагиат .ВУЗ»

Допустить к защите :

Заведующий кафедрой: д.х.н. , профессор Г.И. Остапенко

17 июня 2016 г.

Тольятти 2016 г.

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»
УТВЕРЖДАЮ

Заведующий кафедрой _____

Г.И. Остапенко

(подпись)

(И.О. Фамилия)

« 26 » февраля 2016г.

ЗАДАНИЕ
на выполнение Бакалаврской работы

Студенту Ертыбашевой Ирине Анатольевне

1. **Тема:** Модернизация процесса стабилизации изобутан-изобутиленовой фракции.

2. **Срок предоставления законченной готовой работы** 17 июня 2016 г.

3. **Исходные данные к проекту (работе):** мощность установки выделения изобутан-изобутиленовой фракции 320 тыс.тонн/год ООО «Тольяттикаучук».

4. **Содержание текстового документа (перечень подлежащих разработке вопросов)** Литературный обзор. Технологическая часть. Установка стабилизации ИИФ. Физико-химические свойства сырья и готовой продукции. Краткое описание колонны стабилизации, теплообменника. Выявленные недостатки. Материальный и тепловой баланс колонны стабилизации, технологический и конструктивный расчет, гидравлический расчет тарелок. Расчёт вспомогательного аппарата. Аналитический контроль и КИПиА на установке. Техника безопасности и охрана труда на установке.

5 **Перечень графического материала** (с точным указанием обязательных чертежей)

5.1. Модернизируемое оборудование, обоснование выбора тарелок

5.2. Технологическая схема установки стабилизации

5.3. Общий вид колонны стабилизации

5.4. Общий вид теплообменника

5.5. Чертеж колпачковой тарелки

5.6. Материальный и тепловой баланс

5.7. Состав газа на установку

5.8. Исходные данные для расчета

6. Консультант _____

7. Дата выдачи задания на выполнение Бакалаврской работы – 26.02.2016г.

Руководитель _____ Писарева В.С.

Задание принял к исполнению _____ Ертыбашева И.А.

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

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ

Заведующий кафедрой _____

_____ Г.И. Остапенко

(подпись)

(И.О.

Фамилия)

« 26 » февраля 20 16 г.

КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
бакалаврской работы

Студента: Ертыбашевой Ирины Анатольевны

по теме: «Модернизация процесса стабилизации изобутан-изобутиленовой фракции»

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	10.03.2016	10.03.2016	Выполнено	
Теоретическая часть	20.03.2016	20.03.2016	Выполнено	
Технологическая часть	10.04.2016	10.04.2016	Выполнено	
Расчетная часть	10.05.2016	10.05.2016	Выполнено	
Выполнение чертежей:	20.05.2016	20.05.2016	Выполнено	
Выполнение плакатов	30.05.2016	30.05.2016	Выполнено	
Заключение	08.06.2016	08.06.2016	Выполнено	
Предварительная защита	10.06.2016	10.06.2016	Выполнено	
Оформление работы	10-17.06.2016	10-17.06.2016	Выполнено	

Руководитель выпускной
квалификационной работы

(подпись)

В.С. Писарева

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

(подпись)

И.А. Ертыбашева

(И.О. Фамилия)

Содержание

Введение	6
1 Литературный обзор	
1.1 Особенности получение изобутилена	10
1.2 Назначение блока стабилизации и ректификации	13
2 Технологическая часть	
2.1 Описание технологической схемы	17
2.2 Установка стабилизации ИИФ	19
2.3 Физико-химические свойства сырья и готовой продукции	20
2.4 Краткое описание колонны стабилизации	22
2.5 Краткое описание теплообменника	23
2.6 Выявленные недостатки	26
3 Расчётная часть	
3.1 Материальный баланс колонны стабилизации	34
3.2 Тепловой баланс колонны стабилизации	41
3.3 Технологический и конструктивный расчет колонны стабилизации	49
3.4 Гидравлический расчет тарелок	53
3.5 Расчёт вспомогательного аппарата	58
3.6 Выбор характеристик основного оборудования	64
3.7 Аналитический контроль и КИПиА на установке	68
4 Техника безопасности и охрана труда на установке	
4.1 Характеристики продуктов по огневзрывоопасности и токсичности	70
4.2 Категория производства по пожаровзрывоопасности	72
4.3 Мероприятия по ТБ и охране труда на установке	74
4.4 Рекуперация промышленных выбросов (охрана окружающей среды)	76
Заключение	81
Список используемой литературы	83

АННОТАЦИЯ

Пояснительная записка содержит 84 стр., 9 рис., 15 таблиц, 49 использованных источников, 8 листов графического материала формата А1;

Ключевые слова из текста документа, которые в наибольшей мере характеризуют его содержание – стабилизация, ректификация, контактные устройства, тарелки, теплообменник.

Объектом исследования является установка стабилизации изобутан-изобутиленовой фракции.

В дипломном проекте исследованы основные методы отгонки и ректификации углеводородных фракций, технология процесса, приведены недостатки существующего процесса и предложена модернизация установки, путем замены массообменных устройств и вспомогательного оборудования с целью увеличения производительности установки и получения более чистого продукта.

Выбраны наиболее энергосберегающие варианты модернизации аппаратов. Подобран теплообменник для подогрева исходной смеси, за счет рекуперации сырья (тощего абсорбента).

Произведен расчет основного и вспомогательного оборудования.

Выполнен материальный и тепловой баланс колонны стабилизации, Произведен аналитический расчет количества тарелок, конструктивный расчет колонны, гидравлический расчет тарелок, механический расчет.

В качестве вспомогательного аппарата подобран теплообменник. Выполнен теплотехнический расчет с определением поверхности теплообмена и основных параметров аппарата.

ВВЕДЕНИЕ

Предприятие «Тольяттикаучук» входит в химический холдинг СИБУРа и является одним из крупнейших предприятий нефтехимического комплекса России.

Продукцией предприятия являются синтетические каучуки, углеводородные фракции, продукты органического и неорганического синтеза, мономеры, полимеры, присадки для автомобильных бензинов.

Выпускаемые на предприятии синтетические каучуки широко применяются в производстве резин для автомобильных, авиационных и велосипедных шин, в технике – в качестве изоляционного материала, в производстве обуви, искусственной кожи, прорезиненной одежды, медицинских и спортивных изделий.

Большая часть продукции отправляется на экспорт. Поставки каучуков осуществляются в европейские страны, Азию и Америку.

Сырье для производства каучука и продуктов синтеза поставляют нефтеперерабатывающие заводы Средней Волги, Башкирии, Татарии, а также Сибирского региона.

Сополимеры изобутилена производят под торговой маркой «бутилкаучук».

Бутилкаучук производят во многих странах мира методом сополимеризации изобутилена с небольшим количеством изопрена.

Изобутан-изобутиленовая фракция применяется как мономер для производства бутилкаучука и полиизобутилена, а также для производства изопрена и в качестве сырья для производства метил-трет-бутилового эфира.

Изобутан и изобутилен получают извлечением из газовых смесей при переработки нефти и нефтепродуктов, содержащих данные углеводороды.

На сегодняшний момент все большее значение приобретают

процессы извлечения изобутилена из пиролизных фракций С4. Промышленное выделение изобутилена из фракции С4 осуществляется либо с помощью серной кислоты, либо жидкофазной гидратацией на ионообменных смолах.

Установки по производству изобутан-изобутиленовой фракции предназначены для получения продукта путем каталитического дегидрирования изобутана с последующим разделением контактного газа методами охлаждения, компримирования, конденсации, абсорбции и ректификации.

Технологический процесс получения изобутан-изобутиленовой фракции состоит из следующих стадий:

1 Дегидрирование изобутана, где осуществляется

- прием, испарение и перегрев сырья,
- каталитическое дегидрирование на катализаторе ИМ-2201,
- промывка и охлаждение контактного и дымового газов.

2 Выделение изобутан-изобутиленовой фракции, где осуществляется

- компримирование и конденсация контактного газа,
- абсорбция несконденсировавшихся углеводородов С4,
- ректификация изобутан-изобутиленовой фракции от легких и тяжелых углеводородов.

Процессы выделения изобутан-изобутиленовой фракции — это процессы компримирования и конденсации контактного газа, абсорбция, десорбция и ректификация изобутан-изобутиленовой фракции от легких и тяжелых углеводородов.

Суть процесса стабилизации в процессе выделения изобутан-изобутиленовой фракции состоит в отделении летучих углеводородов, растворимых сопутствующих газов, таких как метан, водород, углекислый газ и азот. Процесс стабилизации сокращает потери изобутилена от испарения, снижает интенсивность процесса коррозии аппаратуры,

оборудования, а также позволяет получать более качественное сырье для получения синтетического каучука и сопутствующих продуктов.

Один из методов разделения углеводородных смесей, состоящих из двух или большего числа компонентов, является перегонка (дистилляция и ректификация).

Перегонка углеводородных смесей представляет собой процесс, включающий частичное испарение разделяемой смеси и последующую конденсацию образующихся паров. В результате конденсации получают жидкость, состав которой отличается от состава исходной смеси. Конденсат представляет собой сжиженные углеводородные газы легколетучих компонентов.

Путем перегонки разделяют смеси, все компоненты которых летучи, т.е. обладают определённым, хотя и различным давлением пара. Разделение перегонкой основано на различной летучести компонентов смеси при одной и той же температуре.

В простейшем случае исходная смесь является бинарной, т.е. состоит только из двух компонентов. Получаемый при перегонке пар содержит относительно большее количество легколетучего, или низкокипящего, компонента (НК), чем исходная смесь. Следовательно, в процессе перегонки жидкая фаза обедняется, а паровая фаза обогащается НК. Неиспарившаяся жидкость, имеет состав, более богатый труднолетучим, или высококипящим, компонентом (ВК)

Актуальность темы исследования заключается в изучении процессов разделения веществ, путем ректификации с целью модернизации существующего производства. Процессы ректификации широко распространены в химической промышленности и являются весьма энергоемкими и очень разнообразными по своему конструктивному исполнению.

Они наиболее удобны с точки зрения получения конечных и промежуточных продуктов требуемого состава. Это делает особенно

актуальным исследование предельных возможностей таких процессов.

Целью данной работы является совершенствование технологии получения изобутан-изобутиленовой фракции. В процессе исследования была предложена модернизация колонны стабилизации, путем замены массообменных устройств.

1ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Особенности получение изобутилена

Процессы получения изобутилена можно разделить на две большие группы: специализированные процессы с максимальным выходом изобутилена или фракции углеводородов C_4 и процессы, в которых они являются побочными продуктами.

Первая группа включает: 1) высокотемпературный пиролиз жидкого и газообразного сырья - сухие газы переработки нефти, попутные газы нефтедобычи, этан, пропан, бутаны, прямогонные и газовые бензины, в отдельных случаях рафинаты каталитического риформинга (после извлечения ароматических углеводородов), газойлевые фракции, нефть и нефтяные остатки; 2) термический крекинг высокомолекулярных парафинов, полученных при переработке нефти. Эти два метода сопровождаются побочными нежелательными реакциями деструкции образовавшихся олефинов, их гидрирование и дегидрирование. 3) селективную полимеризацию или деполимеризацию полимеров олефинов; 4) каталитическое дегидрирование парафинов (бутаны, пентаны, нормальные парафины); 5) дегидратацию спиртов; 6) реакции изомеризации и т.д.

В настоящее время все большее значение приобретают процессы извлечения изобутилена из пиролизных фракций C_4 . Промышленное выделение изобутилена из фракции C_4 осуществляется либо с помощью серной кислоты, либо жидкофазной гидратацией на ионообменных смолах.

Выделение изобутан-изобутиленовой фракции из контактного газа дегидрирования изобутана. (Кирпичников П.А. "Альбом технологических схем основных производств промышленности синтетического каучука").

Контактный газ из цеха дегидрирования изобутана поступает в буфер 1, а оттуда на компрессор 2 (рис. 1). Контактный газ, скомпримированный до 1,27 МПа, подается на конденсацию в основной

конденсатор 3, охлаждаемый водой, а затем в конденсатор 4, где конденсация происходит за счет испарения жидкого пропана при 0 °С.

Парожидкостная смесь углеводородов после конденсаторов поступает в сепаратор 5, откуда конденсат сливается в емкость 6, а несконденсировавшийся газ направляется в абсорбционную колонну 7 для извлечения углеводородов C_4 . В качестве абсорбента используется тяжелая фракция контактного газа (кубовая жидкость колонны 28). Абсорбент перед подачей в абсорбер охлаждается в пропановом холодильнике 8 до 10 °С

Неабсорбированный газ (водород, метан, углеводороды C_2 , C_3 , диоксид углерода) из верха абсорбера 7 через сепаратор 9 отводится в топливную сеть, а насыщенный абсорбент из куба абсорбера 7 через теплообменник 12 подается в десорбционную колонну 13. Десорбер обогревается паром через кипятильник 14. Отогранные пары углеводородов конденсируются в водяном конденсаторе 15 и пропановом конденсаторе 16. Полученные конденсаты сливаются в емкость 18, откуда часть углеводородов C_4 подается на орошение колонны, остальное количество направляется в емкость 6. Кубовая жидкость колонны 13 — десорбированный абсорбент — после охлаждения в теплообменнике 12 собирается в емкость 10 и возвращается на абсорбцию.

Углеводородный конденсат из емкости 6 насосом 20 подается в колонну стабилизации 21 для отгонки углеводородов C_2 и C_3 . Пары из верхней части колонны 21 конденсируются в конденсаторах 23 и 24. Несконденсировавшиеся газы стравливаются в топливную сеть, а конденсат собирается в емкость 26 и в виде флегмы возвращается в колонну. Кубовая жидкость колонны 21 самотеком за счет разности давлений поступает в ректификационную колонну 28 для отделения изобутан-изобутиленовой фракции от углеводородов C_5 и выше. Колонна 28 обогревается паром через кипятильник 29. Изобутан-изобутиленовая фракция отбирается из верхней части колонны и направляется на

выделение изобутилена. Кубовая жидкость колонны 28 — фракция углеводородов C_5 и выше — откачивается на склад или используется в качестве абсорбента при извлечении углеводородов C_4 .

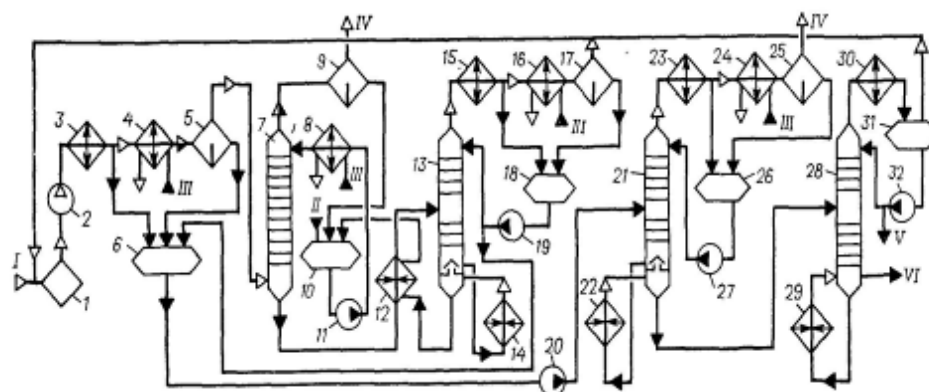


Рис. 1 - Схема выделения изобутан-изобутиленовой фракции из контактного газа дегидрирования изобутана:

1 - буфер; 2 - компрессор; 3, 15, 23, 30 - водяные конденсаторы; 4, 8, 16, 24 - пропановые конденсаторы; 5, 9, 17, 25 - сепараторы; 6, 10, 18, 26, 31 - емкости; 7 - абсорбер; 11, 19, 20, 27, 32 - насосы; 12 - теплообменник; 13 - десорбер; 14, 22, 29 - кипяtilьники; 21, 28 - ректификационные колонны.

I - контактный газ; II - абсорбент; III - пропан; IV - отдувки в топливную сеть; V - изобутан - изобутиленовая фракция; VI углеводороды C_5 и выше.

1.2 Назначение блока стабилизации и ректификации

Блок стабилизации предназначен для отделения от изобутан – изобутиленовой фракции легколетучих углеводородов (C_1 , C_2 , C_3) и тяжелолетучих углеводородов.

Сущность стабилизации заключается в отделении летучих углеводородов от изобутан – изобутиленовой фракции, что сокращает потери от испарения, снижает интенсивность процесса коррозии аппаратуры, оборудования и трубопроводов, а также позволяет получать ценное сырье для получения изобутилена.

Для процессов стабилизации применяют метод ректификации.

Процесс многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров называется ректификацией. Ректификация осуществляется путем контакта пара и жидкости, имеющих различную температуру, и проводится обычно в ректификационных колоннах. При контакте фаз из жидкости испаряется легколетучий компонент, которым обогащаются пары, а из паров конденсируется труднолетучий компонент. Такой обмен компонентами, повторяемый многократно, позволяет получить пары, представляющие собой более очищенный низкокипящий компонент. Пары после конденсации в теплообменнике образуют дистиллят и флегму – жидкость, возвращаемую на орошение колонны и для взаимодействия с поднимающимися парами. Пары получают путем частичного испарения снизу колонны кубового остатка.

Сущность процессов ректификации можно проследить с помощью t – x , y диаграммы на рис. 2.

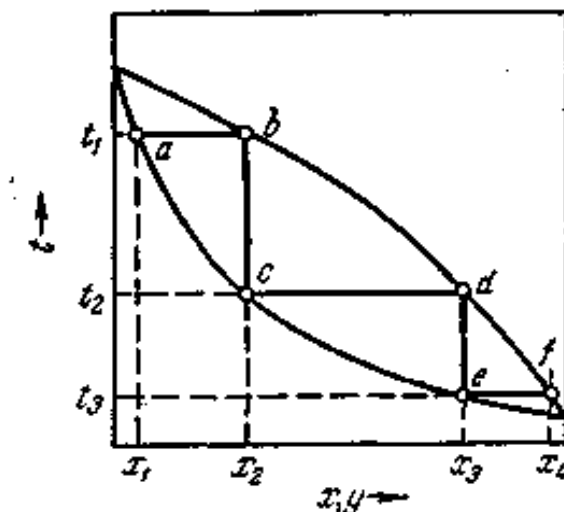


Рис. 2 Диаграмма t - x, y .

Приведенная диаграмма представляет собой совмещенный график зависимостей температуры кипения жидкости от ее состава и температуры насыщенных паров от их состава. Для ее построения используются данные расчета равновесных составов паровой и жидкой.

Диаграмма t - x - y служит основой для технологического расчета процессов разделения жидких смесей методом ректификации, так как с ее помощью по известным значениям составов паров и жидкостей в той или иной точке определяются значения местных температур, а так же решается противоположная задача.

Исходную смесь состава x_1 нагрев до температуры кипения получаем точку b , находящуюся в равновесном состоянии пара с жидкостью. Конденсация пара получаем жидкость состава x_2 , обогащенную низкокипящим компонентом. Далее нагрев жидкость до температуры кипения t_2 , получим пар, характеризуемой точкой d на диаграмме. Конденсацией пара получаем жидкость обогащенную содержанием низкокипящего компонента, имеющую состав x_3 , и т. д. Таким образом, последовательно проведя несколько процессов испарения жидкости и конденсации паров, получим в итоге жидкость (дистиллят), представляющую собой практически чистый низкокипящий компонент.

Аналогично, из паровой фазы, путем проведения ряда последовательных процессов конденсации и испарения, соответствующей составу жидкости x_4 , получаем жидкость (кубовый остаток), состоящий из высококипящего компонента.

Наиболее экономичное, полное и четкое разделение смесей на компоненты достигается в процессах ректификации, осуществляемых в ректификационных колоннах.

Действующие ректификационные установки не всегда удовлетворяют все возрастающим потребностям практики по степени очистки углеводородов и технико-экономическим показателям.

Совершенствование процессов ректификации возможно как на пути поиска и создания новых эффективных контактных устройств массообменных аппаратов и их композиций, оптимизации технологических схем.

Первоначально для очистки изобутан-изобутиленовой фракции использовались различные конструкции тарелок. В последнее время наблюдается повышенный интерес к применению более совершенных контактных устройств. Известно, что при абсорбции CO_2 массоперенос лимитируется сопротивлением в жидкой фазе, что предопределяет особенности выбора контактных устройств. Применение тарелок обеспечивает достаточно высокую эффективность массопереноса за счет повышенной задержки жидкости на полотне и высоких скоростей газа, позволяющих иметь при барботаже развитую межфазную поверхность контакта.

Модернизация процесса стабилизации изобутан - изобутиленовой фракции состоит в замене существующих контактных устройств на более эффективные. Модернизация процесса также заключается в замене существующего теплообменника на более эффективный, для обеспечения необходимой производительности процесса.

Цель реконструкции – замена масообменных устройств.

Содержание C_4 в кубовом продукте должно быть не более 1.0 % масс., при работе на повышенных нагрузках по сырью.

Смоделирован процесс выделения C_4 из абсорбента и последовательно рассчитаны новые массообменные устройства.

Рассчитан материальный баланс колонны (показан мат баланс при давлении верха колонны

0,25 МПа изб., при температуре питания 80°C

Рассчитанные технологические параметры процесса

Расход флегмы: 5671 кг/час или 10 м³/час

Флегмовое число: 1,0

Тепловая нагрузка конденсатора: 1,02 Гкал/час

Тепловая нагрузка испарителя: 3,20 Гкал/час

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Описание технологической схемы

Углеводороды состава C_1, C_2, C_3, C_4, C_5 и выше из емкостей блока абсорбции насосом 2 блока абсорбции - десорбции подаются на питание колонны стабилизации Кт-2, на 20 или 26 тарелку, где происходит процесс ректификации, в результате которого разделяются фракции легких, низкокипящих углеводородов C_1, C_2, C_3 и фракция более тяжелых, высококипящих углеводородов C_4, C_5 и выше. Количество подаваемой фракции из емкости блока абсорбции в колонну Кт-2 поддерживается автоматически регулятором расхода с коррекцией по уровню в емкости блока абсорбции.

Температура в кубе колонны поддерживается не выше 90°C и регулируется расходом пара $P=5 \text{ кгс/см}^2$, подаваемого в кипятильники Т-3/1,2. После клапана-регулятора расхода пара на кипятильники Т-3/1,2 имеется врезка вторичного пара из конденсатосборника системы абсорбции-десорбции. В линию пара на кипятильник Т-3/1 подается пар вторичного вскипания из конденсатосборника блока ректификации. Конденсат из кипятильника Т-3/2 собирается в сборнике конденсата Е-4/2 откуда по уровню в сборнике Е-4/2 за счет разности давления отводится в цех БК-2 через клапан регулятора уровня. Конденсат из кипятильника Т-3/1 поступает в сборник Е-4/1, откуда по уровню в сборнике за счет разности давлений через клапан регулятора уровня подается в общий цеховой коллектор конденсата.

Пары углеводородов C_1, C_2, C_3 и частично C_4 , отходящие с верха колонны Кт-2, поступают в межтрубное пространство дефлегматора Т-5, охлаждаемого обратной водой, поступающей в трубное пространство дефлегматора. Сконденсированные углеводороды стекают в емкость Е-9, откуда насосом Н-10 по клапану регулятора расхода с коррекцией по уровню в емкости Е-6 подается на верхнюю тарелку колонны Кт-2 в качестве флегмы. Несконденсированные в аппарате Т-5 углеводороды

поступают в трубное пространство пропанового конденсатора Т-7, где идет дальнейшее охлаждение и конденсация углеводородов за счет испарения пропана, поступающего в межтрубное пространство аппарата из сепаратора 0-6. Аппараты Т-7 и 0-6 работают как сообщающиеся сосуды, постоянство уровня жидкого пропана в аппаратах поддерживается клапаном-регулятором уровня. Пары пропана из аппарата Т-7 поступают в сепаратор 0-6, где отделяется от капель жидкости и далее поступают в коллектор газообразного пропана установки получения холода. Газожидкостная смесь из трубного пространства конденсатора Т-7 поступает в сепаратор 0-8, откуда отделившаяся жидкость стекает в емкость Е-9, а несконденсированные углеводороды C_1 , C_2 , C_3 и частично C_4 стравливаются в топливную сеть предприятия. Давление в колонне КТ-2 регулируется клапаном установленным на линии стравливания газа после сепаратора 0-8. Для уменьшения потерь углеводородов C_4 предусмотрена линия стравливания отдувок после сепаратора 0-8 на абсорбцию.

2.2 Установка стабилизации ИИФ

Установка стабилизации изобутан-изобутиленовой фракции предназначена для отгонки легколетучих углеводородов.

Для отгонки легколетучих углеводородов из изобутан-изобутиленовой фракции достаточно простой ректификации, как наиболее разработанной в промышленности, дешевой. Кипение веществ во фракции позволяют проводить простую ректификацию.

В данном дипломном проекте для отгонки легколетучих углеводородов из изобутан - изобутиленовой фракции применяется простая ректификация.

Применяемая схема проектируемой установки соответствует стандартной схеме ректификационных установок, которые имеют хорошие технологические параметры и для них разработаны методики расчёта.

Материалами, рекомендуемыми для изготовления узлов и частей материала, являются:

- для несущих конструкций углеродистая сталь
- для поверхностей, имеющих контакт со средой, стали нержавеющие, высоколегированные

Принятая производительность 320 тыс. т/год на поданное сырьё.

Показатели технологического режима колонны:

- давление верха – 0,9-1,8 МПа;
- флегмовое число – 15-25
- температура питания 35-45 °С
- температура куба не более 90°С
- температура верха 50-70°С

Мощность существующая 100 тыс. т/год изобутилена в ИИФ

Содержание углеводородов C₄; в отдуваемом газе не более 6,0%масс.

2.3 Физико-химические свойства сырья и готовой продукции

Пропан - бесцветный газ, с характерным запахом, не растворим в воде;



$$\text{Плотность} = 579 \text{ кг/м}^3$$

$$\text{Температура кипения} = -42,1^\circ \text{C}$$

$$\text{Вязкость} = 0,20^{-4} \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

$$\text{Молекулярный вес} = 44,1$$

Изобутилен - бесцветный газ, обладает неприятным запахом, в воде не растворим, растворяется в спиртах, эфире;



$$\text{Плотность паров по воздуху} = 1,933 \text{ кг/м}^3$$

$$\text{Температура кипения} = -7^\circ \text{C}$$

$$\text{Температура плавления} = -140,3^\circ \text{C}$$

$$\text{Температура критическая} = 156^\circ \text{C}$$

$$\text{Молекулярный вес} = 56,08$$

$$\text{Плотность в жидком состоянии} = 600,2 \text{ кг/м}^3$$

$$\text{Теплота испарения} = 22,3 \text{ кДж / моль}$$

$$\text{Теплота полимеризации} = 53,6 \text{ кДж/моль}$$

$$\text{Вязкость} = 0,78^{-10} \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

$$\text{Давление критическое} = 4,19 \text{ мПа}$$

Изобутан - бесцветный газ, с характерным запахом;



Молекулярный вес = 58

Температура кипения = - 11,73 °C

Термодинамические свойства при t = 25 °C

$C_p = 1,667$ (кДж/кг*град)

Теплота парообразования при t= 20 °C 335,7 (кДж/кг)

Вязкость = $0,28^{-20}$ мПа * с

Т плавления = -159,6 °C

Т кипения = -11,7°C

2.4 Краткое описание колонны стабилизации

Ректификационная колонна стабилизации имеет цилиндрический корпус, внутри которого установлены контактные устройства в виде тарелок. Назначение тарелок — развитие межфазной поверхности и улучшение контакта между жидкостью и паром. Тарелки снабжены устройствами для перелива жидкости.

Питающая тарелка как бы делит колонну на две части, имеющие различное назначение. В верхней части (от питающей до верхней тарелки) должно быть обеспечено возможно больше укрепление паров, т.е. обогащение их низкокипящим компонентом с тем, чтобы в дефлегматор направлялись пары, близкие по составу к чистому низкокипящему компоненту. Поэтому данная часть колонны называется укрепляющей. В нижней части (от питающей до нижней тарелки) необходимо в максимальной степени удалить из жидкости низкокипящий компонент, т.е. исчерпать жидкость для того, чтобы в кипятильник стекала жидкость, близкая по составу к чистому высококипящему компоненту. Соответственно эта часть колонны называется исчерпывающей.

Существующая колонна стабилизации имеет следующие параметры:

- диаметр колонны — 3200 мм;
- высота цилиндрической части колонны — 25550 мм;
- количество тарелок — 43 шт.;
- расстояние между тарелками — 450 мм;
- материал корпуса — Ст.16ГС

2.5 Краткое описание теплообменника

В качестве дополнительного оборудования на линии подачи

питания в колонну устанавливается теплообменник для подогрева исходной смеси.

Теплообменник выбираем стандартный, кожухотрубчатый с неподвижными трубными решетками. Теплообменник предназначен для углеводородного конденсата.

Теплообменники устанавливаются горизонтально. По результатам теплотехнического расчета принимается двухходовым по трубному пространству. Трубы, кожух и другие элементы конструкции изготовлены из нержавеющей стали. Распределительные камеры и крышки выполнены из нержавеющей стали. В кожухе размещен трубный пучок, теплообменные трубы которого развальцованы в трубных решетках. Трубная решетка жестко соединена с кожухом. С торцов кожух аппарата закрыт распределительными камерами. Кожух и камеры соединены фланцами.

Для подвода и отвода теплоносителей аппарат снабжен штуцерами. Один из теплоносителей в этих аппаратах движется по трубам, другой — в межтрубном пространстве, ограниченном кожухом и наружной поверхностью труб.

Особенностью аппаратов типа является то, что трубы жестко соединены с трубными решетками, а решетки приварены к кожуху. В связи с этим исключена возможность взаимных перемещений труб и кожуха.

Трубы в кожухотрубчатых теплообменниках размещаются так, чтобы зазор между внутренней стенкой кожуха и поверхностью, огибающей трубный пучок, был минимальным; иначе значительная часть теплоносителя может миновать основную поверхность теплообмена.

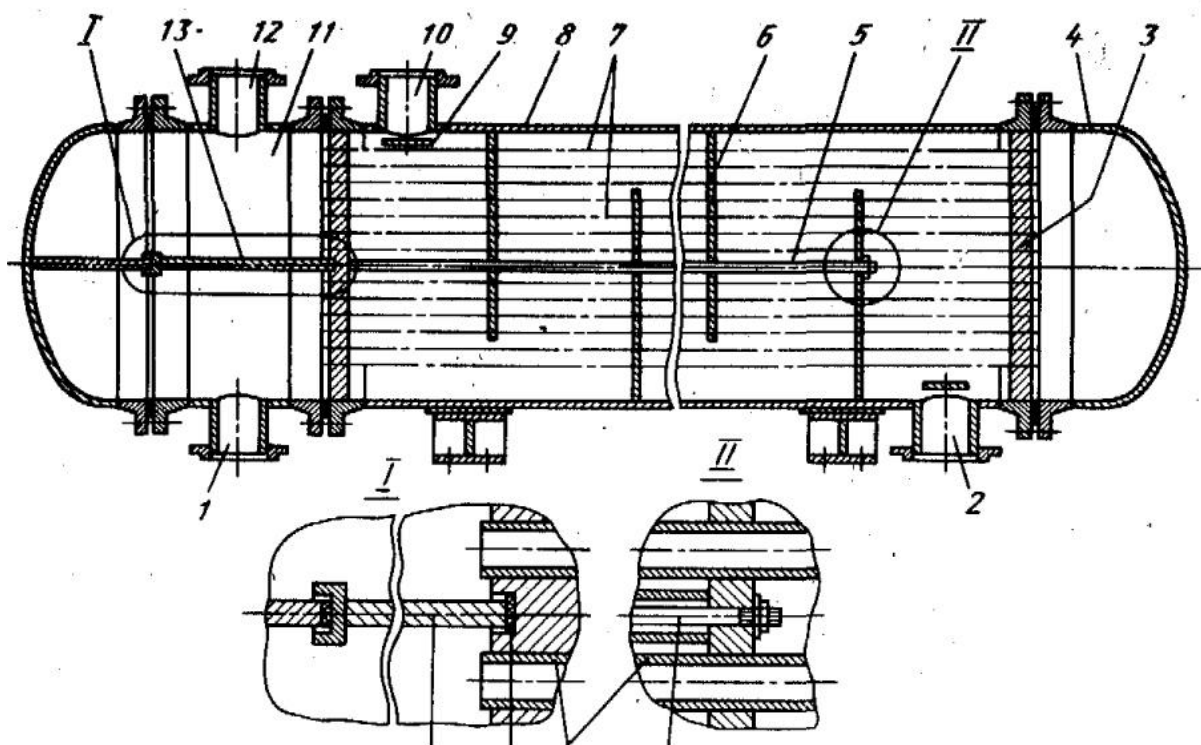


Рис. 3 Устройство двухходового горизонтального теплообменника

Двухходовой горизонтальный теплообменник типа Н состоит из цилиндрического сварного кожуха 8, распределительной камеры 11 и двух крышек 4. Трубный пучок образован трубами 7, закрепленными в двух трубных решетках 3. Трубные решетки приварены к кожуху. Крышки, распределительная камера и кожух соединены фланцами. В кожухе и распределительной камере выполнены штуцера для ввода и вывода теплоносителей из трубного (штуцера 1, 12) и межтрубного (штуцера 2, 10) пространств. Перегородка 13 в распределительной камере образует ходы теплоносителя по трубам. Для герметизации узла соединения продольной перегородки с трубной решеткой использована прокладка 14, уложенная в паз решетки 3.

Поскольку интенсивность теплоотдачи при поперечном обтекании труб теплоносителем выше, чем при продольном, в межтрубном пространстве теплообменника установлены зафиксированные стяжками 5 поперечные перегородки 6, обеспечивающие зигзагообразное по длине аппарата движение теплоносителя в межтрубном пространстве. На входе теплообменной среды в межтрубное пространство предусмотрен отбойник

9 — круглая или прямоугольная пластина, предохраняющая трубы от местного эрозионного изнашивания.

2.6 Выявленные недостатки

На установке стабилизации для отгонки углеводородов применяется тарельчатые контактные устройства, с переточными устройствами по способу передачи жидкости с тарелки на тарелку различают тарелки.

По характеру взаимодействия газового и жидкостного потоков тарелки барботажного типа. Тарелки, на которых сплошной фазой является жидкость, а дисперсной — газ или пар, называют барботажными.

По конструкции устройств ввода пара (газа) в жидкость применяют тарелки колпачковые. Эти тарелки могут работать только в барботажном режиме. Предлагаемые клапанные тарелки могут работать как в барботажном так и в струйном режиме.

Колпачковые тарелки с капсульными колпачками до недавнего времени считали лучшими контактными устройствами для ректификационных и абсорбционных аппаратов благодаря простоте эксплуатации и универсальности.

Тарелки с капсульными колпачками имеют относительно высокий КПД (0,75—0,80) и работают в широком диапазоне производительностей по газу. Их можно использовать при нестабильных нагрузках по жидкости и пару. Для этих тарелок $F \approx 1 \text{ (м/с) (кг/м}^3\text{)}^{-0.5}$, а гидравлическое сопротивление, зависящее от глубины погружения колпачка, не превышает 1 кПа. К недостаткам этих тарелок следует прежде всего отнести значительные металлоемкость и трудоемкость изготовления.

Гидравлическое сопротивление распределительных устройств должно быть минимальным. Стремление к максимальному удовлетворению этих требований, а так же специфика свойств смесей, подлежащих разделению (теплообразование, агрессивность, закоксовывание, образование термополимеров и т.д.), приводит к многообразию типов ректификационных колонн.

Замена массообменных устройств позволит решить задачу

увеличения производительности, повышение эффективности, контактных устройств, массообмена и КПД тарелки.

Клапанные тарелки FLEXITRAY

Проверенная работа во всех процессах с парожидкостным контактом.

Клапанные тарелки FLEXITRAY сочетают в себе высокую производительность и превосходную эффективное в широком рабочем диапазоне.

тарелки FLEXITRAY - это, как правило, наиболее экономически привлекательное решение для проектов строительства новых колонн.

Преимущества клапанных тарелок FLEXITRAY

Превосходный парожидкостный контакт, обеспечивающий высокую эффективность

- Уменьшение флегмового числа при заданном диаметре колонны
- Возможность уменьшить диаметр колонны при заданном расходе сырья

Пары, выходящие из клапана, направлены горизонтально, а не вертикально, как это происходит на ситчатых тарелках. Это уменьшает унос жидкости, а также позволяет удлинить межремонтный пробег в колоннах с загрязненными средами, так как горизонтальный радиальный ток паров вдоль полотна тарелки уменьшает («мертвые зоны», в которых могли бы осаждаться мехпримеси, начаться образование полимеров или происходить разложение перерабатываемого материала.

Высокая производительность и низкий перепад давления

Клапанные тарелки FLEXITRAY могут работать при нагрузках, которые до 10% выше, чем те, с которыми способны справиться ситчатые тарелки, в то же время обеспечивая более высокую эффективность. Отбортанные отверстия для клапанов типа ТО обеспечивают самый низкий перепад давления на тарелку в большом диапазоне расхода сырья.

Экономическая эффективность

Стоимость самих тарелок, простота монтажа, малые требования к ремонту клапанных тарелок FLEXITRAY являются составляющими экономически эффективных проектов с их использованием.

Универсальность

Существующие колонны, оснащенные клапанными тарелками FLEXITRAY, зачастую могут быть использованы в каком-то другом технологическом процессе с минимальным объемом изменений благодаря широкому рабочему диапазону, высокой производительности, низкому перепаду давления и превосходной эффективности установленных в них тарелок.

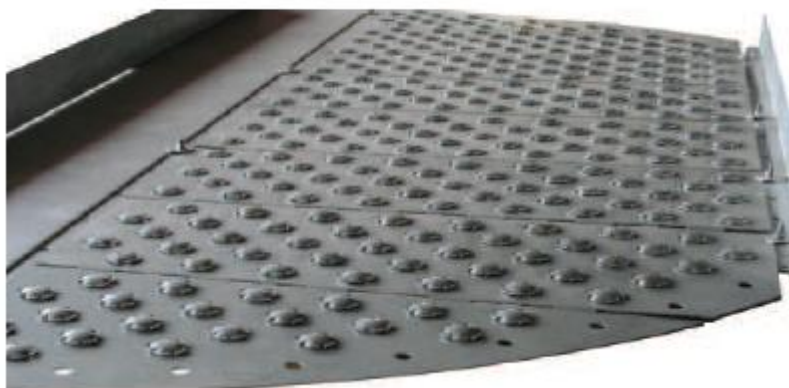


Рис.4 Клапанная тарелка FLEXITRAY

Устройства ввода

Достижение требуемых показателей работы колонны невозможно без грамотно спроектированных устройств ввода и распределения потоков жидкости и паров, поступающих в колонну. Типы потоков, поступающих в колонну, можно разделить на три основные категории:

- Только жидкость (с содержанием паров менее 1 об.%)
- Смесь жидкости и паров, частично испаренная жидкость
- Пары

Критерии выбора устройства ввода отличаются для каждой категории.

Ввод только жидкости

Среди факторов, которые учитываются инженерами Косп-С1йзсп при проектировании устройства ввода жидкости, можно отметить следующие:

- Тип тарелок
- Ожидаемые показатели работы тарелок
- Расход
- Рабочий диапазон
- Достаточность нагрева жидкости
- Требования к смешиванию

Конструкция устройства ввода для данных условий зависит от типа тарелок.

Смесь жидкости и паров, частично испаренная жидкость

Выбор устройств ввода смеси жидкости и паров, а также частично испаренной жидкости, размещаемых над тарелками колонны, зависит от:

- Типа тарелок
- Расходов жидкости и паров
- Требований по минимально допустимой производительности
- Высоты колонны, необходимой для высвобождения и распределения паров
- Требований по смешиванию

Во всех случаях, разделение паровой и жидкой фаз является главной задачей. Иногда, особые требования по предварительному распределению могут повлиять на проект тарелок.

CFD моделирование

Хорошее распределение паров является необходимым условием достижения высокой эффективности разделения. Плохое распределение паров очень часто является основной причиной проблем.

Koch-Glitsch сочетает современные методы моделирования при помощи расчетной гидродинамики со своим опытом проектирования, чтобы проанализировать распределение паров и жидкости при оценке работы существующих внутренних устройств колонн и при разработке новых улучшенных конструкций. Сюда входит создание трехмерных компьютерных моделей внутренних устройств, которые позволяют детально предсказать поведение потоков (профили линейной скорости и т. а.), как показано на иллюстрации внизу.

Koch-Glitsch использует CFD моделирование для решения следующих задач:

- Разработка и усовершенствование нового массообменного оборудования
- Устранение неполадок или анализ работы существующего оборудования
- Проверка проектов оборудования перед началом изготовления и монтажа.

CFD моделирование работы одного клапана 76-0

Ввод только паров

Два фактора следует учитывать для правильного выбора устройства ввода только паровой фазы:

- Кинетическая энергия входящих паров по отношению к перепаду давления на тарелках, расположению штуцера ввода, а также требованиям по эффективности разделения в колонне.
- Если имеется большая разница в составе и/или температуре входящим потоком паров и основным потоком паров в колонне, смешивание обоих потоков улучшает работу тарелок.

Специальные устройства для

распределения паров могут не потребоваться, если имеется достаточное пространство по высоте колонны для уравнивания давления,

либо если перепад давления на тарелках достаточен, чтобы обеспечить хорошее распределение паров.



Рис.5 CFD моделирование работы одного клапана

Механические особенности



Рис. 6 Соединение панелей тарелок FLEXILOCK

Технология OMNI-FIT

Запатентованное соединение панелей тарелок FLEXILOCK позволяет быстро выполнить монтаж панелей тарелок у изготовителя корпуса колонны или на площадке монтажа. Соединение панелей тарелок FLEXILOCK устраняет необходимость в крепеже для крепления соседних панелей тарелок и обеспечивает безошибочный монтаж полотна тарелки. Соединение панелей тарелок FLEXILOCK может быть использовано для:

- Уменьшения потребности в крепеже
- Улучшения работы расположенных рядом клапанов
- Существенного сокращения сроков монтажа
- Увеличения прочности соединения и устойчивости к противодавлению
- Облегчения монтажа тарелок на заводе-изготовителе колонн
- Устранения смещения панелей, вызванного вибрацией

Технология OMNI-FIT представляет собой набор технических решений, позволяющих уменьшить стоимость и продолжительность реконструкции. Такие технические решения включают в себя разжимные опорные кольца, опорные пьедесталы, адаптеры сливных карманов, а также тарелки специальной конструкции, которые могут свести к минимуму или вообще устранить необходимость в выполнении сварочных

работ на корпусе существующей колонны. Повышение эффективности и производительности Вашей колонны с использованием технологии OMNI-FIT возможно уже при очередной остановке на плановый ремонт.

Технологию OMNI-FIT можно использовать для:

- Увеличения числа теоретических ступеней
- Изменения шага между тарелками
- Изменения количества потоков на тарелках
- Изменения размеров или конструкции сливных карманов
- Монтажа многопоточных тарелок SUPERFLAR
- Изменения ориентации тарелок
- Устранения необходимости в сварке на корпусе колонны
- Сокращения сроков реконструкции
- Замены насадки
- И не только ...

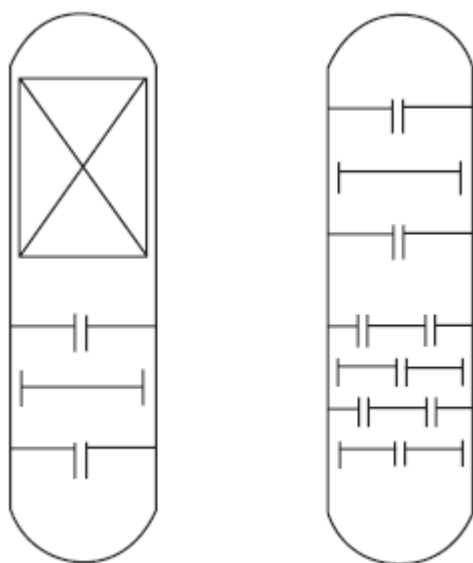


Рис. 7 До и после реконструкции

3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Материальный баланс колонны стабилизации

Уравнение материального баланса

$$G_1 + G_2 = G_3 + G_4$$

Где G_1 - подача питания в колонну стабилизации

G_2 - подача флегмы

G_3 - выход кубового продукта

G_4 - выход дистиллята

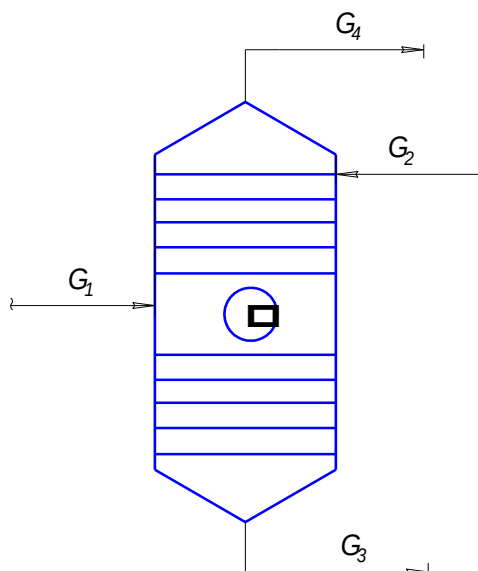


Рис. 3.1 Схема материальных потоков

Исходные данные представлены в табл. № 3.1, 3.2, 3.3.

Годовая производительность установки колонны стабилизации КТ-2
 $Q = 320000$ т/год на исходное сырье (изобутан-изобутиленовая фракция).

Таблица 3.1

Состав питания в колонну стабилизации,

поступающего из подогревателя исходной смеси Т-1, (% масс)

Метан	0,2
Углеводороды C ₂	0,4
Углеводороды C ₃	2,2
Изобутилен	45,0
Бутилены	0,9
Изобутан	49,5
Бутан	1,2
Пентан	0,5
CO ₂	0,1
Итого	100

Таблица 3.2

Состав выходящего кубового продукта,
поступающего на отгонку, (% масс):

Углеводороды C ₃	0,14
Изобутилен	46,2
Бутилены	0,93
Изобутан	51,0
Бутан	1,2
Пентан	0,50
Итого	100,0

Таблица 3.3

Состав дистиллята колонны, поступающий в дефлегматор (% масс)

Метан	6,6
-------	-----

Углеводороды C ₂	13,3
Углеводороды C ₃	70,6
Изобутилен	4,7
Изобутан	1,5
CO ₂	3,3
Итого	100

Расчет материального баланса

3.1 Число рабочих дней в году-365, на ремонт-21.

Число рабочих часов в году $(365-21)*24=8256$ ч.

3.2 Часовая производительность установки

$$(320000*1000)/8256=38759,7 \text{ кг/ч}$$

3.3 Составляем уравнение материального баланса

$$\left\{ \begin{array}{l} G_F = G_P + G_W \\ G_F \cdot x_F = G_P \cdot x_P + G_W \cdot x_W \end{array} \right.$$

Где G_F - количество сырья,

G_P - количество дистиллята,

G_W - количество кубового остатка.

x_F, x_P, x_W - массовая доля НКК в питании, в дистилляте, кубовом остатке

$$G_F = 38759,7 \text{ кг/ч} = 10,77 \text{ кг/с}$$

$$x_F = 0,022 \% \text{ масс.}$$

$$x_P = 0,706 \% \text{ масс.}$$

$$x_W = 0,0014 \% \text{ масс.}$$

Расчет ведем по более летучему компоненту углеводородам C_3

Подставляя данные в систему уравнений материального баланса, получаем

$$\begin{cases} 10,77 = G_p + G_w \\ 10,77 \cdot 0,022 = G_p \cdot 0,706 + G_w \cdot 0,001 \end{cases}$$

Решая систему уравнений получаем

$$G_w = 10,45 \text{ кг/с} = 37626 \text{ кг/ч}$$

$$G_p = 0,31 \text{ кг/с} = 1133 \text{ кг/ч}$$

Таблица 3.4

Состав и количество поданного питания в колонну

Компоненты	%масс	кг/ч	кг/с	М	кмоль/ч	%мол.
1	2	3	4	5	6	7
Метан	0,2	77,5	0,02	16	4,8	0,70
Углеводор. C2	0,4	155,0	0,04	29	5,3	0,77
Углеводор. C3	2,2	852,7	0,24	43	19,8	2,87
Изобутилен	45,0	17441,9	4,84	56	311,5	45,13
Бутилены	0,9	348,8	0,10	56	6,2	0,90
Изобутан	49,5	19186,0	5,33	58	330,8	47,93
Бутан	1,2	465,1	0,13	58	8,0	1,16

Продолжение таблицы 3.4

1	2	3	4	5	6	7
Пентан	0,5	193,8	0,05	72	2,7	0,39
CO ₂	0,1	38,8	0,01	44	0,9	0,13
Всего	100`	38759,7	10,77		690,1	100,0

Пример расчета для изобутилена

$$1) \frac{38759,7 \text{ кг/ч}}{x \text{ кг/ч}} = \frac{100 \%}{45 \%}$$

$$x = \frac{38759,7 \cdot 45}{100} = 17441,9 \text{ кг/ч}$$

$$2) 17441,9 / 3600 = 4,84 \text{ кг/с}$$

$$3) \frac{17441,9 \text{ кг/ч}}{56 \text{ кг/кмоль}} = 311,5 \text{ кмоль/ч}$$

$$4) \frac{311,5 \text{ кмоль/ч} \cdot 100\%}{690,1 \text{ кмоль/ч}} = 45,13 \% \text{ мол.}$$

Таблица 3.5

Состав и количество дистиллята

Компоненты	%масс	кг/ч	кг/с	М	кмоль/ч	%мол.
Метан	6,60	74,8	0,02	16	4,7	15,29
Углевод. C ₂	13,30	150,7	0,04	29	5,2	17,00
Углевод. C ₃	70,60	800,0	0,22	43	18,6	60,86
Изобутилен	4,70	53,3	0,01	56	1,0	3,11
Изобутан	1,50	17,0	0,00	58	0,3	0,96
CO ₂	3,30	37,4	0,01	44	0,8	2,78
Всего	100	1133	0,30		30,6	100,0

Таблица 3.6

Состав и количество кубового продукта

Компоненты	%масс	кг/ч	кг/с	М	кмоль/ч	%мол.
Углевод. C ₃	0,14	52,7	0,01	43	1,23	0,19
Изобутилен	46,20	17383,4	4,83	56	310,4	47,08
Бутилены	0,93	349,9	0,10	56	6,25	0,95
Изобутан	51,0	19189,5	5,33	58	330,9	50,17
Бутан	1,24	466,6	0,13	58	8,04	1,22
Пентан	0,50	188,1	0,05	72	2,61	0,40
Всего	100,0	37626	1045		659,4	100,0

Определение количества флегмы на орошение

R=15 – число флегмы

Количество флегмы

$$\Phi = R \cdot P$$

$$\Phi = 15 \cdot 1133 = 16998 \text{ кг/ч или } 4,72 \text{ кг/с}$$

Определение количества выходящих с верха колонны газов на конденсацию

$$G_4 = \Phi + P$$

$$G_4 = 16998 + 1133 = 18131 \text{ кг/ч}$$

Таблица 3.7

Сводная таблица материального баланса

Приход		Расход	
компоненты	кг/ч	компоненты	кг/ч
Питание	38760	Кубовый остаток	37626
Флегма	16998	Дистиллят	18131
Всего	55758	Всего	55758

3.2 Тепловой баланс колонны стабилизации

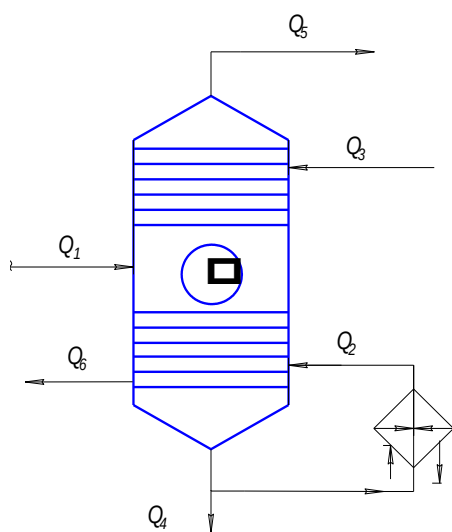


Рис 3.2 Схема тепловых потоков

Тепловой баланс

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6$$

Где Q_1 - тепло с сырьем.

Q_2 - тепло с куб. продуктом.

Q_3 - тепло с флегмой

Q_4 - тепло куба на склад

Q_5 - тепло паров на конденсацию

Q_6 - теплопотери

Таблица 3.8

Режим работы колонны

Температура верха	55 °С
Температура куба	90 °С
Температура с сырьем	45 °С
Температура флегмы	20 °С
Давление пара в кипятильнике	0,6 МПа

Тепловой расчет

Приход тепла

Тепловые потоки определяются по формуле, Вт

$$Q = G \cdot c \cdot t$$

где G- масса вещества, кг/с

c - удельная массовая теплоемкость вещества, Дж/кг*град

t - температура потока, °С

Теплоемкость веществ (Справочник нефтехимика)

$$C_p^0 = A_0 + A_1 \left(\frac{T}{1000} \right) + A_2 \left(\frac{T}{1000} \right)^2$$

где C_p^0 - молярная теплоемкость, Дж / (моль * К)

$A_{0,1,2}$ - коэффициенты

T - температура, К

Удельная теплоемкость

$$c = C_p^0 \cdot 1000 / M$$

где c - удельная теплоемкость, Дж/(кг*К)

M - молярная масса, г/моль

Удельная теплота испарения

$$r_m = 36,61 + 19,14 \lg T_{\text{кип.}}$$

где r_m - молярная теплота испарения

$T_{\text{кип.}}$ - температура кипения

Таблица 3.9

Термодинамические свойства (Справочник нефтехимика)

Компонент	A_0	A_1	A_2
-----------	-------	-------	-------

C_3	-29,8	396,1	-270,8
Изобутан	-37,4	523,8	-367
Изобутилен	-8,2	376,8	-235,2

Приход

Тепло с питанием при $T = 45^{\circ}\text{C} = 318\text{ K}$

Теплоемкость изобутилена

$$C_{p\text{ iC}_4\text{H}_8} = -8,2 + 376,8 \cdot 0,318 - 235,2 \cdot 0,318^2 = 87,84 \text{ Дж/кмоль}\cdot\text{K}$$

$$C_{\text{iC}_4\text{H}_8} = \frac{87,84 \cdot 1000}{56} = 1569 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$$

Теплоемкость изобутана

$$C_{p\text{ iC}_4\text{H}_{10}} = -37,4 + 523,8 \cdot 0,318 - 367 \cdot 0,318^2 = 92,06 \text{ Дж/кмоль}\cdot\text{K}$$

$$C_{\text{iC}_4\text{H}_{10}} = \frac{92,06 \cdot 1000}{58} = 1587 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$$

Удельная теплоемкость смеси

$$C_{\text{см}} = \sum c_i \cdot x_i$$

$$C_F = 1569 \cdot 0,45 + 1587 \cdot 0,50 = 1491 \text{ Дж/кг}\cdot\text{K}$$

$$Q_F = Q_1 = 1491 \frac{38760}{3600} 45 = 722621,5 \text{ Вт}$$

Тепло с флегмой при $T = 20^{\circ}\text{C} = 293\text{ K}$

Теплоемкость C_3

$$C_{p\text{ C}_3} = -29,8 + 396,1 \cdot 0,293 - 270,1 \cdot 0,293^2 = 63,01 \text{ Дж/кмоль}\cdot\text{K}$$

$$C_{\text{C}_3} = \underline{\hspace{2cm}} = 1465,3 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$$

$$\frac{63,01 \cdot 1000}{43}$$

$$Q_{\Phi} = Q_3 = 1465,3 \frac{16998}{3600} 20 = 138375,9 \text{ Вт}$$

Расход

Тепло с кубовым продуктом при $T = 90^{\circ}\text{C} = 363 \text{ К}$

Теплоемкость изобутилена

$$C_{p_{iC_4H_8}} = -8,2 + 376,8 \cdot 0,363 - 235,2 \cdot 0,363^2 = 97,59 \text{ Дж/кмоль} \cdot \text{К}$$

$$C_{iC_4H_8} = \frac{97,59 \cdot 1000}{56} = 1743 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Теплоемкость изобутана

$$C_{p_{iC_4H_{10}}} = -37,4 + 523,8 \cdot 0,363 - 367 \cdot 0,363^2 = 104,4 \text{ Дж/кмоль} \cdot \text{К}$$

$$C_{iC_4H_{10}} = \frac{104,4 \cdot 1000}{58} = 1800 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Удельная теплоемкость смеси

$$C_{см} = \sum c_i \cdot x_i$$

$$C_W = 1743 \cdot 0,462 + 1800 \cdot 0,51 = 1723 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}$$

$$Q_W = Q_4 = 1723 \frac{37626}{3600} 90 = 1620679,3 \text{ Вт}$$

Тепло паров идущих на конденсацию при $T = 55^{\circ}\text{C}$

Теплоемкость C_3

$$C_{p\,C_3} = -29,8 + 396,1 \cdot 0,328 - 270,1 \cdot 0,328^2 = 70,99 \text{ Дж/кмоль} \cdot \text{К}$$

$$C_{C_3} = \frac{70,99 \cdot 1000}{43} = 1650,9 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

$$Q_p = Q'_5 = 1650,9 \cdot \frac{11,77}{3600} \cdot 55 = 38731,2 \text{ Вт}$$

Теплота испарения

$$Q''_5 = G_p \cdot r$$

где r - теплота испарения, Дж / кг·К

$$r = 3010 \text{ кал/моль} = 3010 \cdot 4190 = 12611900 \text{ Дж / кг} \cdot \text{К}$$

$$Q''_5 = \frac{1133 \cdot 12611900,0}{3600} = 3969930,4 \text{ Вт}$$

Тепло с дистиллятом на конденсацию

$$Q_5 = Q'_5 + Q''_5 = 28580,9 + 3969930,4 = 3998511 \text{ Вт}$$

Потери тепла в окружающую среду

$$Q_6 = 3 \% \text{ от общего расхода тепла}$$

$$Q_6 = 0,03 (Q_4 + Q_5)$$

$$Q_6 = 0,03 (1620679,3 + 3998511) = 168576 \text{ Вт}$$

Таблица 3.10

Таблица теплового баланса

Приход		Расход	
Компонент	Вт	Компонент	Вт
Q ₁	722622	Q ₄	1620679
Q ₂	4926769	Q ₅	3998511
Q ₃	138376	Q ₆	168576
Итого	5787766	Итого	5787766

Теплота с кубовым продуктом из испарителя (кипятильника)

$$Q_2 = (Q_4 + Q_5 + Q_6) - (Q_1 + Q_3), \text{ Вт}$$

$$Q_2 = (1620679 + 3998511 + 168576) - (722622 + 138376) = 4926769 \text{ Вт};$$

Расход греющего водяного пара на испарение кубового продукта в испарителе (кипятильнике)

$$G_{\text{г.п.}} = \frac{Q_2}{r_{\text{г.п.}} \cdot X}, \text{ кг/с, где}$$

$r_{\text{г.п.}}$ – теплота конденсации греющего водяного пара, Дж/кг; при давлении греющего пара: $P = 0,6 \text{ МПа}$

$$r_{\text{г.п.}} = 2095000 \text{ Дж/кг}$$

x – влагосодержание греющего водяного пара: 95%,

$$G_{г.п.} = \frac{4926769}{2095000 \cdot 0,95} = 2,4755 \text{ кг/с} = 8911,8 \text{ кг/ч}$$

Расход пара до модернизации.

Температура на входе была 27°C

Тепло с питанием при $T = 27^{\circ}\text{C} = 300 \text{ K}$

Теплоемкость изобутилена

$$C_{p_{iC4H8}} = -8,2 + 376,8 \cdot 0,300 - 235,2 \cdot 0,300^2 = 83,67 \text{ Дж/кмоль} \cdot \text{K}$$

$$C_{iC4H8} = \frac{83,67 \cdot 1000}{56} = 1494 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$$

Теплоемкость изобутана

$$C_{p_{iC4H10}} = -37,4 + 523,8 \cdot 0,300 - 367 \cdot 0,300^2 = 86,71 \text{ Дж/кмоль} \cdot \text{K}$$

$$C_{iC4H10} = \frac{92,06 \cdot 1000}{58} = 1495 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$$

Удельная теплоемкость смеси

$$C_{см} = \sum c_i \cdot x_i$$

$$C_F = 1494 \cdot 0,45 + 1495 \cdot 0,50 = 1494,5 \text{ Дж/кг} \cdot \text{K}$$

$$Q_F = Q_1 = 1494,5 \cdot \frac{38760}{3600} \cdot 27 = 410578 \text{ Вт}$$

Теплота с кубовым продуктом из испарителя (кипятильника)

$$Q_2 = (Q_4 + Q_5 + Q_6) - (Q_1 + Q_3), \text{ Вт}$$

$$Q_2 = (1620679 + 3998511 + 168576) - (410578 + 138376) = 5238812 \text{ Вт};$$

Расход греющего водяного пара на испарение кубового продукта в испарителе (кипятильнике)

$$G'_{г.п.} = \frac{Q_2}{r_{г.п.} \cdot x}, \text{ кг/с, где}$$

$r_{г.п.}$ – теплота конденсации греющего водяного пара, Дж/кг; при давлении греющего пара: $P = 0,6 \text{ МПа}$

$$r_{г.п.} = 2095000 \text{ Дж/кг}$$

x – влагосодержание греющего водяного пара: 95%,

$$G'_{г.п.} = \frac{5238812}{2095000 \cdot 0,95} = 2,6322 \text{ кг/с} = 9475,92 \text{ кг/ч}$$

$$\Delta G_{г.п.} = 9475,92 - 8911,8 = 563,4 \text{ кг/ч} = 4651,43 \text{ т/год}$$

3.3 Технологический и конструктивный расчет колонны стабилизации

3.3.1. Расчет числа теоретических тарелок

Определяем мольную долю низкокипящего компонента (н.к.) в дистилляте.

Н.к – углеводороды C_3 , температура кипения $-47,7^\circ\text{C}$;

В.к (высококипящий компонент) – изобутан ($T_{кип} = -11,7^\circ\text{C}$).

$$N = \frac{N}{\Sigma N}$$

Где N – содержание воды в дистилляте, Кмоль/ч,

ΣN – содержание всех компонентов в смеси.

$$X_{\text{НК}}^{\text{P}} = 18,61 / 30,07 = 0,61$$

Мольная доля н.к. в питании:

$$X_{\text{НК}}^{\text{F}} = 19,83 / 690,1 = 0,029$$

Мольная доля н.к. в кубе:

$$X_{\text{НК}}^{\text{W}} = 1,23 / 659,4 = 0,002$$

Мольные доли высококипящего компонента:

$$X_{\text{ВК}}^{\text{P}} = 0,29 / 30,57 = 0,01$$

$$X_{\text{ВК}}^{\text{F}} = 330,79 / 690,1 = 0,48$$

$$X_{\text{ВК}}^{\text{W}} = 330,85 / 659,4 = 0,5$$

Коэффициент относительной летучести по температуре верха колонны (Оборудование производств, В.О. Рейхсвельд)

$$\alpha = P_{\text{НК}} / P_{\text{ВК}}$$

Где $P_{\text{НК}}$ - давление насыщенных паров НК, мм.рт.ст.

$P_{\text{ВК}}$ - давление насыщенных паров ВК, мм.рт.ст.

Давление насыщенных паров C_3

$$P = 1240 \text{ мм.рт.ст.}$$

Давление насыщенных паров изобутана

$$P = 895 \text{ мм.рт.ст.}$$

$$\alpha = 1240 / 895 = 1,4$$

По уравнению Фенске определим минимальное число тарелок для верхней части колонны. (Основы теории и расчета перегонки и ректификации. С.А. Багатуров)

$$N_{\min} = (\lg(X_{\text{НК}}^{\text{П}} / (1 - X_{\text{НК}}^{\text{П}})) * (1 - X_{\text{НК}}^{\text{Ф}} / X_{\text{НК}}^{\text{Ф}})) / \lg \alpha$$

Где $X_{\text{НК}}^{\text{П}}$, $X_{\text{НК}}^{\text{Ф}}$ - мольные доли НК в дистилляте и питании

α - коэффициент относительной летучести компонентов

$$N_{\min} = \lg(0,609 / 0,391 * 0,97 / 0,029) / \lg 1,4 = 22,2$$

$$N_{\min} = 22,2 = 22$$

Число действующих тарелок

$$N = 22 / 0,56 = 40$$

Принимаем $N = 20$ тарелок в укрепляющей части

23 в исчерпывающей части

Общее число тарелок 43 шт.

$$V_{\text{сек}} = \frac{G_D \cdot (R + 1) \cdot (22,4 \cdot (73 + t_{\text{ср}}) \cdot p_0)}{273 \cdot M_p \cdot 3600 \cdot p}$$

$$V' = \frac{1133,2 \cdot (5 + 1) \cdot (22,4 \cdot (73 + 55) \cdot p_0)}{273 \cdot 43 \cdot 3600 \cdot p} = 0,36 \text{ м}^3 / \text{кмоль}$$

$$V'' = \frac{1133,2 \cdot (5 + 1) \cdot (22,4 \cdot (73 + 90) \cdot p_0)}{273 \cdot 58 \cdot 3600 \cdot p} = 0,15 \text{ м}^3 / \text{кмоль}$$

Расстояние между тарелками 450 мм. (по цеховым данным)

Скорость пара в колонне

$$\omega = C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} + \rho_{\text{н}}}{\rho_{\text{н}}}} = 0,15 \text{ м/с}$$

Диаметр колонны определяем по уравнению

$$D_{\kappa} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{сек}}}{\pi \cdot \omega}}$$

$$D_{\kappa} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,36}{\pi \cdot 0,15}} = 2,05 \text{ м}$$

Где $V_{\text{сек}}$ - расход проходящего по колонне пара

ω - скорость пара, отнесённая к полному поперечному сечению колонны

Принимаем диаметр колонны $D_{\kappa} = 2200 \text{ мм}$

Скорость пара в колонне

$$\omega' = \frac{V'}{0,785 D^2} = \frac{0,36}{0,785 \cdot 2,2^2} = 0,14 \text{ м/с}$$

$$\omega'' = \frac{V''}{0,785 D^2} = \frac{0,15}{0,785 \cdot 2,2^2} = 0,06 \text{ м/с}$$

Высота тарельчатой части колонны

$$H_T = h(n-1) = 450(43 - 1) = 18900 \text{ мм}$$

где h - расстояние между тарелками

n - число действующих тарелок

Общая высота колонны

$$H = (n_T - 1) \cdot H_T + H_{\text{сеп}} + H_{\text{куб}}$$

Где n_T - количество тарелок в колонне

43 шт.

H_T - расстояние между тарелками

450 мм

$H_{\text{сеп}}$ - высота сепарационной части

1000 мм

$H_{\text{куб}}$ - высота кубовой части колонны

2000 мм

$$H = 18900 + 1000 + 2000 = 21900 \text{ мм}$$

3.4 Гидравлический расчет тарелок

Для клапанных тарелок величина общего сопротивления определяем уравнению:

$$\Delta P = \frac{2}{3} \left[(\xi + 0,5) \frac{\rho_{\pi} \cdot \omega_{оп}^2}{2} + g \rho_{ж} (h_w + h_{ow}) + 0,5 \Delta P_{\sigma} \right]$$

где ξ – общий коэффициент сопротивления тарелки, для клапанных тарелок $\xi=3,63$;

$\omega_{оп}$ – скорость пара в рабочем сечении колонны, м/с;

h_w – высота сливной перегородки, м;

h_{ow} – подпор, м;

ΔP_{σ} – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, Па.

Высоту сливной перегородки h_w выбирают с таким расчетом, чтобы обеспечить достаточный слой жидкости на тарелке $(h_w + h_{ow}) \geq 40$ мм.

Скорость газа в интервале устойчивой работы клапанных тарелок может быть рассчитываем по уравнению:

$$\left(\frac{\omega_{оп}}{F_c} \right)^{1,85} = \frac{G}{F_0 \zeta \cdot \rho_{\pi}},$$

где G – масса клапана, кг;

F_c – доля свободного сечения тарелки, %;

F_0 – площадь отверстия под клапаном, м²;

ζ – коэффициент сопротивления, принимаем 3.

Принимаем диаметр отверстия под клапаном равным $d = 50$ мм, массу клапана $G=0,0015$ кг.

Площадь отверстия под клапаном рассчитываем по формуле

$$F_0 = 0,785 \cdot d^2 = 0,785 \cdot 0,05^2 = 0,00196 \text{ м}^2$$

Плотность пара:

$$\rho_n = \frac{M_{cp} T_0}{22,4T} \text{ кг/м}^3$$

$$\rho'_n = \frac{55 \cdot 273}{22,4 \cdot (73 + 55)} = 2,04 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_n = \frac{58 \cdot 273}{22,4 \cdot (73 + 90)} = 1,95 \text{ кг/м}^3$$

Скорость пара в рабочем сечении верхней части колонны:

$$\omega_{оп.в} = \sqrt[1,85]{\frac{0,0015 \cdot 2 \cdot 9,8}{0,00196 \cdot 3 \cdot 2,04}} = 1,62 \text{ м/с}$$

Скорость пара в рабочем сечении нижней части колонны:

$$\omega_{оп.н} = \sqrt[1,85]{\frac{0,0015 \cdot 2 \cdot 9,8}{0,00196 \cdot 3 \cdot 1,95}} = 1,66 \text{ м/с}$$

Уровень слоя жидкости на тарелке зависит от расхода жидкости, формы и длины сливной перегородки.

Для сплошной сливной перегородки подпор рассчитываем по формуле

$$h_{ow} = 0,0029 \cdot K_{ow} \left(\frac{L_v}{B} \right)^{\frac{2}{3}}$$

где L_v – объемный расход жидкости, м³/ч;

$B=1,12$ – периметр слива, м;

K_{ow} – поправочный коэффициент, учитывающий влияние стенок колонны на работу сегментного переливного кармана

Расход жидкости, проходящий в верхней части колонны:

$$L_{vB} = \frac{\bar{G}_D \cdot R}{D_K \cdot \rho_{жв}} = \frac{0,31 \cdot 15}{2,2 \cdot 820} = 0,0026 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расход жидкости, проходящий в нижней части колонны:

$$L_{vH} = \frac{(\overline{G}_D \cdot R) + \overline{G}_F}{D_K \cdot \rho_{жH}} = \frac{(0,31 \cdot 15) + 10,77}{2,2 \cdot 800} = 0,0088 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Для определения поправочного коэффициента K_{ow} находим отношение

$$\frac{B}{D_K} = \frac{1,12}{2,2} = 0,8$$

Для верхней части колонны находим отношение по формуле

$$\frac{L_{vB} \cdot 3600}{B^{2,5}} = \frac{0,0026 \cdot 3600}{1,12^{2,5}} = 7,05 \text{ м/с} \quad K_{owB} = 1,015$$

Для нижней части колонны находим отношение по формуле

$$\frac{L_{vH} \cdot 3600}{B^{2,5}} = \frac{0,0088 \cdot 3600}{1,12^{2,5}} = 23,9 \text{ м/с} \quad K_{owH} = 1,025$$

Подпор жидкости на тарелке для верхней части колоны рассчитываем по формуле

$$h_{owB} = 0,0029 \cdot 1,015 \left(\frac{0,0026 \cdot 3600}{1,12} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,012 \text{ м}$$

Подпор жидкости на тарелке для нижней части колоны рассчитываем по формуле

$$h_{owH} = 0,0029 \cdot 1,025 \left(\frac{0,0088 \cdot 3600}{1,12} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,028 \text{ м}$$

Сопротивление, обусловленное действием сил поверхностного натяжения определяем по формуле

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{\sigma}{r_{гидр}},$$

где $r_{гидр}$ — гидравлический радиус отверстий, через которые пар

ВЫХОДИТ В ЖИДКОСТЬ, М.

$$r_{\text{зудр}} = \frac{F_0}{\Pi_0},$$

где F_0, Π_0 – площадь, м² и периметр, м отверстий

$$\Pi_0 = \pi d = 3,14 \cdot 0,05 = 0,157 \text{ м}$$

σ – поверхностное натяжение жидкости

$$\sigma_{\text{в}} = 20,2 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}; \sigma_{\text{н}} = 18,6 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$$

$$r_{\text{зудр}} = \frac{0,00196}{0,157} = 0,0125 \text{ м}$$

Тогда сопротивление вызываемое силами поверхностного натяжения рассчитываем по формуле

а) для верхней части колонны:

$$\Delta P_{\text{в}} = \frac{20,2 \cdot 10^{-3}}{0,0125} = 1,616 \text{ Па}$$

а) для нижней части колонны:

$$\Delta P_{\text{н}} = \frac{18,6 \cdot 10^{-3}}{0,0125} = 1,488 \text{ Па}$$

Сопротивление тарелки на верхней части колоны рассчитываем по формуле

$$\Delta P_{\text{в}} = \frac{2}{3} \left[(3,63 + 0,5) \frac{2,04 \cdot 1,62^2}{2} + 9,8 \cdot 820 \cdot (0,03 + 0,012) + 0,5 \cdot 1,616 \right] = 247,26 \text{ Па}$$

Сопротивление тарелки на нижней части колоны:

$$\Delta P_{\text{н}} = \frac{2}{3} \left[(3,63 + 0,5) \frac{1,95 \cdot 1,66^2}{2} + 9,8 \cdot 800 \cdot (0,02 + 0,028) + 0,5 \cdot 1,488 \right] = 247,15 \text{ Па}$$

Общее сопротивление колонны:

$$\Delta P_{\text{общ}} = \Delta P_B \cdot n_B + \Delta P_H \cdot n_H,$$

где n_B , n_H – действительное число тарелок в верхней и нижней части колонны, соответственно.

$$\Delta P_{\text{общ}} = 247,26 \cdot 22 + 247,15 \cdot 23 = 11124 \text{ Па}$$

3.5 Расчёт вспомогательного аппарата

Вспомогательным оборудованием процесса является: теплообменник - подогреватель исходной смеси.

Рассчитаем и подберем по ГОСТу подогреватель углеводородного конденсата Т-11.

Перед подачей углеводородного конденсата в колонну стабилизации КТ-2 конденсат нагревают до температуры 45 °С в цилиндрическом двухходовом кожухотрубчатом теплообменнике.

Количество тепла Q , Вт, затрачиваемое на нагрев углеводородов определяется по формуле:

$$Q = G \cdot c \cdot \Delta t$$

где G - расход сырья (углеводородов) , кг/с (из материального баланса);

c - теплоёмкость сырья, Дж/ (кг·К);

Δt -разность температур, °С;

$$Q = 10,77 \cdot 1491 \cdot (45 - 30) = 240871 \text{ Вт}$$

Количество нагревающего «тощего» абсорбента G , кг/с, определяется по формуле:

$$G = 240871 / (1819 \cdot 20) = 6,62 \text{ кг/с}$$

В процессе теплообмена углеводороды нагревается от 30 °С до 45 °С

Среднеарифметическая разность температур $\Delta t_{\text{ср ариф}}$ определяется по формуле:

70	←	90
30	→	45

$\Delta t_{\text{б}} = 40$
 $\Delta t_{\text{м}} = 35$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} + \Delta t_{\text{м}}}{2},$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{40 + 35}{2} = 37,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

где $\Delta t_{\text{б}}$ - большая разность температур, $^\circ\text{C}$;

$\Delta t_{\text{м}}$ - меньшая разность температур, $^\circ\text{C}$;

$$\Delta t_{\text{ср}} = 37,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Отношение n/Z определяется по формуле:

$$\frac{n}{Z} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot d \cdot \text{Re} \cdot \mu}$$

где n - общее число труб, шт;

Z - число ходов;

Re - критерий Рейнольдса;

μ - вязкость среды, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

d - внутренний диаметр трубок, м

- при диаметре труб $\varnothing_{\text{тр}} = 25 \times 2 \text{ мм}$

Задаёмся значением критерия Re для углеводородов $Re=10000$
(развитое турбулентное течение)

$$\frac{n}{Z} = \frac{4 \cdot 10,77}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 10000 \cdot 0,00032} = 204$$

Площадь поверхности теплообменника F_{op} , m^2 , определяется по формуле:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t}$$

k - коэффициента теплопередачи, $Вт/(m^2 \cdot K)$

Примем ориентировочное значение коэффициента теплопередачи:

$$k_{op} = 40 \text{ Вт}/(m^2 \cdot K)$$

Тогда ориентировочная поверхность теплообмена:

$$F_{op} = \frac{240871}{40 \cdot 37,5} = 161 \text{ м}^2$$

Выбираем теплообменник, соответствующий площади поверхности теплообменника $F_{op} = 189 \text{ м}^2$. (ГОСТ 15120- 79):

- поверхность теплообмена $F=212 \text{ м}^2$
- диаметр теплообменника $\varnothing=800 \text{ мм}$
- диаметр труб теплообменника $\varnothing_{тр}=25 \times 2 \text{ мм}$
- число ходов $Z = 2$
- число трубок $n = 450 \text{ шт}$
- длина труб = 6м

Критерий Рейнольдса Re определяем исходя из формулы:

$$Re = \frac{2 \cdot g}{\pi \cdot r \cdot n \cdot \mu}$$

где Re — критерий Рейнольдса

g — массовый расход охлаждающей воды, кг/с

r — внутренний радиус трубы, мм

μ — динамический коэффициент вязкости в (из справочных Данных), Па·с

n — число труб теплообменника в одном ходу, шт.

$$Re = \frac{2 \cdot 10,77}{3,14 \cdot 0,0105 \cdot 450 \cdot 0,00032} = 8501$$

Критерий Прандтля (Pr) определяем по формуле:

$$Pr = \frac{c \cdot \mu}{\lambda}$$

где c - удельная теплоемкость, кДж/ (кг·К);

λ - теплопроводность, Вт/ (м·К);

μ - вязкость среды, Па·с.

$$Pr = \frac{1491 \cdot 0,00032}{0,618} = 0,77$$

Коэффициент теплоотдачи к жидкости α , Вт/(м²·К), движущейся по трубам турбулентно, определяется по формулам :

$$\alpha = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \cdot \lambda / d ,$$

$$\alpha_1 = 0,023 \cdot 8501^{0,8} \cdot 0,77^{0,4} \cdot (0,618/0,021) = 85,3 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}$$

Площадь сечения потока в межтрубном пространстве между перегородками:

$$S_2 = 0,07 \text{ м}^2$$

Критерий Рейнольдса Re в межтрубном пространстве определяется:

$$Re = G \cdot d_n / S_2 \cdot \mu$$

где G - расход, кг/с; d_n - наружный диаметр, м ;

S_2 - площадь сечения между перегородками, м^2

$$Re = 6,62 \cdot 0,025 / (0,07 \cdot 0,00125) = 1589$$

Критерий Прандтля

$$Pr_2 = 1589 \cdot 0,00125 / 0,548 = 3,62$$

Коэффициент теплоотдачи к жидкости, движущейся в межтрубном пространстве:

$$\alpha = 0,24 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,36} \cdot \lambda / d,$$

$$\alpha_2 = 0,24 \cdot 1589^{0,6} \cdot 3,62^{0,36} (0,028/0,025) = 35,6 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплопередачи K, Вт/($\text{м}^2 \cdot \text{К}$), определяется по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

где $\sum \delta/\lambda$ - сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений, $\text{м}^2 \cdot \text{К/Вт}$

$$\sum \delta/\lambda = \frac{d_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{r_1} + \frac{1}{r_2}$$

$$\sum \delta/\lambda = 0,002/17,5 + 2/2900 = 0,000804 \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = 1/(1/85,3 + 0,000804 + 1/35,6) = 24,6 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

Поверхность теплообмена составит:

$$F = 240871 / (24,6 \cdot 37,5) = 261 \text{ м}^2$$

Запас поверхности теплообмена составляет:

$$\Delta = (261 - 212) / 212 \cdot 100\% = 23,1\%$$

3.6 Выбор характеристик основного оборудования

Колонна стабилизации для отгонки легколетучих углеводородов (C1, C2, C3)

Материал	Ст16ГС
Вертикальная, цилиндрическая колонна с клапанными тарелками, 2-х поточная.	
Количество тарелок	43 шт.
Расчетное давление	2,5 МПа (25 кгс/см ²)
Диаметр	3200 мм
Высота	25550 мм
Расстояние между тарелками	450 мм
Расчетная температура	100°C

Кипятильник для подогрева изобутан – изобутиленовой фракции

Материал	Ст.углеродистая ВСт3сп5
Трубки:	10Г2С
Вертикальный кожухотрубный аппарат.	
Поверхность теплообмена	118 м ²
Расчетное давление:	
– корпуса	0,6 МПа (6 кгс/см ²)
– трубок	2,5 МПа (25 кгс/см ²)
Диаметр	800 мм
Диаметр трубок	20х2,5 мм
Количество трубок	511 шт
Длина трубок	3000 мм
Расчетная температура:	
– трубок	104°C
– корпуса	154°C

Сборник для сбора парового конденсата

Материал Ст. углеродистая ВМСт3сп5

Вертикальный, цилиндрический аппарат

Объем 1,25 м³
Расчетное давление 0,6 МПа (6 кгс/см²)
Диаметр 1000 мм
Высота цилиндрической части 1200 мм
Расчетная температура 150°С

Сборник для сбора парового конденсата

Материал ВМСт3сп5

Вертикальный, цилиндрический аппарат

Объем 1,016 м³
Расчетное давление 0,6 МПа (6 кгс/см²)
Расчетная температура 150°С
Диаметр 900 мм
Высота цилиндрической части 1200 мм

Дефлегматор для охлаждения и конденсации паров углеводородов

Материал Ст. углеродистая 10Г2С

Трубки Х18Н10Т

Горизонтальный кожухотрубный аппарат, 12-ти ходовой

Поверхность теплообмена 1390 м²

Расчетное давление:

– корпуса 2,5 МПа (25 кгс/см²)

– трубок 0,6 МПа (6 кгс/см²)

Диаметр 2000 мм

Количество трубок 2984 шт

Размер трубок	25x2 мм
Длина трубок	6000 мм
Расчетная температура:	
– корпуса	от 45 до 70°C
– трубок	от 25 до 40°C

Емкость для сбора сконденсированных углеводородов

Материал	Ст.углеродистая 16ГС
Горизонтальный цилиндрический аппарат	
Объем	10 м ³
Расчетное давление	2,5 МПа (25 кгс/см ²)
Диаметр	1600 мм
Длина цилиндрической части	4500 мм
Расчетная температура	100°C

Насос для подачи жидких углеводородов в колонну

Материал Ст25Л

Центробежный нефтяной насос марки НК-200/120

Производительность	70 м ³ /час
Напор	80 м.вод.ст
Мощность	55 кВт
Число оборотов в минуту	2950
Марка электродвигателя	ВАО 82-2У2
Исполнение	ВЗГ
Напряжение	380 В

Испаритель для конденсации углеводородов за счет испарения жидкого пропана

Материал	ВСт3сп5
Трубки:	Ст10

Горизонтальный кожухотрубный аппарат, 4-х ходовой

Поверхность теплообмена 55 м²

Расчетное давление:

– корпуса 2,0 МПа (20 кгс/см²)

– трубок 2,0 МПа (20 кгс/см²)

Диаметр корпуса 600 мм

Количество трубок 177 шт

Диаметр трубок 25х2 мм

Длина трубок 4000 мм

Расчетная температура:

– корпуса от 20 до 40°С

– трубок от 20 до 40°С

Сепаратор для разделения газообразного и жидкого пропана

Материал Ст. углеродистая Ст3сп5

Вертикальный цилиндрический аппарат

Объем 1,6 м³

Расчетное давление 2,0 МПа (20 кгс/см²)

Диаметр 1000 мм

Высота цилиндрической части 1600 мм

Расчетная температура 20°С

3.7 Аналитический контроль и КИПиА на установке

Таблица 3.11

Аналитический контроль

№ п/п	Наименование стадий процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Методы контроля (методика анализа, гост или ту)	Норма	Частота контроля	Кто контролирует
1	2	3	4	5	6	7	8
1	Ректификация изобутан - изобутиленовой фракции от легких углеводородов в колонне Кт-2 отдувочный газ	После сепаратора 0-8	Углеводородный состав, % масс. Содержание углеводородов с4	Хроматографический	Не более 6.0	По требованию	Лаборатория
2	Абсорбция и стабилизация углеводородов с4 газы отдувок колонн абсорбции и Кт-2	После сепаратора	Полный состав, % масс.	Хроматографический		1 раз в сутки	Лаборатория
			Содержание углеводородов с4, % об.	Хроматографический	Не более 6.0	2 раза в сутки	
3	Обогрев кипятильников т-3/1,2 паровой конденсат	На линиях вывода конденсата из сборников	Жесткость. Мк-гэкв/л	Трилонометрический	Не более 5.0	По требованию	Лаборатория
			Окисляемость мг О2/л	Перманганатометрический	Не более 5.0		
			Содержание ре мкг/л	Фотоколлометрический	Не более 70		

Продолжение таблицы 3.11

1	2	3	4	5	6	7	8
4	Вывод парового конденсата на тэц паровой конденсат	На линии нагнетания насоса	Рн	Рн- метрия	8.5-9.5	1 раз в смену	Лаборатория
			Общая щелочность	Титрованием	Не более 85		

Таблица 3.12

КИПиА на установке

№ п/п	Наименование параметров	Предел измерения	Величина уставки в единицах измеряемого параметра		Перечень противоаварийных воздействий ПАЗ
			Min	Max	
1	2	3	4	5	6
1	Давление в колонне Кт-2	0-2,5 МПа		18,0%	Световая и звуковая сигнализация
2	Уровень в колонне Кт-2		20%	80%	Световая и звуковая сигнализация
3	Уровень в емкости Е-9		35%	70%	Световая и звуковая сигнализация
4	Уровень в сепараторе О-6			50%	Световая и звуковая сигнализация

4 ТЕХНИКА БЕЗОПАСНОСТИ И ОХРАНЫ ТРУДА НА УСТАНОВКИ

4.1 Характеристики продуктов по огневзрывоопасности и токсичности

Цех входит в мономерную группу цехов завода. Предназначен для компримирования пропана, разделение контактного газа, дегидрирования изобутана, получения холода путем испарения жидкого пропана.

Технологической схемой цеха предусматривается.

Компрессорное отделение:

Компримирование контактного газа, дегидрирование изобутана, подача его на установку газоразделения, компримирование паров пропана поступающих из отделителей установку конденсации углеводородов и установки получения холода

Наружная установка:

Установка конденсации контактного газа, абсорбция углеводородов С₄ из несконденсированной части контактного газа и десорбции углеводородов С₄ из насыщенного абсорбента, установка стабилизации и ректификации для отделения от изобутан-изобутиленовой фракции легколетучих углеводородов (С₁, С₂, С₃) в колонне. Холодильная установка для получения холода путем испарения жидкого пропана. Насосное отделение для перекачки углеводородов.

Вспомогательные производственные помещения, распределительные подстанции, вентиляционные установки, операторная цеха БК-3 первым характерным симптомом отравления является появление тошноты и потеря остроты зрения. При остром отравлении появляется головокружение, боль в горле, в ушах опьянение, учащенный пульс, бледность кожного покрова, может наступить потеря сознания.

Хроническое отравление может вызвать изменение сосудистой и центральной нервной системы. При попадании на кожу изобутилен вызывает ее обмороживание. При отравлении изобутиленом

пострадавшего вынести на свежий воздух в случае необходимости, вызвать врача для оказания медицинской помощи.

Изобутан-горючий взрывоопасный газ. При невысоких концентрациях наркотически действует на организм человека.

Растворимость изобутана в воде не значительна. Изобутилен-бесцветный горючий газ.

4.2 Категория производства по пожаровзрывоопасности

В зависимости от пожароопасности применяемых продуктов и условий при которых возможно образование взрывоопасных смесей, производственные помещения цеха относятся к следующим классам взрывоопасности и категориям пожароопасности.

Первым характерным симптомом отравления является появления тошноты и потеря остроты зрения. При остром отравлении появляется головокружение, боль в горле, опьянение, учащенный пульс, бледность кожного покрова, может наступить потеря сознания.

Хроническое отравление может вызвать изменение сосудистой и центральной нервной системы. При попадании на кожу изобутилен вызывает ее обмороживание. При отравлении изобутиленом пострадавшего вынести на свежий воздух в случае необходимости, вызвать врача для оказания медицинской помощи.

Н -бутан бесцветный горючий взрывоопасный газ. При невысоких концентрациях действует на организм человека так же как изобутилен. Растворимость в воде незначительная.

Бутилен - бесцветный горючий, взрывоопасный газ. Бутилены действуют на организм человека так же как изобутилен. Растворимость в воде незначительная.

Пропан- горючий взрывоопасный газ действует на организм человека наркотически. Вдыхание паров вызывает головную боль, рвоту, слабость.

Толуол- легко воспламеняющаяся жидкость с ароматическим запахом. Толуол токсичен, при высоких концентрациях действует наркотически, поражает кровь и нервную систему. Вызывает утомленность, расстройство функции кишечника, дерматит. Толуол, попадая на кожу рук, ног, вызывает сухость кожи, а в ряде случаев и заболевание кожи.

Параксиллол - бесцветная жидкость с бензиновым запахом. Действует на организм человека аналогично толуолу.

Водород - горючий бесцветный запах, взрывоопасный газ без запаха. Физиологически инертный газ может лишь в очень высоких концентрациях вызывать удушье, вследствие уменьшения нормального содержания- кислорода.

Таблица 4.1

П/п	Наименования производственного помещения	Категория пожароопасности процесса	Степень огнестойкости зданий и сооружений	Класс помещения ПУЗ	Категория и группа взрывоопасных смесей по ПУЗ
1	Насосное отделение	A	П	B-1Г	ПА-T1
2	Компрессорное отделение	A	П	B-1a	ПВ-T1
3	Наружная установка	A	П	B-1Г	ПВ-T2
4	Помещение маслохозяйства	B	П	-	-

Характеристика по токсичности и пожаровзрывоопасности продуктов применяемых в цехе. Характеристика продуктов по пожаровзрывоопасности. Характеристика токсичного воздействия на организм человека продуктов применяемых в цехе.

4.3 Мероприятия по ТБ и охране труда на установке

Установка стабилизации ректификации характеризуется углеводородов которые находятся в аппаратах в нагретом состоянии и под давлением оказывают на организм токсическое действие при контакте с ними, а так же оказывает вредное воздействие на окружающую среду являются пожара и взрывоопасными. Поэтому для них установлена предельно допустимая концентрация (ПДК) в воздухе и т.п.

Изобутана 300 мг/м

Изобутилена 100 мг/м

Пропана 300 мг/м

Для установке стабилизации - ректификации характерно так же наличие большого количества, арматуры и фланцевых соединений, аппаратов находящихся под разным давлением по связанным между собой технологически, что представляет собой опасность прорыва углеводородов через не плотности соединений.

Аппаратчик обслуживающий установку стабилизации и ректификации изобутан-изобутиленовой фракции при приеме смены должен проверить включены ли в работу технические средства, обеспечивающие взрывоопасность технологического процесса и в течении смены следить за их исправностью.

Строго соблюдать порядок пуска и остановке технической аппаратуры:

- при включении в работу технологических установок во избежание их перегрева и повышение давления в конденсаторы, дефлегматоры холодильники и теплообменники всегда в первую очередь подавать холодильную жидкость, а затем пар или другой горячий продукт.

При остановке поступают наоборот, прекращают подачу горячего продукта затем холодного. Повышение и снижение температуры, давления в аппаратах должно происходить постепенно и равномерно со скоростью,

установленной специальным графиком. Не допускать попадания жидких продуктов в факельную линию она должна быть постоянно проходимой.

В целях предупреждения попадания в канализацию и распространение по ней огнеопасных паров и газов соблюдать следующие правила:

- гидравлические затворы и вытяжные вентиляционные стояки, установленные на выходе химзагрязненных стоков из цеха в общезаводскую сеть должны быть исправны и систематически проверяться.
- запрещается сброс углеводородов во все типы канализации.
- производственные стоки, сбрасываемые в ХЗК, должны контролироваться лабораторией стоков на содержание углеводородов (ХЗК).

Технологическое оборудование трубопроводы должны быть заземлены, заземление должно регулярно проверяться. Во время работы обслуживающий персонал должен находиться в спецодежде, в спец обуви и иметь при себе индивидуальные средства защиты. Аварийный запас противогазов соответствующих марок, спецодежды, спецобуви, аварийный инструмент противопожарный инвентарь должны размещаться в отведенное для этого место в строго установленном количестве и с соблюдением правил их хранения.

4.4 Рекуперация промышленных выбросов

(охрана окружающей среды)

Побочными продуктами на данной установке являются топливный газ, абсорбент. Для исключения загрязнения окружающей среды несконденсированный газ (топливный газ) отправляются в топливную сеть завода. Его используют в печах цехах потребителей для перегрева паров, углеводородов. Использование топливного газа ведет к снижению расходной нормы природного газа, который используется так же для поддержания пламени в печах.

Отработанный абсорбент из цеха отгружается потребителю где его используют для получения бензина.

Таблица 4.2

	Т	Самовоспламенение	Нижний	Верхний	ПДК
Изобутан	-11,7	462	1,8	8,4	300
Изобутилен	-7	465	1,8	9,6	100
Пропан	-42	470	2,1	9,5	300

Нормы технологического режима и метрологическое обеспечение

Таблица 4.3

Наименование стадий процесса, показатели режима	Номер позиций прибора на схеме	Единица измерения	Допустимые пределы технологических параметров	Требуемый класс точности измерительных приборов	Способы и средства измерения, обеспечивающие контроль и исключающие выход параметров за установленные пределы
1	2	3	4	5	6
Ректификация изобутан – изобутиленовой фракции от легких углеводородов в колонне Кт-430:					
Давление ^{К, Б}	8116	МПа кгс/см ²	0,9 – 1,8 9 – 18	1,5	Регулирование Сигнализация; Регистрация
Температура куба	8115	°С	Не более 90	1	Регулирование Регистрация
Содержание С ₄ в отдувочном газе после аппарата О-445/3		% масс	Не более 6,0		Аналитически
Флегмовое число ^К			18,0 – 20,0		Расчет
Температура газа после аппарата Т-435	7320	°С	Не более 22	1	Регистрация Регулирование
Уровень в колонне Кт-430 т.о. 1700 мм	8119 800 мм	% мм	20 – 80 80 – 640	1,5	Регулирование Сигнализация; Регистрация
Уровень в емкости Е-433 т.о. 150 мм	8118 1350	% мм	35 – 70 472,5 – 945	1,5	Регулирование Сигнализация; Регистрация
Уровень в сепараторе О-435а т.о. 0,0 мм	8137 400 мм	% мм	50 200	1,5	Регулирование Сигнализация; Регистрация

Основные опасности производства

Основные опасности на блоке стабилизации – ректификации обусловлены свойствами применяемых веществ, особенностями технологического процесса, особенностями используемого оборудования и условиями его эксплуатации, нарушениями правил безопасности работающими.

По характеристике веществ блок относится к взрывоопасным вредным производствам. Вредность определяется применением и получением продуктов наркотического и раздражающего действия на организм человека, которые вызывают изменения со стороны сосудистой и центральной нервной системы.

Особенностями технологического процесса стабилизации и ректификации изобутан – изобутиленовой фракции являются:

- наличие взрывопожароопасных углеводородов (изобутан, изобутилен и др.) с давлением до 1,8 МПа (18 кгс/см²);
- наличие большого объема легковоспламеняющегося газа и сжиженных углеводородов C₄;
- наличие трубопроводов под различным давлением с жидкими углеводородами, водяным паром;
- наличие торцевых и сальниковых уплотнений;
- наличие вращающихся частей (насосы).

Особенности используемого оборудования

В технологическом процессе используются колонны, сепараторы, емкости, теплообменная аппаратура, насосы, трубопроводы.

Колонная крупногабаритная аппаратура опасна наличием больших масс жидких опасных веществ и их насыщенных паров, проведением процессов при повышенных температурах, созданием взрывоопасных смесей в застойных зонах.

Использование различного вида теплообменной аппаратуры опасно из-за неплотностей во фланцевых и других разъемных соединениях, пропусков и забивки в трубных пучках.

Опасность емкостного оборудования обуславливается наличием в нем большого количества опасных веществ.

Насосное оборудование представляет опасность из-за отдельных конструктивных элементов (торцевые уплотнения, фланцевые соединения).

Основными нарушениями правил безопасности работающими являются:

- несоблюдение параметров технологического режима;
- отсутствие контроля:
 - а) за работой и эксплуатацией технологического и насосного оборудования;
 - б) за работой и исправностью приборов КИПиА, средств сигнализаций и блокировок;
 - в) за наличием и исправностью заземления, ограждений;
 - г) за наличием и исправностью технических манометров;
 - д) за эксплуатацией трубопроводов пара и конденсата, исключающих появление гидроударов;
 - е) за обогревом приборов КИП и трубопроводов, не допуская их размораживания.

Охрана окружающей среды

В целях защиты окружающей среды от загрязнения в случае создания аварийной ситуации или при освобождении оборудования при останове на ремонт предусмотрены следующие меры:

- на блоке стабилизации – ректификации сброс газовой фазы углеводородных продуктов из аппаратов на факел производится по линиям

ручного стравливания из аппаратов через емкость Е – 454 в аварийных случаях и при выводе на ремонт отдельных аппаратов, насосов, также в период капитального ремонта установки при освобождении системы – один раз в год;

- стравливание инертных газов из аппаратов производится по линиям ручного стравливания через емкость Е – 454 на факел;

В емкости Е – 454 при стравливании газов на факел собирается жидкая фаза углеводородов, а в емкость Е – 453 – при стравливании с ППК. При достижении уровня жидкости в емкостях 30% срабатывает звуковая и световая сигнализация. Жидкие углеводороды из емкостей Е-453, Е-454 насосом Н-457 откачивают в емкости Е-423, Е-426 блока абсорбции–десорбции, туда же по мере накопления, перекачиваются углеводороды из емкости Е-456.

Подземная емкость Е-475 предназначена для сбора стоков с лотков наружной установки (атмосферные осадки, вода от промывки аппаратов, конденсат после пропарки аппаратов). Из емкости стоки откачиваются насосом Н-475 в ХЗК или ЛК.

Перед откачкой стоков заказать анализ в санитарно – промышленной лаборатории (СПЛ) и начать откачку после получения удовлетворительного анализа (ХПК не более 2000 мгО₂/л). При ХПК менее 2000 мгО₂/л допускается сброс стоков в химзагрязненную канализацию. При ХПК менее 100 мгО₂/л допускается сброс в ливневую канализацию.

Аппаратчик блока стабилизации-ректификации изобутан – изобутиленовой фракции должен выдерживать параметры технологического режима в соответствии с технологическим регламентом производства изобутан – изобутиленовой фракции и данной инструкцией, чтобы обеспечить минимальное количество выбросов и сбросов вредных веществ в окружающую среду.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

По данным выполненной работы следует сделать следующие
выводы.

Процесс стабилизации сокращает потери изобутилена от испарения, снижает интенсивность процесса коррозии аппаратуры, оборудования, а также позволяет получать более качественное сырье для получения синтетического каучука и сопутствующих продуктов.

Один из методов разделения углеводородных смесей, состоящих из двух или большего числа компонентов, является ректификация.

В результате выполненной работы предложена модернизация колонны путем замены массообменных устройств на более эффективные, для обеспечения выхода более чистого продукта и увеличение производительности установки.

Рассмотрены основные вопросы:

В теоретической части

- особенности получение изобутилена
- назначение блока стабилизации и ректификации

В технологической части

- описание технологической схемы
- установка стабилизации ИИФ
- физико-химические свойства сырья и готовой продукции
- краткое описание колонны стабилизации и теплообменника
- выявленные недостатки

В расчётной части рассчитаны:

- материальный баланс колонны стабилизации
- тепловой баланс колонны стабилизации
- технологический и конструктивный расчет колонны стабилизации
- гидравлический расчет тарелок
- расчёт вспомогательного аппарата

Также осуществлен выбор характеристик основного оборудования

Аналитический контроль и КИПиА на установке

Техника безопасности и охрана труда на установки

Замена массообменных устройств решает задачу увеличения производительности, повышение эффективности, контактных устройств, массообмена и КПД тарелки.

На основе сформулированных выводов можно утверждать, что цель работы достигнута.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Минскер К.С., Сангалов Ю.А., Изобутилен и его полимеры, - М.:Химия, 1986. – 224с.
2. Литвинов О.Б. Основы технологии синтеза каучуков. -М.:Химия, 1972. – 528с.
3. Миракла И. Метод дегидрирования изобутана. Патент. Россия №5010201/04
4. Гютербок Г. Полиизобутилен и сополимеры изобутилена, Л.:Гостоптехиздат, 1962, 363с.
5. Такияма Йосихиро. Исследование прямого синтеза изобутилена и бутана // Kyushu daigaku Kogaku Shuho=Technol Repots Kyushu Univ.- 1998-71 №4 с.340-342 Япон.
6. Bekheet M.E. Селективная изомеризация н-бутиленов. // Petrol Sci and Technol. 1999-17 №1-2 с.189-206.
7. Chen Hong-vo, yu La-jia. Влияние ферритных цеолитов допированных ZSM-23 на селективность изомеризации бутена в изобутилен. // Ximen daxual Xuebao. Zitan Kexuc ban=J.Xiamen Univ. Natur Sci. 2000.39 №4 с. 570-576. Кит.
8. Pellet Rigis J. Изомеризация н-бутиленов в изобутилен. Патент. США №5491276.
9. Хорев Ю.М., Морозов Е.В. Изомеризация н-бутилена. -Патент. Россия №551315.
10. Иванов Б.Н., Минкин В.С., Суханов П.П. Надмолекулярная структура нефтяных парафинов //Тезисы докладов V Международной конференции по интенсификации нефтехимических процессов «Нефтехимия 99», - Нижнекамск, 1999. С. 240-241.330
11. Мирзабекова С.Р., Мамедов А.Х.. Заявка № 93018269104. Россия “способ конверсии изобутана в изобутилен ”.

12. Чаплиц Д.Н. Промышленные методы выделения изобутилена. - М.:ЦНИИТЭнефтехим, 1971. – 42с.
13. Башкагов Т.В., Жигалин Я.Л. Технология синтетического каучука. - Л.: Химия, 1987. – 360с.
14. Шаронов К.Г., Рожнов А.М.. Извлечение изобутилена из промышленных бутан – бутиленовых фракций. // Журнал прикладной химии. 2001.74 №4 с.670-674.
15. Шаронов К.Г., Рожнов А.М Заявка № 96111390/04. Россия “Способ выделения изобутилена ”.
16. Павлов С.Ю., Карпов Н.Л. -Патент. Россия №2083541. “Способ получения изобутилена из метил - или этилтретбутилового эфира ”.
17. Забористов В.П., Ярулина Р.М. -Патент. Россия №695996. “Точная очистка изобутилена на анионообменных смолах ”.
18. Письман С.С., Далин М.А.. -Патент. Россия №2083541. “Способ выделения изобутилена из углеводородной фракции C4 ”.
19. Adams J.R. -Патент. США №6242661. “Способ отделения изобутилена от Н-бутиленов”.
20. Усенко М.И., Гусейнов М.М. “Способ получения изобутилена ”. - Патент. Россия №516667.
21. Гусейнов М.М. Муханглинский Ф.Ф. “Способ получения изобутилена высокой концентрации”.-Патент. Россия №667538.
22. Сангалов Ю.А., Минскер К.С.. “Термоокислительная деструкция полиизобутилена ”. -Патент. Россия №729177
23. Общая химическая технология органических веществ. Под ред. Зыкова Д.Д. -М.:Химия, 1966. – 528с.
24. Larsen Custavo, Lotero Edgar –Реакции дегидратации спиртов в присутствии ZrO₂,содержащего вольфроматы. //J.Catal -1997.-169 №1 с. 67-75.
25. Philiprou. A., Naderi. M.Дегидратация трет-бутанола на основных катализаторах EST-10. // Catal / Lett -1998-53 №3-4 с.221-224.

26. Петров А.А., Бальян Х.В., Трощенко А.Т. Органическая химия - М.: Высшая школа, 1973. – 623с.
27. Гусейнов М.М., Мухаглинский Ф.Ф. “Способ получения изобутилена”. -Патент. Россия №540855.
28. Abella L., Caspillo P. Изучение кинетики дегидратации трет-бутанола катализированного ионообменными смолами. // Int. J. Chem Kinet -1999-31 №12 с.854-859
29. Обенаус Ф., Гревинт Б. “Способ получения изобутилена”.-Патент. ФРГ №1132787А.
30. Abella L., Caspillo P. Дегидратации трет-бутанола путем реактивной дистилляции. // Int. J. Chem Eng.Jap-1999-32 №6 с.742-745.
31. Кирпичников П.А., Лакумович А.Г. Химия и технология мономеров для синтетических каучуков - Л.:Химия, 1981. – 528с.
32. Han Seott “Процесс селективной конверсии изобутилена”.-Патент. США №5475181.
33. Maruga Ken-ichi, Komidga Teruaki. Образование из синтез газа на циркониевых катализаторах. //Sohokibai=Catalysts and Catalysis.-1999.41 №6 с. 397-399.
34. Башкиров А.Н., Крюков Ю.Б. “Извлечение изобутилена из смеси ацетона.”-Патент. Россия №438631.
35. Микачев М.К., Ходаков Ю.С. “Способ совместного получения изобутилена и пропилена”.-Патент. России №472924.
36. Краткий справочник по химии. // Под. ред. Урленко О.Д. – Киев: Наукова думка. 1974 991с.
37. Темникова Т.И. Курс теоретических основ органической химии. - Л: Химия 1968, 586с.
38. Егоров А.С., Дионисьев В.Д. Химия. -Ростов на Дону: Феникс 1996 736с.
39. Энциклопедия полимеров./ Под. ред. Кабанова. – М.: Советская энциклопедия 1974г. Том 2-3

40. Полянский Н.Г. Катализ ионитами.-М.: Химия. 1981, 246с.
41. Краткий справочник физико-химических величин./Под ред. Разведеля А.А. Пономарева А.М. – Санкт-Петербург, 1999. 184с.
42. Киреев В.А. Курс физической химии. М.: Химия. 1975, 776с.
43. Сайкс П. Механизм реакции в органической химии. М.: Химия. 1973, 316с.
44. Ликумович Н.Г. Химия и технология мономеров для синтетических каучуков.- Л.: Химия. 1981, 246с.
45. Чаплиц Д.Н. Дегидратация трет-бутилового спирта в реакторе новой конструкции. //Химическая промышленность. 1966, №10 с.734-736.
46. Чаплиц Д.Н. Дегидратация триметилкатабинольной фракции на катионите КУ-1. //Химическая промышленность. 1968, №9 с.658-660.
47. Ионнообменные методы очистки веществ. /Под. ред. Чикина Г.А. Воронеж: ВГУ, 1984-372с.
48. Михаил Р., Кырлогану К. Реакторы в химической промышленности. Л.: Химия, 1968, 388 с.
49. Чаплиц Д.Н., Самохвалова И.Д. Кинетика дегидратации трет-бутилового спирта на ионообменной смоле. // Химическая промышленность. 1966, №5 с.334-338.