

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

18.03.02 «Энерго- ресурсосберегающие процессы в химической технологии,
нефтехимии и биотехнологии»

(код и наименование направления подготовки)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: **Модернизация колонны ректификации очистки бутадиена от
метилацетилена ОАО «Тольяттисинтез»**

Студент(ка)

П. Л. Ятманкин

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

В. Ю. Зотов

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

Зав. кафедрой

«Рациональное

природопользование

и ресурсосбережение» к.п.н., М.В.Кравцова

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

(личная подпись)

« _____ » _____ 20 _____ г.

Тольятти 2016

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования

«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ
Зав. кафедрой «РПиР»

М.В.Кравцова

(подпись) (И.О. Фамилия)

« ____ » _____ 20 ____ г.

**ЗАДАНИЕ
на бакалаврскую работу**

Студент: Ятманкин Пётр Львович

1. Тема: «Модернизация колонны ректификации очистки бутадиена от метилацетилена ОАО «Тольяттисинтез»»

2. Срок сдачи студентом законченной выпускной бакалаврской работы
01.06.2016

3. Исходные данные к выпускной бакалаврской работе:

Технологический регламент цеха очистки бутадиена

4. Содержание выпускной бакалаврской работы:

- Анализ существующей системы очистки на ОАО «Тольяттисинтез»

- Совершенствование блока очистки ОАО «Тольяттисинтез»

5. Дата выдачи задания 15.03.2016

Руководитель бакалаврской

В. Ю. Зотов

работы

(подпись)

(И.О. Фамилия)

Задание принял к
исполнению

П. Л. Ятманкин

(подпись)

(И. О. Фамилия)

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ
Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ
Зав. кафедрой «РПиР»

М.В.Кравцова

(подпись) (И.О. Фамилия)

« ____ » _____ 20__ г.

КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
бакалаврской работы

Студента: Ятманкина Петра Львовича

по теме: Модернизация колонны ректификации очистки бутадиена от метилацетилена ОАО «Тольяттисинтез»

»»»

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	15.03.2016			
Анализ существующей системы очистки на ОАО«Тольяттисинтез»	17.04.2016			
Совершенствование блока очистки ОАО «Тольяттисинтез»	12.05.2016			
Заключение	26.05.2016			

В. Ю. Зотов

Руководитель бакалаврской

_____ (подпись)

_____ (И.О.Фамили)

работы

Задание принял к исполнению

П. Л. Ятманкин

_____ (подпись)

_____ (И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Бакалаврскую работу выполнил: Ятманкин Пётр Львович.

Тема работы: Модернизация колонны ректификации очистки бутадиена от метилацетилена АО «Тольяттисинтез»

Научный руководитель: Зотов Владислав. Юрьевич.

Цель бакалаврской работы – повышение производительности блока очистки бутадиена от метилацетилена с 9 т/ч до 15 т/ч. С помощью замены массообменных устройств.

В работе произведен анализ существующей системы очистки на ОАО «Тольяттисинтез» и разработано технологическое решение по увеличению производительности блока очистки бутадиена от метилацетилена.

Бакалаврская работа состоит из введения, двух глав, заключения, списка использованных источников.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи, объект и предмет исследования. В первой главе проанализирована существующая система очистки бутадиена. Во второй главе разработано технологическое решение по совершенствованию ректификационной колонны ОАО «Тольяттисинтез».

Структура и объем работы. Работа состоит из введения, двух разделов, заключения, списка использованных источников. Общий объем работы, без приложений 58 страниц машинописного текста, в том числе таблиц - 12 рисунков - 3

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	7
ГЛАВА 1. АНАЛИЗ СУЩЕСТВУЮЩЕГО ОТДЕЛЕНИЯ ОЧИСТКИ БУТАДИЕНА НА ОАО «ТОЛЬЯТТИСИНТЕЗ»	9
1.1 Характеристика предприятия ОАО «Тольяттисинтез»	9
1.2 Производство бутадиена на ОАО «Тольяттисинтез»	11
1.3 Получение бутадиена	13
1.4 Ректификация и её использование	16
1.4.1 Ректификационные аппараты	18
ГЛАВА 2. СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ОТДЕЛЕНИЯ РЕКТИФИКАЦИИ ПО ОЧИСТКЕ БУТАДИЕНА	23
2.1 Описание существующей технологической схемы очистки бутадиена от метилацетилена	23
2.2 Описание технологического оборудования	25
2.3 Материальный баланс существующей установки	29
2.4 Реконструкция колонны	32
2.5 Материальный баланс после замены контактных устройств	32
2.6 Гидравлический расчет	34
2.7 Тепловой баланс	37
2.7.1 Режим работы колонны	37
2.7.2 Расчет тепловых потоков	38
2.7.3 Расход греющего агента которое необходимо подать в кипятильник	41
2.7.4 Расход воды в дефлегматор при нагреве	41
2.8 Технологический расчет оборудования	41
2.8.1 Расчет колонны	41
2.8.2 Расчет кипятильника	42
2.8.3 Расчет теплообменного оборудования	43
2.8.4 Расчет емкости	45
2.9 Экономическое обоснование работы	46

2.9.1 Расчет годовой производственной мощности	46
2.9.2 Расчет затрат на модернизацию оборудования	47
2.9.3 Ожидаемая прибыль	48
2.9.4 Налог на прибыль	48
2.9.5 Чистая ожидаемая прибыль	48
2.9.6 Расчетный срок окупаемости капитальных вложений	49
2.9.7 Общая текущая стоимость доходов	49
2.9.8 Интегральный экономический эффект	49
2.9.9 Индекс доходности	49
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	52
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	53
ПРИЛОЖЕНИЕ	58

ВВЕДЕНИЕ

В данной работе будет изучен и модернизирован узел отгонки бутадиена от метилацетилена, так же произведём замену массообменных устройств (тарелок) на высокоэффективную регулярную насадку с вертикальными контактными решетками для получения бутадиена с содержанием метилацетилена не более 0,002% и уменьшения содержания бутадиена в отдувках не более 50% с одновременным увеличением производительности блока до 15т/час.

Актуальность темы исследования. Рациональное использование природных ресурсов, увеличение производительности, охрана окружающей среды являются наиболее важными задачами настоящего времени.

Возможность увеличения нагрузки на блок очистки бутадиена от метилацетилена и как, следствие, увеличение его производительности по бутадиену-1,3 на химических предприятиях являются приоритетной задачей отрасли.

Но при увеличении нагрузки на блок при существующих массообменных устройствах происходит «захлебывание» колонны №78, что приводит к ухудшению процесса массообмена. В результате этого резко увеличивается содержание метиациетилена в бутадиене-1,3 и увеличивается содержание бутадиена в отдувках, что приводит к увеличению его потерь.

На основании этого был сделан вывод о необходимости модернизации колонны №78, которая заключается в замене массообменных устройств (сетчатых тарелок) колонны №78 на высокоэффективную регулярную тонколистовую насадку с вертикальными контактными решётками.

Контактное устройство обладает высокой производительностью по жидкости и пару и низким гидравлическим сопротивлением. Таким образом, использование данной технологии позволяет уменьшить объем выбросов вредных веществ в окружающую среду.

Целью бакалаврской работы – повышение производительности блока очистки бутадиена от метилацетилена с 9 т/ч до 15 т/ч. С помощью замены массообменных устройств.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

1. Провести анализ существующей системы очистки бутадиена на ОАО«Тольяттисинтез»
2. Разработать технологическое решение по замене оборудования в колонне ректификации.
3. Разработать технологическое решение по увеличению производительности блока очистки бутадиена от метилацетилена.
4. Провести подбор оборудования опираясь на эколого-экономические характеристики.

ГЛАВА 1. АНАЛИЗ СУЩЕСТВУЮЩЕГО ОТДЕЛЕНИЯ ОЧИСТКИ БУТАДИЕНА НА ОАО «ТОЛЬЯТТИСИНТЕЗ»

1.1 Характеристика предприятия ОАО «Тольяттисинтез»

ОАО «Тольяттисинтез»— предприятие нефтехимического комплекса России, располагается в городе Тольятти, Самарская область, Приволжский федеральный округ, в 2001 году вошел в холдинг Сибур.

Решение о строительстве завода было принято в Советском союзе в 1949 году, в 1961 году была произведена первая продукция.

В 1950—1992 год химические предприятия, находились под управлением «Министерства химической промышленности СССР»

В 1949 году Постановлением Совета Министров СССР об ускоренном развитии химической отрасли в народном хозяйстве, предусматривало создание в СССР завода по производству синтетического каучука с годовой производительностью 60 тыс. тонн. 25 апреля 1949 принято решение о строительстве завода, площадку для завода определили в Ставрополе, так как было экономически выгодно наличием дешёвой электроэнергии от Волжской ГЭС и близость сырья— нефтяных месторождений в Жигулях.

25 апреля 1950 года Совет Министров СССР принято о начале проектных работ по строительству завода. Строительной площадкой выбрали село Васильевка, расположенное в нескольких километрах от Куйбышевской ГЭС. Строительство завода началось в отсутствие подъездных путей и необходимой инфраструктуры района. В технический проект было внесено: организация строительной базы, возведение гидротехнических сооружений, строительство автомобильных и железнодорожных путей и собственной железнодорожной станцией. Для работников завода строился жилой городок. Новое производство было весьма энергоёмким, в результате в технический проект завода заложили строительство ТЭЦ. Общая стоимость строительства всех объектов предварительно составляла 664 млн руб. Срок сдачи завода в эксплуатацию обозначили 1955 годом.

Первый директор завода назначили одного из старейших работников отрасли В. А. Лавриненко.

На раннем этапе новая стройка испытывала трудности. Ещё при проектировании технического задания перед Советом Министров СССР и Министерством химической промышленности остался вопрос о генеральном подрядчике стройки. В районе строительства создавался только один трест, который способен выполнить подобную задачу и это был «Куйбышевгидрострой». С апреля 1950 года по июнь 1951 года у новой стройки сменилось четыре генеральных подрядчика. В июле генеральным подрядчиком стройки стало УНР-710 (строительно-монтажного треста №24). У треста не хватало рабочих, в результате для строительства пришлось привлечь людей из исправительно-трудовых лагерей, расположенных вблизи Ставрополя. Они и начали возводить подсобные помещения строительной базы, устанавливали линии электропередачи с подстанциями, прокладывалась железнодорожная ветка в район стройки. Однако в 1953 году стройка превратилась в долгострой, сократилось и выделение средств Стройбанком.

В 2001 году ОАО «Тольяттисинтез» вошёл в состав крупнейшего нефтехимического холдинга страны ОАО «СИБУР Холдинг». Благодаря этому завод хорошо обеспечивается сырьём газоперерабатывающих заводов холдинга. Производство постепенно стабилизировалось. Восстанавливались сырьевые потоки и рынки сбыта, возобновлялись и постеренно нарастили мощность.

Основной продукцией ОАО «Тольяттисинтез» - синтетические каучуки различных видов: сополимерные, изопреновые и бутилкаучук. Также на предприятии производятся углеводородные фракции, продукты органического и неорганического синтеза, мономеры, полимеры, присадки для автомобильных бензинов (метанольную высокооктановую добавку (ДВМ) и метил-трет-бутиловый эфир (МТБЭ)). Предприятие реализует

продукцию на внутренний рынок и СНГ, а также страны Европы, Азии и Америки.

ОАО «Тольяттисинтез», наряду с другими предприятиями химического комплекса города: ОАО «Куйбышевазот», ОАО «Тольяттиазот»— является флагманом химической промышленности Самарской области и Российской Федерации.

1.2 Производство бутадиена на ОАО «Тольяттисинтез»

Технологический процесс получения бутадиена состоит из следующих стадий:

- Приема, хранение и отпуск сырья (БДФ), промежуточной продукции БИФ, ББФ-1, бутановой фракции.
- Предварительная ректификация бутилен - бутадиеновой (пиролизной) фракции от высококипящих примесей.
- Ректификация бутадиена-возврата от высококипящих примесей.
- Абсорбция-десорбция отдувок бутадиена.
- Разделение бутилен-бутадиеновой (пиролизной) фракции экстрактивной ректификацией с ацетонитрилом.
- Очистка бутадиеновой фракции от ацетиленовых углеводородов экстрактивной ректификацией с ацетонитрилом .
- Отмывка бутадиеновой фракции от карбонильных соединений, ацетонитрила и очистка бутадиеновой фракции от метилацетилена (пропина).
- Очистка бутадиена от высококипящих примесей ректификацией
- Отмывка бутилен-изобутиленовой фракции (БИФ) от ацетонитрила
- Отмывка ацетиленовых углеводородов от ацетонитрила
- Отгонка ацетонитрила из промывных вод в колонне.
- Переиспарение циркулирующего ацетонитрила.

В производстве бутадиена и БИФ используется пиролизная фракция БДФ различных поставщиков со средним содержанием бутадиена 37%. [8]

Пиролизная фракция подвергается предварительной ректификации от высококипящих примесей в колоннах №37/1,2. Далее процесс разделения бутилен-бутадиеновой (пиролизной) фракции осуществляется методом экстрактивной ректификации на блоках №1,2, работающих параллельно или на резервном блоке (РБЭР). Каждый блок состоит из двух ректификационных колонн №11/1 и №11/2 и десорбционной колонны №18/1 (2).

Резервный блок экстрактивной ректификации состоит из двух ректификационных колонн №211, 218. На блоках экстрактивной ректификации идет выделение бутадиеновой фракции и БИФ из БДФ.

В качестве растворителя на блоках экстрактивной ректификации применяется технический ацетонитрил.

Бутадиеновая фракция после выделения ее в блоках экстрактивной ректификации подвергается очистке от ацетиленовых углеводородов в колоннах №11/1, 18/3 блока №3.

Отмывка бутадиеновой фракции от карбонильных соединений и ацетонитрила производится фузельной водой в колонне №32 (№74, 110).

Промывная вода из куба колонны №32 (№74, 110) подается в колонну №37 (№102) для отгонки из нее ацетонитрила.

Отмытая от карбонильных соединений и ацетонитрила бутадиеновая фракция после системы отстоя от унесенной воды подается в верхнюю часть колонны №107 для очистки бутадиеновой фракции от метилацетилена (пропина). Далее бутадиеновая фракция подвергается очистке от высококипящих примесей ректификацией в колоннах №90 и 102.

Бутилен-изобутиленовая фракция (БИФ) извлекаемая из БДФ, в процессе экстрактивной ректификации подвергается отмывке от ацетонитрила фузельной водой в колонне №28 (№32). Отмытая бутилен-изобутиленовая фракция (БИФ) с верха колонны поступает в систему отстоя, после подается на склад цеха Д-12-13.

Отмывка ацетиленовых углеводородов от ацетонитрила производится фузельной водой в колонне №110 (№70).

Отмытые газообразные ацетиленовые углеводороды из колонны №110 (№70) смешиваются с метилацетиленовой фракцией, разбавляются природным газом и направляются в цех Д-6-2 на сжигание.

Промывные воды, поступающие из колонн №28 (№32), №110 (№70), №32 (№74,110) подвергаются очистке от ацетонитрила в колонне №37. Избыток сконденсированного водного ацетонитрила возвращается в кубы колонн блоков №1,2 или 218 (РБЭР). [8]

1.3 Получение бутадиена

Бутадиен является одним из основным компонентом для производства бутадиен-стирольных и α -метилстирольных, стереорегулярных 1,4-дис-бутадиеновых, бутадиен-метилвинилпиридиновых, бутадиен-нитрильных и других синтетических каучуков и термоэластопластов, его используют также в производстве синтетических смол, полиамидов и себациновой кислоты.

Бутадиен-1,3 получается в процессе разделения бутилен - бутадиеновой фракции методом экстрактивной ректификации с последующей его очисткой.

Формулы: эмпирическая: C_4H_6

структурная: $CH_2 = CH - CH = CH_2$

Впервые в мире процесс производства бутадиена из этилового спирта был проведен С.В. Лебедевым и реализован в промышленности в начале 30-х годов прошлого столетия в Ефремове, Воронеже и Казани. Известны способы производства бутадиена по реакции ацетилена и формальдегида, через альдольную конденсацию ацетальдегида (Германия), а также дегидратацией и дегидрированием этанола (США).

Начиная с конца 50-х годов в Советском Союзе производство бутадиена базировалось на двухстадийном дегидрировании бутана и бутиленов (Тольятти, Омск, Нижнекамск, Сумгаит, Стерлитамак, Новокуйбышевск), но из-за низкой рентабельности эти установки к 80-м годам были остановлены. Некоторое время в Нижнекамске работала

установка окислительного дегидрирования бутиленов, однако и она из-за высокой себестоимости получаемого бутадиена была закрыта.[36]

В начале 80-х годов в Тобольске внедрено одностадийное производство бутадиена по методу Гудри мощностью 180 тыс. т/год, чуть ранее в Нижнекамске мощностью 90 тыс. т/год (процесс «Катадиен»).

В мире, начиная с 60-х годов прошлого столетия, указанные методы вытесняются более прогрессивным и доступным способом – выделением бутадиена из пиролизных фракций. Что касается одностадийных способов по методу Гудри, то эти установки в мире частично остановлены, а частично переделаны на дегидрирование изобутана с получением изобутиленовых фракций.

Самым большим производителем бутадиена в мире является США. Его доля в среднем приходится около 2700 – 2800 тыс. т. бутадиена или около 27 – 28 % от всей выработки в мире. Далее следует Европа – около 2400 – 2500 тыс. т., Япония – около 1100 тыс. т., Китай – 770 тыс. т., Южная Корея – 750 тыс. т., Германия – 550 тыс. т., Франция – 430 тыс. т. [36].

Крупнейшие единичные мощности по производству бутадиена имеются в США на совместном производстве фирм BASF и Fina соответственно 400 и 420 тыс. т/год.

За последние два десятилетия объем производства бутадиена был нестабилен. В последние годы наблюдается рост производства бутадиена, этот рост по разным источникам составляет 3 – 4 % в год. Мировое производство к 2010 году оценили около 11,2 млн. т. Большими темпами растет производство бутадиена в южно-азиатском регионе и в первую очередь в Китае.[36]

Цены на бутадиен за тот же период колебались в диапазоне от 200 до 700 долларов за тонну, в последние же годы отмечается устойчивый рост до 1000 и даже более 1200 долларов за тонну бутадиена.

В России бутадиен получается двумя методами: из пиролизной фракции (~ 47 % всей выработки) и одностадийным способом (53 %).

Несмотря на рост выработки бутадиена за последние годы объем его производства нельзя считать значительным (~500 тыс.т/год), учитывая, что с 1987г. в СССР вырабатывалось около 1 млн.т. в год и в связи ростом его потребности как в мире, так и в нашей стране. Увеличение производства в значительной степени ограничивается существующим рынком пиролизных (бутан–бутадиеновых фракций), однако, возможности существующих производств еще до конца не исчерпаны.

Основным способом получения бутадиена в мире – это извлечение из пиролизных фракций (БДФ). При выделении бутадиена и очистки от ацетиленистых экстрактивной ректификацией используются ацетонитрил и диметилформаид. Недостатком последнего является его низкая стабильность.

Большинство предприятий у нас в стране по извлечению бутадиена из пиролизных фракций морально и физически устарело и требуют скорейшей модернизации. Показатели отечественных предприятий по расходу сырья, энергоресурсов и вспомогательных материалов во многом уступают зарубежным, также мы уступаем и по производительности труда на производстве.

Недостаточно в России проводятся работы по внедрению передовых технологий в частности по гидрированию ацетиленовых. По рекламным данным фирм UOP, Шелл, БАСФ и др. достигается выход бутадиена, близкий к 100%, и обеспечивается исключение из схемы не только экстрактивной ректификации бутадиена от винил- и этилацетиленовых, но и извлечение метилацетилена.

В недостаточном объеме проводится также замена существующих массообменных устройств на эффективные новые – отечественные (в частности: Институт нефтегазовых и химических технологий, НИИХиммаш, ООО «Кедр», ООО «Инжехим» и т.д.), а также зарубежных фирм «Зульцер», «Кох-Глич» и др.

1.4 Ректификация и её использование

На различных производствах химической, нефтяной, пищевой и других производствах промышленности в следствии различных технологий получают смеси жидкостей, которые необходимо разделить на части по составу.

Для разделения фракций и сжиженного газа в промышленности используют способ перегонки (дистилляции), перегонка без доступа воздуха и с водяным паром, молекулярной перегонки и ректификации. Ректификацию массово внедрена в промышленность разделения смесей летучих жидкостей, растворимых между собой.

Процесс ректификации используется для разделения жидких растворов на практически чистые компоненты или фракции, которые различаются между собой температурой кипения.

Специфика процесса ректификации подразумевает к многократному противоточному контактированию паров и жидкостей. Которые вступат в контакт пар и жидкость при ректификации не находятся в равновесном состоянии, но в следствии контакта фазы на каждой ступени контактирования между ними образуется тепломассообмен, из за стремления системы достичь точки равновесия или приблизиться к этому показателю . В следствии каждого контакта реагенты перераспределяются между фазами: пар обогащается низкокипящими. а жидкость -высококипящими компонентами. При длительном контакте и высокой эффективности контакта в аппарате пар и жидкость, уходят с тарелки, доходят до состояния равновесия, и происходит выравнивание температуры и давления. Контакт пара и жидкости, при котором система достигает состояния равновесия - это идеальный или теоретический, а устройство, из-за чего происходит контакт – это теоретическая тарелка. Подбирая контактное устройство, число контактных ступеней и параметры процесса (температуры, давления, соотношение потоков, флегмовое число и т.д.). можно подобрать любую требуемую четкость фракционирования смесей.[9]

Ректификация - массообменный процесс, который осуществляется в противоточных колонных аппаратах с контактными элементами (насадки, тарелки). В ходе ректификации происходит непрерывный обмен между жидкостью и паром. Жидкая фаза насыщается более высококипящим компонентом, а паровая фаза - более низкокипящим. Процесс массообмена происходит на всех участках колонны между стекающей вниз флегмой и поднимающимся вверх паром. Чтобы проходил процесс массообмена используются контактные элементы, чтобы увеличить поверхность массообмена. Вследствие применения насадки жидкость стекает тонкой пленкой по ее поверхности, а вследствие применения тарелок пар проходит через слой жидкости на поверхности тарелок.

Увеличить эффективность контакта пара и жидкости можно за счет внедрения контактных устройств, обладающих высокой производительностью по жидкости и пару и низким гидравлическим сопротивлением. Таким контактным устройством является насадка с вертикальными контактными решетками. [27]

Насадка состоит из блока сформированного зигзагообразными перегородками, образующими в плоскостях контакта каналы вертикальных решеток. На границе контакта происходит дробление жидкости. Принцип процесса состоит: жидкость, подается в верхнюю часть аппарата, стекает через отверстия контактной вертикальной решетки, и по зигзагообразной перегородке последовательно, на каждой ступени распыляется газом, поступающий с нижней части аппарата. В результате образуется капельный поток, формирующий пленочное движение. Подача орошения происходит по нормали к поверхности. Капли эффективно проникают в жидкостную пленку, чем достигается максимально возможная степень возмущения пленочного течения и наибольшая эффективность процесса массопереноса.

В промышленности распространены тарельчатые или насадочные колонны. Современные ректификационные аппараты должны располагать

высокой разделительной способностью и производительностью, быть достаточно надежными и гибкими в работе, иметь низкие эксплуатационные расходы, и небольшую массу и, так же, быть конструктивно-простыми и несложными в изготовлении. Последние требования не менее важны, чем первые, так как они не только влияют на капитальные затраты, но и в значительной мере характеризуют себестоимость продукции, монтаж, ремонт, контроль, испытание и безопасную эксплуатацию оборудования.

Большое значение имеет надежность работы ректификационных аппаратов, установок, производящих сырье для нефтехимической промышленности. Ректификационные колонны должны отвечать требованиям государственных стандартов. В качестве контактных устройств применяют различные типы тарелок, насадок. Расчет аппаратов выполняется с целью определения технологического режима процесса, основных размеров аппарата и его внутренних устройств, которые задают четкость разделения исходного сырья при заданной производительности. Технологический режим определяется рабочим давлением в аппарате, температурами всех внешних потоков, удельного расхода тепла и холода. Основными размерами аппарата являются его диаметр и высота.[59]

1.4.1 Ректификационные аппараты

В Нефтехимическом производстве применяют колпачковые, сетчатые, насадочные, пленочные трубчатые колонны и центробежные пленочные ректификаторы. Они различаются по конструкции внутреннего устройства аппарата, назначение которого - обеспечение взаимодействия жидкости и пара. Контакт происходит при прохождении пара через слой жидкости на тарелках (колпачковых или сетчатых) , или при поверхностном контакте пара и жидкости на насадке или поверхности жидкости, стекающей тонкой пленкой. [14]

Тарельчатые колпачковые колонны наиболее часто применяют в ректификационных аппаратах. Пары с предыдущей тарелки попадают в

паровые патрубки колпачков и проходят через слой жидкости, в которую частично погружены колпачки. В колпачках имеются отверстия или зубчатые прорези, распыляющий пар на мелкие струйки для увеличения поверхности контакта его с жидкостью. Переливные трубки необходимы для подвода и отвода жидкости и регулировки ее уровня на тарелке. Главной областью массообмена и теплообмена между парами и жидкостью, является слой пены и брызг над тарелкой, образующийся в результате барботажа пара. Высота слоя зависит от размеров колпачков, глубины их погружения, скорости пара, толщины слоя жидкости на тарелке, физических свойств жидкости и др.

Так же необходимо отметить, что, кроме колпачковых тарелок, применяют и клапанные, желобчатые, S-образные, чешуйчатые, провальные и другие конструкции тарелок.

Клапанные тарелки показывают высокую эффективность при значительных интервалах нагрузок за счёт возможности саморегулирования. В зависимости от нагрузки клапан перемещается вертикально, меняет площадь сечения для прохода пара, но максимальное сечение определяется высотой устройства, ограничивающий подъем. Площадь живого сечения отверстий для пара составляет 10-15% площади сечения колонны. Скорость пара 1,2 м/с. Клапаны выглядят в виде пластин круглого или прямоугольного сечения с верхним или нижним ограничителем подъема.

Тарелки, S-образной конструкции, обеспечивают движение пара и жидкости в одном направлении, с помощью которых происходит выравнивание концентрации жидкости на тарелке. Площадь сечения тарелки составляет 12-20% от площади сечения колонны. Коробчатое поперечное сечение конструкции создает значительную жесткость, и позволяет установить его на опорное кольцо без промежуточных опор в колоннах диаметром до 4,5 м.

В чешуйчатых тарелках подача пара происходит по направлению потока жидкости. Наиболее эффективно работает при струйном режиме,

которое возникает при скорости пара в чешуях свыше 12 м/с. Площадь сечения составляет 10% площади сечения колонны. Чешуи могут быть арочными и лепестковыми; располагаются на тарелке в шахматном порядке. Простота конструкции, эффективность и большая производительность - преимущества этих тарелок. [9]

Пластинчатые тарелки собираются из отдельных пластин, расположенных под углом 4 - 9° к горизонтам. В зазорах между пластинами проходит пар со скоростью 20 - 50 м/с. Над пластинами имеются отбойные щитки, для уменьшения брызгоуноса. Такие тарелки отличаются большой производительностью, малым сопротивлением и простотой конструкции.

Провальные тарелки - решетчатые, колосниковые, трубчатые, сетчатые (плоские или волнистые без сливных устройств). Площадь сечения тарелок изменяется в пределах 15 - 30% от площади сечения колонны. Жидкость и пар проходят попеременно через каждое отверстие в зависимости от соотношения их напоров. Тарелки имеют малое сопротивление, и высокий к. п. д., работают при значительных нагрузках и отличаются простотой конструкции.

В прямоточных тарелках происходит длительное контактирование пленки жидкости с паром, движущийся со скоростью 14 - 45 м/с. Площадь живого сечения тарелки достигает 30% площади колонны.

Сетчатые тарелки применяют в основном при ректификации спирта и жидкого воздуха. Нагрузки по жидкости и пару для них относительно невелики, и регулировать режим работы затруднительно. Массо- и теплообмен между паром и жидкостью происходят на некотором расстоянии от дна тарелки в слое пены и брызг. Давление и скорость пара, проходящего через отверстия сетки, должны быть таким, чтобы было достаточно для преодоления давления слоя жидкости на тарелке и создания сопротивления ее отеканию через отверстия. Сетчатые тарелки следует устанавливать строго горизонтально для обеспечения прохождения пара через все отверстия

тарелки, и для избежание стекания жидкости через них. Обычно диаметр отверстий ситчатой тарелки принимают примерно 0,8 - 3,0 мм.

Насадочные колонны получили широкое распространение на промышленных установках. Представляют собой цилиндрические аппараты, которые заполнены инертными материалами в виде кусков определенного размера или насадочными телами, в форме колец, шаров для увеличения поверхности контакта и перемешивания жидкой и паровой фаз.[20]

Массо - и теплообмен в колоннах в которых используются насадки характеризуются не только явлениями молекулярной диффузии, определяющимися физическими свойствами фаз, но и также гидродинамическими условиями работы колонны, которые влияют на турбулентность потоков. От скорости потока в колонне возможны три гидродинамических режима: ламинарный, промежуточный и турбулентный, - в результате чего поток пара может быть сплошным, непрерывным и заполняет свободный объем насадки, не занятый жидкостью, а сама жидкость стекает лишь по поверхности насадки. Дальнейшее развитие турбулентного движения может привести к преодолению сил поверхностного натяжения и нарушению граничной поверхности между потоками жидкости и пара. Газовые вихри проникают в поток жидкости, происходит насыщение жидкости паром, и массообмен между фазами резко возрастает. Жидкость распределяется не по насадке, а заполняет весь ее свободный объем, не занятый паром; жидкость образует сплошную фазу, а газ образует дисперсную фазу, распределенную в жидкости, т. е. происходит инверсия фаз.

Исследования показали, что в случае перехода от турбулентного режима к режиму эмульгирования (точка инверсии или точка начала эмульгирования) соответствует оптимальным условиям работы колонны и оптимальной скорости пара, и на насадке задерживается максимальное количество жидкости, брызг и пены, достигаются интенсивный массообмен и максимальная производительность при минимальной высоте насадки.

Насадочную колонну рассчитывают, исходя из оптимальной скорости. При превышении оптимальной скорости начинается обратное движение жидкости снизу вверх, происходит так называемое “захлебывание” колонны и нарушается режим ее работы.

Трубчатые пленочные ректификационные колонны состоят из пучка вертикальных труб, по внутренней поверхности которых тонкой пленкой стекает контактная жидкость, которая взаимодействует с поднимающимся по трубам паром.

Пар поступает из куба в трубки. Флегма образуется в дефлегматоре на внутренней поверхности трубок, охлаждается водой в верхней их части. Диаметр применяемых трубок 5 - 20 мм. Эффективность работы пленочного аппарата возрастает с уменьшением диаметра трубок.

Трубчатые колонны можно охарактеризовать простотой изготовления, высокими коэффициентами массопередачи и весьма малыми гидравлическими сопротивлениями движению пара. Многотрубные (и длиннотрубные) колонны с искусственным орошением имеют меньшие габаритные размеры и массу, чем тарельчатые.

Все ректификационные установки, независимо от типа и конструкции колонн, классифицируют на установки периодического и непрерывного действия.[30]

ГЛАВА 2. СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ОТДЕЛЕНИЯ РЕКТИФИКАЦИИ В ОЧИСТКЕ БУТАДИЕНА

2.1 Описание существующей технологической схемы очистки бутадиена от метилацетилена

Технологическая схема блока очистки бутадиеновой фракции от метилацетилена представлена на рисунке 1.

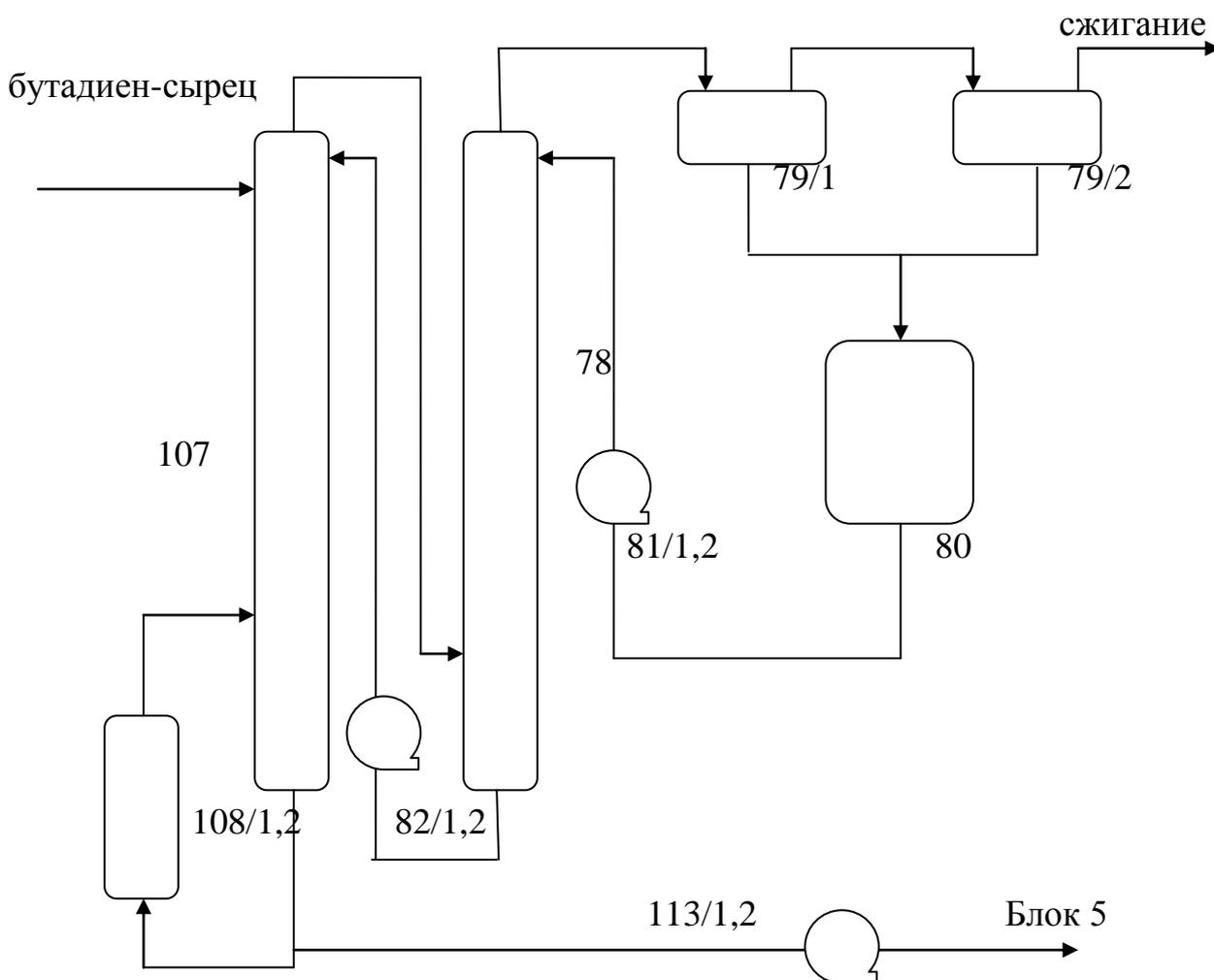


Рисунок 1- Технологическая схема блока очистки бутадиена.

Очистка бутадиеновой фракции производится ректификацией ее в колоннах 107 и 78, работающих как одна колонна, где колонна 78 является укрепляющей частью составной колонны. Колонна 78 оснащена 33 сетчатыми тарелками, а колонна 107 - 36 сетчатыми тарелками.

Бутадиен-сырец насосом с блока №3 подается в колонну 107. Подвод тепла в колонну 107 осуществляется выносными кипятильниками 108/1,2. В межтрубные пространства кипятильников 108/1,2 подается горячая вода из цеха Д-6 -2. Обратная горячая вода из кипятильников 108/1,2 возвращается в цех Д-6 -2. Пары бутадиеновой фракции, выходящие из верхней части колонны 107 поступают в нижнюю часть колонны 78. Бутадиен из куба колонны 78 насосом 82/1,2 подается в верхнюю часть колонны 107. Пары бутадиеновой фракции, выходящие из верхней части колонны 78 поступают в горячий контур теплообменника 79/1, где конденсируются обратной водой, циркулирующей противотоком в холодном контуре теплообменников. Несконденсированные пары бутадиена из теплообменника 79/1 поступают в межтрубное пространство теплообменника 79/2, конденсация, бутадиена в котором осуществляется рассолом, циркулирующим в трубном пространстве.

Давление верха колонны 78 поддерживается регулятором давления, клапаны установлены на линиях выхода:

- обратной воды из теплообменников 79/1;
- обратного рассола из теплообменника 79/2.

При давлении верха колонны 78 равном $4,5 \text{ кгс/см}^2$ срабатывает сигнализация, а при давлении $5,0 \text{ кгс/см}^2$ срабатывает блокировка, при этом автоматически закрывается регулирующий клапан на линии выхода обратной горячей воды из кипятильников 108/1,2.

Бутадиеновая фракция, сконденсированная в теплообменниках 79/1,2, самотеком сливается в сборник 80, где отстаивается от механически унесенной влаги. Водный слой из нижней части сборника 80 периодически дренируется в сборник 20а. Уровень раздела фаз в сборнике 80 поддерживается регулятором уровня, клапан установлен на линии слива водного слоя из сборника 80 в сборник 20а.

Бутадиеновая фракция из сборника 80 насосом 81/1,2 подается в колонну 78 в виде флегмы. Расход флегмы в колонну 78 поддерживается

регулятором расхода, клапан установлен на линии бутадиена от насоса 81/1,2 в колонну 78. Уровень в сборнике 80 выдерживается регулятором уровня, клапан установлен на линии выхода обратной горячей воды из кипятильников 108/1,2. Для безопасной эксплуатации насоса 81/1,2 предусмотрены блокировки:

-световая и звуковая сигнализации и остановка (запрет пуска) электродвигателя при снижении уровня заполнения насоса продуктом;

-световая и звуковая сигнализации и остановка (запрет пуска) электродвигателя при снижении перепада давлений в линиях нагнетания и всаса насоса.

Метилацетилен и несконденсированные углеводороды из теплообменника 79/2 через сепаратор 112 или сборник 64 подаются в цех Д-6-2 на сжигание.

Расход метилацетиленовой фракции из теплообменника 79/2 в сепаратор 112 выдерживается регулятором расхода, клапан установлен на этой линии.

Бутадиеновая фракция из куба колонны 107 насосом 113/1,2 подается на очистку от тяжелокипящих примесей в колонны блока 5.[8]

2.2 Описание технологического оборудования

Колонна 78 – 1шт.

Вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа с насадкой, предназначенная для очистки бутадиеновой фракции от метилацетилена.

Диаметр - 1400мм

Высота цилиндрической части - 19500мм

Расчетное давление - 8 кгс/см²

Расчетная температура - 100°С

Материал - сталь 20

Теплообменник 79/1 – 1шт

Горизонтальный кожухотрубчатый аппарат, предназначенный для конденсации паров бутadiensовой фракции, поступающих из колонны 78.

Поверхность теплообмена - 525 м²

Диаметр - 1200 мм

Длина цилиндрической части - 6000 мм

Количество трубок - 408шт

Длина трубок - 6000 мм

Диаметр трубок - 21x2 мм

Расчетное давление:

- трубное пространство - 6 кгс/см²

- межтрубное пространство - 6 кгс/см²

Расчетная температура:

- трубное пространство - 30°C

- межтрубное пространство - 100 °C

Материал:

- кожуха - ВстЗсп5

- трубок - 10X18H10T

Теплообменник 79/2 - 1шт

Горизонтальный кожухотрубчатый аппарат, предназначенный для конденсации паров бутadiensовой фракции, поступающих из колонны 78.

Поверхность теплообмена - 96 м²

Диаметр - 800 мм

Длина цилиндрической части - 3000 мм

Количество трубок - 408шт

Длина трубок - 3000 мм

Диаметр трубок - 25x2 мм

Расчетное давление:

- трубное пространство - 6 кгс/см²

- межтрубное пространство - 6 кгс/см²

Расчетная температура:

- трубное пространство - 0°C
- межтрубное пространство - 45 °С

Материал:

- кожуха - 12X18H10T
- трубок - 12X18H10T

Емкость 80 – 1шт.

Вертикальный цилиндрический аппарат, предназначенный для сбора бутадиеновой фракции, сконденсированной в теплообменнике № 79/1,2,3

Объем - 3,2 м³

Диаметр - 1400 мм

Высота цилиндрической части - 600 мм

Расчетное давление - 6 кгс/см²

Расчетная температура - 45°C

Материал - ВстЗсп

Насос 81/1,2 – 2 шт. (1шт. – рабочий, 1 шт. – резервный)

Центробежный герметичный насос марки ЦМГ 25/50-УГ, предназначенный для подачи бутадиеновой фракции из сборника 80 на флегму в колонну 78

Производительность - 25 м³/час

Напор - 53м.ст.ж

Мощность электродвигателя - 14,7 кВт

Число оборотов - 3000 в минуту

Исполнение - 1ExdeПВТ4

Материал проточной части - 12X18H10T

Насос 82/1,2 – 2 шт. (1шт. – рабочий, 1 шт. – резервный)

Центробежный герметичный насос марки ЦМГ- ХМ 25/50-УГ, предназначенный для подачи бутадиеновой фракции из куба колонны 78 в колонну 107

Производительность - 25 м³/час

Напор - 50м.ст.ж

Мощность электродвигателя - 14,7 кВт

Число оборотов - 3000 в минуту

Исполнение - 1ExdeIIВТ4

Материал проточной части - 12Х18Н10Т

Колонна 107 – 1 шт.

Вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа, предназначенный для очистки бутадиеновой фракции от метилацетилена (пропина).

Диаметр - 1800 мм

Высота цилиндрической части - 22940 мм

Тарелки - ситчатые

Количество тарелок - 36 шт.

Расстояние между тарелками - 450 мм

Расчетное давление - 6 кгс/см²

Расчетная температура - 200°С

Материал - сталь 20

Кипятильник 108

Вертикальный кожухотрубчатый аппарат, предназначенный для обогрева куба колонны 107 горячей водой

Поверхность теплообмена - 480 м²

Диаметр - 1800 мм

Высота цилиндрической части - 3490 мм

Количество трубок - 1209 шт.

Длина трубок - 3490 мм

Диаметр трубок - 38x2,5 мм

Расчетное давление :

- трубное пространство - 6 кгс/см²

- межтрубное пространство - 16 кгс/см²

Расчетная температура:

- трубное пространство - 145° С

- межтрубное пространство - 190° С

Материал:

- кожуха - сталь3

- трубок - сталь10

Насос 113/1,2 – 2 шт. (1 шт. – рабочий, 1 шт. – резервный)

Центробежный герметичный насос марки 5НГК-5х1, предназначенный для подачи бутадиеновой фракции из куба колонны 107 в колонну 102 и колонну 90

Производительность - 30-90 м³/час

Напор - 80м.ст.ж

Мощность электродвигателя - 25 кВт

Число оборотов - 2950 в минуту

Исполнение - ВЗГ

Материал проточной части - ст40Х

2.3 Материальный баланс существующей установки

Визуальное обследование состояния контактных устройств колонны 78 и 107 во время их ремонта показали, что верхние тарелки не имеют следов отложений за исключением следов коррозии, которые могли бы перекрыть отверстия. В средней части колонны 107 обнаружены кристаллы полимера в незначительном количестве. Было выяснено, что колонна 107 обеспечивает требуемую степень очистки бутадиена от метилацетилена, а потери бутадиена с газом отдувки связаны с условиями верха колонны 78 и температурами в холодильниках 79/1 и 79/2. «Захлебывание» происходит, так как применяемые контактные устройства не справляются с нагрузками по бутадиену сырцу выше 12 т/час.

Режимные параметры работы колони 78 и 107 представлены в таблице ниже.

Таблица 1 - Режимные параметры работы колонны 78 и 107

Давление верха колонны 78	Температура верха колонны 78	Расход бутадиена в колонну 107	Расход флегмы в колонну 78	Расход отдувок из конденсатора 79
кгс/см ² (абс.)	°С	т/час	т/час	кг/час
4,2 – 6,0	41 - 52	8,0 – 12,0	10,7 – 13,1	200 - 360

Для расчета был принят следующий состав бутадиена-сырца:

- бутилены составляют 6.80% масс;
- бутадиен-1,3 составляет 92.93% масс;
- метилацетилен составляет 0.15% масс;
- ацетонитрил составляет 0.126% масс.

Расчеты показали, что 69 реальных тарелок колонн 78 и 107 (33 и 36) составляют 22 теоретические тарелки, а именно 11 теоретических тарелок в колонне 78 и 11 теоретических тарелок в колонне 107.

Результаты расчета в таблице 2.

При сравнении: результатов расчета с реальными характеристиками режима работы установки, наблюдаются близкие значения величин материального баланса и состава продуктов.

Таблица 2 – Материальный баланс блока очистки бутадиена до реконструкции

Поток		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Фаза		жидкость	газ	жидкость	смесь	газ	жидкость	газ	жидкость	жидкость	смесь	жидкость
Мольный расход	кмоль/час	171,67	304,85	168,96	304,85	9,43	9,43	3,59	295,42	5,84	301,26	301,26
Массовый расход	кг/час	9300,00	16389,81	9157,31	16389,81	502,32	502,32	189,60	15887,49	312,72	16200,21	16200,21
Объ.расх.жидкости	м3/час	14,86	26,29	14,64	26,29	0,81	0,81	0,30	25,48	0,50	25,98	25,98
Объ.расх.газа	м3/час	3847,80	6832,82	3787,05	6832,82	211,33	211,33	80,42	6621,49	130,91	6752,40	6752,40
Температура	оС	43,00	45,46	47,84	42,60	42,60	40,50	40,50	42,60	40,50	41,10	43,00
Давление	кг/см2	7,00	5,30	5,50	5,30	5,00	5,00	4,80	5,00	4,80	4,80	8,80
Молекул. Масса		54,174	53,764	54,198	53,764	53,278	53,278	52,844	53,780	53,545	53,775	53,775
Энтальпия	Мккал/час	0,217	1,812	0,239	0,380	0,055	0,011	0,021	0,368	0,007	0,375	0,379
Состав массовый												
Бутадиен		0,929132	0,839110	0,932211	0,839110	0,808578	0,808578	0,783119	0,840075	0,824015	0,839765	0,839765
Ацетонитрил		0,001278	0,000000	0,001298	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Метилацетилен		0,001498	0,030751	0,000020	0,030751	0,057370	0,057370	0,081324	0,029910	0,042847	0,030159	0,030159
Бутен		0,068092	0,130139	0,066471	0,130139	0,134051	0,134051	0,135558	0,130015	0,133138	0,130075	0,130075
Состав мольный												
Бутадиен		0,930543	0,834030	0,934050	0,834030	0,796418	0,796418	0,765062	0,835231	0,815680	0,834852	0,834852
Ацетонитрил		0,001686	0,000000	0,001714	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Метилацетилен		0,002025	0,041266	0,000027	0,041266	0,076291	0,076291	0,107264	0,040148	0,057264	0,040480	0,040480
Бутен		0,065746	0,124704	0,064209	0,124704	0,127291	0,127291	0,127674	0,124621	0,127056	0,124668	0,124668

2.4 Реконструкция колонны

Для снижения потерь бутадиена требуется значительное увеличение разделяющей способности колонны 78 (суммарное число теоретических тарелок в колоннах 78 и 107 должно быть около 30-40 штук) и количества флегмы, подаваемой в верхнюю часть колонны. Так как применяемые контактные устройства не справляются с нагрузками по бутадиену сырцу выше 12 т/час, то необходима реконструкция колонны 78, которая может заключаться в замене ситчатых тарелок колонны 78 на регулярную тонколистовую насадку с вертикальными контактными решетками.

2.5 Материальный баланс после замены контактных устройств

Учитывая, что высота насадочной части колонны 78 составляет 13,2м, а высота эквивалентная теоретической тарелки насадки составляет примерно 0,6 м, в расчетах в колонне 78 принято количество теоретических тарелок равным 22 шт., в колонне 107 не происходит замены ситчатых тарелок на, поэтому количество тарелок в ней равно 12 шт. Всего теоретических тарелок - 34 шт.

Результаты расчета представлены в таблице 3.

Таблица 3 – Материальный баланс блока очистки бутадиена в процессе замены контактных устройств

Поток		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Фаза		Жидкость	Пар	Жидкость	Смесь	Пар	Жидкость	Пар	Жидкость	Жидкость	Смесь	Жидкость
Мольный расход	кмоль/час	276,89	413,92	275,81	413,92	6,74	6,74	1,44	407,17	5,31	412,48	412,48
Массовый расход	кг/час	15000,01	21518,09	14948,90	21518,09	339,18	339,18	69,93	21178,91	269,25	21448,17	21448,17
Объ.расх.жидкости	м3/час	23,98	34,69	23,89	34,69	0,55	0,55	0,11	34,14	0,43	34,57	34,57
Объем.расх.газа	м3/час	6206,14	9277,50	6182,02	9277,50	151,18	151,18	32,27	9126,33	118,91	9245,23	9245,23
Температура	оС	43,00	40,41	45,71	38,00	38,00	34,00	34,00	38,00	34,00	36,53	38,38
Давление	кг/см2	7,00	5,00	5,20	5,00	5,00	5,00	4,80	5,00	4,80	4,80	8,80
Молекул. Масса		54,17	51,99	54,20	51,99	50,29	50,29	48,57	52,01	50,75	52,00	52,00
Энтальпия	Мккал/час	0,35	2,39	0,37	0,48	0,04	0,01	0,01	0,44	0,01	0,45	0,45
Состав массовый												
Бутадиен		0,929132	0,650645	0,931611	0,650645	0,567358	0,567358	0,481985	0,651978	0,589530	0,651194	0,651194
Ацетонитрил		0,001278	0,000000	0,001282	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Метилацетилен		0,001498	0,137404	0,000020	0,137404	0,236173	0,236173	0,342465	0,135822	0,208569	0,136735	0,136735
Бутен		0,068092	0,211952	0,067087	0,211952	0,196469	0,196469	0,175550	0,212200	0,201901	0,212070	0,212070
Состав мольный												
Бутадиен		0,930543	0,625325	0,933474	0,625325	0,527468	0,527468	0,432821	0,626946	0,553151	0,625997	0,625997
Ацетонитрил		0,001686	0,000000	0,001693	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Метилацетилен		0,002025	0,178290	0,000027	0,178290	0,296440	0,296440	0,415200	0,176333	0,264214	0,177464	0,177464
Бутен		0,065746	0,196385	0,064806	0,196385	0,176092	0,176092	0,151979	0,196721	0,182636	0,196540	0,196540

Расчеты показали, что наиболее эффективным является режим, при котором давление в колонне - 4.0 кгс/см^2 , температурный диапазон в холодильнике 79/1,3 и 79/2 – от 30°C до 36°C .

2.6 Гидравлический расчет

Эскиз реконструированной колонны 78 представлен на рисунке 2. Насадка $60*60$ с сеткой $1,8*0,45$. Насадка состоит из трех частей:

1. Верхний пакет насадки состоит из 11 рядов высотой 380 мм;
2. Средний пакет насадки состоит из 10 рядов высотой 380 мм;
3. Нижний пакет насадки состоит из 10 рядов высотой 380 мм.

Конструктивно ряд насадки занимает полное сечение колонны. Ряд насадки состоит из секций, конструкция которых представляет собой зигзагообразную пластину с приваренными к ней косынками и сеткой.

Каждый пакет насадки располагается над узлом перераспределения (узел отбора жидкости). Над каждым пакетом насадки располагается узел распределения (узел орошения). Узел распределения представляет собой двухуровневый желобчатый ороситель, состоящий из одного магистрального желоба и шести рабочих желобов, монтирующихся на опорные балки, прикрепляющиеся на опорные элементы - столики, привариваемые к корпусу колонны.[12,27]

Целью гидродинамического расчета насадки является:

- определение максимально - возможной скорости паров, при которой происходит захлебывание колонны;
- определение запаса устойчивой работы колонны;
- определение геометрических характеристик насадки.

Результаты расчетов приведены в таблице 4.

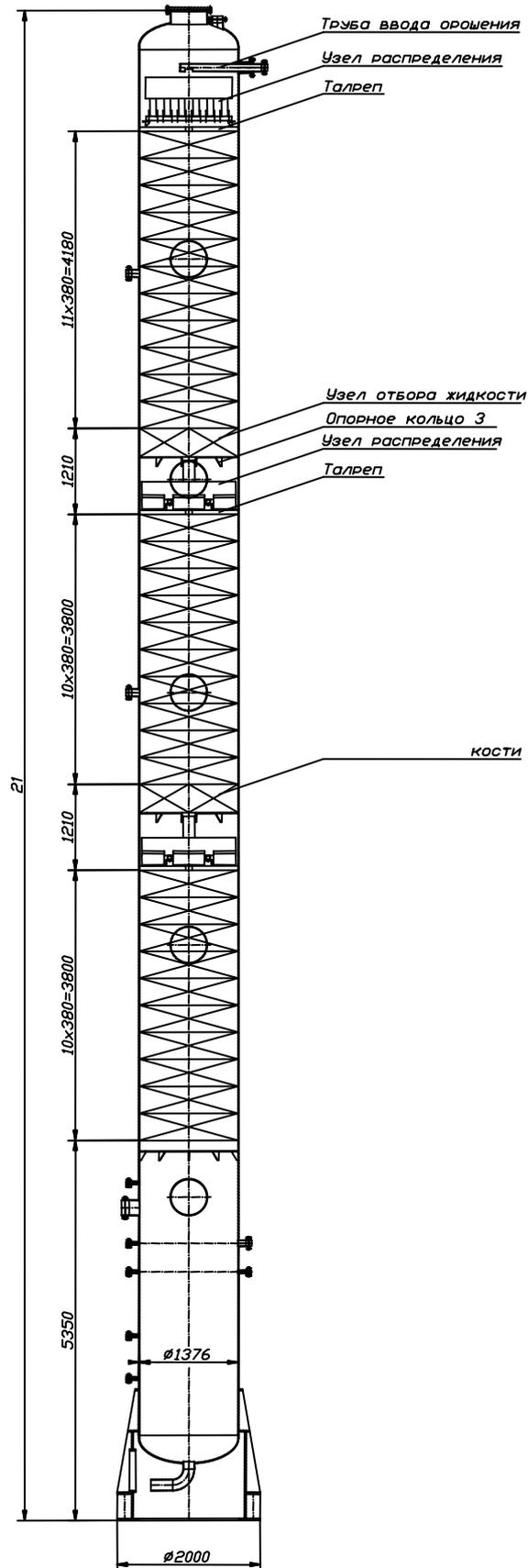


Рисунок 2 - Компонировочный чертеж колонны 78

Таблица 4 - Результаты гидравлического расчета

Параметр	Значение
Исходные данные	
Расход пара в сечении насадки	2084 м ³ /час
Расход жидкости	34,058 м ³ /час
Плотность паров	9,63241 кг/м ³
Плотность жидкости	587,949 кг/м ³
Поверхностное натяжение	0,01043 н/м
Кинематическая вязкость жидкости	2,353e-007 м ² /с
Свободное сечение насадки	1,539 м ²
Ширина ступени контакта	0,06 м
Высота ступени контакта	0,06 м
Свободное сечение решетки	0,64
Шаг плетения решетки	0,002 м
Диаметр проволоки решетки	0,0004 м
Суммарная длина перелива	25,65 м
Средняя длина перелива	1,115 м
Результаты расчета	
Реальная скорость паров	0,376146 м/с
Скорость по уносу	0,97289 м/с
Предельная скорость газа	1,07982 м/с
Скорость подвисяния	0,82334 м/с
Параметр	
Значение	
Поверхность контакта фаз	172,461 м ² /м ³
Коэффициент смоченности насадки	0,905029
Коэффициент распада струи	3,82959
Средний диаметр капель	0,00395355 м
Задержка жидкости в аппарате	0,0532161 м ³ /м ³
Гидравлическое сопротивление ступени контакта	15, 7575 Па

По результатам гидравлического расчета, отношение рабочей скорости газа к скорости подвигания составляет 0,45; что соответствует рабочему диапазону насадки, который варьируется в следующих пределах:

$$0,2 \leq \frac{\omega_p}{\omega_{подв}} \geq 0,9 \quad (1)$$

Следовательно, насадка обладает хорошей разделяющей способностью.

2.7 Тепловой баланс.

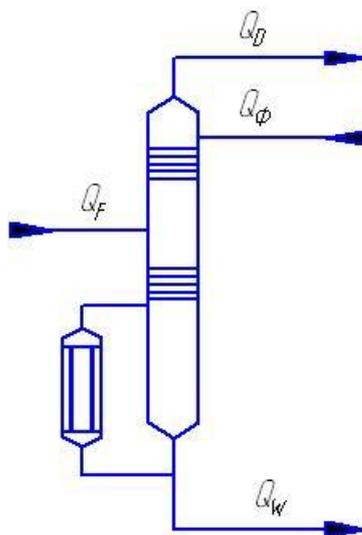


Рисунок 3 – Схема тепловых потоков колонны

Q_F – количество тепла, приходящее с питанием

$Q_Ф$ – количество тепла, приходящее с флегмой

Q_W – количество тепла, отводимое с кубовым продуктом

Q_D – количество тепла, отводимое с дистиллятом

Тепловой баланс колонны

$$Q_F + Q_Ф = Q_W + Q \quad (2)$$

2.7.1 Режим работы колонны

температура питания колонны - 43°C

температура верха колонны – 40°C

температура куба колонны – 46°C

температура флегмы - 38°C

2.7.2 Расчет тепловых потоков

Количество тепла определяется по формуле:

$$Q = G \cdot c \cdot t, \text{ Вт} \quad (3)$$

где G – массовый расход, кг/сек

c – удельная массовая теплоемкость смеси при соответствующих температурах, Дж/кг °С

t – температура смеси, °С

Удельная массовая теплоемкость смеси определяется по формуле:

$$C_{\text{смеси}} = \sum c_i \cdot x_i, \text{ Дж/кг} \cdot ^\circ \text{С} \quad (4)$$

где c_i – удельная массовая теплоемкость компонента при соответствующих температурах, Дж/кг · °С [10]

x_i – массовая доля компонента в смеси, °С

Приход тепла:- с питанием

$$Q_F = \frac{15000}{3600} \cdot 2,485 \cdot 10^3 \cdot 43 = 445229,2 \text{ Вт}$$

Удельную массовую теплоемкость компонентов определяем по справочнику [18]

Таблица 5 - Удельная теплоемкость смеси, подаваемой на питание колонны

Состав питания колонны	c_i , Дж/кг · °С	x_i	$c_i \cdot x_i$
бутадиен -1,3	$2,483 \cdot 10^3$	0,929	$2,307 \cdot 10^3$
ацетонитрил	$2,103 \cdot 10^3$	0,001	$0,002 \cdot 10^3$
метилацетилен	$2,539 \cdot 10^3$	0,002	$0,005 \cdot 10^3$
Бутен (C ₄ H ₈)	$2,518 \cdot 10^3$	0,068	$0,171 \cdot 10^3$
		1	$C_{\text{смеси}} = 2,485 \cdot 10^3$

- с флегмой

$$Q_{\phi} = \frac{21448,17}{3600} \cdot 2,466 \cdot 10^3 \cdot 38 = 558295,8 \text{ Вт}$$

Таблица 6 - Удельная теплоемкость флегмы

Состав флегмы	c_i , Дж/кг·°C	x_i	$c_i \cdot x_i$
бутадиен -1,3 (C ₄ H ₆)	$2,461 \cdot 10^3$	0,651	$1,602 \cdot 10^3$
ацетонитрил (C ₂ H ₃ N)	$2,094 \cdot 10^3$	0,000	0
метилацетилен (C ₃ H ₄)	$2,465 \cdot 10^3$	0,137	$0,338 \cdot 10^3$
Бутен (C ₄ H ₈)	$2,48 \cdot 10^3$	0,212	$0,526 \cdot 10^3$
		1	$C_{\text{смеси}} = 2,466 \cdot 10^3$

Общий приход тепла Q_1

$$Q_1 = Q_f + Q_{\phi} = 445229,2 + 558295,8 = 1003525 \text{ Вт} \quad (5)$$

Расход тепла:

- с выводимой кубовой жидкостью

$$Q_w = \frac{6182,02}{3600} \cdot 2,486 \cdot 10^3 \cdot 46 = 196375,3 \text{ Вт}$$

Таблица 7 - Удельная теплоемкость куба

Состав куба	c_i , Дж/кг·°C	x_i	$c_i \cdot x_i$
КОЛОННЫ			
бутадиен -1,3 (C ₄ H ₆)	$2,484 \cdot 10^3$	0,931	$2,312 \cdot 10^3$
ацетонитрил (C ₂ H ₃ N)	$2,109 \cdot 10^3$	0,002	0,004
метилацетилен (C ₃ H ₄)	$2,477 \cdot 10^3$	0,000	0
Бутен (C ₄ H ₈)	$2,54 \cdot 10^3$	0,067	$0,170 \cdot 10^3$
		1	$C_{\text{смеси}} = 2,486 \cdot 10^3$

- с выводимым дистиллятом

$$Q_p = \frac{69,92}{3600} \cdot 2,28 \cdot 38 = 1,83 \text{ Вт}$$

Таблица 8 - Удельная теплоемкость дистиллята

Состав дистиллята колонны	c_i , Дж/кг·°C	x_i	$c_i \cdot x_i$
бутадиен -1,3 (C ₄ H ₆)	$2,470 \cdot 10^3$	0,651	$1,61 \cdot 10^3$
ацетонитрил (C ₂ H ₃ N)	$2,177 \cdot 10^3$	0,000	0
метилацетилен (C ₃ H ₄)	$2,470 \cdot 10^3$	0,137	$0,34 \cdot 10^3$
Бутен (C ₄ H ₈)	$2,495 \cdot 10^3$	0,212	$0,53 \cdot 10^3$
		1	$c_{\text{смеси}} = 2,48 \cdot 10^3$

- на испарение дистиллята и флегмы колонны

$$Q_{p+\phi} = G_p + G_F \cdot r_p, \text{ Вт} \quad (6)$$

где r_D – теплота конденсации смеси, Дж/кг

Теплоту конденсации компонентов определяем по справочнику [18]

Таблица 9 - Теплота конденсации дистиллята

Состав дистиллята колонны	r_i , Дж/кг	x_i	$r_i \cdot x_i$
бутадиен -1,3 (C ₄ H ₆)	$368,46 \cdot 10^3$	0,651	$239,87 \cdot 10^3$
ацетонитрил (C ₂ H ₃ N)	$741,10 \cdot 10^3$	0,000	0
метилацетилен (C ₃ H ₄)	$450,47 \cdot 10^3$	0,137	$61,71 \cdot 10^3$
Бутен (C ₄ H ₈)	$461,90 \cdot 10^3$	0,212	$97,92 \cdot 10^3$
		1	$r_{\text{смеси}} = 402,5 \cdot 10^3$

$$Q_{p+\phi} = \left(\frac{69,92 + 21448,17}{3600} \right) \cdot 402,4 \cdot 10^3 = 2405244,3 \text{ Вт}$$

Общий расход тепла Q_2

$$Q_2 = Q_w + Q_p + Q_{p+\phi} = 196375,3 + 1,83 + 2405244,3 = 2601621,4 \text{ Вт} \quad (7)$$

Количество тепла, которое необходимо подвести к кипятивильнику при расходе массовом питания 15000 кг/час

$$Q_k = Q_2 - Q_1 = 2601621,4 - 1003525 = 1598096,4 \text{ Вт} \quad (8)$$

2.7.3 Расход греющего агента которое необходимо подать в кипятивильник

$$G = \frac{Q}{c_g \cdot \Delta t} = \frac{2601621,4}{4,19 \cdot 10^3 \cdot (15 - 95)} = 31,05 \text{ кг/сек} = 111764,2 \text{ кг/час} \quad (9)$$

2.7.4 Расход воды в дефлегматор при нагреве

$$G = \frac{Q}{c_g \cdot \Delta t} = \frac{2405244,3}{4,19 \cdot 10^3 \cdot 20} = 27,7 \text{ кг/сек} = 103327,9 \text{ кг/час} \quad (10)$$

2.8 Технологический расчет оборудования

2.8.1 Расчет колонны

Назначение - для очистки бутадиеновой фракции от метилацетилена

Расчет диаметра колонны

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}}, \text{ м} \quad (11)$$

где V – объемный расход пара, проходящий через неё при средней температуре в ней

ω - скорость пара в колонне, м/сек

По таблице 5 п.3.2.2 $V = 2084 \text{ м}^3/\text{час}$

$$\omega = 0,376 \text{ м/сек}$$

$$D = \sqrt{\frac{2084}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,376}} = 1,38 \text{ м}, \quad (12)$$

Расчет высоты колонны

$$H = H_n + Z_b + Z_n \quad (13)$$

где H_n – высота насадки, м

Z_n – расстояние между дном колонны и насадки, м

Z_b – расстояние от верха насадки до крышки колонны, м

Высота насадки

Верхний пакет насадки состоит из 11 рядов высотой 380 мм;

Средний пакет насадки состоит из 10 рядов высотой 380 мм;

Нижний пакет насадки состоит из 10 рядов высотой 380 мм;

$$H_n = 11 \cdot 380 + 10 \cdot 380 + 10 \cdot 380 = 11780 \text{ мм} = 11,78 \text{ м}$$

Z_n, Z_b согласно таблице 5 [27] примем равными соответственно 1500 мм и 800 мм

Общая высота колонны

$$H_{\text{общ.}} = 11780 + 1500 + 800 = 14080 \text{ мм} = 14 \text{ м}$$

К установке принимаем высоту существующей колонны – 19500 мм

2.8.2 Расчет кипятильника

Назначение – обогрев колонны 108

Тепловая нагрузка на кипятильник $Q_k = 1598096,4$ Вт

Обогрев производится горячей водой с начальной температурой 104°C.

Средняя разность температур:

$$\begin{array}{r} 104 \rightarrow 80 \\ 46 \leftarrow 46 \\ \text{---} \quad \text{---} \\ |_{t_6=58} \quad |_{t_M=34} \end{array}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{t_6 - t_M}{2,3 \lg \frac{t_6}{t_M}} = \frac{58 - 34}{2,3 \lg \frac{58}{34}} = 45^\circ \text{C} \quad (14)$$

Принимаем коэффициент теплопередачи $K=170 \text{ вт/м}^2 \cdot \text{°C}$ по таблице 4-10 [49]

Необходимая поверхность теплообмена:

$$F = \frac{Q_k}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{1598096,4}{170 \cdot 45} = 209 \text{ м}^2 \quad (15)$$

Необходимый расход горячей воды:

$$G_g = \frac{Q_k}{c_g \cdot (t_g - t_k)} = \frac{1598096,4 \cdot 3600}{4,19 \cdot 10^3 \cdot (104 - 80)} = 57211 \text{ кг/час} \quad (16)$$

С запасом 1,2 поверхность теплообмена будет:

$$F = 209 \cdot 1,2 = 251 \text{ м}^2$$

К установке принимаем существующий кипятильник с поверхностью теплообмена $F=480 \text{ м}^2$ при необходимой расчетной поверхности $F=251 \text{ м}^2$, т.к. замена существующего кипятильника экономически не целесообразна.

2.8.3 Расчет теплообменного оборудования

Назначение – конденсация дистиллята и флегмы колонны 79/2

Тепловая нагрузка

$$Q_{p+\phi} = 2405244,3 \text{ вт}$$

Конденсация производится промышленной водой с начальной температурой 25 °C

Средняя разность температур:

$$40 \rightarrow 40$$

$$35 \leftarrow 25$$

--- ---

$$|_{t_M=10} \quad |_{t_6=15}$$

Принимаем коэффициент теплопередачи для теплообменников $K=460 \text{ вт/м}^2 \cdot \text{°C}$ по по таблице 4-10 [49]

Отношение $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{15}{10} = 1,5$, следовательно, можно принять среднюю арифметическую разность температур хладагента равной

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{15 + 10}{2} = 12,5^{\circ}\text{C}$$

Необходимая поверхность теплообмена:

$$F = \frac{Q_{\text{р+ф}}}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{2405244,3}{460 \cdot 12,5} = 418 \text{ м}^2 \quad (17)$$

Необходимый расход воды:

$$G_{\text{в}} = \frac{Q_{\text{р+ф}}}{c_{\text{р}} \cdot (t_{\text{к}} - t_{\text{н}})} = \frac{2405244,3 \cdot 3600}{4,19 \cdot 10^3 \cdot (5 - 25)} = 206655,8 \text{ кг/час} \quad (18)$$

С запасом 1,2 поверхность теплообмена будет:

$$F = 418 \cdot 1,05 = 438,5 \text{ м}^2$$

К установке принимаем существующий теплообменник с поверхностью теплообмена $F = 525 \text{ м}^2$ при необходимой расчетной поверхности $F = 438,5 \text{ м}^2$

Назначение – конденсация отдувок из конденсатора 79/1

Количество отдувок из материального баланса – 339,18 кг/час

Тепловая нагрузка

$$Q_{\text{р+ф}} = G_{\text{отд.}} \cdot r_{\text{р}} = \frac{339,18}{3600} \cdot 402,5 \cdot 10^3 = 37922,2 \text{ Вт} \quad (19)$$

Конденсация производится рассолом с начальной температурой 0°C

Средняя разность температур:

$$\begin{array}{cc} 40 & \rightarrow & 40 \\ 5 & \leftarrow & 0 \\ \text{---} & & \text{---} \\ |_{t_{\text{м}}=35} & & |_{t_{\text{г}}=40} \end{array}$$

Принимаем коэффициент теплопередачи для теплообменников $K = 460 \text{ Вт/м}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}$ по по таблице 4-10 [12]

Отношение $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}} = \frac{40}{35} = 1,14$, следовательно, можно принять среднюю арифметическую разность температур хладагента равной

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

Необходимая поверхность теплообмена:

$$F = \frac{Q_{omd.}}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{37922,2}{460 \cdot 37,5} = 2,2 \text{ м}^2 \quad (20)$$

Необходимый расход рассола:

$$G_a = \frac{Q_{omd.}}{c_p \cdot (t_x - t_n)} = \frac{37922,2 \cdot 3600}{3,226 \cdot 10^3 \cdot (6 - 0)} = 8463,7 \text{ кг/час} \quad (21)$$

Где c_p – теплоемкость рассола, таблица XLIX [48]

С запасом 1,2 поверхность теплообмена будет:

$$F = 2,2 \cdot 1,2 = 2,6 \text{ м}^2$$

К установке принимаем существующий теплообменник с поверхностью теплообмена $F=96 \text{ м}^2$ при необходимой расчетной поверхности $F=2,6 \text{ м}^2$, т.к. замена существующего кипятильника экономически не целесообразна.

2.8.5 Расчет емкости

Емкость предназначена для сбора бутадиеновой фракции, сконденсированной в теплообменнике № 79/1,2

Максимальное количество поступающей в емкость бутадиеновой фракции 421 кг/час или $1,04 \text{ м}^3$.

К установке принимаем существующую емкость:

Объем	3,2 м ³
Диаметр	1400 мм
Высота цилиндрической части	1600 мм
Расчетное давление	6 кгс/см ²
Расчетная температура	45°С
Материал	ВстЗсп

Максимальное заполнение емкости 80% объема

Время заполнения емкости $\frac{3,2 \cdot 0,8 \cdot 60}{1,04} = 148$ мин

2.9 Экономическое обоснование работы

2.9.1 Расчет годовой производственной мощности

$$M = Q_{\text{час}} \cdot \Phi_{\text{эф.}}; \quad (22)$$

где $Q_{\text{ч}}$ – часовая производительность аппарата, т/час

$\Phi_{\text{эф.}}$ – эффективный фонд времени работы оборудования в год, час.

В химической промышленности оборудование работает круглосуточно.

$$\Phi_{\text{эф.}} = (D_{\text{к}} - D_{\text{рем.}}) \cdot 24 \quad (23)$$

где $D_{\text{к}}$ - календарная продолжительность года, сутки;

$D_{\text{рем.}}$ – плановые простои для ремонта, сутки[49]

Таблица 10 - Расчет годовой производственной мощности основного оборудования

Показатели	Количество	
	базовый вариант	проектный вариант
Плановые простои оборудования, сутки.	25	25
Эффективное время работы оборудования, сутки.	340	340

Продолжение таблицы 10

Эффективное время работы оборудования, час.	8160	8160
Часовая производительность т/ч	9,3	15
Годовая производственная мощность т/год	75888	122400

2.9.2 Расчёт затрат на модернизацию оборудования

Так как производится модернизация существующей колонны то:

$$K_{\text{мод}} = C_{\text{вв}} + P_{\text{сб.}} + P_{\text{дем}} \cdot K_{\text{нак}} - C_{\text{дем.}} \quad (24)$$

где $K_{\text{мод}}$ – затраты на модернизацию оборудованию

$C_{\text{вв}}$ – стоимость покупки или изготовления вновь вводимых узлов и приборов 2980000 руб.

$C_{\text{дем}}$ – стоимость демонтируемых узлов и приборов по цене металлолома 365600 руб ;

$P_{\text{сб}}$ – расходы на сборочные и монтажные работы;

$P_{\text{дем}}$ – расходы на демонтаж;

$K_{\text{нак}}$ – коэффициент накладных расходов ($K_{\text{нак}} = 1,5$).

$$K_{\text{мод}} = 2980000 - 365600 + (350000 + 79998) \cdot 1,5 = 3.259.397 \text{ руб.}$$

Расходы на сборочные и монтажные работы:

$$P_{\text{сб}} = T_{\text{сб}} \cdot Z_{\text{ср.м}} \cdot (K_{\text{пр}} + K_{\text{пр}} + K_{\text{вн}} + K_{\text{у}} + K_{\text{нф}} + K_{\text{д}} + K_{\text{с}}); \quad (25)$$

где $T_{\text{сб}}$ – трудоёмкость сборки и монтажа вновь вводимых узлов и приборов в нормочасах, $T_{\text{сб}} = 210\text{ч}$;

$Z_{\text{ср.м}}$ – средневзвешенная тарифная ставка рабочих бригады, выполняющей модернизацию $Z_{\text{ср.м}} = 51,7$ руб.;

$K_{\text{пр}}$ – коэффициент премирования, принимается по данным базового предприятия ($K_{\text{пр}} = 0,2 \dots 0,45$);

K_n – коэффициент доплат за работу в ночное время ($K_n = 0,2$),
учитывается только для части работ, приходящуюся на ночное время;

$K_{вн}$ – коэффициент выполнения норм ($K_{вн} = 0,1$);

K_y – коэффициент доплат за условия труда ($K_y = 0,12$);

$K_{пф}$ – коэффициент доплат за профмастерство ($K_{пф} = 0,15$);

K_d – коэффициент доплаты до часового, дневного и месячного фонда
($K_d = 0,08$);

K_c – единый социальный налог ($K_c = 0,262$).

n – количество ремонтных рабочих, $n = 12$ чел.

$P_{сб} = 210 \cdot 58,8 \cdot 12 \cdot (0,45 + 0,2 + 0,1 + 0,12 + 0,15 + 0,08 + 0,262) \approx 350000$
руб.

Расходы на демонтаж:

$$P_{дем} = T_{дем} \cdot Z_{ср.м} \cdot (K_{пр} + K_n + K_{вн} + K_y + K_{пф} + K_d + K_c) \quad (26)$$

$$P_{сб} = 48 \cdot 58,8 \cdot 12 \cdot (0,45 + 0,2 + 0,1 + 0,12 + 0,15 + 0,08 + 0,262) \approx 79998 \text{ руб}$$

2.9.3 Ожидаемая прибыль

$$Пр_{ож} = (C_{п.баз} - C_{п.пр}) \cdot M_{пр} \quad (27)$$

где $C_{баз}$ – себестоимость одной тонны продукции по базовому варианту;

$C_{баз}$ – себестоимость одной тонны продукции по проекту.

2.9.4 Налог на прибыль

$$H_{пр} = \frac{Пр_{ож} \cdot K_{нал}}{100} \quad (28)$$

где $K_{нал}$ – ставка налога на прибыль (24%).

2.9.5 Чистая ожидаемая прибыль

$$Pr_{\text{чист}} = Pr_{\text{ож}} - N_{\text{пр}} \quad (29)$$

2.9.6 Расчётный срок окупаемости капитальных вложений

$$T_{\text{ок}} = \frac{K_{\text{общ}}}{Pr_{\text{чист}}} \quad (30)$$

где $T_{\text{ок}}$ – срок окупаемости капитальных вложений

$K_{\text{общ}}$ – капитальные вложения (инвестиции), необходимые на проектирование, приобретение оборудования, инструментов и т.д.[51]

2.9.7 Общая текущая стоимость доходов

в течение принятого горизонта расчета:

$$D_{\text{ОБЩ.ДИСК}} = \sum_{t=1}^{T_r} Pr_{\text{чист}} \cdot \frac{1}{(1+E)^t} \quad (31)$$

где T_r – принятый горизонт расчета, лет;

E – процентная ставка на капитал (например, при 10% – $E=0,1$; при 20% – $E=0,2$ и т.д.).

t – первый, второй, третий и т.д. год получения прибыли в пределах принятого горизонта расчета.

2.9.8 Интегральный экономический эффект

$$\mathcal{E}_{\text{ИНТ}} = ЧДД = D_{\text{ОБЩ.ДИСК}} - K_{\text{общ}} \quad (32)$$

2.9.9 Индекс доходности:

$$ИД = \frac{D_{\text{ОБЩ.ДИСК}}}{K_{\text{общ}}} \quad (33)$$

Индекс доходности показывает прибыль на каждый вложенный рубль.

Таблица 11 - Показатели экономической эффективности бакалаврской работы

Наименование показателя	Расчёт по формуле	Сумма, руб
Ожидаемая прибыль	$Пр_{ож} = (C_{п.баз} - C_{п.пр}) \cdot M_{пр} = (23284,08 - 23229,1) \cdot 122400 = 6729552$ руб	6729552 2
Налог на прибыль	$H_{пр} = \frac{Пр_{ож} \cdot K_{нал}}{100} = \frac{6729552 \cdot 24}{100} = 1615092$ руб	1615092 2,48
Чистая прибыль	$Пр_{чист} = Пр_{ож} - H_{пр} = 6729552 - 15092,48 = 5114459,52$ руб	5114459,52 9,52
Расчётный срок окупаемости капитальных вложений, лет	$T_{ок} = \frac{K_{общ}}{Пр_{чист}} = \frac{3259397}{5114459,52} = 0,6$ года	0,6 года
Общая текущая стоимость доходов	$D_{общ.диск} = \sum_{t=1}^{T_r} Пр_{чист} \cdot \frac{1}{(1+E)^t} = 5114459,59 \cdot \frac{1}{(1+0,2)^{T_r}} = 5014176,06$	5014176,06 6,06
Чистый дисконтированный доход	$\mathcal{D}_{инт} = ЧДД = D_{общ.диск} - K_{общ} = 5014176,07 - 3259397 = 1754779,1$	1754779,1 9,1
Индекс доходности	$ИД = \frac{D_{общ.диск}}{K_{общ}} = \frac{5014176,07}{3259397} = 1,54;$	1,54

Таблица 12 - Техничко-экономические показатели бакалаврской работы

№ п/п	Показатели	Значение показателя
1.	Производственная мощность	122400 т
2.	Себестоимость продукции	23229,1 руб.
3.	Условно-годовая экономия	6729552 руб.
4.	Капитальные вложения	3259397 руб.
5.	Чистая прибыль	5114459,52 руб.
6.	Интегральный экономический эффект	1754779,1 руб.
7.	Срок окупаемости	0,6 года
8.	Индекс доходности	1,54

Выводы: проводимая замена тарелок на колонне очистки бутадиена от метиацетилена на высокоэффективную насадку экономически выгодна, так как быстро окупается (0,6 года или 7.2 месяца) и приносит прибыль в размере 5114459,52 руб.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

После проведения технологических расчетов колонны (78) на АО «Тольяттисинтез» для увеличения нагрузки на блок очистки, с анализом существующих на ней технологических решений по очистке бутадиена показали, что существующая колонна ректификации не отвечала требованиям, предъявляемым современным аппаратам, и не могла обеспечить необходимую степень очистки. Для эффективной работы произведена ее модернизация.

1. Разработана технология модернизации узла отгонки бутадиена от метилацетилена с заменой массообменных устройств (тарелок) на высокоэффективную регулярную насадку с вертикальными контактными решетками

2. Мероприятия рассмотренные в данном бакалаврской работе позволило получить экономический эффект в размере 6729552 руб.

3. Данное технологическое решение увеличит производительность колонны с 9,16 т/ч чистого бутадиена-1,3 до 14,95 т/ч, что даст получить бутадиен-1,3 с содержанием метилацетилена не более 0,002 % и уменьшить содержание бутадиена в отдувках, а следовательно уменьшит потери бутадиена -1,3 при производстве.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. ГОСТ 12820-80 «Фланцы стальные плоские приварные на Ру от 0,1 до 2,5 Па (от 1 до 25 кгс/см²). Конструкция и размеры».
2. ГОСТ 14249-89. Сосуды стальные сварные. Методы расчета на прочность:
3. ГОСТ 28759.4-90 «Фланцы сосудов и аппаратов стальные приварные встык под прокладку восьмиугольного сечения. Конструкция и размеры».
4. ОСТ 26-01-108-85 «Тарелки ситчато-клапанные колонных аппаратов. Параметры, конструкция и размеры».
5. ТУ 3612-002-48158319-2008. Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе.
6. ПБ 03-576-03. Правила устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением
7. ПБ 09-540-03. Общие правила взрывобезопасности для взрывопожароопасных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств.: М.: ФГПУ «НТЦ «Промышленная безопасность», 2006. – 103 с.
8. Технологический регламент ТР-34-07 производства бутадиена из ББФ (пиролизной фракции).
9. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты / И.А.Александров. – М.: Химия, 1971. – 593 с.
10. Альперт, Л.З. Основы проектирования химических установок/ Л. З. Альперт. – М.: Наука, 1982. - 303 с.
11. Артеменко, А.И. Удивительный мир органической химии/ А.И. Артеменко.- М.: Высшая школа, 2004.
12. Бакластов, А. М. Проектирование, монтаж и эксплуатация теплообменных установок/ А. М. Бакластов. – М.: Химия, 1981. – 347 с.

13. Балаев, Г.А. Полимерные материалы/ Г.А. Балаев. – Л.: Химия, 1982.-195 с.
14. Баранов, Д.А. Процессы и аппараты/ Д. А. Баранов, А. М. Кутепов. - М.: Издательский центр «Академия», 2004. - 304 с.
15. Березин, Б.Д. Курс современной органической химии: /Б.Д. Березин, Д.Б. Березин. – М.: Высшая школа, 2001. – 187 с.
16. Бесков, С.Д. Технохимические расчеты/ С.Д. Бесков. – М.: Высшая школа, 1965. – 519 с.
17. Борисов, Г.С. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/ Г. С. Борисов, В. П. Брыков. - М.: Химия, 1991. – 521 с.
18. Варгафтик, Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н.Б. Варгафтик . – М.: Физматгиз, 1963.- 708 с.
19. Воробьева, Г. Я. Коррозионная стойкость материалов/ Г. Я. Воробьев. – М.: Химия, 1975.– 421 с.
20. Гельперин, Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии:/ Н.И. Гельперин. – М.: Химия,1981. – 812 с.
21. Глинка, Н.Л. Общая химия/ Под ред. В.А.Рабиновича. – Л.:Химия, 1986.-706с
22. Девярых, Г. Г. Введение в теорию глубокой очистки веществ/ Г.Г. Девярых, Ю. Е. Еллиев.— М.: Наука, 1981.— 320 с.
23. Долин, П.А. Справочник по технике безопасности/ П.А. Долин. – М.: Энергоиздат, 1998. – 800 с.
24. Емельянов, В. С. Теория процессов получения чистых металлов, сплавов и интерметаллидов/ В. С. Емельянов, А. И. Евстюхин, В. А. Шулов— М.: Энергоатомиздат, 1983.— 144 с.
25. Жаров, В. Т. Физико-химические основы дистилляции и ректификации/ В. Т. Жаров, Л. А. Серафимов. — Л.: Химия, 1975.— 240 с.
26. Захаров, М.К. Методические указания к курсовому проектированию ректификационных установок непрерывного действия/ М. К

Захаров, К. Н. Солопенков, Б. Г. Варфоломеев. - М.: Полинол-М, 1995. – 259 с.

27. Игнатенков, Ю.И. Теплообменная насадка с вертикальными решетками в колоннах ректификации и абсорбции / Ю.И. Игнатенков // Центр науки и образования «Нефть и газ» - Самара, 2009. – 35 с.

28. Иоффе, И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии/ И. Л. Иоффе. - М.: Химия, 1991. - 352 с.

29. Калашник, О.Н. Очистка простых веществ дистилляцией с гидротермальным окислением примесей/ О. Н. Калашник, Л. А. Нисельсон . – Л.: Химия, 1987. – 469 с.

30. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии/ А. Г. Касаткин. - Изд. 9-е. - М.: Химия, 1973. - 752 с.

31. Коган, В.Б. Равновесие между жидкостью и паром/ В. Б. Коган, В. М. Фридман, В. В. Кофаров. - М.: Наука, 1966. - 900с.

32. Колонные аппараты: каталог. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1978. – 31с.

33. Красовицкий, Ю.В. Процессы и аппараты пищевых производств (теория и расчеты) / Ю.В. Красовицкий, Н.С. Родионова, А.В. Логинов. - Воронеж, 2004. - 304 с.

34. Краткий справочник физико-химических величин. М., «Химия», 1967 г.

35. Кувшинский, М.Н. Курсовое проектирование по предмету “Процессы и аппараты химической промышленности”/ М. Н. Кувшинский А. П. Соболева. - М.: Высшая школа, 1980. – 363с.

36. Кудинова, И.Н. Синтетические каучуки, тенденции и перспективы внутреннего рынка / И.Н. Кудинова // Вестник химической промышленности. - 2010. - №2. – С. 20-27

37. Кузнецов, А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности/ А.А. Кузнецов, С.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. – Л.: Химия, 1974, 344 с.

38. Лашинский, А.А. Основы конструирования и расчеты химической аппаратуры / А.А. Лашинский, А.Р. Толчинский. – Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
39. Логинов, А.В. Процессы и аппараты химических и пищевых производств (пособие по проектированию) / А.В. Логинов, Н.М. Подгорнова, И.Н. Болгова. – Воронеж, 2003. - 264 с.
40. Маркелова, А.Т. Справочник конструктора-технолога теплоэнергетика / А.Т. Маркелова. – М.: Энергия, 2003. – 860 с.
41. Марочник сталей и сплавов / Под ред. В.Г. Сорокина. – М.: Машиностроение, 1989. – 640 с.
42. Мясоединков, В.М. Подбор и расчет конденсатоотводчиков/Под ред. Б.Г. Варфоломеева. - М.: МИТХТ, 1989. 228 с.
43. Несмеянов, А. Н. Давление пара химических элементов/ А.Н. Несмеянов— М.: Издательство АН СССР, 1961—320 с.
44. Основные процессы и аппараты химической технологии: учеб. пособие/ Под ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия, 1991. – 497 с.
45. Ошин, Л.А., Промышленные хлорорганические продукты/ Л. А. Ошин. - М.: Химия. 1978. - 256 с.
46. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учеб. пособие для студ. хим-технолог. спец. вузов/ К.Ф. Павлов,
47. Пазухин, В. А. Разделение и рафинирование металлов в вакууме/ В. А. Пазухин, А. Я. Фишер.— М.: Metallургия, 1969.— 204 с.
48. Плановский, А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган. - 5-е изд., стереотип. – М.: Химия, 1983.-783 с.
49. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / Под ред. П.Г. Романкова. – М.: Химия, 1970. – 624 с.
50. Савинский, Э. С. Химизация народного хозяйства и пропорции развития химической промышленности/ Э. С. Савинский. - М., 1972. - 412 с.

51. Сергеев, А.В. Методические указания к выпускной квалификационной работе (экономическое обоснование проекта) /А.В. Сергеев. - Тольятти.: Тольяттинский государственный университет, 2007. – 29 с.

52. Скобло, А.И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности/ А. И. Скобло, И. А.Трегубова. – М.: Химия, 1987. – 527 с.

53. Справочник цен мирового рынка химической продукции / Е.И. Бондаренко [и др.]. – М.: Экономика, 2010. – 1073 с.

54. Стабников, В. Н. Ректификационные аппараты. Расчет и конструирование/ В. Н. Стабников. – М.: Химия, 1965. – 316 с.

55. Степин, Б. Д. Методы получения особо чистых неорганических веществ/ Б. Д. Степин, И. Г. Горштейн , Г. З. Блюм, Г. М. Курдюмов. — Л.: Химия, 1969.— 480 с.

56. Тимонин, А.С. Основы конструирования и расчеты технологического и природоохранного оборудования: Справочник. Т.1 – Калуга: Издательство Н.Бочкаревой, 2002. – 852 с.

57.Фелленберг, Г. Д. Загрязнение природной среды. Введение в экологическую химию/Г. Д. Фелленберг Пер. с нем. – М.: Мир, 1997. – 232 с.

58. Черемисов, А. М. Методические указания к расчету гидравлического сопротивления ректификационных аппаратов/ А. М. Черемисова, Н. В. Финаева, В.Н. Фролов 1983. - 32 с.

59. Чернобыльский, И.И. Машины и аппараты химических производств/ И.И. Чернобыльский, А.Г. Бондарь, Б.А. Гаевский и др.; Под ред. И.И. Чернобыльского.-3-е изд. перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1974 – 456 с.

60.Яблонский, П.А., Озерова Н.В. Проектирование тепло- и массообменной аппаратуры химической промышленности: Учебное пособие,11-е изд., перераб. и доп./ П. А. Яблонский, Н. В. Озерова. - СПб.:технологич.институт.1993. - 692 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ