

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, специальности)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

На тему **Модернизация блока абсорбции-десорбции отдувок бутадиена**

Студент

А.А. Зазуля

(И.О. Фамилия)

_____ (личная подпись)

Руководитель

Е.П. Загорская

(И.О. Фамилия)

_____ (личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой

«Рациональное

природопользование

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

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

_____ (личная подпись)

« _____ » _____ 2016г.

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)
« ____ » _____ 2016г.

ЗАДАНИЕ на выполнение бакалаврской работы

Студент Зазуля Алексей Анатольевич

1. Тема Модернизация блока абсорбции десорбции отдувок бутадиена

2. Срок сдачи студентом законченной выпускной квалификационной работы
18.05. 2016г.

3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе:

Технологический регламент установки переработки бутилен-бутадиеновой фракции ТР-Д-3-Д-4-25-14; Производственная инструкция по обслуживанию блока абсорбции-десорбции отдувок бутадиена ПИ-Д-3-03-14

4. Содержание выпускной квалификационной работы:

- Анализ процессов абсорбции и абсорбционных установок
- Общая характеристика производства, оборудования, описание технологической схемы блока абсорбции-десорбции
- Технические и экономические расчеты
- Заключение

5. Ориентировочный перечень графического и иллюстративного материала
1. Графический чертеж колонны абсорбера до модернизации, 2.Графический
чертеж колонны после модернизации, 3. Графический чертеж колпачковой
тарелки до модернизации. 4. Графический чертеж колпачковой тарелки после
модернизации, 5.Графический чертеж насоса до замены, 6. Графический
чертеж насоса после замены, 7. Технологическая схема

7. Дата выдачи задания « 16 » марта 2016г.

Руководитель бакалаврской
работы

(подпись)

Е.П. Загорская

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

(подпись)

А.А. Зазуля

(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)
« ____ » _____ 2016г.

**КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
выполнения выпускной квалификационной работы**

Студента Зазуля Алексея Анатольевича
по теме Модернизация блока абсорбции десорбции отдувок бутадиена

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении и	Подпись руководителя
Анализ процессов абсорбции и абсорбционных установок				
Общая характеристика производства, оборудования, описание технологической схемы блока абсорбции-десорбции				
Технические и экономические расчеты				
Заключение				

Руководитель бакалаврской
работы

_____ Е.П. Загорская
(подпись) (И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____ А.А. Зазуля
(подпись) (И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Бакалаврскую работу выполнил: Зазуля А.А.

Тема работы: «Модернизация блока абсорбции-десорбции отдувок бутадиена в производстве бутадиена ООО «Тольяттикаучук».

Научный руководитель: Загорская Е.П.

Цель бакалаврской работы – снижения потерь сырья и энергоресурсов; снижение расходных норм, сокращение выбросов загрязняющих веществ в атмосферу за счет выбора более экономичного и экологически надежного оборудования,

Задачи:

1. Провести анализ технологического оборудования блока абсорбции;
2. Провести демонтаж трубопроводов охлаждения и замену массообменных устройств в виде туннельных колпачковых тарелок на колпачковые тарелки ТСК-Р в тарельчатом абсорбере;
3. Провести расчет и выбор нового насосного оборудования блока абсорбции десорбции;
4. На основе расчетов обосновать выбор конструктивных изменений.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	7
ГЛАВА 1.АНАЛИЗ ПРОЦЕССОВ АБСОРБЦИИ И АБСОРБЦИОННЫХ УСТАНОВОК.....	11
ГЛАВА 2.ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОИЗВОДСТВА, ОБОРУДОВАНИЯ, ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ БЛОКА АБСОРБЦИИ-ДЕСОРБЦИИ.....	33
2.1 Общая характеристика производства.....	33
2.2 Характеристика оборудования.....	39
2.3 Описание технологической схемы блока абсорбции десорбции.....	42
ГЛАВА 3.ТЕХНИЧЕСКИЕ И ЭКОНОМИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ.....	46
3.1 Расчет абсорбционной колонны.....	46
3.2 Расчет потребления и экономии холода.....	57
3.3 Расчет и выбор насосного оборудования.....	58
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	64
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ.....	65

ВВЕДЕНИЕ

Предприятие ООО «Тольяттикаучук» дочернее общество крупнейшего нефтехимического холдинга в Российской Федерации «СИБУР Холдинг» и одно из крупнейших предприятий, расположенное в г. Тольятти.

На предприятии действуют шесть производств. Производство сополимерных каучуков мощностью 60 тыс. тонн в год. Производство бутилкаучука мощностью 53 тыс. тонн в год. Производство бутадиена мощностью 80 тыс. тонн в год и высокооктановой добавки к бензину мощностью 35 тыс. тонн в год. Производство изопрена мощностью 90 тыс. тонн в год. Производство изопреновых каучуков мощностью 82 тыс. тонн в год. Производство изобутилен-изобутановой фракции мощностью 105 тыс. тонн в год и изобутилена мощностью 40 тыс. тонн в год. На базе производства изопрена действуют мощности по производству метил-трет-бутилового эфира (высокооктановой добавки к бензину). Мощности предприятия по эфиру составляют 75 тыс. тонн продукции в год. Промышленная инфраструктура предприятия расположена на территории 280 гектаров.

Основная деятельность предприятия – производство синтетических каучуков различных марок. Соплимерные каучуки применяются в шинной, резинотехнической и других отраслях промышленности. Изопреновый каучук используется для изготовления шин и резинотехнических, медицинских изделий, резин, соприкасающихся с пищевыми продуктами. Бутилкаучук применяется для изготовления автокамер, диафрагм форматоров-вулканизаторов и прорезиненных тканей, изделий медицинского и пищевого назначения, в строительной промышленности.

Также предприятие производит углеводородные фракции, продукты органического и неорганического синтеза, мономеры, полимеры, присадки для автомобильных бензинов (метанольную высокооктановую добавку и метил-трет-бутиловый эфир).

Поставки сырья предприятию осуществляют нефтеперерабатывающие заводы Средней Волги, Башкирии, Татарстана, а также Сибирского региона. Около 70% продукции «Тольяттикаучука» отправляется на экспорт. Поставки каучуков осуществляются: в США; Канаду; Испанию; Польшу; Словакию; Словению; Сербию и Черногорию; Венгрию; Нидерланды; Турцию; Францию; Бельгию; Индию; Тайвань; Вьетнам; Корею; Индонезию и другие страны [59].

История «Тольяттикаучука», началась в 1949 году с Постановления Совета министров СССР «Об ускоренном развитии отраслей химии в народном хозяйстве». Оно предусматривало создание крупнейшего завода по производству синтетического каучука.

Строительство завода производственной мощностью 60 тыс. тонн каучука в год было включено в перечень особо важных строек страны. В 1950 году началась разработка проектной документации, и тогда же была выбрана строительная площадка в селе Васильевка рядом с Тольятти. В технический проект отдельными статьями была внесена организация строительной базы, строительство гидротехнических сооружений, подъездных автомобильных и железнодорожных путей с собственной железнодорожной станцией. Производственная и транспортная инфраструктура могла обеспечить развитие всех предприятий формирующегося Северного промышленного района города.

В 1961 году на Куйбышевском заводе синтетического каучука с конвейера сошел первый брикет дивинил-альфа-метилстирольного каучука на привозном дивиниле. Так, впервые в промышленном масштабе был получен продукт, необходимость в котором испытывал военно-промышленный комплекс, автомобильная, медицинская, электротехническая, пищевая, строительная и обувная промышленность.

Производство изопренового каучука было запущено в ночь с 20 на 21 сентября 1964 года. И в том же году начинается строительство третьей очереди Куйбышевского завода синтетического каучука. Технология

получения изопренового каучука, для которого строился новый завод, усовершенствована. Первая продукция сошла с новой линии 24 июля 1968 года, а к концу следующего года завод вышел на проектную мощность.

С этого момента Куйбышевский завод синтетического каучука становится крупнейшим предприятием в СССР по производству, а впоследствии и по ширине ассортимента изопреновых каучуков. Каждый пятый брикет каучука в стране Тольяттинского производства. Советский Союз становится крупнейшим в мире экспортером синтетических каучуков. В 1979 году предприятие получает новое название: Тольяттинское производственное объединение «Синтезкаучук». На предприятии осваиваются новые марки каучуков, в том числе светлого каучука. В 1980 году Государственный комитет СССР по делам изобретений и открытий выдает «Синтезкаучуку» свидетельство на товарный знак, которым с этого момента маркируется выпускаемая продукция.

В 1982 году на предприятии налажено производство бутилкаучука. Это был первый в мире бутилкаучук, произведенный по уникальной растворной технологии. Технология производства бутилкаучука разрабатывалась в 70-е годы работниками предприятия на основе предложений научно-исследовательского института «Ярсинтез». Она основана на растворной методике, которая дает стабильный результат при полимеризации и не использует вредные вещества. Технология совершенствовалась работниками в течение 15 лет, после чего производство вышло на проектную мощность, а продукт стал поставляться на мировой рынок [4].

Вплоть до начала перестройки «Синтезкаучук» продолжает наращивать свое производство. Однако с началом развала СССР «Синтезкаучук», как и все крупные предприятия страны, оказывается в кризисной ситуации: госзаказов нет, система хозяйственных связей между предприятиями полностью нарушена. На фоне резкого сокращения нефтедобычи нефтехимическим предприятиям катастрофически не хватает сырья.

В 2003 году – по решению представительной комиссии федерального государственного унитарного предприятия «НИИ синтетического каучука имени академика С.В.Лебедева» в качестве государственного стандартного образца для всех предприятий отрасли были отобраны две марки каучуков, выпускаемых в ООО «Тольяттикаучук», – СКМС–ЗОАРКМ –15 и СКИ–3.

Сегодня «Тольяттикаучук» – одно из крупнейших отечественных предприятий нефтехимического комплекса. По объему производства оно занимает третье место в России.

На «Тольяттикаучуке» производится около 15 % всех отечественных синтетических каучуков [59].

ГЛАВА 1. АНАЛИЗ ПРОЦЕССОВ АБСОРБЦИИ И АБСОРБЦИОННЫХ УСТАНОВОК

В данной работе мы рассмотрим производство Бутадиена 1,3 (дивинила), и отдельно блок абсорбции десорбции отдувок бутадиена играющий важную роль в экономии энергоресурсов и снижения выбросов вредных веществ в атмосферу. Отдувки можно сжигать, нанося вред окружающей среде, но можно улавливать и вновь пускать в производство. В соответствии со статьей 34.1 ФЗ №7 «Об охране окружающей среды» Размещение, проектирование, строительство, реконструкция, ввод в эксплуатацию, эксплуатация, консервация и ликвидация зданий, строений, сооружений и иных объектов, оказывающих прямое или косвенное негативное воздействие на окружающую среду, осуществляются в соответствии с требованиями в области охраны окружающей среды. При этом должны предусматриваться мероприятия по охране окружающей среды, восстановлению природной среды, рациональному использованию и воспроизводству природных ресурсов, обеспечению экологической безопасности.

Бутадиен $1,3C_4H_6$ (дивинил) – бесцветный газ, температура кипения – $4,41^{\circ}C$, температура плавления – $108,9^{\circ}C$, плотность при $0^{\circ}C$ в сжиженном состоянии $0,645\text{кг/м}^3$, в воде не растворим, в спиртах растворим плохо, хорошо растворяется в бензоле, хлороформе, диэтиловом эфире, образует азеотропные смеси с некоторыми растворителями. Критическая температура $152^{\circ}C$. При контакте с воздухом образует взрывчатые смеси с пределами воспламенения 2,0 и 11,5% объёма. Температура вспышки бутадиена – $40^{\circ}C$, температура самовоспламенения $420^{\circ}C$.

Бутадиен легко полимеризуемое вещество, полимеризация проходит при контакте дивинила с воздухом и инициируется пероксидами. Тепловой эффект полимеризации зависит от температуры и составляет $72,8-125,6$ кДж/моль. Поэтому бутадиен хранят в смешанном состоянии с

ингибиторами, которые удаляются промывкой перед полимеризацией. В высоких концентрациях дивинил обладает наркотическим действием, ПДК составляет 100мг/м³.

Бутадиен 1,3 (дивинил) используется при производстве синтетических каучуков различных марок.

Одним из промышленных и наиболее эффективных способов получения бутадиена 1,3 осуществляется выделением из фракции – С₄ продуктов пиролиза жидких нефтепродуктов, содержащей 20-30% бутадиена 1,3(дивинила). Второй по рентабельности метод каталитического дегидрирования н-бутиленовой фракции, выделенной из продуктов пиролиза нефтепродуктов $C_4H_8 \rightarrow C_4H_6 + H_2$ [20].

Процессы, которые основаны на взаимодействии жидких и газообразных компонентов, широко используются в химической и нефтехимической промышленности. Это такие процессы как абсорбция и десорбция газов, дистилляция и ректификация, испарение жидкостей, пиролиз жидкостей с испарением продуктов пиролиза, образование жидкостей ассоциацией газовых молекул, образование жидких полимеров полимеризацией в газовой фазе и т.д. Рассмотрим систему газ–жидкость (Г–Ж) где протекание реакции в основном происходит в жидкой фазе при этом перед реакцией происходит интеграция газообразного реагента диффузией и растворение его компонентов в жидкости. В системе газ-жидкость наиболее распространены процессы абсорбции и десорбции.

Химические процессы бывают обратимые и необратимые. Необратимые процессы протекают только в одном направлении. Большинство химических реакций, обратимы в зависимости от условий их протекания.

Абсорбция – это процесс извлечения компонентов из газовой смеси поглотительной жидкостью (абсорбентом). Процесс обратный абсорбции, называется десорбция. В процессе абсорбции участвуют две фазы – газовая и

жидкая. В результате их взаимодействия один или несколько компонентов переходят из одной фазы в другую [5].

Механизм процесса абсорбции заключается в следующем. На границе раздела фаз имеются два граничащих друг с другом слоя газообразный и жидкий. Прежде чем проникнуть в толщу жидкости молекула газа должна пройти через оба слоя. В жидкой и газовой пленке нет конвекционных точек, поэтому молекулы перемещаются в них медленно. Перемещение молекул через пленку газа и жидкости может проходить за счет диффузии, при этом скорость диффузии зависит от разности парциальных давлений газовой фазы в общей массе и пленке. В этом случае эта разность является движущей силой абсорбционного процесса.

По своей природе абсорбция является избирательным процессом. Влияние на процесс абсорбции оказывают температура и давление потому как компоненты, которые не абсорбируются при высоких температурах и низких давлениях хорошо абсорбируются при низких температурах и повышенных давлениях. Помимо параметров влияние оказывает выбор абсорбента. Абсорбенты по-разному поглощают компоненты, одни в заметных количествах, другие не значительно [2].

Поглощение газового компонента происходит до тех пор, пока его концентрация в газовой фазе выше равновесного значения.

При абсорбции абсорбируемый компонент связывается в жидкости в виде химического соединения. Если реакция необратима равновесное давление газового компонента над раствором равно нулю, в результате чего возможно его полное поглощение.

Рассчитывая процессы абсорбции, предпочтительнее использовать относительные концентрации, это облегчает расчет и позволяет использовать наглядные графические методики [14].

Газ может поглощаться растворением в абсорбенте, или химическим взаимодействием с абсорбентом. Первый случай физическая абсорбция, второй – хемосорбция. Возможно сочетание и первого и второго.

Поглощаемые абсорбентом компоненты газовой смеси называются абсорбтивом, не поглощаемые компоненты называются инертном или инертным газом.

К абсорбентам относятся растворы или жидкости активного компонента в жидком растворителе. Абсорбенты должны соответствовать следующим требованиям: высокая абсорбционная способность; низкое давление паров; селективность; химическая инертность к конструкционным материалам; доступность и не высокая стоимость; не токсичность; взрывобезопасность. Часто абсорбенты используемые в промышленности не соответствуют выше перечисленным требованиям, на это стоит обратить внимание при проектировании и расчёте установок абсорбции [18].

Физическая абсорбция, как правило, обратима. На этом свойстве физической абсорбции основано выделение из поглощенного абсорбентом газа процессом десорбции. Абсорбция и десорбция в сочетании, многократно позволяет применять поглотитель для выделения поглощенного газа. Иногда не требуется применять десорбцию, так как полученный в процессе абсорбции раствор является целью процесса.

Основные задачи абсорбции в промышленности это:

а) получение готовых продуктов, например, абсорбция HCl для получения хлороводородной кислоты, абсорбция SO_3 для производства серной кислоты, абсорбция оксидов азота водой для производства азотной кислоты; это те варианты, где процесс десорбции проводить не нужно;

б) выделение компонентов из смесей газов, например абсорбция из коксового газа бензола, абсорбция бутиленов и изобутиленов из отдувок в производстве каучуков; в этих вариантах абсорбция проводится в паре с десорбцией;

в) очистка выбросов газов от вредных примесей, очистка топочных газов от SO_2 , очистка нефтяного и коксового газов от H_2S , очистка смеси азота с водородом при синтезе аммиака от CO_2 и CO . В этих вариантах

извлекаемые из газовых смесей компоненты в дальнейшем используют, их выделяют десорбцией;

г) сушка газов в процессах абсорбции и десорбции при взаимодействии двух фаз, жидкой и газообразной, когда осуществляется переход вещества из газовой фазы в жидкую, при абсорбции, и обратно, в процессе десорбции, при этом поглотитель и инертный газ определяются как носители компонента в жидкой и газовой фазах соответственно. Абсорбция проводится в аппаратах называемых абсорберами [16].

Рассмотрим вариант так называемой избирательной абсорбции, это когда один компонент газовой смеси растворяется в жидкости, в то время как другие составляющие газовой смеси в ней не связываются. Растворенный газ образуют с жидким абсорбентом смешанную фазу. В процессе абсорбции выделяется так называемое абсорбционное тело, это приводит к нагреванию абсорбента (поглощающей жидкости). Так как нагревание препятствует более эффективной абсорбции, жидкость приходится частично охлаждать.

Рассмотрим пример избирательной абсорбции газа CO_2 из смеси CO_2 и воздуха в воде: если создать условия, при которых смесь CO_2 и воздуха соприкасается с водой, то газ CO_2 поглощается водой, тогда как воздух в ней не растворяется. Он не будет растворим в воде до тех пор, пока её поглощающая способность не будет исчерпана. Это напрямую зависит от давления и температуры. Если температура низкая, а давление высокое абсорбируется много газа, если температура высокая, а давление низкое то газ выделяется пузырьками.

Если необходимо получить растворённый в абсорбенте газ, то после абсорбции его нужно будет извлечь из абсорбента. Этот процесс называют десорбцией иногда экссорбцией, бывает регенерацией, реже восстановлением.

В результате этих процессов получают ранее растворенный в абсорбенте газ и восстановленный абсорбент. Что бы извлечь растворённый

газ, нужно будет провести процесс выпаривания абсорбента, вакуумную дегазацию или при помощи перегретого водяного пара.

Процесс извлечения газа при помощи подачи водяного пара в насыщенный абсорбент называется отгонкой. В результате этого процесса газ вытесняется из насыщенной абсорбционной жидкости и в дальнейшем отводится вместе с паром. После этого проводится конденсация пара, и получают чистый газ.

В абсорбционных и десорбционных установках конечными продуктами являются отделённый при помощи избирательной абсорбции газ с остаточной газовой смесью. Помимо этого в качестве побочного продукта получается восстановленный абсорбент, который участвует в круговом цикле, возвращаясь обратно в установки.

В качестве основного оборудования в абсорбционных установках используются колонны с насадкой, тарельчатые ректификационные колонны, реже газопромывные колонны. Абсорберы и десорберы (регенераторы, эксорберы, восстановители), часто объединены в единый непрерывно работающий блок.

Подвод подлежащего разделению или очистке газа в абсорбционной колонне происходит снизу в противотоке поступающего сверху абсорбента. Абсорбент обычно подается под высоким давлением и относительно низкой температуре. В результате создания этих условий основная масса растворимой газовой составляющей растворяется в абсорбенте. Из верхней (шлемовой) части абсорбционной колонны выходит не растворимый компонент газа. Абсорбент, насыщенный газом, собирается в кубе (нижней части) абсорбционной колонны, затем направляется в верхнюю часть регенеративной колонны (десорбера) и при стекании вниз нагревается. В ходе этого процесса снижается поглощающая способность абсорбента, и основная масса растворённого газа во время движения вниз выходит в виде пузырьков через тарелки или насадки. Из верхней части десорбера выходит чистый компонент десорбированного газа. Освобождённый от газа абсорбент

собирается в нижней части десорбера и за тем обратно под давлением отводится обратно к абсорберу. Данный цикл повторяется вновь и вновь [40].

Охарактеризовать равновесие в системе Ж–Г можно правилом фаз, необходимые условия которого указывают на существования данного количества фаз (числом параметров), которые характеризуют равновесие по закону распределения компонента между фазами и константой равновесия. Для этих процессов характерны двухфазные системы, которые содержат один два, и более компонентов. Равновесие фаз в данном случае выглядит в виде диаграмм состав–свойство, состав–температура кипения.

Основной показатель процессов абсорбции-десорбции является фактический выход продукта или коэффициент извлечения. Для абсорберов коэффициент полезного действия (КПД) определяется как отношение фактического количества поглощенного компонента к равновесному состоянию. Расчеты КПД в основном определяются кинетикой процесса и равновесными соотношениями, и по этому, фактическое количество поглощаемого компонента зависит от скорости массообмена. Абсорбционное равновесие можно сдвинуть в сторону увеличения растворимости газа понижением температуры, это уменьшит равновесную упругость газа над раствором и повысит концентрацию поглощаемого компонента в газе. Так же это можно сделать повышением общего давления в абсорбере, что приводит к увеличению концентрации компонента в газе. Это возможно, если перед абсорбцией газ, и жидкий поглотитель охладить в различных теплообменных аппаратах, а теплоту абсорбции отводят холодильниками, размещёнными внутри абсорбера, или абсорбционный аппарат охлаждают снаружи, но возможен отвод теплоты абсорбции без охлаждения, используя эту теплоту для испарения воды и повышении концентрации продукта в абсорбере. При десорбции все противоположно [32].

Для расчета абсорбера и анализа его работы необходимо обладать сведениями о равновесных составляющих газа и жидкости. Это необходимо

для определения движущей силы процесса массообмена, и для определения условий, при которых движущая сила равна нулю.

Содержание компонента в газе или жидкости выражается в массовых, молярных, объемных относительных и других концентрациях [6].

При выборе поглощающей жидкости (абсорбента) нужно учитывать состав поглощаемого газового компонента, а так же технологические параметры: давление; температуру; производительность установки. Так же при выборе абсорбента необходимо учитывать его характеристики, такие как: селективность; поглотительная способность; коррозионная активность; токсичность; стоимость.

В нефтяной, нефтехимической, и газовой промышленности процесс абсорбции применяется для поглощения, разделения, очистки и осушки сжиженных углеводородных газов. Из широкой фракции лёгких углеводородов, а также попутного нефтяного газа методом абсорбции извлекают пропан, этан, бутан, бутилены, изобутилены, бензиновые фракции. Применять абсорбцию можно для очистки пригодного газа от кислых компонентов сероводорода в производстве серы. Абсорбцией разделяют газы каталитического крекинга и пиролиза и производят санитарную очистку газов от вредных примесей. Для разделения и поглощения углеводородных газов в качестве абсорбентов используют бензиновые и керосиновые фракции, газовый конденсат, при осушке применяют триэтиленгликоль и диэтиленгликоль. Для очистки газов от кислых компонентов используют N-метил-2-пирролидон, пропиленкарбонат, трибутилфосфат, гликоли, для поглощения газовых компонентов используют моно-и диатаноламины, смеси ксилола толуола амиленов димеров.

Если сравнивать процесс абсорбции с ректификацией, то процесс абсорбции в основном протекает однонаправлено, то есть абсорбент считается практически нелетучим. При многокомпонентной абсорбции газовой смеси на некоторых стадиях отдельные компоненты газа могут вытесняться другими компонентами. В этом случае в процессе абсорбции

будет частично проходить процесс частичной десорбции, что приводит к распределению компонентов между жидкими и газовыми фазами.

Помимо молекулярной и кинетической диффузии, движущей силой массообменных процессов в частности абсорбции и десорбции является разность концентраций распределяемого вещества во взаимодействующих фазах. А также разность парциальных давлений поглощаемого компонента в жидкой и газовой фазах, который в процессе стремится в ту фазу, где его концентрация меньше чем при условии равновесия [50].

Согласно технологическим регламентам процессы абсорбции проводятся в поверхностных и пленочных абсорберах, насадочных, барботажных, и тарельчатых колоннах. При быстром поглощении газа жидкостью нет необходимости создания большой поверхности соприкосновения фаз и непрерывного обновления контакта между фазами. Для этого достаточно пропустить газ над поверхностью жидкости, в этом случае используют поверхностные и пленочные абсорберы, к ним относятся керамические туриллы и целляриусы (рис.1), кварцевый абсорбер (рис.2), пластинчатый графитовый абсорбер (рис.3).

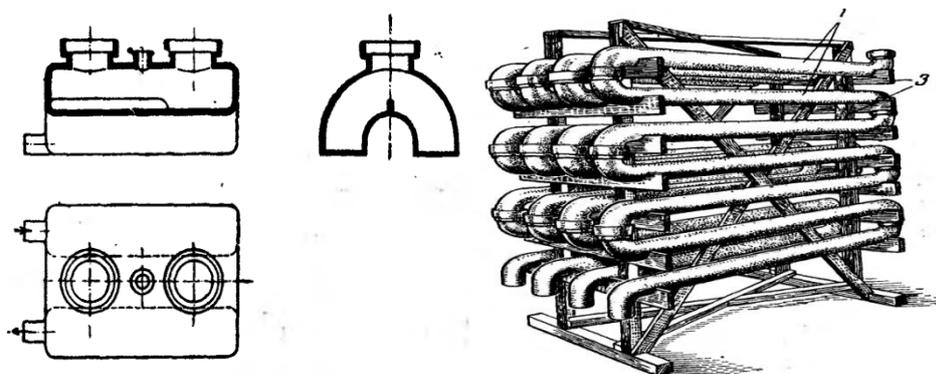
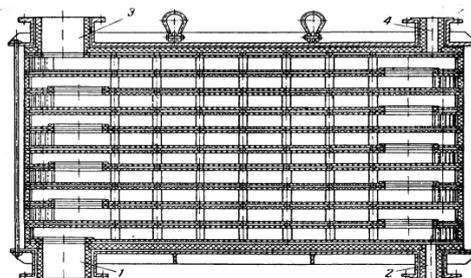


Рисунок 1 – Керамический абсорбер

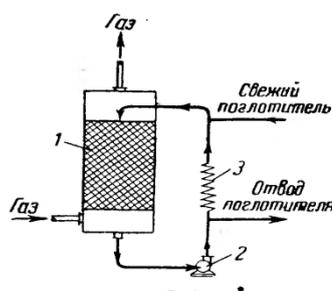
**Рисунок 2 – Кварцевый абсорбер
(целляриус)**



1 – штуцер для входа газа и выхода абсорбента, 2 – штуцер для входа охлаждающей жидкости, 3 – штуцер для выхода не поглощенного газа и выхода абсорбента, 4 – штуцер для выхода охлаждающей жидкости.

Рисунок 3 – Пластинчатый графитовый абсорбер

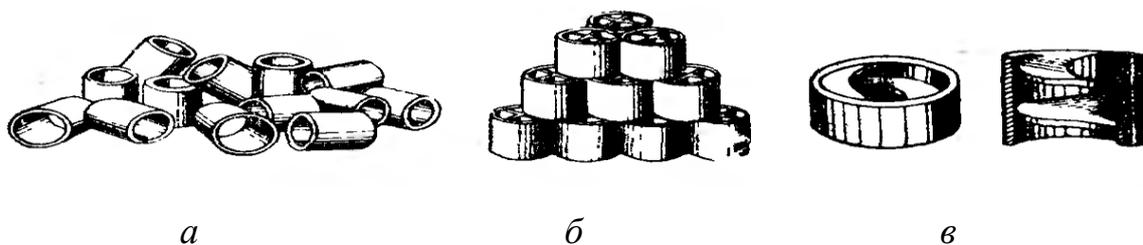
В промышленности широкое применение получили насадочные абсорберы (башни и колонны) заполненные насадкой, где жидкость стекает вниз навстречу восходящему вверх газу.



1 – насадка, 2 – насос, 3 – холодильник.

Рисунок 4 – Насадочный абсорбер

В качестве наполнителя насадки используют специально изготовленные насадочные тела разной формы, которые обеспечивают равномерное орошение и длительный контакт газа с жидкостью. Насадочные тела бывают разной формы, это кольца, шары, хорды, седлообразные и пропеллерные, изготовленные из различных материалов. Наиболее широкое применение получили кольцевые насадки с кольцевыми наполнителями, представленными на рисунке 5.



a - кольца беспорядочно уложенные, *б* - кольца с перегородками, правильно уложенные, *в* - спиральные кольца.

Рисунок 5 – Кольцевые наполнители насадок

Производительность насадочных колонн зависит от скорости газа, свободного сечения колонны, скорость газа в свою очередь зависит от максимальной нагрузки колонны по газу. Из этого следует, что наибольшая производительность будет при максимальных нагрузках насадочной колонны. В таблице 1 приведены характеристики насадок.

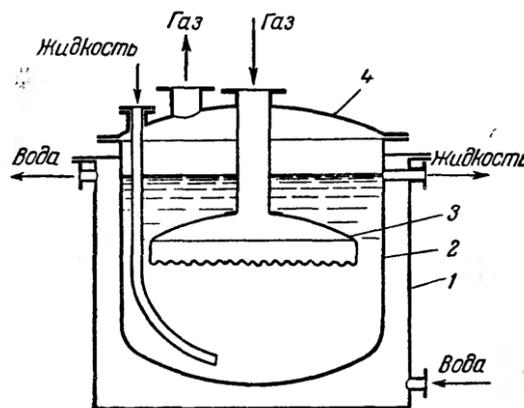
Таблица 1 – Сравнительные характеристики насадок

Вид насадки	Размеры элемента насадки мм	Поверхность a в m^2/m^3	Свободный объем vB в $m^2/m^3_{св.}$	Вес 1 m^3 в кгс
Кольца керамические (беспорядочно лежащие)	15x15x2	330	0,7	690
	25x25x3	200	0,74	530
	35x35x4	140	0,78	505
	50x50x5	90	0,785	530
Кольца стальные (беспорядочно лежащие)	8x8x0,3	630	0,90	750
	10x10x0,5	500	0,88	960
	15x15x0,5	350	0,92	660
	25x25x0,8	220	0,92	640
	50x50x1	110	0,95	430
Кокс	25	120	0,53	600
	40	85	0,55	590
	75	42	0,58	550
Кварц	25	120	0,37	1600
	40	85	0,43	1450
	75	42	0,46	1380
Кольца керамические (правильно уложенные)	50x50x5	110	0,735	650
	80x80x8	80	0,72	670
	100x100x10	60	0,72	670

Продолжение таблицы 1

Хордовая насадка (деревянная)	10x100; шаг(в свету)10	100	0,55	210
	10x100; шаг(в свету)20	65	0,68	145
	10x100; шаг(в свету)30	48	0,77	110

Другой вид абсорберов – барботажные колонны, в которых газ для развития наиболее эффективного контактирование фаз, пропускается через неподвижный, или малоподвижный слой жидкости в виде пузырьков. Простейший аппарат такого типа показан на рисунке 6.

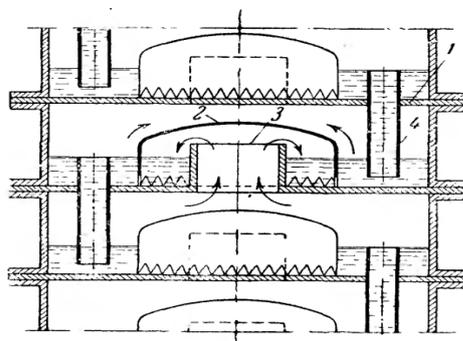


1 – резервуар, 2 – корпус, 3 – колокол, 4 – крышка.

Рисунок 6 – Барботажный абсорбер

В конструкции данного вида, газ распределяется через колокол с прорезями внизу, погруженный в жидкость. Через слой жидкости над колоколом происходит барботирование пузырьков газа, проходящего через прорези колокола. При таком тесном контакте газа и жидкости, растворившийся в жидкости нужный компонент газа поглощается жидкостью, а не поглощенные инертные компоненты удаляются через верхний штуцер. Так как процесс абсорбции изотермический, абсорбер имеет рубашку охлаждения для отвода тепла. В виду низкой производительности, аппараты данного типа редко используются.

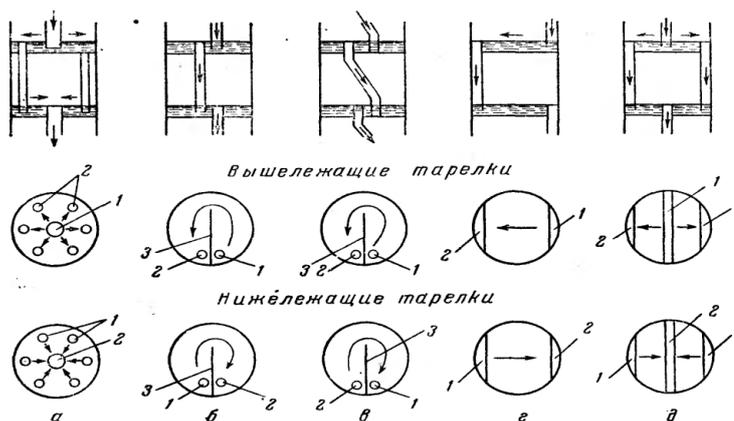
Наибольшее распространение в качестве абсорбционных аппаратов , получили тарельчатые колонны, их мы подробно рассмотрим. Тарельчатые колонны различаются по типу массообменных устройств. Они делятся на колонны с ситчатыми, колпачковыми, клапанными тарелками и др. На рисунке 7 представлен разрез колонны с колпачковыми тарелками. Колонны состоят из полых цилиндров царг. Царга состоит из одной тарелки с одним круглым колпачком с прорезями, под колпачком расположен патрубок для прохода газовой фазы. На тарелки располагается переливная труба, которая спускается вниз до ниже лежащей тарелки и выставлена таким образом, чтобы её конец находился в жидкости, выполняя функцию гидравлического затвора, тем самым исключал прохождение газа через переливную трубу. Колпачок также своими краями погружен в жидкость для создания гидравлического затвора на поверхности тарелки. Газ, проходя через патрубки и далее через прорези колпачка, образует пузырьки, проходящие через слой жидкости на тарелке, создавая барботирование.



1 – тарелки, 2 – колпачки, 3 – патрубки, 4 – переливная труба.

Рисунок 7 – Схема тарельчатой колпачковой колонны

Для более качественного насыщения жидкости газом переливные трубы располагаются так, чтобы жидкость на соседних тарелках, двигалась в противоположных направлениях. Часто вместо переливных труб используют переливные карманы, выполненные в виде перегородок приваренных к внутренней поверхности цилиндра (обечайки). В колоннах большого диаметра устанавливается не одно, а несколько переливных устройств. На рис.8 показаны наиболее часто применяемые схемы переливных устройств.



1. Вход жидкости на тарелку, 2. Выход жидкости с тарелки, 3. Перегородка.
 а - тарелка с радиальным движением жидкости, б, в - тарелка с круговым движением жидкости, з - тарелка с движением жидкости по диаметру, д - тарелка с разделенными потоками жидкости.

Рисунок 8 – Схемы движения жидкости на тарелках

При движении газа через патрубков его скорость ограничена определенными пределами, и поэтому на тарелке устанавливают несколько патрубков, колпачки могут устанавливаться как по одному на каждый патрубков, так и один колпачок на ряд патрубков в этом случае колпачок будет иметь прямоугольное сечение. На рисунке 9 представлена схема работы тарелки колпачковой.

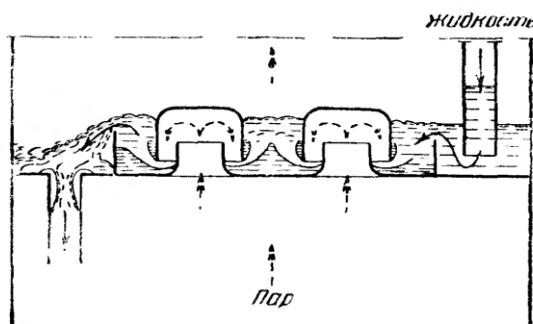


Рисунок 9 – Схема работы тарелки колпачковой

Пузырьки газа, выходящие через прорези колпачка, сливаются в струйки, проходящие через жидкость на поверхности тарелки, образовывая брызги и пену. Этот слой из пены и брызг, является областью массообмена между жидкостью и газом на поверхности тарелки. На рис. 10 показана схема работы колпачка.

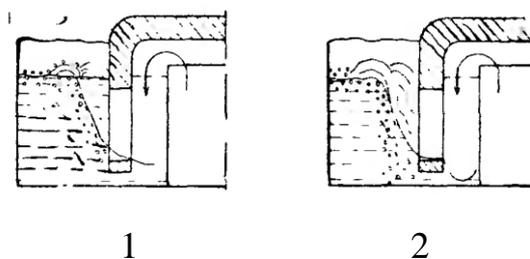
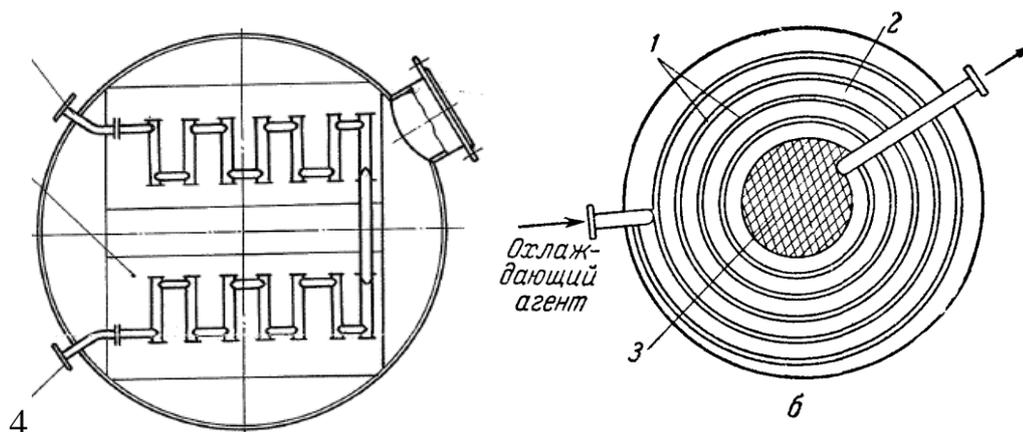


Рисунок 10 – Схема работы колпачка

Мы можем представить качественную картину процесса барботажа на тарелке, этот процесс до конца не изучен. На рисунке 10(1) показано как движущиеся струйки газа, сливаясь, образуют каналы в не задействованных частях сечения прорезей, по которым газ из колпачка проходит сквозь жидкость, в результате этого поверхность контакта в зоне барботажа незначительна. Наиболее качественная поверхность взаимодействия газа и жидкости находится в местах образования пены и брызг, это зона эффективного барботажа. Чем больше скорость движения газа и глубина погружения колпачка, тем больше интенсивность образования пены и брызг. На рисунке 10(2) показана работа колпачка в оптимальном режиме при наибольшей скорости газа. В этом случае высота открытия прорезей колпачка наибольшая, это способствует увеличению пути газа и времени контакта газа с жидкостью. Чтобы создать наибольшую поверхность соприкосновения газа с жидкостью на тарелке располагают не один, а несколько колпачков. Расстояние между колпачками выдерживается с шагом 1,5 диаметра колпачка друг от друга, с расчетом, чтобы пузырьки из соседнего колпачка не слились друг с другом, прежде чем принять вертикальное положение. Колпачковые тарелки изготавливают с радиальным и диаметральной переливом жидкости [26].

В тарельчатых колоннах абсорберах, на поверхностях тарелок может осуществляться отвод тепла посредством установленных на них змеевиков, представленных на рисунке 11 по которым циркулирует охлаждающая жидкость. Но при обслуживании и ремонте абсорбера эти змеевики препятствуют выемке тарелок для их очистки. Демонтаж змеевиков так же

сложен, так как имеет составную конструкцию, а пространство внутри колонны ограничено. Работы приходится проводить в сильно стесненных условиях. В процессе эксплуатации возможна разгерметизация змеевиков, в результате охлаждающая жидкость смешивается с абсорбентом, что недопустимо, так как приводит к остановке всего блока абсорбции. Другой способ отвода тепла это применение выносных холодильников в виде кожухотрубных теплообменных аппаратов.



1 – щели, 2 – труба, 3 – тарелка, 4 – вход охлаждающей жидкости, 5 – выход охлаждающей жидкости.

Рисунок 11 – Охлаждающие змеевики

В отличие от насадочных абсорберов барботажные более пригодны для работы с загрязненными средами. К недостаткам барботажных абсорберов можно отнести сложность конструкции, высокое гидравлическое сопротивление, поэтому барботажные абсорберы применяют в процессах с повышенным давлением, так как высокое гидравлическое сопротивление компенсируется высоким давлением процесса [19].

Тарельчатые массообменные устройства можно классифицировать по способу передачи жидкости с тарелки на тарелку двумя способами 1) с переточными устройствами, 2) тарелки без переточных устройств так называемые провальные.

Тарелки с переточными устройствами снабжены специальными переливными устройствами, по которым жидкость перетекает по тарелкам

сверху вниз, при этом исключена возможность передвижения по этим каналам газа. Провальные тарелки не снабжены переливными устройствами, поэтому газ и жидкость проходят через одни и те же прорезы и отверстия в тарелке, это характерно для решетчатых тарелок. Прорезы и отверстия работают периодически поочередно, то одни пропускают пар, другие жидкость, затем наоборот.

Колпачковые тарелки с капсульными колпачками (ТСК-Р) до недавнего времени считали лучшими контактными устройствами для абсорбционных и ректификационных колонн, благодаря универсальности и простоте эксплуатации.

Для создания, необходимого уровня жидкости на тарелке, тарелка оборудуется сливной и переливной перегородками, образующие переливной карман, в который опущена сливная планка вышележащей тарелки.

Колпачковые тарелки можно изготавливать из различных материалов, стали, чугуна, меди, керамики, и даже пластмасс.

Тарелки с колпачками капсульными имеют относительно высокий КПД (0,75–0,80) и работают в широком диапазоне технологических параметров. Их хорошо использовать при нестабильных нагрузках по газу и жидкости. Для этих тарелок поверхность контакта $F \approx 1 \text{ (м/с) (кг/м}^3\text{)}^{-0.5}$, гидравлическое сопротивление, зависящее от настраиваемой глубины погружения колпачка, не превышает 1 кПа. Недостаток этих тарелок заключается в трудоемкость изготовления.

В ректификационных и абсорбционных колонных аппаратах нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств используют тарелки с туннельными колпачками, показанными на рисунке 12.

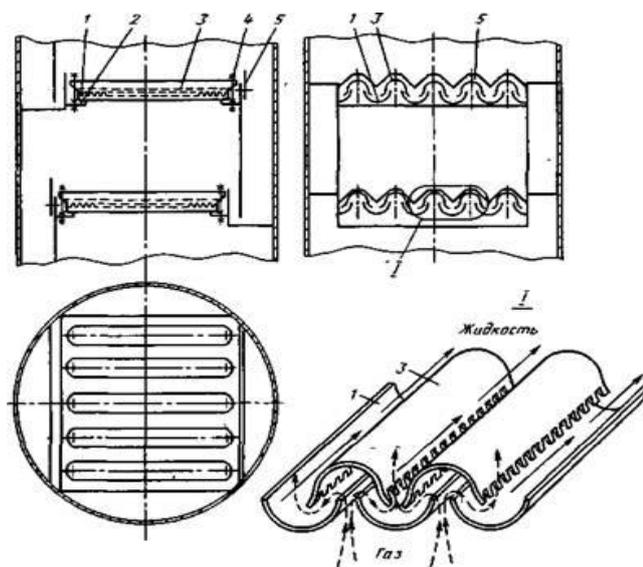


Рисунок 12 – Тарелка с туннельными (желобковыми) колпачками

- 1 – желоба штампованные или разрезанные из труб Ду150
- 2 – уголки, на которые герметично уложены желоба, по ходу движения жидкости
- 3 – колпачками в виде туннелей, которыми накрыты желоба таким образом, что между ними образуются каналы, для прохождения газа. Верхние колпачки имеют внизу трапецеидальные прорези для равномерного распределения газа
- 4 – шпильками для крепления колпачков
- 5 – сливные планки для равномерного распределения жидкости на тарелке также выполнены с прорезями.

Основное преимущество этих тарелок состоит в небольшом числе колпачков и возможности их очистки. Остальные показатели этих тарелок низкие, поэтому в настоящее время их практически не осталось, так как их меняют на более современные массообменные устройства [26].

Установленные на колонне абсорбере массообменные устройства в виде тарелок с туннельными колпачками обладают не высоким КПД 0,3–0,5. При ремонте колонны возникают трудности с разборкой тарелок, разборку приходится проводить с применением газорезки внутри колонны, что особенно трудоемко и небезопасно. Полный цикл ремонта составляет от 3 до 6 месяцев. После разборки в результате применения газорезки, приходит в

негодность 500–800 шпилек М16х200 используемых для крепления верхних желобов, и их приходится менять.

Таким образом, в тарельчатых абсорберах целесообразней использовать колпачковые тарелки, в виду более высокого КПД, простоты обслуживания и ремонта.

В каждом производстве, химическом, нефтехимическом, пищевом, биологическом применяются машины для перемещения жидкостей и газов. Для перемещения жидкостей и сжиженных газов используются насосы, они делятся на объемные и динамические. К объемным насосам относятся: поршневые; плунжерные; мембранные. К динамическим насосам относятся: вихревые; центробежные; струйные; ротационные. Рассмотрим центробежные насосы. По конструктивным особенностям центробежные насосы делят на следующие виды:

1) по направлению оси расположения, вращения или движения рабочих органов:

- а) горизонтальный;
- б) вертикальный;

2) по расположению рабочих органов и конструкций опор:

- а) консольный;
- б) моноблочный;
- в) с выносными опорами;
- г) с внутренними опорами;

3) по расположению входа в насос:

- а) с боковым входом;
- б) с осевым входом;
- в) двустороннего входа;

4) по числу ступеней и потоков:

- а) одноступенчатый;
- б) двухступенчатый;

- в) многоступенчатый;
- г) однопоточный;
- д) двухпоточный;
-) многопоточный;

5) по требованиям эксплуатации:

- а) обратимый;
- б) реверсивный;
- в) регулируемый;
- г) дозировочный.

Основными рабочими параметрами насосного оборудования являются:

- а) производительность Q определяется объемом жидкости подаваемой насосом в единицу времени, обычно выражается в $\text{м}^3/\text{час}$,
- б) напор H величина подъема жидкости, выражается в метрах столба жидкости,
- в) мощность насоса выражается в кВт (киловаттах)

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 n}, \quad (1)$$

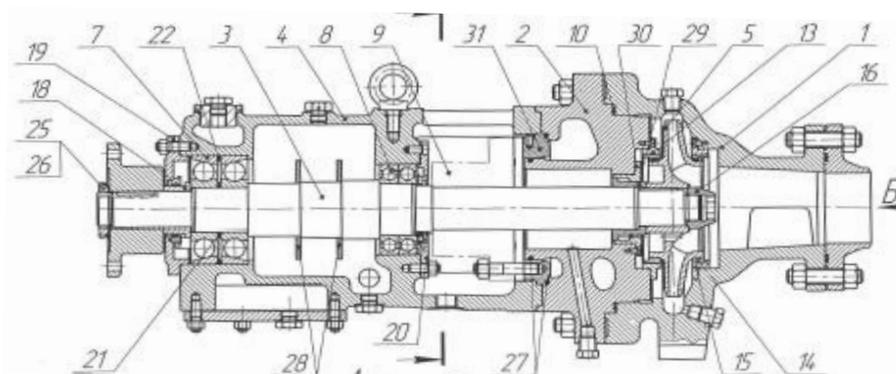
где Q – объемная производительность насоса, ρ – плотность жидкости в $\text{кг}/\text{м}^3$,

g – ускорение силы тяжести в $\text{м}/\text{сек}^2$,

H – напор,

$1000 n$ – обороты двигателя.

Рассмотрим устройство центробежного консольного насоса марки НК, широко применяемого в химической и нефтехимической промышленности, представленного на рисунке 13.



1 – корпус насоса, 2 – крышка насоса, 3 – вал, 4 – корпус подшипников, 5 – колесо рабочее, 7 – подшипники радиально упорные, 8 – подшипники радиальные, 9 – торцевое уплотнение, 10 – прокладка спирально-навитая, 13 – кольцо уплотняющее корпуса, 14 – кольцо уплотняющее колеса, 15 – кольцо уплотняющее корпуса, 16 – гайка, 18 – втулка распорная. 19,20 – крышка корпуса подшипников, 21,22 – шайбы комплектовочные, 25 – гайка, 26 – шайба, 27 – кольца уплотнительные, 28 – кольца маслоразбрызгивающие, 29 – гильза, 30 – грундбукса, 31 – стенка [45].

Рисунок 13 – Центробежный консольный насос

К недостаткам такого насоса можно отнести:

- сложность конструкции,
- наличие дополнительных узлов и агрегатов,
- повышенный шум и вибрация,
- необходимость центровки насоса с электродвигателем,
- большое количество блокировок,
- необходимость контроля смазки и температуры подшипников,
- повышенные требования к фундаменту,
- большие габаритные размеры,
- не достаточно надежное уплотнение по валу,
- значительные затраты та техническое обслуживание и ремонт

Другая марка насоса представлена на рисунке 14, это центробежный герметичный насос (ЦГ).

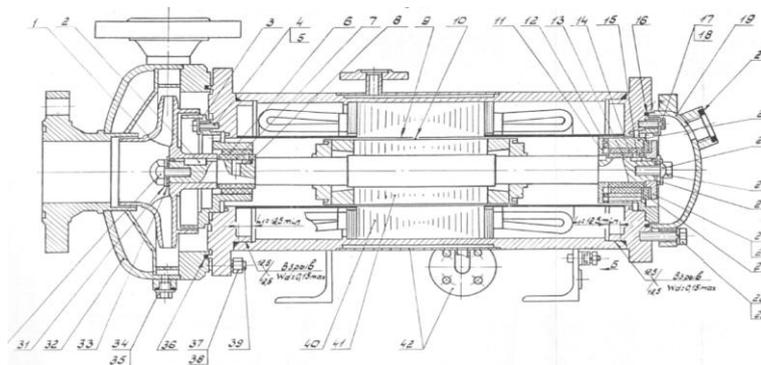


Рисунок 14 – Центробежный герметичный насос.

Конструкция герметичного насоса обеспечивает достаточную надежность, следовательно промышленную и экологическую безопасность. Данная модель насоса обладает рядом преимуществ, такие как простота конструкции, компактность обеспеченная совмещением насоса и электродвигателя. Практическое отсутствие шума и вибрации. Отсутствию уплотнения по валу, а значит полное отсутствие протеканий. Отсутствию подшипников качения, замененных простыми подшипниками скольжения (втулка-вкладыш), так как ротор электродвигателя совместно с рабочим колесом вращаются в перекачиваемой жидкости смазка не требуется. Обеспечено минимальное количество блокировок. Не требуется центровка. Минимальные затраты на техническое обслуживание и ремонт.

В этом разделе мы рассмотрели основные принципы массообменных процессов при производстве бутадиена. Описали различное оборудование используемое на установках абсорбции и десорбции. Описали другие виды оборудования которые можно применять на таких установках. Мы решили отказаться от змеевиков охлаждения из за низкой надёжности. Заменить туннельные колпачковые тарелки на тарелки с капсульными колпачками (ТСК–Р). Заменить насосное оборудование с консольных насосов на герметичные насосы в виду более высокой надёжности и энергоэффективности.

ГЛАВА 2. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОИЗВОДСТВА, ОБОРУДОВАНИЯ, ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ БЛОКА АБСОРБЦИИ ДЕСОРБЦИИ

2.1 Общая характеристика производства

На предприятии ООО «Тольяттикаучук» производство бутадиена из бутилен-бутадиеновой (пиролизной) фракции (ББФ) введено в эксплуатацию в 1978 году.

Проектная мощность составляет – 80 тыс. тонн бутадиена в год (заключение экспертизы промышленной безопасности №53–ПД–05488–2012).

Достигнутая мощность на момент составления регламента (в 2011 г.) – 68912 тыс. тонн бутадиена в год.

Получение бутадиена из пиролизной фракции (ББФ) осуществляется методом экстрактивной ректификации в присутствии экстрагента – ацетонитрила. Экстрактивная ректификация пиролизной фракции может производиться на двух параллельно работающих блоках:

- №2 (нагрузка составляет в среднем 7,6 т/ч);
- на резервном блоке экстрактивной ректификации (РБЭР) (нагрузка составляет в среднем 21,8 т/час).

Производство бутадиена состоит из шестнадцати стадий. Технологическая схема производства представлена на рисунке 15.

Технологический процесс получения бутадиена состоит из следующих стадий:

Установки Д–3

1. Ректификация бутилен-бутадиеновой (пиролизной) фракции от высококипящих примесей в колонне №37/1,2.
2. Ректификация бутадиена-возврата от высококипящих примесей в колонне №30/1,2.
3. Абсорбция-десорбция отдувок бутадиена в колоннах №18/б, №20.

Установка Д-4

- 1.Разделение бутилен-бутадиеновой (пиролизной) фракции на блоке №2.
- 2.Разделение бутилен-бутадиеновой (пиролизной) фракции экстрактивной ректификацией с ацетонитрилом на резервном блоке.
- 3.Очистка бутадиеновой фракции от ацетиленовых углеводородов на блоке №3
- 4.Отмывка бутадиеновой фракции от карбонильных соединений, ацетонитрила в колонне №32 (№74, №110) и очистка бутадиеновой фракции от метилацетилена (пропина) в колоннах №78, №107
- 5.Очистка бутадиеновой фракции от высококипящих примесей ректификацией в колоннах №90, №102
- 6.Отмывка бутилен изобутиленовой фракции (БИФ) от ацетонитрила в колонне №28
- 7.Отмывка ацетиленовых углеводородов от ацетонитрила в колонне №110
- 8.Отгонка ацетонитрила из промывных вод в колонне №37
- 9.Узел приготовления и дозирования разбавленного раствора триэаноламина (ТЭА).
- 10.Узел приготовления и дозирования разбавленного раствора нитрита натрия.
- 11.Узел приготовления и дозирования раствора ингибитора ИПОН.
- 12.Станция перекачки парового конденсата.
- 13.Переиспарение циркулирующего ацетонитрила [52].

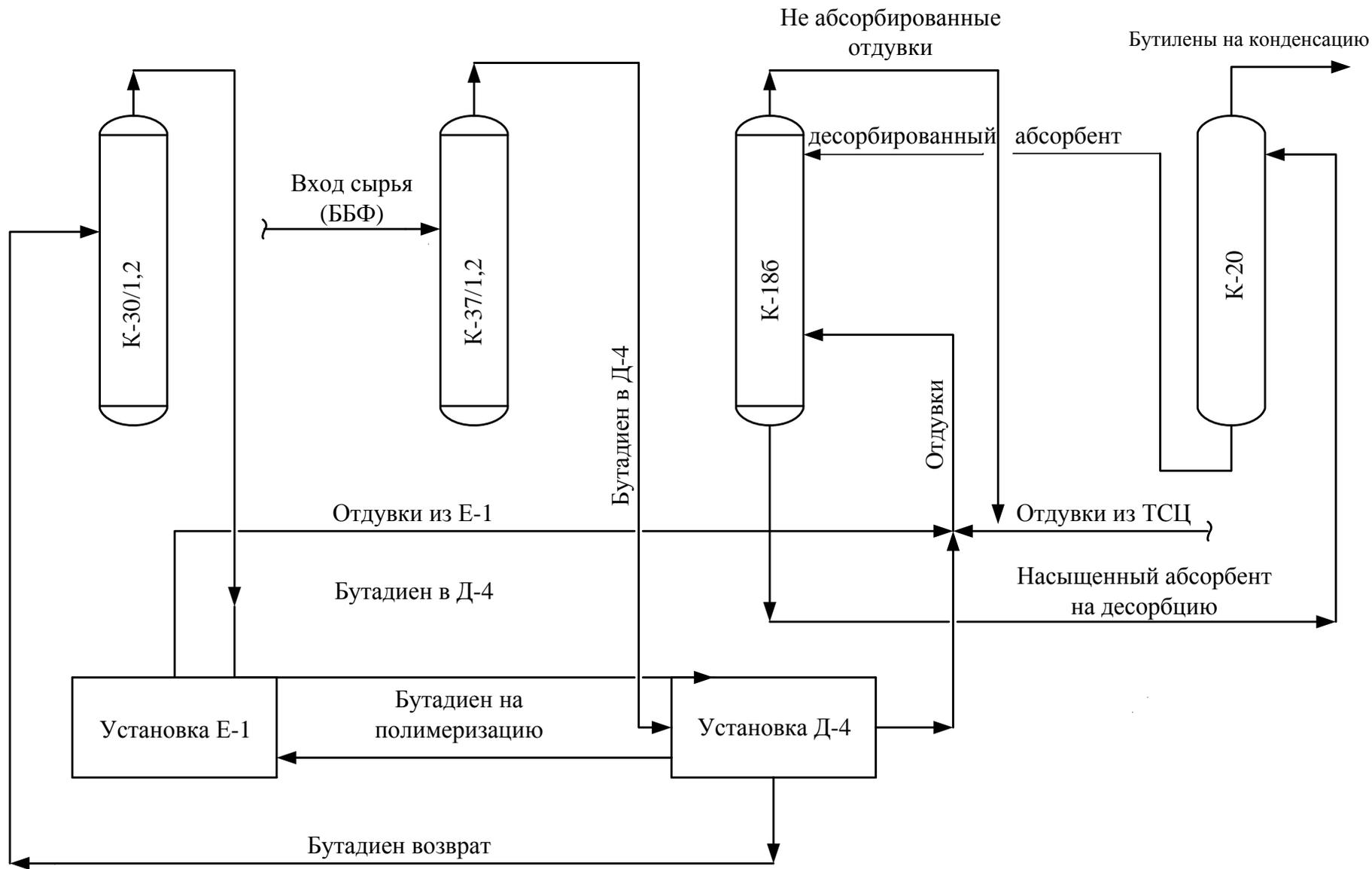


Рисунок 15 Технологическая схема производства бутадиена

Бутадиен – типичный диеновый углеводород с сопряженными двойными связями, характеризуется высокой реакционной способностью. Легко полимеризуется и сополимеризуется, является основным мономером, применяемым в современном промышленном производстве синтетических каучуков. Помимо производства синтетических каучуков, бутадиен применяется в промышленном масштабе для производства синтетических смол, полиамидов, пластмасс и других материалов.

Для выделения бутадиена из бутилен–бутадиеновой (пиролизной) фракции применяют метод экстрактивной ректификации, с использованием в качестве экстрагента ацетонитрила.

Бутадиен–1,3 выпускается в соответствии с требованиями ТУ 38.103658–88 (изменения №1–8), указанными в таблице 2.

Таблица 2 – Требования к товарному бутадиену 1,3

№ п/ п	Наименование показателя	Норма для марки		
		А		Б
		высший сорт	первый сорт	первый сорт
1	2	3	4	5
1	Внешний вид	Бесцветная или желтоватая жидкость		
2	Массовая доля бутадиена-1,3, %, не менее	99,3	99,0	98
3	Массовая доля легколетучих (у/в C ₂ ,C ₃) %, не более	0,1	0,2	0,4
4	Массовая доля циклопентадиена, %, не более	0,0010	0,0010	не норм.
5	Массовая доля азотных соединений (в пересчете на азот), %, не более	0,003	0,003	0,020
	в том числе: массовая доля аммиака (в пересчете на азот), %, не более	0,001	0,001	по п.4.6. не опред.
6	Массовая доля карбонильных соединений, %, не более	0,005	0,005	0,006
7	Массовая доля монозамещенных ацетиленовых углеводородов, %, не более	0,005	0,005	0,02

Продолжение таблицы 2

1	2	3	4	5
8	Массовая доля алленовых углеводов, %, не более	0,03	0,03	не норм.
9	Массовая доля тяжелого остатка, %, не более	0,1	0,1	0,3
10	Массовая доля меди, %, не более	не норм.	не норм.	0,00005
11	Массовая доля перекисных (в пересчете на активный кислород), %, не более	0,0003	0,001	0,001
12	Массовая доля ингибитора, %, не более:			
	– паратретбутилпирокатехина (ТБК)	0,005-0,01	0,005-0,01	0,005-0,01
	– ИПОН-11011	0,005-0,01	0,005-0,01	0,005-0,01
13	Содержание нерастворимой влаги	отсутствие		

Паспорт безопасности бутадиена–1,3 внесен в регистр за №48158319.24.19008 от 13.03.2013г.

Бутадиен–1,3 (бутадиен–ректификат), применяемый в производстве Синтетического бутадиен стирольного каучука СБСК (установка Е–1), должен соответствовать требованиям, указанным в таблице 3.

Таблица 3 – Требования к бутадиену 1,3 при производстве каучука СБСК

№ п/п	Наименование показателя	Норма
1	Углеводородный состав, % масс.	не норм.
2	Бутадиен, % масс., не менее	97
3	Ацетиленовые углеводороды, % масс., не более	0,02
4	Карбонильные соединения, % масс., не более	0,006
5	Тяжелый остаток, % масс., не более	0,1
6	Перекисные соединения, % масс., не более	0,001
7	Ингибитор ИПОН, не более, % масс.	0,004 в пересчете на основное вещество

Бутилен изобутиленовая фракция (БИФ) – побочный продукт в производстве бутадиена, применяется в производстве синтеза метилтретбутилэфира МТБЭ (установка ИП–3–4), реализуется в составе «Бутиленов очищенных» и должна соответствовать требованиям, указанным в таблице 4 [52].

Таблица 4 – Требования к бутилен–изобутиленовой фракции

№ п/п	Наименование показателя	Норма
1	Углеводородный состав, % масс., в том числе:	не норм.
	– бутадиен, %, не более	0,5
	– ацетонитрил, %, не более	0,001
	– массовая доля свободной воды	отс.

Тяжелые углеводороды – побочный продукт производства бутадиена, применяются в производстве добавки высокооктановой «ДВМ», реализуются в составе «Абсорбента А–2» и должны соответствовать требованиям, указанным в таблице 6.

Таблица 5 – Требования к тяжелым углеводородам

№ п/п	Наименование показателя	Норма
Кубовый продукт колонн №30, №37 (отделение Д-3)		
1	Содержание бутадиена, % масс., не более	25,0
Десорбированный абсорбент из емкости №26 (отделение Д-3)		
1	Содержание углеводородов C ₄ , % масс., не более	5,0
2	Содержание смол, мг/100мл, не более	2500
Кубовый продукт аппарата №85 (установка Д-4)		
1	Содержание ацетонитрила, % масс., не более	20,0

[28].

2.2 Характеристика оборудования

Основное технологическое оборудование установки переработки бутилен-бутадиеновой (пиролизной) фракции и производства добавки высокооктановой метанольной ПББФ П ДВМ (Д-3) смонтировано в 1959 году. Менялась технология производства бутадиена, а оборудование в основном статическое работает и в настоящее время. Это колонное, теплообменное, емкостное оборудование. По мере износа оборудование ремонтируется и эксплуатируется дальше с положительными заключениями экспертизы промышленной безопасности (ЭПБ), так как их конструкционные и прочностные характеристики соответствуют требованиям промышленной безопасности. Меняются изношенные и не подлежащие ремонту теплообменные аппараты и емкости, стоимость ремонта которых превышает стоимость нового оборудования. Колонное оборудование, выпущенное в 1958 году, эксплуатируется и на сегодняшний день, вопрос заключается только в замене массообменных устройств, так как многие из них характеризуются устаревшей конструкции, и малой энергоэффективностью.

В соответствии с Федеральным законом №96 «Об охране атмосферного воздуха» в обязанности юридических лиц, имеющих стационарные и передвижные источники выбросов вредных (загрязняющих) веществ в атмосферный воздух входит внедрение малоотходных и безотходных технологий в целях снижения уровня загрязнения атмосферного воздуха. Предприятия обязаны планировать и осуществлять мероприятия по улавливанию, утилизации, обезвреживанию выбросов вредных (загрязняющих) веществ в атмосферный воздух, сокращению или исключению таких выбросов [54].

Динамическое оборудование установки выпущено и смонтировано в 70–80 года прошлого века, и конструкция многих из них не соответствует современным требованиям федеральных норм и правил в области промышленной безопасности. К ним относятся сальниковые, одно торцевые уплотнения, при разгерметизации которых происходит выброс вредных

веществ в рабочую зону, отсутствие блокировок, повышенный шум и вибрация. Насосное оборудование было спроектировано под старые уже не применяемые технологии, с большим не нужным запасом по производительности, и обладающие большим энергопотреблением, так как нормы технологического режима в пять раз ниже рабочих характеристик насосного оборудования.

Массообменные устройства на колонне–абсорбере №18б, имеют конструкцию в виде тарелок с туннельными колпачками, показатели этих тарелок низкие, поэтому в настоящее время их заменяют более современными – контактными устройствами, КПД туннельных тарелок 30–50% в результате степень извлечения бутиленов не превышает 80%. Над тарелками располагаются трубопроводы охлаждения (змеевики), которые выполняют функцию охлаждения абсорбента до 10°C. В результате разгерметизации этих трубопроводов внутри колонны происходит смешивание абсорбента с рассолом (CaCl_2) что приводит к внеплановым остановкам (отказам) колонны абсорбера и порчи сырья.

Время простоя в ремонте блока абсорбции-десорбции отдувок бутана, в частности колонны №18Б при полном цикле составляет три месяца. За всё это время на факельном хозяйстве сжигается 77,75 т. отдувок бутиленов стоимостью 1290815р., которые могли быть переработаны в готовую продукцию.

Колонна абсорбер № 18б с туннельными (желобковыми) тарелками представлена на приложениях 2,3, предназначена для извлечения бутана и бутиленов (C_4) из отдувок абсорбентом. Диаметр колонны составляет 2200 миллиметров, высота цилиндрической части 25440 миллиметров, количество тарелок 30 штук, расчетное давление 16 кгс/см², расчетная температура 65°C.

Колонна 18б имеет устаревшие массообменные устройства и не совершенную конструкцию теплообменников в виде змеевиков охлаждения абсорбента расположенных внутри абсорбера. Насосы с одинарным торцевым уплотнением, которые не исключают выброс в рабочую зону

вредных веществ. Что противоречит Федеральным нормам и правилам в области промышленной безопасности, "Общие правила взрывобезопасности для взрывопожароопасных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств", утвержденные ФСЭТиАН приказом №96 от 11 марта 2013г. Пункт 4.1.6 устройства для насосов и компрессоров должны быть изготовлены так, чтобы максимально снизить возможность образования взрывоопасной среды за счет пропуска горючих веществ через уплотнительные устройства до уровня, обеспечивающего безопасную эксплуатацию оборудования [56].

Насос № 27/1,2 – 2 шт., центробежный, предназначен для подачи десорбированного абсорбента из емкости № 26 в колонну № 18б и в колонны № 30/1,2, 37/1,2 (или во всасывающую линию насоса № 34/2,3). Марка НК 65/35-240 с одинарным торцевым уплотнением, производительность Q–40 м³/час, напор H–260 метров водного столба, мощность электродвигателя 50 кВт, число оборотов 2950 в минуту.

Насос № 16/1,2 – 2 шт., центробежный, предназначен для подачи насыщенного абсорбента из куба колонны № 18б в колонну № 20. Марка НК–200/120-70 с одинарным торцевым уплотнением, производительность Q–105 м³/час, напор H=53 метра водного столба, мощность электродвигателя 32кВт, число оборотов 2950 в минуту. Конструкция насосов представлена на приложении 6.

В этой главе мы рассмотрели и проанализировали основное оборудование блока абсорбции десорбции, определили слабые места в оборудовании блока. Приняли решение по демонтажу змеевиков охлаждения абсорбента, и замене массообменных устройств в колонне абсорбере 18б, а так же замене насосов №16/1,2 и 27/1,2 на более современные и экономичные.

2.3 Описание технологической схемы блока абсорбции десорбции

Процессы абсорбции и десорбции в последнее время получили широкое применение в химической и нефтехимической промышленности, так как позволяют более эффективно перерабатывать исходное сырьё и побочные продукты, содержащие ценные компоненты, повышая при этом ресурсосбережение.

Установка абсорбции-десорбции отдувок бутадиена предназначена для извлечения углеводородов C₄ (бутана, бутиленов, бутадиена) из:

- отдувок колонн установки Д-3;
- отдувок установки Е-1;
- отдувок товарно-сырьевого цеха (ТСЦ);
- отдувок установки Д-4;

Технологическая схема представлена на приложении 1.

Отдувки из колонн №20, №30/1,2, №37/1,2, №43, отпарного бачка №51, ТСЦ, установки Д-4, установки Е-1 поступают в куб абсорбционной колонны №18б для извлечения из них углеводородов C₄ (бутан, бутилены, бутадиен).

В верхнюю часть колонны №18б подается десорбированный абсорбент из емкости №26 насосом №27/1,2 через межтрубное пространство теплообменника №28 (трубное пространство теплообменников №119/1-6), охлаждаемого рассолом.

Неабсорбированные углеводороды из колонны №18б через сепаратор №12 или помимо его, направляются на факел. Имеется возможность подавать отдувки из колонны №18б через емкость №59 на факел. Давление верха колонны №18б выдерживается регулирующим клапаном, установленным на линии неабсорбированного газа (отдувок) из колонны №18б в сепаратор №12. Жидкие углеводороды из сепаратора №12 по мере накопления самотеком сливаются в емкость №59. Для предотвращения образования взрывоопасной смеси бутадиена с кислородом воздуха предусмотрена подача

природного газа в верхнюю часть или в куб колонны №18б и в факельную линию [39].

Насыщенный углеводородами C_4 абсорбент из куба колонны №18б насосом №16/1,2 через трубное пространство теплообменников №19/1,2 поступает на тарелку №30 (№27) колонны №20 на десорбцию.

Имеется возможность приема кубового продукта из колонн №30/1,2, №37/1,2 в линию всасывания насоса №16/1,2 для извлечения углеводородов фракции C_4 .

В теплообменниках №19/1,2 осуществляется предварительный подогрев насыщенного абсорбента за счет тепла десорбированного абсорбента, поступающего из куба колонны №20, в межтрубное пространство теплообменников №19/1,2.

Имеется возможность подавать насыщенный абсорбент в колонну №20 помимо теплообменников №19/1,2.

Обогрев куба колонны №20 осуществляется выносным кипятильником №21/1,2 в межтрубные пространства, которого подается пар давлением 13 кгс/см² из коллектора.

Паровой конденсат из межтрубного пространства кипятильника №21/1,2 поступает в конденсатосборник №21а. Температура абсорбента на тарелке №3 и верха колонны №20 регистрируется на приборе в операторной.

Пары углеводородов из верхней части колонны №20 поступают в трубное пространство конденсатора №22, охлаждаемого обратной водой или рассолом, и далее в межтрубное пространство конденсатора №22а, охлаждаемого рассолом. На линии обратного рассола из конденсатора №22а установлен регулирующий клапан управляемый дистанционно из операторной.

Несконденсированные углеводороды из конденсатора №22а поступают в коллектор отдувок в колонну №18б на абсорбцию углеводородов C_4 или через сепаратор №12 на факел.

Для уменьшения содержания кислорода в газовой фазе емкости №23 в куб колонны №20 подается азот.

Углеводороды, сконденсированные в конденсаторах №22, №22а самотеком сливаются в емкость №23, откуда насосом №24/1,2 подаются на флегму в колонну №20, а избыток в колонну №37/1,2 или в колонну №30/1,2 (во время останова колонны №37/1,2).

Для предотвращения процесса термополимеризации бутадиена и образования губчатого полимера в линию флегмы колонны №20 подается раствор ингибитора ИПОН из мерника №3 через ограничительную шайбу №3а давлением азота. Имеется возможность подачи раствора ингибитора ИПОН насосом №55/3 помимо мерника №3.

Насос №24/1,2 с двойным торцевым уплотнением.

Для загрузки насоса №24/1,2 предусмотрена линия циркуляции углеводородов от насоса №24/1,2 в емкость №23.

Десорбированный абсорбент из куба колонны №20 через межтрубное пространство теплообменников №19/1,2 (где происходит его охлаждение за счет теплообмена с насыщенным абсорбентом) подается в межтрубное пространство теплообменника №25а, холодильника №25, охлаждаемых оборотной водой поступает в емкость №26.

Имеется возможность подавать десорбированный абсорбент из куба колонны №20 помимо аппаратов №19/1,2, №25а, №25 в емкость 26.

Абсорбент в емкость №26 принимается из отделения Д-13.

В емкость №26 непрерывно подается добавка высокооктановая (ДВМ) от насоса №141/1,2 отделения Д-5 для смешения с абсорбентом. Десорбированный абсорбент из холодильника №25 частично выводится в колонну №143 отделения Д-5 для регенерации от смол, расход абсорбента регистрируется прибором с выносом показаний в операторную.

Имеется возможность приема абсорбента из емкости №3 отделения Д-5 в емкость №26 для подпитки абсорбентом системы абсорбции-десорбции.

Технологической схемой предусмотрена подача абсорбента из емкости №26 насосом №27/1,2 в колонны №30/1,2, №37/1,2 для предотвращения забивки кипятильников термополимером и в отделение Д-13 при останове на ремонт.

Освобождение аппаратов №12, №19/1,2, №25, №25а, №28, №30/1,2, №37/1,2, №58, насосов отделения Д-3 производится в емкость №59.

Освобождение емкости №59 от жидких углеводородов производится давлением азота (ингаза) в емкость №26 или в отделение Д-12 (Д-13)[40].

Во всех производствах образуются отходы в виде не переработанного в продукт сырья, это связано с несовершенством технологий и оборудования. Но есть возможность перерабатывать отходы в виде отдувок в готовый продукт. Пример этому блок абсорбции десорбции. Раньше отдувки бутадиена сжигались на факельном хозяйстве, что неэкономично и небезвредно. В1967 году главным инженером завода «Синтезкаучук» Израилем Марковичем Белгородским была внедрена технология абсорбции, десорбции отдувок бутадиена, которая позволяет улавливать отдувки бутана, бутиленов, бутадиена и затем перерабатывать их в товарный продукт.

ГЛАВА 3. ТЕХНИЧЕСКИЕ И ЭКОНОМИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ АБСОРБЦИОННОЙ КОЛОННЫ И ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

3.1 Расчет абсорбционной колонны

При проведении расчетов нам необходимо убедиться, что при замене устаревших тарелок с туннельными колпачками на колпачковые тарелки, высота и диаметр колонны не изменятся, так как это приведет к значительным экономическим затратам. Так же расчеты должны показать, что теоретическое число ступеней и тарелок в абсорбере сильно не изменятся, или не изменятся вообще, так как дополнительные конструктивные изменения ведут к дополнительным затратам. Тогда модернизация не имеет смысла.

В производстве бутадиена в процессе конденсации и полимеризации образуются отдувки, содержащие до 1,3% масс. Бутана, бутилена, бутадиена. Чтобы их не выбрасывать в атмосферу и не сжигать они направляются на установку абсорбции десорбции, где извлекается жидким поглотителем (абсорбентом), представляющим собой фракцию тяжелых углеводородов. Принято решение установить в колонне абсорбере №18б колпачковые тарелки.

Характеристика абсорбента молекулярная масса $M = 128$, вязкость $\mu_{ж} = 0,8 \times 10^{-3} \text{ Па} \times \text{с}$, плотность $\rho_{ж} = 750 \text{ кг/м}^3$, поверхностное натяжение $\sigma = 0,024 \text{ Н/м}$.

Температура абсорбента на входе в абсорбер $t_H = 12^\circ\text{C}$, а на выходе $t_x = 32^\circ\text{C}$. Средняя температура в абсорбере $t = 22^\circ\text{C}$. Равновесные концентрации бутиленов в жидком поглотителе при давлении $P = 3,2 \text{ ати}$ линейном распределении температур по высоте колонны выражаются уравнением $y^* = \exp(0.254x^{1,945}) - 1$, где y^* и x мольные доли бутиленов в

газе и жидкости (Уравнение получено путем лабораторных исследований с последующей обработкой данных на ЭВМ) (3.06)[29].

Насыщенный бутиленами абсорбент поступает в десорбер №20, представляющий собой ректификационную колонну с испарителями №21/1,2 и конденсатором №22.

Из верхней части десорбера отбираются бутилены с концентрацией 98,5% масс, а низом регенерированный абсорбент с остаточным содержанием бутиленов 0,7% масс. Горячий регенерированный абсорбент обменивается теплом с насыщенным абсорбентом, поступающим на регенерацию в теплообменниках №19/1,2. Окончательный подогрев и охлаждение потоков осуществляется в теплообменниках №25, 25а и холодильнике №28.

Требуется определить диаметр и высоту абсорбера. Расход газа, приведённый к нормальным условиям $V_{см}^0 = 27000 \text{ нм}^3/\text{ч}$. Температура газа $t_r = 20^\circ\text{C}$, давление $P = 3,2 \text{ ат}$. Начальная концентрация бутиленов в смеси $c_H = 1,3\% \text{ об}$. Коэффициент извлечения $\eta = 0,96$. Содержание бутиленов в регенерированном абсорбенте $\bar{x} = 0,7\% \text{ масс}$.

Материальный баланс

При нормальных условиях 1 кмоль газа занимает объём $22,4 \text{ м}^3$.

Следовательно, мольный расход газа

$$G_{CM} = V_{см} \cdot 22,4 \quad (2)$$

$$G_{CM} = V_{см} \cdot 27000 \cdot 22,4 = 1205 \text{ кмоль ч}$$

Объёмные концентрации бутилена в газе совпадают с мольными $y_H = c_H$, поэтому расход Бутиленов:

$$G_{\text{бут}}^H = G_{CM} y_H \quad (3)$$

$$G_{\text{бут}}^H = 1205 \times 0,013 = 15,7 \text{ кмоль ч}$$

Расход инертного носителя:

$$G = G_{CM} - G_{\text{бут}} \quad (4)$$

$$G = 1205 - 15,7 = 1189,3 \text{ кмоль ч} = 0,33 \text{ кмоль с}$$

Массовый расход инертного носителя (воздуха):

$$G = G \times M_{\text{ВОЗД}} \quad (5)$$

$$G = 1189,3 \times 29 = 34490 \text{ кг ч} = 9,6 \text{ кг с.}$$

Количество бутиленов в уходящем газе:

$$G_{\text{бут}}^K = G_{\text{бут}}^H (1 - \eta) \quad (6)$$

$$G_{\text{бут}}^K = 15,7 \times (1 - 0,96) = 0,63 \text{ кмоль ч.}$$

Относительные концентрации бутиленов:

$$Y_H = G_{\text{бут}}^H / G \quad (7)$$

$$Y_H = 15,7 / 1189,3 = 0,0132 \text{ кмольбутиленов / кмольвоздуха}$$

$$Y_K = G_{\text{бут}}^K / G \quad (8)$$

$$Y_K = 0,63 / 1189,3 = 0,00053 \text{ кмольбутиленов / кмольвоздуха}$$

Относительная концентрация бутилена в регенерированном абсорбенте:

$$X_H = M_B x / M_A (1 - x) \quad (9)$$

$$X_H = 128 \times 0,007 / 98 \times (1 - 0,007) = 0,0092 \text{ кмольбут. / кмольабс}$$

Определение расхода абсорбента графически представлено на рисунке 16.

Для построения кривой равновесия зададимся рядом значений y в диапазоне от $y = 0$ до $y = 0,014$ мол.дол. значения занесем в таблицу 7 и рассчитаем соответствующие им значения x . Например, для $y = 0,010$:

$$x = \ln(y + 1) / 0,254^{1,95} \quad (11)$$

$$x = \ln(0,01 + 1) / 0,254^{1,95} = 0,19 \text{ мол. дол.}$$

На рисунке представлена равновесная линия (1). Одну точку рабочей линии А построим по концентрациям газа на выходе

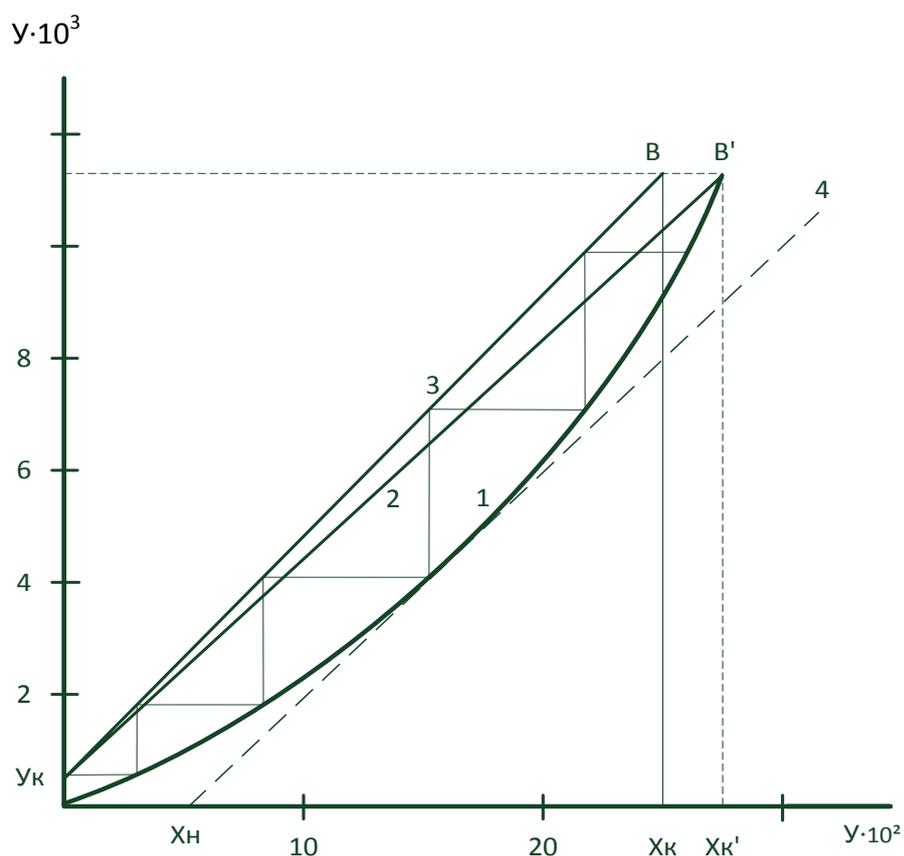
$$Y_K = 0,00053 \text{ кмольбутиленов / кмольвоздуха}$$

и $X_H = 0,0092 \text{ кмольбутиленов / кмольабс}$. При минимальном расходе

абсорбента рабочая линия (2) будет пересекать равновесную в точке В'

($X'_K = 0,273 \text{ кмольбут. / кмольабс}$).

$$y \cdot 10^3$$



1-линия равновесия, 2,3-рабочие линии при разных расходах абсорбента, 4-касательная к кривой равновесия

Рисунок 16 – График определения теоретических ступеней абсорбера

Таблица 6 – Равновесные концентрации.

Мольные доли		кмоль бутиленов/кмольвозд.	
y^*	x	y^*	X
0,014	0,225	0,0143	0,290
0,012	0,208	0,0122	0,262
0,010	0,190	0,0101	0,235
0,008	0,169	0,0080	0,203
0,006	0,146	0,0060	0,171
0,004	0,119	0,0040	0,135
0,002	0,083	0,0020	0,090
0,001	0,0058	0,0010	0,058
0	0	0	0

Минимальный расход абсорбента

$$L_{МИН} = G(Y_H - Y_K) (X'_K - X_H) \quad (12)$$

$$L_{МИН} = 1189,3 \times (0,0132 - 0,00053) \quad 0,273 - 0,0092 = 57,1 \text{ кмоль ч.}$$

Примем коэффициент избытка $\beta = 1,1$.

Тогда рабочий расход абсорбента

$$L = 1,1 \times L_{МИН} \quad (13)$$

$$L = 1,1 \times 57,1 = 62,8 \text{ кмоль ч}$$

Массовый расход абсорбента

$$L = L \times M \quad (14)$$

$$L = L \times M = 62,8 \times 128 = 8038 \text{ кг ч} = 2,23 \text{ кг с.}$$

Объёмный расход абсорбента

$$V_{Ж} = L \rho_{Ж}$$

$$V_{Ж} = 8038 \quad 750 = 10,7 \text{ м}^3 \text{ ч} \approx 0,003 \text{ м}^3 \text{ с}$$

Концентрация абсорбента на выходе

$$X_K = G(Y_H - Y_K) L + X_H \quad (15)$$

$$X_K = 1189,3 \times (0,0132 - 0,00053) \quad 62,8 + 0,0092 \\ = 0,249 \text{ кмольбут кмоль абс}$$

Вторую точку рабочей линии В построим по координатам:

$$Y_H = 0,0132 \text{ кмольбут кмольвоздуха}; X_K = 0,249 \text{ кмольбут кмольабс.}$$

Определение числа теоретических ступеней

Для определения числа теоретических ступеней вписываем ломаную линию между рабочей и равновесной. Количество теоретических ступеней $n_{ТС} = 6$ графически представлены на рисунке 16.

Гидравлический расчёт абсорбера

Так как содержание бутиленов мало, физические свойства газа отождествляем со свойствами воздуха

$$\rho_{Г}^0 = 1,29 \text{ кг м}^3; \mu_{Г} = 1,8 \times 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с} .$$

Плотность воздуха при давлении $P = 3,2 \text{ ат}$ и средней температуре $t_{Г} = 20^{\circ}\text{C}$ найдём по закону газового состояния

$$\rho_{\Gamma} = \rho_{\Gamma}^0 (P T_0 / P_0 T) \quad (16)$$

$$\rho_{\Gamma} = 1,29 \times 3,2 \cdot 273 / 1 \cdot 293 = 3,85 \text{ кг м}^3$$

Максимально допустимая скорость газа в колонне (3.41)[29]:

$$w_{\text{КМАКС}} = c \sqrt{(\rho_{\text{Ж}} - \rho_{\Gamma}) / \rho_{\Gamma}} \quad (17)$$

$$w_{\text{КМАКС}} = 0,1 \cdot \sqrt{(750 - 3,85) / 3,85} = 1,4 \text{ м с.}$$

Принимаем рабочую скорость газа в колонне

$$w_{\text{К}} = 0,5 \cdot w_{\text{КМАКС}} \quad (18)$$

$$w_{\text{К}} = 0,5 \cdot 1,4 = 0,7 \text{ м с.}$$

Объёмный расход газа, приведённый к условиям в аппарате

$$V_{\text{СМ}} = V_{\text{СМ}}^0 (P_0 T / P T_0) \quad (19)$$

$$V_{\text{СМ}} = (27000 / 3600) \cdot 1 \cdot 293 / 3,2 \cdot 273 = 2,51 \text{ м}^3 \text{ с}$$

Площадь поперечного сечения абсорбера

$$S = V_{\text{СМ}} / w_{\text{К}} \quad (20)$$

$$S = 2,51 / 0,7 = 3,6 \text{ м}^2$$

Диаметр абсорбера

$$D = \sqrt{4S / \pi} \quad (21)$$

$$D = \sqrt{4 \cdot 3,6 / 3,14} = 2,14 \text{ м.}$$

Принимаем ближайший стандартный диаметр $D = 2,2 \text{ м.}$

(приложение 66)[29].

Действительная скорость газа в колонне

$$w_{\text{К}} = 4V_{\text{СМ}} / \pi D^2 \quad (22)$$

$$w_{\text{К}} = 4 \cdot 2,51 / 3,14 \cdot 2,2^2 = 0,66 \text{ м с}$$

Характеристику тарелки возьмём из таблицы 1.7 [34].

Рабочее сечение тарелки $S_1 = 2,99 \text{ м}^2$; периметр слива $l_{\text{W}} = 1,606 \text{ м}$; сечение перелива $S_2 = 0,33 \text{ м}^2$; относительное свободное сечение тарелки $f_{\text{C}} = 0,385$; число колпачков $n = 141$; масса 180 кг.

Расстояние между приёмной и сливной перегородками $z_{\text{W}} = 1,32 \text{ м}$ (определено по чертежу).

Так как колонна работает под средним избыточным давлением принимаем глубину барботажа $h_B = 0,075$ м. (таб. 3.9)[29].

Для колпачковых тарелок динамическая глубина барботажа

$h_D = h_B$. Подпор жидкости над сливной перегородкой h_{OW}

$$h_{OW} = 0,0667 \cdot (0,003 \cdot 1,74)^{0,66} = 0,001 \text{ м.} \quad (3.45)[29].$$

Пренебрегая градиентом уровня Δ , по (3.44) найдём высоту сливной перегородки

$$h_W = h_B - h_{OW} \quad (23)$$

$$h_W = 0,075 - 0,001 = 0,074 \text{ мм.}$$

Фактор аэрации по таб. (3.7)[29].

$$\beta = 0,1 (0,3w_K f_c + 4) + 0,253 h_D^{0,25} \quad (24)$$

$$\beta = 0,1 (0,3 \cdot 0,66 \cdot 0,0944 + 4) + 0,253 \cdot 0,075^{0,25} = 0,5.$$

$$\text{Газосодержание слоя } \varphi_{\Gamma} = 1 - \beta = 1 - 0,5 = 0,5. \quad (25)$$

Принимая высоту двухфазного слоя $h_f = h_B$, определим высоту слоя жидкости на тарелке.

$$h_0 = h_f \cdot (1 - \varphi_{\Gamma}) \quad (26)$$

$$h_0 = 0,075 \cdot (1 - 0,5) = 0,0375 \text{ м.}$$

Плотность газожидкостного слоя.

$$\rho_{\Gamma-Ж} = \rho_{Ж}\beta \quad (27)$$

$$\rho_{\Gamma-Ж} = 750 \cdot 0,5 = 375 \text{ кг м}^3.$$

Соппротивление столба жидкости .

$$\Delta P_{CT} = h_B \rho_{\Gamma-Ж} g \quad (28)$$

$$\Delta P_{CT} = 0,075 \cdot 375 \cdot 9,81 = 276 \text{ Па.}$$

Соппротивление сухой тарелки. $3 \cdot 3,85 \cdot 0,66^2 + 2 \cdot 0,0944^2 \text{ Па.}$

$$\Delta P_{СУХ} = G \rho_{\Gamma} w_K^2 + 2 f_c^2 \quad (29)$$

$$\Delta P_{СУХ} = 3 \cdot 3,85 \cdot 0,66^2 + 2 \cdot 0,0944^2 \text{ Па.}$$

Соппротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения

$$\Delta P_{\sigma} = 4\sigma / d_{\sigma}. \quad (30)$$

$$\Delta P_{\sigma} = 4 \cdot 0,024 / 0,02 \approx 5 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление тарелки.

$$\Delta P_T = \Delta P_{\text{СУХ}} + \Delta P_{CT} + \Delta P_{\sigma} \quad (31)$$

$$\Delta P_T = 282 + 276 + 5 = 563 \text{ Па}$$

Принимаем расстояние между тарелками $H_{MT} = 0,5 \text{ м}$.

Высота сепарационного пространства.

$$H_C = H_{MT} - h_f \quad (32)$$

$$H_C = 0,5 - 0,075 = 0,425 \text{ м}.$$

Брызгоунос

$$e = 5,7 \cdot 10^{-6} \sigma w_K H_C^{3,2} \quad (33)$$

$$e = 5,7 \cdot 10^{-6} \cdot 0,024 \cdot 0,66 \cdot 0,425^{3,2} = 0,001 \text{ кгжидкости кг газа}.$$

Брызгоунос допустим, так как $e < 0,1$.

Скорость жидкости в переливном устройстве.

$$I_{II} = V_{Ж} S_2. \quad (34)$$

$$u_{II} = 0,003 \cdot 0,52 \approx 0,006 \text{ м с}$$

Допустимая скорость жидкости в переливном устройстве.

$$I_D = 0,008 K_5 H_{MT} \rho_{Ж} - \rho_{Г}^{0,5} \quad (35)$$

$$u_D = 0,008 \cdot 0,9 \cdot 0,5 \cdot 750 - 3,85^{0,5} = 0,14 \text{ м с}.$$

Переливы справляются, так как $u_{II} < u_D$. Скорость жидкости, отнесённая к активной площади тарелки

$$U = V_{Ж} S_1 \quad (36)$$

$$U = 0,003 \cdot 2,76 = 0,0011 \text{ м с}.$$

При замене тарелок, гидравлическое сопротивление в колонне не возрастает, скорости движения газа и абсорбента изменяются не значительно. Изменение диаметра и высоты колонны не требуется, переливные устройства замене не подлежат. Данные расчеты будем использовать в дальнейшем, при расчете и выборе насосного оборудования.

Определение эффективности колпачковой тарелки ТСК-Р.

Расчет эффективности выполним по уравнению:

$$N_2 = 1770 h_f (W_K h_f / D_2)^{-0,5} \quad (37)$$

$$N_{жс} = 126000h_f^{1,9}(Uh_f/D_{жс})^{-0,5} \quad (38)$$

Коэффициент молекулярной диффузии бутилена в воздухе

$$D_z = 2,48 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Коэффициент молекулярной диффузии бутилена в жидкости

$$D_{жс} = 7,4 \cdot 10^{-15} (\Phi M_{абс})^{0,5} T / \mu_{абс} v_{бут}^{0,6} \quad (39)$$

$$D_{жс} = 7,4 \cdot 10^{-15} \cdot (1 \cdot 128)^{0,5} \cdot 295 / 0,8 \cdot 10^{-3} \cdot 93,6^{0,6} = 2,03 \cdot 10^{-15} \text{ м}^2/\text{с}$$

Мольный объем бутилена $v_{бут} = 93,6 \text{ см}^3/\text{моль}$

Число единиц переноса в газовой фазе

$$N_z = 1770 \cdot 0,075^{1,2} \cdot (0,66 \cdot 0,075 / 2,48 \cdot 10^{-6})^{-0,5} = 0,56$$

Число единиц переноса в жидкой фазе

$$N_{жс} = 126000 \cdot 0,075^{1,9} (0,0011 \cdot 0,075 / 2,03 \cdot 10^{-15})^{-0,5} = 4,55$$

Среднее значение константы фазового равновесия определим по графику. Для этого проведем касательную к кривой равновесия

$$m = \frac{\Delta y}{\Delta x} \quad (40)$$

$$m = (8,5 - 0) \cdot 10^{-3} / (25 - 5) \cdot 10^{-2} = 0,0425$$

Фактор отклонения

$$\lambda = \frac{mG}{L} \quad (41)$$

$$\lambda = 0,0425 \cdot 1189 / 62,8 = 0,805$$

Число единиц переноса

$$N_{оэ} = N_z \cdot N_{жс} / (N_{жс} + \lambda N_z) \quad (42)$$

$$N_{оэ} = 0,56 \cdot 4,55 / (4,55 + 0,805 \cdot 0,56) = 0,51$$

Локальная эффективность контакта

$$E_{ор} = 1 - e^{-N_{ор}} = 1 - e^{-0,51} = 0,4 \quad (43)$$

Коэффициент турбулентной диффузии

$$D_{LS} = 0,58 \cdot 10^{-4} W_k^m W_{жс}^{-0,5} \quad (44)$$

$$D_{LS} = 0,58 \cdot 10^{-4} \cdot 0,66^{0,21} \cdot 0,0383^{-0,5} \cdot 0,0375^{-0,7} = 2,70 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$$

$$m = 1,3 / (3600 V_{жс} / l w) \quad (45)$$

$$m = 1,3 / (3600 \cdot 0,003 / 1,74) = 0,21$$

$$W_{ж} = V_{ж} z_w / S_1 h_0 \quad (46)$$

$$W_{ж} = 0,003 \cdot 1,32 / 2,76 \cdot 0,0375 = 0,0383 \text{ м/с}$$

Критерий Фурье

$$Fo_{LS} = D_{LS} h_0 l_w / v_{ж} z_w \quad (47)$$

$$Fo_{LS} = 2,70 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0385 \cdot 1,74 / 0,003 \cdot 1,32 = 0,045$$

Коэффициент

$$\zeta = \frac{1}{1 + 4\lambda E_{ог} F_0} \quad (48)$$

$$\zeta = \frac{1}{1 + 4 \cdot 0,805 \cdot 0,4 \cdot 0,045} = 1,029$$

Эффективность тарелки по Мэрфри

$$E_{МГ} = \frac{1 + \zeta^2 \exp \frac{\zeta - 1}{2F_0} - 1 - \zeta^2 \exp \frac{\zeta + 1}{2F_0}}{4\zeta\lambda} - \frac{1}{\lambda} \quad (49)$$

$$E_{МГ} = \frac{1 + 1,029^2 \exp \frac{1,029 - 1}{2 \cdot 0,045} - 1 - 1,029^2 \exp \frac{1,029 + 1}{2 \cdot 0,045}}{4 \cdot 1,029 \cdot 0,805} - \frac{1}{0,805}$$

$$= 0,2$$

Число действительных тарелок в колонне

$$n_{дт} = n_{тс} / E_{МГ} \quad (50)$$

$$n_{дт} = n_{тс} / E_{МГ} = 6 / 0,2 = 30$$

Расчеты показали что количество действующих тарелок колонны абсорбера совпадает с количеством существующих. Увеличение и уменьшение числа тарелок в колонне не требуется.

Высота рабочей части абсорбера

$$H = H_{МТ} (n_{дт} - 1) \quad (51)$$

$$H = H_{МТ} (n_{дт} - 1) = 0,5 \cdot (30 - 1) = 14,5 \text{ м.}$$

Гидравлическое сопротивление абсорбера

$$\Delta P = \Delta P_{т} n_{дт} \quad (52)$$

$$\Delta P = \Delta P_{т} n_{дт} = 563 \cdot 30 = 16890 \text{ Па} = 0,17 \text{ кгс/см}^2 \text{ [29].}$$

Расчет и сравнение веса тарелок

Туннельная тарелка колонны абсорбера состоит: из 14 нижних (глухих) желобов изготовленных из трубопровода Ду159х10 длиной 700мм. И

распиленные вдоль; 16 верхних желобов изготовленные из трубопровода Ду150х6 длиной 750мм. Заглушенные с двух сторон и распиленные вдоль с нарезкой гребешков. Опорные конструкции тарелок изготовлены из уголка 75х75х8 на одну тарелку используется 10м. уголка.

Рассчитаем общий вес одной тарелки, для этого узнаем вес глухих желобов. Сначала узнаем площадь одного желоба через поверхность цилиндра

$$S=2\pi Rl/2 \quad (53)$$

$$S=2 \times 3,14 \times 0,075 \times 0,7/2=0,165\text{м}^2,$$

площадь всех глухих желобов на одной тарелке $0,165 \times 14=2,31\text{м}^2$.

Площадь всех глухих желобов в колонне $2,31 \times 30=69,3\text{м}^2$.

Площадь одного верхнего желоба $S=2 \times 3,14 \times 0,075 \times 0,75/2=0,176\text{м}^2$,

площадь всех верхних желобов на одной тарелки $S=0,176 \times 16=2,826\text{м}^2$.

Площадь всех верхних желобов $2,826 \times 30=84,78\text{м}^2$

Вес 1м^2 стали ст10 толщиной 10мм. Равен 78кг., общий вес глухих желобов $78 \times 69,3=5405\text{кг}$.

Вес 1м^2 стали ст10 толщиной 6 мм. Равен 46,8кг., общий вес верхних желобов $46,8 \times 84,78=3968\text{кг}$.

Вес опорных конструкций из уголка 75х75х8 равен $10\text{м.} \times 30\text{шт.}=300\text{м.}$, вес одного метра уголка 75х75х8 равен 8,86кг. $8,86 \times 300=2658\text{кг}$.

Общий вес массообменных устройств в виде тарелок с туннельными колпачками составляет $5405+3968+2658=12031\text{кг.}=12,031\text{т}$.

Вес одной колпачковой тарелки ТСК-Р по ОСТ 26-01-66-86 Ду2000мм. Составляет $180\text{ кг.} \times 30=5400\text{кг}=5,4\text{т}$.

Таким образом, снижение веса колонны при замене туннельных тарелок на колпачковые ТСК-Р составляет $12031-5400=6631\text{кг}=6,631\text{т}$.

Расчеты проверяем по калькулятору металла, расчеты совпадают.

Вес колонны до замены тарелок 58,600т., после замены 51,959т.

Таблица 8-Сравнение характеристик тарелок

Туннельные колпачковые тарелки		Колпачковые тарелки ТСК-Р	
КПД	35-40%	КПД	70-75%
Степень извлечения	84%	Степень извлечения	96%
Вес	12,031 Т.	Вес	5,4 Т

Из таблицы 8 видно, что тарелки ТСК-Р обладают преимуществами перед тарелками с туннельными колпачками. Коэффициент полезного действия выше на 35% соответственно выше степень извлечения. Вес тарелок ТСК-Р на 6,6 т. меньше, что повышает устойчивость колонны к ветровой нагрузке и снижает нагрузку на фундамент. В результате этого повышается энергоэффективность колонны, и срок безопасной эксплуатации.

Конструкция колонны после модернизации представлена на приложениях 4,5.

3.2Расчет потребления, и экономии холода

До демонтажа теплообменников в виде трубных змеевиков расположенных над тарелками №3, 7, 11, 21, 25, 30 расход рассола с учетом объёма трубного пространства 0,4м³ составлял 50м³/ч.

Определяем расход холода.

$$Q_{\text{х.н.}} = \frac{(t_2 - t_1) \cdot Q \cdot 0,86}{1000}, \quad (54)$$

где $Q_{\text{х.н.}}$ –затраты на холод в Гкал,

t_1, t_2 – начальная и конечная температура рассола в прямом и обратном коллекторе рассола,

0,86 коэффициент теплопередачи

1000 перевод м³ в Гкал.

из этого следует

$$Q_{\text{х.н.}} = \frac{(10 - 7) \cdot 50 \text{ м}^3/\text{ч} \cdot 0,86}{1000} = 0,129 \text{ Гкал/ч}$$

После демонтажа теплообменников в виде трубных змеевиков над тарелками №3, 7, 11, 21, 25, 30 расход рассола составляет $0 \text{ м}^3/\text{ч}$ из этого следует

$$\Delta Q_{\text{х.н.}} = (0,129 - 0) = 0,129 \text{ Гкал/ч.}$$

Экономия холода составляет $0,129 \text{ Гкал/ч.}$, при стоимости $1 \text{ Гкал} - 2500 \text{ р.}$

$$0,129 \cdot 2500 = 322,5 \text{ руб./ч.}$$

В год экономия составляет

$$322,5 \text{ р/ч} \cdot 8000 \text{ ч.} = 2580000 \text{ руб./год.}$$

3.3 Расчет и выбор насосного оборудования

Расчеты будем проводить, принимая в качестве перекачиваемой среды, воду. Для всасывающего и нагнетательного трубопровода принимаем одинаковую скорость течения воды, равную $w_T = 2 \text{ м/с.}$

1. Определяем диаметр трубопровода:

$$d_m = \frac{\sqrt{4 \cdot L_{H_2O}}}{\pi \cdot \rho_{H_2O} \cdot w_T} \quad (55)$$

$$d_T = \frac{\sqrt{4 \cdot 21,8}}{3,14 \cdot 994,4 \cdot 2} = 0,118 \text{ м}$$

Выбираем трубу из стали ст20 с наружным диаметром $d_{\text{т.нар}} = 108 \text{ мм}$ и толщиной стенки $\delta_T = 4 \text{ мм.}$

Тогда внутренний диаметр трубопровода:

$$d_T = d_{\text{т.нар}} - 2 \cdot \delta_T \quad (56)$$

$$d_T = 108 - 2 \cdot 4 = 100 \text{ мм или } 0,1 \text{ м}$$

2. Определяем фактическую скорость воды в трубопроводе:

$$W_{m.ф.} = \frac{4 \cdot L_{H_2O}}{\pi \cdot \rho_{H_2O} \cdot d_m^2} \quad (57)$$

$$W_{т.ф.} = \frac{4 \cdot 21,8}{3,14 \cdot 994,4 \cdot 0,125^2} = 1,787 \text{ м/с}$$

3. Определяем критерий Рейнольдса для потока воды в трубопроводе:

$$Re_T = \frac{\omega_{т.ф.} \cdot d_T \cdot \rho_{H_2O}}{\mu_{H_2O}} \quad (58)$$

$$Re_T = \frac{1,787 \cdot 0,125 \cdot 994,4}{745,2 \cdot 10^{-6}} = 298\,073$$

Следовательно, режим течения жидкости является турбулентным.

4. Определяем относительную шероховатость стенок трубопровода:

$$e_m = \frac{\Delta}{d_T} \quad (59)$$

$$e_m = \frac{0,2 \cdot 10^{-3}}{0,125} = 1,6 \cdot 10^{-3}$$

где Δ - абсолютная шероховатость стенок, принимаем равной 0,2 мм.

5. Определяем зону трения в трубопроводе:

$$\frac{10}{e_T} = \frac{10}{1,6 \cdot 10^{-3}} = 6250 < Re_T = 298073 < \frac{560}{e_T} = \frac{560}{1,6 \cdot 10^{-3}} = 350000$$

Следовательно, в трубопроводе имеет зона смешенного трения.

6. Определяем коэффициент трения в трубках:

$$\lambda_m = 0,11 \cdot e_m \cdot \frac{68}{Re_T}^{0,25} \quad (60)$$

$$\lambda_m = 0,11 \cdot 1,6 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{68}{298073}^{0,25} = 0,0227$$

7. Определяем сумму коэффициентов местных сопротивлений для всасывающей линии [8]:

-вход в трубу (принимаем с острыми краями): $\xi = 0,5$;

-прямоточный вентиль при полном открытии:

$$\xi = \xi_1 + \frac{\xi_2 - \xi_1}{d_2 - d_1} \cdot d_T - d_1 \quad (61)$$

$$\xi = 0,5 + \frac{0,42 - 0,5}{0,15 - 0,1} \cdot 0,125 - 0,1 = 0,46$$

где ξ_1 и ξ_2 - коэффициенты местных сопротивлений при внутреннем диаметре d_1 и d_2 соответственно.

Так как $Re < 300000$, то значение \square необходимо умножить на коэффициент k :

$$k = k_1 + \frac{k_2 - k_1}{Re_2 - Re_1} \cdot Re_T - Re \quad (62)$$

$$k = 0,91 + \frac{0,93 - 0,91}{(20 - 10) \cdot 10^4} \cdot 298073 - 100000 = 0,95$$

Следовательно:

$$\xi_2 = \xi \cdot k \quad (63)$$

$$\xi_2 = 0,95 \cdot 0,46 = 0,437$$

Тогда:

$$\Sigma \xi_{в.л} = \xi \square_1 + \square \xi_2 \quad (64)$$

$$\Sigma \xi_{в.л} = 0,5 + 0,437 = 0,937$$

8. Определяем потерянный напор на всасывающей линии:

$$\Delta h_{пот.вс.} = \frac{\lambda m \cdot 1_{вс.}}{d_m} + \Sigma \xi_{в.л} \cdot \frac{w_{6.ф}^2}{2 \cdot g} \quad (65)$$

$$\Delta h_{пот.вс.} = \frac{0,0227 \cdot 4}{0,125} + 0,937 \cdot \frac{1,787^2}{2 \cdot 9,81} = 0,2707 \text{ м}$$

где $1_{вс.}$ = длина трубопровода на линии всасывания, принимаем равной 4 м.

9. Определяем сумму коэффициентов местных сопротивлений для нагнетающих линий [8]:

- колено с углом 90° (угольник): $\xi = 1,1$;

- внезапное расширение (входное отверстие абсорбера).

определяем площадь сечения газохода:

$$S_T = \frac{\pi \cdot d_T^2}{4} \quad (66)$$

$$S_T = \frac{3,14 * 0,125^2}{4} = 0,012 \text{ м}^2$$

определяем соотношение площадей сечений газохода и абсорбера:

$$\Delta S = \frac{S_T}{S_K} \quad (67)$$

$$\Delta S = \frac{0,012}{12,56} = 0,00096$$

С учетом того, что $Re > 3500$:

$$\xi = \xi_1 + \frac{\xi_2 - \xi_1}{\Delta S_2 - \Delta S_1} \cdot \Delta S - \Delta S_1 \quad (68)$$

$$\xi = 0,81 + \frac{0,64 - 0,81}{0,2 - 0,1} \cdot 0,00096 - 0,1 = 0,978$$

где ξ_1 и ξ_2 - коэффициенты местных сопротивлений при внутреннем диаметре ΔS_1 и ΔS_2 соответственно.

Тогда:

$$\Sigma \xi_{\text{наг}} = n \cdot \xi_1 + \xi \quad (69)$$

$$\Sigma \xi_{\text{наг}} = 4 * 0,81 + 0,978 = 2,902$$

где n – количество колен, принимаемое равным 4.

10. Определяем длину трубопровода на нагнетательной линии:

$$l_{\text{наг}} = l + h_{\text{геом}} \quad (70)$$

$$l_{\text{наг}} = 4 + 13,956 = 10,956 \text{ м}$$

где l – длина горизонтальных участков нагнетательной линии, принимаем равной 4 м; $h_{\text{геом}}$ - геометрическая высота подъема, принимая на 0,5 м больше высоты ступени абсорбера и его нижней части, т.е $0,5 + 11,4 + 0,6 = 15$ м.

11. Определяем потерянный напор на нагнетательной линии:

$$\Delta h_{\text{пот.нап.}} = \frac{\lambda_m \cdot l_{\text{нап.}}}{d_T} + \sum \xi_{\text{н.л.}} \cdot \frac{w_{\text{в.ф}}^2}{2 \cdot g} \quad (71)$$

$$\Delta h_{\text{пот.нап.}} = \frac{0,0227 \cdot 17,956}{0,125} + 2,902 \cdot \frac{1,787^2}{2 \cdot 9,81} = 1,003 \text{ м}$$

12. Определяем общие потери напора:

$$\Delta h_T = \Delta h_{\text{пот.вс.}} + \Delta h_{\text{пот.нап.}} \quad (72)$$

$$\Delta h_T = 0,274 + 1,003 = 1,277 \text{ м}$$

13. Определяем напор, создаваемый насосом.

Пренебрегаем гидравлическим сопротивлением абсорбера и теплообменников, установленных на нагнетательной линии. Тогда:

$$h_{\text{нас.}} = \frac{P_a - P_0}{\rho_{\text{H}_2\text{O}} \cdot g} + h_{\text{геом.}} + \Delta h_T \quad (73)$$

$$h_{\text{нас.}} = \frac{150,3 \cdot 10^3 - 101,3 \cdot 10^3}{994,4 \cdot 9,81} + 13,956 + 1,277 = 20,256 \text{ м}$$

14. Определяем мощность, потребляемую насосом:

$$N_{\text{нас}} = \frac{L_{\text{H}_2\text{O}} \cdot h_{\text{нас.}} \cdot g}{10^3 \cdot \eta} \quad (74)$$

$$N_{\text{нас}} = \frac{21,8 \cdot 20,256 \cdot 9,81}{10^3 \cdot 0,6} = 7,22 \text{ кВт}$$

где η – коэффициент полезного действия насоса, равный 0,6 [8].

В соответствии с расчетами, взамен старых энергоемких и сложных по конструкции насосов марки НК,

выбираем центробежные герметичные насосы марки: 2ЦГ25/50-5-4 со следующими характеристиками в оптимальных условиях работы : Q= 25 м³/ч; H= 50 м. ст.жидкости; мощность встроенного электродвигателя N=5кВт.

Конструкция нового насоса представлена на приложении 7.

Таблица 8 – Экономия электроэнергии при замене насосов

№ п/п	Тех. №	Марка существующего насоса	Производительность $Q_{сущ.}$ насоса, м ³ /ч	Напор сущ. насоса м.ст.ж.	Мощность электродвигателя, кВт/ч	Требуемая производительность $Q_{по}$ технологии, м ³ /ч	Требуемый напор насоса по технологии, м.ст.ж.	Марка насоса для замены	Производительность нового насоса, м ³ /ч	Напор нового насоса, м.ст.ж.	Мощность электродвигателя нового насоса, кВт/ч	Стоимость киловатта, руб.	Экономия, кВт/ч	Экономия, руб.	Годовой пробег, часов	Экономия в год, руб.
a	b	c	d	e	f	g	h	i	j	k	l	m	n	o	p	q
1	16/1	НК200/120	105	53	32	8-13	30-40	2ЦГ25/50	25	50	5	2,5	27	81	4000	270000
2	16/2	НК200/120	105	53	32	8-13	30-40	2ЦГ25/50	25	50	5	2,5	27	81	4000	270000
3	27/1	НК65/35	40	260	50	8-13	30-40	2ЦГ25/50	25	50	5	2,5	45	135	4000	450000
4	27/2	НК65/35	40	260	50	8-13	30-40	2ЦГ25/50	25	50	5	2,5	45	135	4000	450000

Экономия кВт $e-l=n$, экономия в рублях в час $n \cdot m=o$, экономия в год в рублях $p \cdot o=q$

Общая сумма экономии в рублях при замене насосов 1440000р.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

При замене массообменных устройств с туннельных тарелок на колпачковые и демонтажем змеевиков захлаживания рассола (абсорбция будет проводится не при 7–10°C, а при 12–22°C качество абсорбции при этом не меняется), степень извлечения повышается с 84 до 96%, расходные нормы на холод снижаются на 1032 Гкал/год. Экономия составляет 2580000р/год. Снижение сроков простоя в ремонте сокращается с 90 дней до 25 дней. В результате этого добьемся исключения внеплановых отказов в работе колонны–абсорбера в результате исключения разгерметизации змеевиков охлаждения. Снижаются потери отдувок сжигаемых на факельном хозяйстве с 77,76т. до 21,6т. что дает экономию 932255р.

При замене туннельных тарелок на колпачковые, добьемся снижение веса колонны на 6,631т. В результате этого снижаем нагрузку на фундамент, повышаем устойчивость колонны к ветровой нагрузке.

При замене насосного оборудования с марок НК 200/120–70 и НК 65/35–240 на 2ЦГ25/50–5-4, мы добьемся экономии электроэнергии в 576000 кВт/год, что составляет 1440000 рублей в год. Так же снизятся затраты на запасные части, техническое обслуживание и ремонт.

При этом вентиляционная система ВС–53 в связи с ненужностью подлежит демонтажу. В результате этого выбросы в атмосферу сократятся на 60000000 метров кубических в год.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

- 1.Адельсон, С.В., Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии / Москва Государственное научно-техническое издательство нефтяной и горно-топливной литературы – 1963 – С 305.
2. Александров, И.А., Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей / Ленинград, Химия – 1975 – С 320.
3. Александров, И.А., Перегонка и ректификация в нефтепереработке / Москва, Химия – 1981 – С 352.
- 4.Астахов, Е., Повесть долгих лет /Куйбышевское книжное издательство – 1988 – С.214.
- 5.Айнштейн, В.Г., Захаров, М.К., Носов, Г.А.,Общий курс процессов и аппаратов химической технологии, книга 1 / Москва Химия – 1999 – С 888.
- 6.Айнштейн, В.Г., Захаров, М.К., Носов, Г.А., Общий курс процессов и аппаратов химической технологии, книга 2 гл.11 / «Высшая школа» – 2002 – С 907-945.
- 7.Багатуров, С.А., основы теории и расчета перегонки и ректификации / Москва, Химия – 1974 – С 440.
- 8.Бекиров, Т.М., Ланчаков, Г.А., Технология обработки газа и конденсата / Москва, ООО «Недра-бизнесцентр – 1999 – С 596.
- 9.Бекиров, Т.М., Первичная преработка природныз газов / Москва, ООО «Недра-бизнесцентр – 1987 – С 256
- 10.Берлин, М.А., Гореченков, В.Г., Волков, Н.П., Переработка нефтяных и природных газов /Москва Химия – 1981 – С 472.
- 11.Варгафтик, Н.Б., Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – Москва, Наука – 1972 – С 720.
- 12.Вихман, Г.Л., Круглов, С.А. Основы конструирования аппаратов и машин НПЗ. / Москва, Машиностроение –1978. – С 324.

- 13.Владимиров, А.И., Щелкунов, В.А., Круглов, С.А., Основные процессы и аппараты нефтегазопереработки (краткий справочник) / Москва, Нефть и газ – 1996 – С 812.
- 14.Гельперин, Н.И.,Основные процессы и аппараты химической технологиикнига 2 гл.10 / Москва Химия – 1981 – С 812.
- 15.ГОСТ 32601–2013 (ISO 13709:2009), Межгосударственный стандарт, Насосы центробежные для нефтяной, нефтехимической и газовой промышленности / ФГУП «СТАНДАРТИНФОРМ» – 2015 – с 185.
- 16.Дытнерский, Ю.И., Пособие по проектированию "Основные ПАХТ", 2–е издание, переработанное и дополненное / Москва, Химия – 1983. –С 272
- 17.Дытнерский, Ю.И., Процессы и аппараты химической технологии, ч.2 / Химия – 1995 – С 368.
- 18.Игнатович, Э., Химическая техника, Процессы и аппараты / Москва Техносфера – 2007 – С 656.
- 19.Идельчик, И.Е., Справочник по гидравлическим сопротивлениям / Москва, Машиностроение – 1976 – С 560.
- 20.Иоффе, И.Л., Проектирование процессов и аппаратов химической технологии / Ленинград, Химия – 1991 – С 352.
- 21.Капустин, В.М., Кукес, С.Г., Берглусини, Р.Г., Нефтеперерабатывающая промышленность США и бывшего СССР / Москва, Химия – 1995 – С 304.
- 22.Касаткин, А.Г., Основные процессы и аппараты химической технологии / Москва, Госхимиздат – 1961 – С 816.
- 23.Кафаров, В.В., Основы массопередачи: системы газ-жидкость, пар-жидкость, жидкость-жидкость / Москва, Высшая школа – 1979 – С 439
- 24.Кельцев, Н.В., Основы абсорбционной техники / Москва, Химия – 1984 – С 591.
- 25.Колонные аппараты, каталог ВНИИнефтемаш / Москва, ЦИНТИхимнефтемаш – 1992 – С 26.

26. Кузнецов, А.А., Кагерманов, С.М., Судаков, Е.Н., Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности, / Издательство «Химия» – 1966– С 336.

27. Кузнецов, А.А., Судаков, Е.Н., Расчеты процессов и аппаратов переработки углеводородных газов / Москва, Химия, – 1983– С 224.

28. Кутателадзе, С.С., Стырикович, М.А., Гидродинамика газожидкостных систем / Москва, Энергия – 1976 – С 296.

29. Ляцинский, А.А., Толчинский, А.Р., "Основы расчета и конструирования химической аппаратуры" / Москва Физматгиз – 1970 .–С 725.

30. Мановян, А.К., Технология первичной переработки нефти и природного газа / Москва, Химия – 1999 – С 568.

31. Молоканов, Ю.К., Процессы и аппараты нефтегазопереработки / Москва, Химия – 1980 – С 408.

32. Мухленов, И.П., Теоретические основы химической технологии ч.1 / Москва Высшая школа – 1984 – С 255.

33. Николаев, В.В., Бусыгина, Н.В., Бусыгин, И.Г., Основные процессы физической и физико-химической переработки газа / Москва, ОАО «Издательство Недр» – 1998 – С 184.

34. ОСТ 26–01–66–86, Тарелки колпачковые стальных колонных аппаратов / 1986г. – С 31.

35. Павлов, К.Ф., Романков, П.Г., Носков, А.А., Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / Ленинград, Химия – 1976 – С 552.

36. Перельгин, О.А., Доронин, В.Н., Гайнулин, М.Г., / Москва, Машиностроение – 1989 – С 368.

37. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З., Процессы и аппараты химической технологии / Москва, Государственное научно техническое издательство химической литературы – 1962 – С 845.

38.Поникаров, И.И., Перельгин, О.А., Доронин, В.Н., Гайнуллин, М.Г.,
Машины и аппараты химических производств: Учебник для вузов по
специальности "машины и аппараты химических производств и предприятий
строительных материалов" / Москва, Машиностроение – 1989. – С 368.

39.Производственная инструкция ПИ–Д–3–03–14по обслуживанию
установки абсорбции десорбции отдувок бутадиена /ООО «Тольяттикаучук»,
уст. Д–3–5 – 2014 – С 112.

40.Производственная инструкция ПИ–Д–3–04–12 по обслуживанию
установки ректификации бутадиена возврата / ООО «Тольяттикаучук», уст.
Д-3-5 – 2014 – 1С 111.

41.Производственная инструкция ПИ-Д-3-05-10 по обслуживанию
системы ректификации бутилен бутадиеновой фракции разработана уст. Д–
3–5 ООО «Тольяттикаучук» – 2012 – С 79.

42.Рабинович, Г.Г., Рябых, П.М., Хохряков, П.А.,Расчеты основных
процессов и аппаратов нефтепереработки / Москва, Химия – 1979 – С 568.

43.Рамм, В.М., Абсорбция газов / Москва, Химия – 1976 – С 656.

44.Синайский, Э.Г., Разделение двухфазных многокомпонентных
смесей в нефтегазопромысловом оборудовании / Москва, недра – 1990 – С
272.

45.Соколов, В.Н., Машины и аппараты химических производств,
Ленинград, Машиностроение, 1982. – 384с.

46.Соколов, Р.С., Химическая технология / Москва изд. ВЛАДОС –
2000 –С 443.

47.Судаков, Е.Н., Расчеты основных процессов и аппаратов
нефтепереработки / Москва, Химия – 1979 – С 568.

48.Скобло, А.И., Молоканов, Ю.К., Владимиров, А.И., Щелкунов, В.А.
Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: Учебник для
вузов 3-е изд. / Москва: ООО «Недра-Бизнесцентр» – 2000 – С 677.

49.Танаторов, Р.А., Ахметшина, М.Н., Фасхутдинов, Р.А., Технологические расчеты установок переработки нефти / Москва, Химия – 1987 – С 352.

50.Таранова, Л.В., Расчет тарелок ректификационных колон методические указания к практическим занятиям по дисциплине «Машины и аппараты химических производств» / Тюмень, ТГУ – 2004 – С 127.

51.Тимонин, А.С. "Основы конструирования и расчета технологического и природоохранного оборудования" / Москва – 2002 – С 135.

52.Технологический регламент ТР-Д-3-Д-4-34-12 / ООО «Тольяттикаучук» – 2012 – С480.

53.Ульянов, Б.А., Бадеников, В.Я., Ликучёв, В.Г., Процессы и аппараты химической технологии в примерах и задачах / Издательство Ангарской технической академии – 2006 – С743.

54.Федеральный закон №96 «Об охране атмосферного воздуха».

55.Федеральный закон №7 «Об охране окружающей среды».

56.Федеральные нормы и правила в области промышленной безопасности "Общие правила взрывобезопасности для взрывопожароопасных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств», утвержденные ФСЭТиАН (Ростехнадзор) приказом №96 от 11 марта 2013г.

57.Эгнатович, Э., Химическая техника. Процессы и аппараты / Москва Техносфера – 2007 – С 656.

58.Флореа, О, Смигельский, О, Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии, перевод с румынского Хаинский З.М. под редакцией Кагана С.З./ Москва «Химия» – 1971 –С 448.

59.Интернет ресурс <http://www.sibur.ru/tk/about/>

60.Интернет ресурс <http://www.findpatent.ru/patent/116/1162777.html>