

Тольятти 2016

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
Тольяттинский государственный университет

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

Зав. кафедрой «РПиР

_____ М.В Кравцова

(подпись)

(И.О. Фамилия)

«____» _____ 20__ г.

ЗАДАНИЕ

на выполнение бакалаврской работы

Студент: Кириллов Максим Владимирович

1. Тема: «Совершенствование процесса получения циклогексана из бензола с целью ресурсосбережения на ОАО «КуйбышевАзот»
2. Срок сдачи студентом законченной выпускной квалификационной работы
04.06.2016
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Постоянный технологический регламент № ТР-22 Б получения циклогексанона цеха № 22 производства капролактама
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов, разделов)
– Анализ существующей технологической схемы на ОАО «КуйбышевАзот»
– Модернизация существующей технологической схемы на ОАО «КуйбышевАзот»
5. Дата выдачи задания 16.03.2016г.

Руководитель бакалаврской
работы

Задание принял к исполнению

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

_____ М.В. Кириллов
(подпись) (И.О. Фамилия)

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
Тольяттинский государственный университет

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

Зав. кафедрой «РПиР»

_____ М.В.Кравцова

(подпись)

(И.О. Фамилия)

«_____» _____ 20__ г.

**КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
выполнения выпускной квалификационной работы**

Студента: Кириллова Максима Владимировича

по теме: Совершенствование процесса получения циклогексана из бензола с целью ресурсосбережения на ОАО «КуйбышевАзот»

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	15.05.2016			
Анализ существующей технологической схемы на ОАО «КуйбышевАзот»	17.05.2016			
Модернизация существующей технологической схемы на ОАО «КуйбышевАзот»	21.05.2016			
Заключение	30.05.2016			

Руководитель бакалаврской работы

_____ (подпись)

Е.П. Загорская

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____ (подпись)

М.В Кириллов

(И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Бакалаврскую работу выполнил: Кириллов. М.В

Тема работы: «Совершенствование процесса получения циклогексана из бензола с целью ресурсосбережения на предприятий ОАО «КуйбышевАзот»»

Научный руководитель: Загорская Е.П.

Цель бакалаврской работы - исследование и совершенствование установки гидрирование бензола экономически эффективных технологических решений для увеличения производительности циклогексана.

Краткие выводы по бакалаврской работе: В работе было проанализировано состояние установки гидрирование бензола на ОАО «КуйбышевАзот», и разработано технологическое решение по увеличению производительности циклогексана на предприятий ОАО «КуйбышевАзот».

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

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи, объект и предмет исследования. В первой главе проанализирована существующая установка на ОАО «КуйбышевАзот». Во второй главе разработано технологическое решение по усовершенствованию установки гидрирования бензола на ОАО «КуйбышевАзот».

Структура и объем работы. Работа состоит из введения, 5 глав, заключения, списка литературы из 60 источников. Общий объем работы, без приложений 64 страниц машинописного текста, в том числе таблиц – 11, рисунков-2.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	6
ГЛАВА 1. ОАО «КУЙБЫШЕВАЗОТ»	8
1.1. Расположение и краткая характеристика	9
ГЛАВА 2. ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ	13
2.1. Отделение гидрирования бензола кор. 904	13
ГЛАВА 3.РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ	19
3.1. Тепловой расчет и тепловой баланс ректора гидрирования	23
3.2. Технологический и конструктивный расчет	27
3.3. Расчет вспомогательного аппарата	35
ГЛАВА 4. ТЕХНИКА БЕЗОПАСНОСТИ ОХРАНА ТРУДА	45
4.1.Характеристика продуктов по огневзрывоопасности и токсичности	45
4.2. Категория производства по пожаровзрывоопасности	46
4.3. Мероприятия по ТБ и охране труда	47
ГЛАВА 5. ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ	58
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	60
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	61

ВВЕДЕНИЕ

Установка гидрирования бензола с получением циклогексана является начальной стадией производства капролактама.

Первичным промежуточным продуктом окислительной схемы производства капролактама является циклогексан, который получается преимущественно гидрированием бензола. Циклогексан содержится в большинстве нефтей в количестве от 0,3 до 1% , однако препятствием для использования «нефтяного» циклогексана в промышленности органического синтеза является сложность его выделения. В литературе описаны различные методы выделения циклогексана: экстрактивная дистилляция с фенолом[31],комбинированный метод, включающий дистилляцию, экстрактивную дистилляцию и дробную кристаллизацию [32] комплексообразование с тиокарбамидом [33] и другие [34]. Все они непригодны для создания промышленного производства циклогексана. Основным методом получения циклогексана является окислительный метод, основанный на гидрировании бензола. Проектная мощность по циклогексану обеспечивает выпуск капролактама

В мировом производстве капролактама преобладают методы, в которых в качестве сырья используется бензол, доминирует окислительная схема , превосходящая по выпуску продукции фотохимическую более чем в 9 раз. Преимущество окислительной схемы подчеркивается тем, что в период 1970-1976 гг. новые установкистроили преимущественно на базе этой схемы 110 000 тонн в год и товарного циклогексанона 10 000 тонн в год при 8000 часов работы в год. Достигнутая мощность по циклогексану обеспечила выпуск капролактама 128000 тонн в год [40].На сегодняшний день промышленный выход получи схемы:

Фенольная схема включает стадий: гидрирование фенола, последующая ректификация циклогексанола и его дегидрирование, ректификационная

очистка циклогексанона, его оксимирование под действием гидроксиламинсульфата, изомеризация оксима в капролактамы и очистка последнего.

Окислительная схема включает: гидрирование бензола, окисление циклогексана, разделение продуктов окисления с выделением циклогексанона и циклогексанола, превращение циклогексанона в циклогексаноноксима, изомеризация оксима в капролактамы.

Фотохимическая схема: гидрирование бензола в циклогексан, фотохимическое нитрозирование циклогексана, изомеризацию циклогексаноноксима в капролактамы и его очистку. К этой схеме требуется спецоборудование такие как лампы излучателей.

Толуольная схема включает окисление толуола в бензойную кислоту, гидрирование последней циклогексанкарбоную кислоту, нитрозирование с образованием капролактама-сырца, синтез нитрозилсерной кислоты и очистку полученного продукта. Некоторые из этой стадий не селективны. Преимущественное развитие окислительной с середины 60-х годов объясняет по всей видимости, ее превосходством по сумме технико-экономических показателей [35].

В данной выпускной квалификационной работе рассмотрим окислительную схему.

ГЛАВА 1 ХАРАКТЕРИСТИКА ОАО «КУЙБЫШЕВАЗОТ»

ОАО «Куйбышевозот», расположенное в городе Тольятти Самарской области,-одно из ведущих предприятий российской химической промышленности.

Основные направления производственной деятельности и производственные мощности. Компания имеет диверсифицированную структуру бизнеса и осуществляет свою деятельность по 3 основным направлениям: производство и реализация продуктов органической химии (капролактама, циклогексанона, циклогексана), химии полимеров (полиамид-6, техническая нить, кордная ткань, инженерные пластики) и неорганической химии (аммиак, азотные удобрения, технологические газы). Полный ассортимент продукции насчитывается более 20 наименований. Предприятие имеет развитую транспортную и энергетическую инфраструктуру, собственные проектные и ремонтные службы.

ОАО «Куйбышевозот» входит в десятку крупнейших производителей капролактама в мире и занимает по его выпуску первое место в РФ.

В 2003- 2004 гг. компания завершила первый этап одного из крупнейших инвестиционных проектов в своей истории – осуществила проект организации процесса переработки собственного капролактама, построив и пустив в эксплуатацию не имеющей аналогов в современной России производственный комплекс по выпуску полиамида-6, высокопрочной технической нити и кордной ткани.

Доля ОАО «Куйбышевозот» в отечественном производстве полиамида-6 составляет 21%.

«Куйбышевозот»-единственное предприятие в России, которое вырабатывает высокопрочную техническую нить и кордную ткань на ее основе.

По объему выпуска аммиака и азотных удобрений «Куйбышевозот» входит в десятку крупнейших предприятий отечественной азотной промышленности.

Компания выпускает 5% азотных удобрений в РФ, в том числе: 4,2% карбамида, 5,5% аммиачной селитры и 45,9% сульфата аммония (среди производителей химической отрасли).

Высокий технический потенциал позволяет предприятию на протяжении последних лет занимать лидирующее положение по коэффициенту загрузки мощностей в общероссийском производстве капролактама. По азотным удобрениям этот показатель выше среднеотраслевого по России [26].

1.1 Расположение и краткая характеристика

ОАО «КуйбышевАзот» находится в г. Тольятти ул. Новозаводская 6.

Площадка предприятия располагается в составе предприятий Северного промышленного узла Центрального района г. Тольятти, в двух километрах северо-восточнее городских кварталов.

Северный промышленный узел г. Тольятти – это предприятия: ООО «Химзавод», ОАО «КуйбышевАзот», ОАО «ВТГК» Филиал «Тольяттинская ТЭЦ», ООО «Тольяттикаучук», ОАО «Волгоцеммаш», ООО «Тольяттинский Трансформатор», ОАО «ТЗТО». На северо-востоке в 4,5 км от него находится д. Васильевка, в 3,0 км севернее проходит автотранспортная магистраль, в 2,5 км на юго-запад – жилая зона города.

В составе ОАО «КуйбышевАзот» - отдельные площадки объектов соцкультбыта – санатория-профилактория «Ставрополь», базы отдыха «Подснежник», яхт-клуба «Дружба», агрохимической базы «Подбельская».

Площадь территории основной промплощадки - 283,18 га, санитарно-защитной зоны (СЗЗ) – 3,32 га[52].

Количество работающих на предприятиях составляет. – 5100 человек, в т.ч. 4450 человек работает по сменному графику, 1050 – в дневную смену.

1.2 Производимая продукция

Капролактамы ГОСТ 7850-86 Перманганатное число не менее 10000. Перманганатный индекс 4. Содержание летучих оснований - не более 0,4

ммоль/кг; t кристаллизации - не менее 68,8оС. Применение: Для производства синтетических волокон, полиамидных смол и инженерных пластиков

Сульфат аммония ТУ 113-03-10-18-91 Массовая доля азота не менее 21%. Применение : в качестве азотного удобрения.

Карбамид ГОСТ 2081-92 Массовая доля азота не мене 46%. Применение: В производстве пластмасс, клеев, смол, в сельском хозяйстве в качестве удобрения и в животноводстве.

Аммиак жидкий технический ГОСТ 6221-90 Массовая доля аммиака не менее 99,6%. Применение: Для производства азотной кислоты, карбамида, аммиачной селитры, сложных минеральных удобрений, в качестве удобрения, а также в холодильной технике.

Удобрения жидкие азотные (КАС) ТУ 113-03-629-90 Массовая доля азота 28%, 30%, 32%.

Циклогексанон технический ГОСТ 24615-81 Массовая доля циклогексанона не менее 99,7 %. Применение: Для органического синтеза, в качестве растворителя.

Циклогексан технический ГОСТ 14198 - 78 Массовая доля примесей, не более 0,1%. Применение: Для производства изомеров для химических волокон и в качестве растворителя.

Капролон В (полиамид 6 блочный) ТУ 6-05-988-87. Применение: Как конструкционный материал при изготовлении деталей машиностроения.

Полиамид-6 ОСТ 6-06-С9-93 Относительная вязкость 2,4-3,6, возможна до 4,0. Применение: Для производства конструкционных пластиков, пищевых пленок, текстильной, технической нити и нити для кордных тканей.

Полиамид-6 вторичный ТУ 6-13-3-88 Относительная вязкость 2,4-3,4 Массовая доля экстрагируемых веществ не более 3% Массовая доля влаги не более 3%. Применение: Применяется для производства конструкционных и литьевых деталей неответственного назначения.

Высокопрочная техническая нить 94, 144, 187 текс удельной разрывной нагрузкой не менее 85 сН/текс. Применение: Для производства кордной ткани и резино-технических изделий.

Кордная ткань 30/302 КНТС, 22/222 КНТС. Применение: в качестве армирующего материала в шинной промышленности.

Аргон жидкий ГОСТ 10157-79 Объемная доля аргона не менее 99,98%. Применение: При сварке, резке и плавке металлов, при рафинировании металлов в металлургии.

Аммиак водный технический ГОСТ 9-92 Массовая доля аммиака не менее 25%. Применение: В сельском хозяйстве как азотное удобрение.

Масло ПОД очищенное ТУ 2433-016-00205311-99. Применение: Сырье для лакокрасочной промышленности, синтетических смол и др.

Ингибитор коррозии для нефтедобычи «ВОЛГА-1» ТУ 2458-003-00205311-95 Защитное действие не менее 85%. Применение: Для защиты нефтепромыслового оборудования от коррозии.

Щелочной сток производства капролактама ТУ 113-03-488-84 Массовая доля натриевых солей органических кислот (в пересчете на адипинат натрия) 18-36 %. Применение: В качестве компонента бетонных смесей, керамзита, гипса, при обработке угля, руды, песка для предотвращения смерзания и пыления.

Растворитель СФПК ТУ 2433-017-00205311-99. Применение: Сырье для производства ингибиторов коррозии, растворителей и др.

Кислород технический жидкий и газообразный ТУ 2114-004-00205311-96. Применение: В технических целях.

Азот ТУ 2114-037-00205311-2008 Объемная доля азота не менее 99,999%. Применение: Для создания инертной атмосферы при производстве, хранении и транспортировании легко окисляемых продуктов, при высокотемпературных процессах обработки металлов, как хладагент.

1.3 Характеристика производственных, санитарно-бытовых, административных помещений

На территории предприятия расположены:

- основные производственные цеха (те которые непосредственно заняты изготовлением, какого либо химического продукта);
- вспомогательные цеха (к ним относятся транспортный, ремонтно-механический цеха, комбинат питания, пожарная часть, медсанчасть и др.);
- административные цеха.

Основные требования к составу объектов предусматриваются в зависимости от группы производственных процессов предприятия, которые определяются их санитарной характеристикой, с учётом общей численности и квалификационного состава работающих.

Бытовое обслуживание разработано на основании действующих норм и в соответствии со списочным составом рабочих. На территории каждого из цехов предусмотрены комнаты отдыха рабочих.

Доставка на место работы рабочего персонала предусмотрена автотранспортом предприятия [52]

Цех №22 расположен в Санитарно-бытовых помещения цеха располагаются.

Гардеробные размещены на втором этаже. Они оборудованы металлическими шкафами для закрытого хранения домашней и рабочей одежды, умывальниками, душевыми помещениями. Максимальное расстояние от гардеробных до рабочих мест не превышает 200 метров.

ГЛАВА 2 ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ

2.1 Отделение гидрирования бензола кор.904цеха.

Бензол по обогреваемому трубопроводу поступает с базисного склада на всас центробежного насоса поз. Н-102 с давлением не менее 0,25 МПа(2,5 кг/см). Понижение давления бензола на входе ниже 0,25 МПа сигнализирует. Количество поступающего бензола замеряется диафрагмой поз.FR- 104.

На пусковой период и в холодное время года схемой предусмотрено циркуляция бензола, поступающего с базисного склада в линию некондиционного циклогексана из отделений гидрирования на базисный склад в емкость поз. Е- 29.Далее бензол в количестве не более 8,0 м/ч насосом поз. Н-102 подается в трубное пространство теплообменника поз. Т-103, где происходит испарения бензола и смешение его с циркуляционным газом и свежим водородом (один насос работает на два агрегата). Расход бензола на каждый агрегат замеряется диафрагмой и поддерживается постоянно при помощи регулятора, который установлен на линии нагнетания насоса поз. Н-102.

Свежий водород в отделений гидрирования поступает с водородной установки «Линде», установки аргона или водорода с давлением 2,1-2.4 МПа(21-24 кг/см). На межцеховом трубопроводе водорода, на входе в отделение установлен дистанционно управляемый с ЦПУ электровентиль сигнализаций положение открато-закрыто.

Расход свежего водорода, поступающего в отделение, замеряется и суммируется.

Циркуляция газа в смесителе осуществляется поршневыми компрессорами поз. В-112.Для предотвращения конденсаций бензола вследствие изменения его парциальное давление осуществляется контроль за количеством циркуляционного газа. С этой целью предусмотрена блокировка с отсекающими на линии бензола при падений давления во всасывающей линии циркуляционных компрессоров ниже 1,4 МПа(14 кг/см).

Давление в отделении гидрирования регулируется сбросом отдувочного газа через клапан PRK/104, расходом свежего водорода FRK-180. Предусмотрена подача водорода из отделения дегидрирования кор.707 через отделение компрессии кор.911 с давлением не менее 2,0МПа(20 кг/см) в линию нагнетания циркуляционных компрессоров поз.В-112 на смещение циркуляционным газом.

Циркуляционный газ и свежий водород поступают на смещение с бензолом в трубное пространство теплообменника поз. Т-103. В теплообменнике поз. Т-103 испарение бензола, нагрев паров бензола и циркуляционного газа (исходной смеси) происходит в трубном пространстве за счет тепла реакционной смеси, поступающей из реактора поз. Р-108 в межтрубное пространство теплообменника. Из подогревателя поз. Т-103 исходная смесь поступает в паровой подогреватель поз. Т-104, где происходит нагрев его до температуры 130- 160 С за счет подачи в межтрубное пространство греющего пара давление $P = 0,9$ МПа(9 кг/см). Температура исходной смеси после подогревателя поз Т-104 поступает в расширительный сосуд деаэрационной установки К-120.

Температура исходной смеси (водород +бензол) после парового подогревателя поз. Т-104 является важным параметром, т.к она характеризует агрегатное состояние бензола- паровое.

Отклонение от оптимальной температуры сигнализирует (максимум 160 С и минимум 130 С). Далее исходная смесь поступает в трубчатый реактор поз. Р - 107.

При переработке бензола с содержанием сернистых соединений более 1,5 ppm предусмотрена колонна форконтакта поз. К- 105, где на цинк-медным катализаторе сырье очищается от сернистых соединений. Очищенная смесь (содержание серы менее 0,00001%) поступает в реактор гидрирования. Очистка бензола и водорода от сернистых соединений происходит при температуре 130-160 С и давление 1,8-2,0МПа(18-20 кг/см).

Из колонны форконтакта поз. К-105 смесь поступает вначале в основной реактор поз. Р-107, а затем в ректор поз. Р-108.

Реактор поз. Р-107-трубчатый. Объем никельсодержащего катализатора 2,8 м³. Объем разбавителя около 2,5 м³.

Реактор поз. Р-108-засыпного типа. Объем никельсодержащего катализатора 4м³. В реакторе поз. Р-108 загружается никелевой или никель-хромовый катализатор без разбавителя. Количество никельсодержащего катализатора в реакторах поз. Р-107 и Р-108 составляет 6,8 м³.Этого количества катализатора достаточно для работы агрегата гидрирования сроком не менее 1 года. Длительный срок службы катализатора достигает благодаря тщательной очистке сырья от соединений серы. По способу Французкого института нефти работает 10 установок суммарной мощностью 650 тыс.т/год[36].

Процесс гидрирования бензола происходит в паровой фазе при температуре не более 230 С в ректоре поз. Р-107, при температуре не более 230 С в реакторе поз. Р-108, давление не более 2,0МПа (20 кг/ см) на стандартном никеле – хромовом катализаторе или никелевым. Наиболее часто применяются никелевые катализаторы на носителях: кизельгуре, окиси алюминия, окиси хрома и др.[15].

В трубчатом ректоре поз. Р-107 гидрирование бензола загружается около 40% от общего количества катализатора что обеспечивает, не менее, чем на 98%, во втором реакторе поз. Р-108 колонного типа загружается остальное количество катализатора здесь превращение бензола достигает около 99,9%.

Объемная скорость в ректоре поз. Р-107 составляет 2л. жидкого бензола на 1литр катализатора в час. Общая объемная скорость по бензолу составляет 0,6-0,8л бензола на один литр катализатора в час, что практически обеспечивает полное превращение бензола в циклогексан.

Процесс гидрирования бензола протекает с выделением тепла 50ккал/моль.

Для поддержания оптимальной температуры в зоне реакций требуется обеспечить постоянный отвод тепла. Тепло реакций в реакторе поз. Р-107 снимается испаряющимся в межтрубном пространстве конденсатом.

Конденсат в межтрубное пространство реактора поступает из сепаратора поз. С-119, уровень в котором поддерживается автоматически, подачей конденсата от насоса поз. Н-124 через клапан, установленный на линии нагнетания насоса.

На два агрегата гидрирования установлен один рабочий и один резервный насос поз. Н-124. Паро-конденсатная смесь из межтрубного пространства реактора поз. Р-107 направляется в сепаратор поз. С-119, где происходит отделение пара от циркулирующего конденсата.

Циркулирующий конденсат поступает по опукным трубам в межтрубное пространство реактор поз. Р-107, а пар собирается в общий коллектор пара с давлением 0,4МПа(4кг/см) и выдается в сеть завода.

Пар 0,9МПа(9кг/см) из коллектора используется в подогревателях поз. Т-104. Испаритель поз. Т-144 и подается в виде острого пара деазрационную установку поз. К-120. Температура в зоне реакций реактора поз. Р-107 регулируется изменением давления пара сепараторе поз.С-119, а следовательно и температуру паро- конденсата смеси в межтрубном пространстве реактора, с помощью клапана, установленного на трубопроводе выдачи реакционного пара в общий коллектор.

В зависимости от режима реакционного узла давление в сепараторе поз. С-119 может быть изменено в пределах от 0,5МПа(5кг/см) до 0,7МПа(7кг/см). Сепаратор снабжен сигнализатором минимального (30%) уровня конденсата. Для постоянного контроля за качеством пара предусматривается автоматический анализ его содержания горючих. Пар, отбираемый на анализ, охлаждается и конденсируется захоложенной водой в холодильнике поз. Т-172. Конденсат и газовая фаза поступают далее в сепаратор поз. Е-175, а газовая фаза поступает в смеситель поз.Х-174 для смешивания с воздухом.

После смесителя газовая фаза засасывается автоматически газоанализатором для определения возможного присутствия горючих.

Для обеспечения более стабильного протекания реакций по высоте слоя катализатора в трубках реактора поз. Р-107 производится разбавление верхних и средних слоев катализатора инертными (негидрирующим) материалом. По высоте реактора поз. Р-107 осуществляется замер температуры парогазовой смеси с сигнализацией максимальной (240 °C) температуры.

В начале работы на свежем никель-хромовом катализаторе полное превращение бензола в циклогексан практически достигается в трубном пространстве реактора поз. Р-107.

По мере отравления никель – хромового катализатора сернистыми соединениями, степень превращения бензола в циклогексан в трубном пространстве поз. Р-108, о чем свидетельствует увеличение температуры на входе из последнего. Температура реакционной смеси после реактора поз. Р-108 регистрирует и сигнализируется повышение температуры свыше 240 °C.

Реакционная смесь (циклогексан и циркуляционный газ) из реактора поз. Р-108 поступает в межтрубное пространство теплообменника поз. Т-103. В случае нагрева исходной смеси в теплообменнике поз. Т-103 до температуры не более 150 °C, схемой предусмотрена подача реакционной смеси мимо теплообменника поз. Т-103 в количестве, необходимом для поддержания температуры исходной смеси не более 150 °C.

В теплообменнике поз. Т-103 реакционная смесь охлаждается, при этом происходит частичная конденсация циклогексана.

Дальнейшее охлаждение реакционной смеси до температуры не более 50 °C и конденсация циклогексана происходит в холодильнике – конденсаторе поз. Т-109, в трубное пространство которое подается охлаждающая вода.

Повышение температуры газо - жидкой смеси после холодильника поз. Т-109 до 50 °C сигнализируется.

Из холодильника-конденсатора поз. Т-109 газо-жидкая смесь направляется на разделение в сепарационную колонну поз. К-110, где жидкий циклогексан отделяется от циркуляционного газа.

Жидкий циклогексан из колонны поз. К-110 выводится в сборник – сепаратор поз. Е-129.

Уровень сепарационной колонны поз. К-110 поддерживается постоянно автоматически с сигнализацией максимального(20%) уровней.

Газовая фаза из К-110 поступает в холодильник Т-116. Газ охлаждается в холодильнике Т-116 до температуры 25 С за счет подачи него захоложенной(летом) или оборотной(зимой) воды.

Газ и сконденсированный циклогексан с температурой 25 С поступает на разделение в сепаратор С-117. Газовая фаза из С-117(циркуляционный газ) поступает на всас компрессора В-112. Циркуляционный компрессор В-112 обеспечивает циркуляцию газа в системе гидрирования. Циркуляционный газ из сепаратора поз. С-117, в котором отделяется основная часть жидкого циклогексана, с давлением 1,6-1,8МПа(16-18кг/см) и температурой не более 25 С поступает в сепаратор циклонного типа С-171 для дополнительного отделения содержащегося в циркуляционных газах циклогексан. Из сепаратора С-171 жидкий циклогексан самотеком поступает в колонну К-110, уровень С-171 замеряется. Из сепаратора С-171 газ поступает на всас компрессора В-112, в котором сжимается до давления не более 2,0МПа(20кг/см) и направляется в теплообменник поз. Т-103 для смешивания со свежим водородом и бензолом. Давление на всасе и нагнетании замеряется манометрами дистанционно выведено на щит ЦПУ. Расход циркуляционного газа замеряется диафрагмой и регистрируется на ЦПУ.

Жидкая фаза (циклогексан) из сепаратора С-117 присоединяется к основному потоку циклогексана из сепарационной колонны поз. К-110. [40].

ГЛАВА 3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

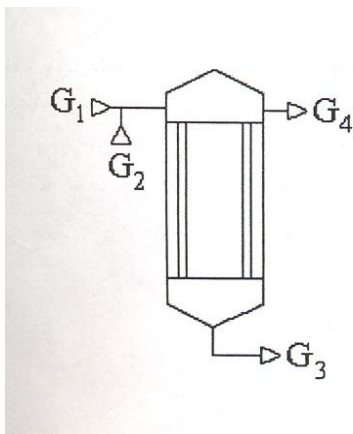


Рисунок 1 материальных потоков

G_1 - количество бензола,

G_2 - количество водорода,

G_3 - количество циклогексана,

G_4 - отдувочные газы дросселирования,

Материальный баланс: $G_1 + G_2 = G_3 + G_4$

Исходные данные:

Производительность установки.

$N = 75000$ т/год циклогексана

Исходное сырье:

- Водород технический, в том числе:

водород - 99,7% масс,

азот - 0,3% масс

100,0% масс.

- Бензол технический, в том числе:

бензол - 99,942% масс,

низкокипящие - 0,046% масс,

высококипящие - 0,012% масс,

сера - следы

100,0% масс.

3. Продукты реакций:

-Циклогексан технический, в том числе:

циклогексан	-99,909%масс,
бензол	- 0,005% масс,
азот	- 0,032% масс.
низкокипящие	- 0,043% масс,
высококипящие	- 0,011% масс.
	100,0% масс.

- Отдувочные газы дросселирования, в том числе:

циклогексан	- 23,035% масс,
водород	- 39,395% масс,
азот	- 37,57% масс
	100,0% масс.

4. Число дней на капитальный ремонт - 32.

Расчёт

1. Эффективный фонд времени работы установки:

$$(365 - 32) \cdot 24 = 7992 \text{ часов.}$$

2. Часовая производительность установки:

$$(75000 \cdot 1000) / 7992 = 9384.4 \text{ кг/ч}$$

3. Потери составляют 0,49%:

$$9384.4 \cdot 0,0049 = 46.0 \text{ кг/ч.}$$

4. Производительность установки с учётом потерь:

$$9384.4 + 46.0 = 9430.4 \text{ кг/ч}$$

5. Потери циклогексана с отдувочными газами дросселирования составляют 61,3 кг/ч.

Таблица 1- Состав и количество технического циклогексана

Компонент	% масс	кг/ч	кг/с
циклогексан	99,909	9384.4	2.6
бензол	0,005	0,5	0,00013
азот	0,032	3,0	0,0008
низкокипящие	0,043	4.0	0,0011
высококипящие	0,011	1,0	0,0003
	100,0	9393.0	2.602

Пример рассчитывается:

$$99,909 - 9384.4$$

$$100 - x$$

$$x = (100 * 9384.4) / 99,909 = 9393.0 \text{ кг/ч}$$

$$9393.0 \text{ кг/ч} / 3600 = 2.6 \text{ кг/с}$$

Таблица 2-Состав и количество отдувочных газов дросселирования

Компонент	% масс	кг/ч	кг/с
циклогексан	23,035	46.0	0,055
водород	39,395	78.7	0,022
азот	37,57	75.0	0,019
	100,0	199.7	0,096

Пример рассчитывается:

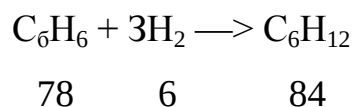
$$23,035 - 46.0$$

$$100 - x$$

$$x = (100 * 46.0) / 23,035 = 199.7 \text{ кг/ч}$$

$$199.7 \text{ кг/ч} / 3600 = 0,055 \text{ кг/с}$$

6. Расчёты по уравнению реакции:



Расход бензола:

$$78 - 84$$

$$x - 9430.4$$

$$x = (78 * 9430.4) / 84 = 8756.8 \text{ кг/ч}$$

Расход водорода:

$$6 - 84$$

$$x - 9430.4$$

$$x = (6 * 9430.4) / 84 = 6736.0 \text{ кг/ч}$$

7. Водород берут в избытке с расходным коэффициентом $k = 1,24$.

Тогда расход водорода составит:

$$6736.0 * 1,24 = 835.3 \text{ кг/ч}$$

Таблица 3 – Состав и количество технического водорода

Компонент	% масс	кг/ч	кг/с
водород	99,7	835.3	0,23
азот	0,3	2.513	0,0007
	100,0	837.8	0,2307

Пример рассчитывается:

$$99,7 - 835.3$$

$$100 - x$$

$$x = (835.3 * 100) / 99,7 = 837.8 \text{ кг/ч}$$

$$837.8 \text{ кг/ч} / 3600 = 0,23 \text{ кг/с}$$

Таблица 4- Состав и количество технического бензола

Компонент	% масс	кг/ч	кг/с
бензол	99,942	8756.8	2.434
низкокипящие	0,046	4.0	0,0011
высококипящие	0,012	1,1	0,0003
сера	следы		
	100,0	8761.9	2.435

Пример рассчитывается:

$$99,942 - 8756.8$$

$$100 - x$$

$$x = (100 * 8756.8) / 99,942 = 8761.9 \text{ кг/ч}$$

$$8761.9 \text{ кг/ч} / 3600 = 2.434 \text{ кг/с}$$

Таблица 5- Сводная таблица материального баланса

Приход			Расход		
Компонент	кг/ч	кг/с	Компонент	кг/ч	кг/с
1. Бензол технический	8761.9	2.435	1. Циклогексан технический	9393,0	2.602
2. Водород технический	837.8	0,2307	2. Отдувочные газы дресселирования	199.7	0,096
Всего	9599.7	2.6657	Всего	9592.7	2.698

3.1 ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС РЕАКТОРА ГИДРИРОВАНИЯ.

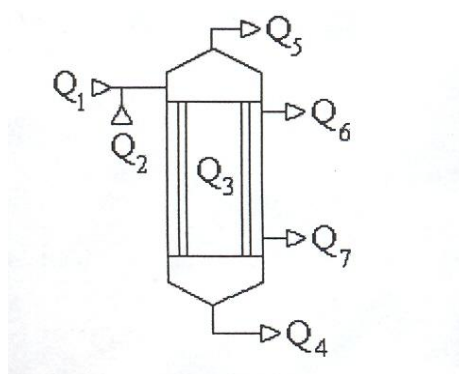


Рисунок 2 Тепловых потоков

Q_1 - тепло с бензолом,

Q_2 - тепло с водородом,

Q_3 - тепло реакции,

Q_4 - тепло с циклогексаном,

Q_5 - тепло с отдувочными газами,

Q_6 - тепло с паром,

Q_7 – теплопотери,

Тепловой баланс:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7 \quad (1)$$

Исходные данные:

1. Температура сырья 140°C
2. Температура циклогексана на выходе 230°C.
3. Температура отдувочных газов 230°C.
4. Теплоноситель (пар) выходит с давлением 0,7 Мпа (температура = 164°C).
5. Потери тепла составляет 5%.
6. Данные материального баланса.

Расчет.

1. Теплота с бензолом:

$$Q_{\text{сырья}} = Q_1 + Q_2$$

$$Q_1 = m_1 * c_1 * t_1;$$

$$c_1 = 0,35 \text{ ккал. / кг * град.} = 1472,4 \text{ Дж / кг * град.}$$

$$m_1 = 3,247 \text{ кг/с (материальный баланс, сводная таблица)}$$

$$t_1 = 140^\circ\text{C}$$

$$Q_1 = 2.435 * 1472,4 * 140 = 501941 \text{ Вт}$$

Тепло с водородом:

$$Q_2 = m_2 * c_2 * t_2; \quad (2)$$

$$m_2 = 0,311 \text{ кг/с (материальный баланс)}$$

$$t_2 = 140^\circ\text{C}$$

$$c_2 = C_p^\circ + 1000/\text{м}$$

$$C_p^\circ = a + b * T + C^1 / T_2$$

$$a, b, c^1 \text{ (2, таблица 2,3)}$$

$$T = 140 + 273 = 413 \text{ К}$$

$$C_p = 27,28 + 3,26 * 10^{-3} * 413 + ((0,5 * 10^5) / 413^2)) = \\ = 28,92 \text{ Дж/моль * град.}$$

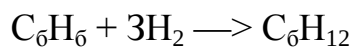
$$C_2 = 28,92 * 1000 / 2 = 14460 \text{ Дж/(кг * град.)}$$

$$M(\text{H}_2) = 2$$

$$Q_2 = 0.2307 * 14460 * 140 = 467029 \text{ Вт}$$

$$Q_{\text{сырья}} = 501941 + 467029 = 968970 \text{ Вт.}$$

2. Теплота реакции (Q_3):



$$\Delta H_{\text{обр}}^\circ \longrightarrow \sum \Delta H^\circ_{(\text{кОН.})} - \sum \Delta H^\circ_{(\text{исх.})}$$

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_{\text{C}_6\text{H}_6} - 3 \Delta H^\circ_{\text{H}_2}$$

$$\Delta H^\circ (2, \text{табл. 2,3}), (4, \text{табл. 8,1})$$

$$\Delta H^\circ = -123,14 - 82,93 - 3 * 0 = -206,07 \text{ кДж/моль}$$

$$-\Delta H = 206,07 \text{ кДж/моль}$$

$$Q_{\text{реак.}} = 1000 * (-\Delta H) * n_i$$

$$m_{\text{прев}}(\text{C}_6\text{H}_6) = m * \alpha = 2.435 * 0,98 = 2.386 \text{ кг/с}$$

$$\alpha (\text{C}_6\text{H}_6) = 98\% \text{ (по заводским данным)}$$

$$n = 2.386 / M(\text{C}_6\text{H}_6) = 2.386 / 78 = 0.0306$$

$$M(\text{C}_6\text{H}_6) = 78$$

$$Q_{\text{реак}} = 1000 * 206,07 * 0.0306 = 6305.742 \text{ кДж/с} = 6305742 \text{ Вт}$$

3. Общий приход тепла:

$$Q_{\text{сырья}} + Q_{\text{реак.}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 968970 + 6305742 = 7274712 \text{ Вт}$$

4. Теплотери в окружающую среду принимаем равными 5% от прихода тепла:

$$Q_7 = 7274712 * 0,05 = 363736 \text{ Вт}$$

5. Тепло с циклогексаном (Q_4):

$$Q_4 = m_4 * C_4 * t_4 \quad (3)$$

$$m_4 = 3,503 \text{ кг/с}$$

$$t_4 = 230^\circ\text{C}$$

$$C_4 = C_p^\circ * 1000/M$$

$$C_p^\circ = a + b * T + C * T^2$$

$$T = 230 + 273 = 503 \text{ К}$$

$$C_p^\circ = -51,71 + 598,77 * 10^{-3} * 503 - 230 * 10^{-6} * 503^2 = 191,28 \text{ Дж/моль *}$$

град.

$$C_4 = 191,28 * 1000/84 = 2277,14 \text{ Дж/кг * град.}$$

$$M(C_6H_{12}) = 84$$

$$Q_4 = 2.602 * 2277,14 * 230 = 1362777 \text{ Вт}$$

6. Тепло отдувочных газов:

$$C \text{ смеси} = \sum C_i * X_i \quad (4)$$

$$C \text{ от газов} = (C^{H_2} * X^{H_2}) + (C^{C_6H_{12}}) + (C^{N_2} * X^{N_2})$$

Таблица- 6 Отдувочных газов

Компонент	Кг/ч	X_i	C_i Дж/кг * град.	$C * X_i$, Дж/кг * град.
Циклогексан	46.0	0,23	2277,14	523,74
Водород	78.7	0,39	14460,0	5639,4
Азот	75.0	0,38	1072,5	407,55
	199.7	1,00		6570,69

Пример рассчитывается:

$$X_i = 46.0 / 199.7 = 0,23$$

$$C * X_i = 2277,14 * 0,23 = 523,74 \text{ Дж/кг * град. и тд.}$$

$$C^{H_2} = C_p^o * 1000 / M$$

$$C_p^o = a + b * T + C^1 / T^2$$

$$a, b, c^1 \text{ (2, табл. 2,3)}$$

$$T = 230^\circ + 273 = 503 \text{ К}$$

$$C_p. = 27,28 + 3,26 * 10^{-3} * 503 + ((0,5 * 10^5) / 503^2) = 29,12 \text{ Дж/моль * град.}$$

$$C^{H_2} = 29,12 * 1000 / 2 = 14560 \text{ Дж/кг * град.}$$

$$M(H_2) = 2$$

$$C^{C_6H_{12}} = 2277,14 \text{ Дж/кг * град (из пункта 5).}$$

$$C^{N_2} = C_p^o * 1000 / M$$

$$C_p^o = a + b * T + C^1 / T^2$$

$$a, b, c \text{ (2, табл. 2,3)}$$

$$C_p.^o = 27,88 + 4,27 * 10^{-3} * 503 = 30,03 \text{ Дж/моль * град.}$$

$$C^{N_2} = 30,03 * 1000 / 28 = 1072,5 \text{ Дж/кг * град.}$$

$$M(N_2) = 28$$

$$C \text{ смеси} = 523,74 + 5639,4 + 407,55 = 6570,69 \text{ Дж/кг * град}$$

$$Q_5 = m_5 * C_5 * t_5 \quad (5)$$

$$m_5 = 0,096 \text{ кг/с}$$

$$C_5 = C \text{ смеси} = 6570,69 \text{ Дж/кг} * \text{град}$$

$$t_5 = 230^\circ\text{C}$$

$$Q_5 = 0,096 * 6570,69 * 230 = 145081 \text{ Вт}$$

7. Тепло выходящее с паром (теплоносителем) Q_6

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7 \quad (6)$$

$$Q_6 = (Q_1 + Q_2 + Q_3) - (Q_4 + Q_5 + Q_7) \quad (7)$$

$$Q_6 = (501941 + 467029 + 6305742) - (363736 + 145081 + 1362777) = 5403118 \text{ Вт.}$$

$$r(\text{пара } 7 \text{ атм.}) = 2075 \text{ кДж/кг (3, табл. 7)}$$

$$m(\text{пара}) = Q_6 / r = 5403118 / 2075000 = 2.604 \text{ кг/с} = 9374.1 \text{ кг}$$

3.2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ И КОНСТРУКТИВНЫЙ РАСЧЕТ

Тепловой баланс реактора

Исходные данные:

Температура на входе в реактор - 135°C ,

Температура на выходе из реактора - 180°C ,

Давление насыщенного пара 1,6 МПа.

Уравнение теплового баланса в общем виде:

$$\Phi_1 + \Phi_2 = \Phi_3 + \Phi_4 + \Phi_{\text{пот}}, \quad (8)$$

где Φ_1 Φ_3 - тепловые потоки газовой смеси на входе в реактор и выходе из него, кВт, Φ_2 - теплота экзотермической реакции, кВт, Φ_4 - теплота, отводимая конденсатом, кВт, $\Phi_{\text{пот}}$ - тепловые потери в окружающую среду, кВт.

Определим значения Φ_1 и Φ_2 , предварительно рассчитав средние объемные теплоемкости газовой смеси на входе в реактор и выходе из него.

Таблица 7-Расчет средних объемных теплоемкостей газовой смеси:

Компонент	T = 408K			T = 453K		
	$\varphi_i, \%$	$C_i, \text{Дж/моль} \cdot \text{K}$	$C_{i(p)}/(22,4 \cdot 100) \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{K)}$	$\varphi_i, \%$	$C_i, \text{Дж/моль} \cdot \text{K}$	$C_{i(p)}/(22,4 \cdot 100) \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{K)}$
Бензол	11,0	113,88	0,56	0,94	125,3	0,0526
Циклогексан	0,67	154,3	0,046	19,06	172	1,4635
Водород	88,2	28,91	1,14	79,85	33	1,1764
Азот	0,13	29,62	0,0017	0,15	29,81	0,002
Сумма	100	-	1,7477	100	-	2,6945

Тепловой поток газовой смеси на входе в реактор:

$$\Phi_1 = (19973,5/3600) \cdot 1,7477 \cdot 135 = 1309 \text{ кВт};$$

где $19973,5 \text{ м}^3$ – объем газовой смеси на входе в реактор,

$1,7477 \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{K)}$ - средняя объемная теплоемкость газовой смеси,

135°C – температура.

Определим теплоту реакции гидрирования фенола:

$$\Delta H^\circ_{298} = \sum \Delta H^\circ_{298(\text{кон})} - \sum \Delta H^\circ_{298(\text{исх})} = -129,14 - 82,93 = -206,07 \text{ кДж/моль}$$

Определим количество теплоты, выделяющейся за счет экзотермичности реакции:

$$\Phi_2 = ((8355,4 - 502,1)/(3600 \cdot 84)) \cdot 206,07 \cdot 10^3 = 5352 \text{ кВт},$$

где 8355,4 и 502,1 - количество циклогексанола на выходе и входе, кг/ч,

$206,07 \text{ кДж/моль}$ - теплоту реакции гидрирования бензола.

Рассчитаем тепловой поток газовой смеси на выходе из реактора:

$$\Phi_3 = (11690,9/3600) \cdot 2,6945 \cdot 180 = 1575 \text{ кВт},$$

где $11690,9 \text{ м}^3$ – объем газовой смеси на выходе из реактора,

$2,6945 \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{K)}$ - средняя объемная теплоемкость газовой смеси,

180°C - температура.

Принимаем тепловые потери в окружающую среду 5% от общего прихода тепла:

$$\Phi_{\text{ПОТ}} = (1309 + 5352) \cdot 0,05 = 333 \text{ кВт},$$

где 1309 кВт - Φ_1 , 5352 кВт – Φ_2 .

Теплоту, отводимую кипящим конденсатом, найдем из общего уравнения теплового баланса:

$$\Phi_4 = 1309 + 5352 - 1575 - 333 = 4753 \text{ кВт}.$$

Составим тепловой баланс первого реактора, принимая, что к.п.д. процесса теплообмена равен 0,9 и определим количество образующегося вторичного водяного пара в межтрубном пространстве реактора:

$$M_{\text{п}} = 4753 \cdot 0,9 / 2095 = 1,042 \text{ кг/с},$$

где 2095 - удельная теплота парообразования при давлении 1,6 МПа и температуре 158°C, кДж/кг.

Таблица 8-Тепловой баланс первого реактора:

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
Тепловой поток газовой смеси	1309	19,7	Тепловой поток газовой смеси	1575	23,6
Теплота экзотермической реакции	5352	80,3	Теплота, отводимая конденсатом	4753	71,4
			Теплопотери	333	5,0
Всего	6661	100	Всего	6661	100

Таким образом, следует подать на испарение $4753 / 2075 = 8246 \text{ кг/ч}$ конденсата.

Конструктивный расчет реактора поз. Р-107

1. Расчет числа трубок:

$$n/z = 4 \cdot G / (\pi \cdot d_{\text{вн}} \cdot \mu \cdot \text{Re}_{\text{ор}}),$$

где n – число трубок,

z – число ходов по трубкам (1),

G – расход смеси, поступающей в трубки, кг/с;

$$\pi = 3,14,$$

$d_{\text{вн}}$ – внутренний диаметр трубок, м,

Принимаем (по заводским данным) трубки 38х3, т.е.

$$d_{\text{вн}} = 38 - 3 \cdot 2 = 32 \text{ мм} = 0,032 \text{ м}$$

μ – вязкость газовой смеси

$Re_{\text{ор}}$ – ориентировочное значение критерия Рейнольдса

$$n/z = 4 \cdot 2,71475 / (3,14 \cdot 0,032 \cdot 107 \cdot 10^{-7} \cdot 10000) = 1010 \text{ шт.}$$

Принимаем стандартное количество трубок 1010 шт.

2. Расчет поверхности теплопередачи:

$$F = Q / (k \cdot \Delta t_{\text{ср}}), \quad (9)$$

где Q – тепловая нагрузка, Вт,

$Q = 4753 \text{ кВт}$ (из теплового баланса),

$\Delta t_{\text{ср}}$ – разность температур,

$$\Delta t_{\text{ср}} = 230 - 164 = 66^{\circ}\text{C}; \Delta T_{\text{ср}} = 66^{\circ}\text{K},$$

230°C – температура реакции,

164°C – температура пара,

k – коэффициент теплопередачи

$$k = (1/\alpha_1 + \sum r_{\text{ст}} + 1/\alpha_2)^{-1}, \quad (10)$$

где α_1 – средний коэффициент теплоотдачи от газовой смеси к стенке трубы, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$,

α_2 – коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к кипящему конденсату, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$,

$\sum r_{\text{ст}}$ – сумма термических сопротивлений

$$\alpha_1 = Nu \cdot \lambda / d. \quad (11)$$

Расчет теплофизических параметров газовой смеси на выходе из реактора при $t = 230^{\circ}\text{C}$ (503°K)

$$\rho_{\text{о см}} = m/v = 9838,4 / 19973,3 = 2,77 \text{ кг/м}^3,$$

Плотность смеси при $t = 503^{\circ}\text{K}$, $P = 1,9 \text{ МПа}$:

$$\rho_{\text{см}} = 2,77 [(273 \cdot 1,9 \cdot 10^6) / (503 \cdot 101325)] = 28,19 \text{ кг/м}^3$$

Средняя теплоемкость газовой смеси:

$$C_{cm}=6567,3/2,77=2371 \text{ Дж/кг*К}$$

Таблица 8- Расчет поверхности теплопередачи

Компонент	% об.	Ci, Дж/(моль*К)	Ci*% об./(22,4*100), КДж/(м ³ *К)
Циклогексан	72,746	191,28	6,2120
Бензол	0,004	145,3	0,0003
Водород	25,447	29,12	0,3308
Азот	1,803	30,03	0,242
Итого			6,5673

$6,5673 \text{ КДж/(м}^3\text{*К)} = 6567,3 \text{ Дж/(м}^3\text{*К)}$ – средняя объемная теплоемкость газовой смеси при 230⁰С.

Динамическую вязкость газовой смеси определяем по формуле:

$$M_{cm}/\mu_{cm}=x_1*M_1/\mu_1+x_2*M_2/\mu_2 \quad (12)$$

Значения динамической вязкости компонентов берем из справочника

Таблица 9-Состав смеси:

Компонент	М	% об*М/100	$\mu*10^{-7}$, Па*с	$(\% \text{ об*М}/100 \times \mu_i)*10^{-7}$, (Па*с) ⁻¹
Циклогексан	84	61,11	115	0,53139
Бензол	78	0,00312	128,5	0,00002
Водород	2	0,5	126,4	0,00403
Азот	28	0,505	256,2	0,00197
Итого		62,128		0,53741

$$\mu_{cm}=(62,128/0,53741)*10^{-7}=115,6*10^{-7} \text{ Па*с}$$

Принимаем значение критерия Прандтля для двухатомных газов $Pr=0,72$, тогда теплопроводность равна:

$$\lambda_{cm}=C_{cm}*\mu_{cm}/Pr=2371*115,6*10^{-7}/0,72=38,07*10^{-3} \text{ Вт/(м}^2\text{*К)}$$

Объемный расход газовой смеси при $T=503 \text{ К}$ и $P=1,9 \text{ МПа}$:

$$V_2=[2767,64/(2 \times 3600)]/[503 \times 101325/(273 \times 190000)]=0,38439 \times 0,9825=0,378 \text{ м}^3/\text{с}$$

Площадь сечения трубного пространства:

$$S_{тр}=0,785*d^2 \times n=0,785*0,032^2*1010=0,812 \text{ м}^2,$$

где $d=0,032 \text{ м}$ – внутренний диаметр трубок,

n - число трубок

Фиктивная скорость газовой смеси в сечении трубного пространства:

$$\omega_0=V_2/S_{тр}=0,378/0,812=0,47 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \omega_0 x d_q \cdot \rho_{cm} \cdot \mu_{cm}, \quad (13)$$

где d_q - диаметр нешарообразных частиц (таблетки, $d=4$ мм, $h=6$ мм)

$$F_q = \pi \cdot d' \cdot (n + d'/2) = 3,14 \cdot 0,004 \cdot (0,006 + 0,004/2) = 0,0001 \text{ м}$$

Диаметр частиц:

$$d_q = \sqrt{F_q / \pi} = \sqrt{0,0001 / 3,14} = 0,0056$$

$$Re = 0,47 \cdot 0,0056 \cdot 28,19 / (115,6 \cdot 10^{-7}) = 6418,35$$

Находим критерий Нуссельта:

$$Nu = 0,813 \cdot Re^{0,9} / e^{6d_q/d} = 0,813 \cdot 6418,35^{0,9} / 2,72^{6 \cdot 0,0056 / 0,032} = 759,4$$

$$\alpha_1 = 759,4 \cdot 38,07 \cdot 10^{-3} / 0,032 = 903,45 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)},$$

Коэффициент α_2 определяется по формуле:

$$\alpha_2 = 6,83 \cdot \varepsilon \cdot p^{0,4} \cdot \varphi^{-0,7}, \quad (14)$$

где ε - коэффициент, учитывающий физические свойства жидкостей, для кипящей воды $\varepsilon=1$,

p – давление в системе, Мпа,

φ - поверхностная плотность теплового потока, Вт/м²

$$\alpha_2 = 6,83 \cdot 1 \cdot 0,7^{0,4} \cdot \varphi^{-0,7} = 5,92 \varphi^{-0,7}$$

Сумма термических сопротивлений стенки с учетом слоев загрязнений с обеих сторон:

$$\Sigma r_{ст} = r_1 + r_2 + r_3 = 1/11600 + 0,003/17,5 + 1/5800 = 0,00043 \text{ м}^3 \cdot \text{K/Вт},$$

где 11600 и 5800 – теплопроводность загрязнений стенок со стороны органических паров и водяного пара соответственно, Вт(м²·K) (справочные данные),

0,003 – толщина трубки,

17,5 – теплопроводность нержавеющей стали, Вт(м²·K) (справочник

Коэффициент теплопередачи:

$$k = (1/903,45 + 0,00043 + 1/5,92 \varphi^{-0,7})^{-1} = (0,0015 + 0,1689 \varphi^{-0,7})^{-1},$$

Поверхностная плотность теплового потока:

$$\varphi = K \cdot \Delta T_{cp} = 66 / (0,0015 + 0,1689 \cdot \varphi^{-0,7}), \text{ откуда:}$$

$$0,0015 \varphi + 0,1689 \varphi^{0,3} - 66 = 0$$

$$\phi = 8000 \text{ Вт/м}^2$$

$$K = \phi / \Delta T_{\text{ср}} = 8000 / 66 = 121,2 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$F = Q / (K \Delta T_{\text{ср}}) = 4363698 / (121,2 \cdot 66) = 545,46 \text{ м}^2$$

Примем стандартную $F = 710 \text{ м}^2$

Запас площади поверхности теплопередачи:

$$(710 - 545,46) \cdot 100 / 545,46 = 30,2\%$$

3. Объем катализатора составит:

$$V_{\text{труб}} = S_{\text{тр}} \cdot l = 0,812 \cdot 6,5 = 5,2 \text{ м}^3,$$

где l – стандартная длина трубок, м.

Из $5,2 \text{ м}^3$ $2,6 \text{ м}^3$ составляет катализатор никель-хромовый, и $2,6 \text{ м}^3$ составляет керамический разбавитель.

Общий объем катализатора в двух реакторах:

$$V_{\text{кат}} = 2,6 / 0,4 = 6,5 \text{ м}^3,$$

где $0,4$ – доля катализатора в трубчатом реакторе от всего объема катализатора.

Принимаем объемную скорость в расчете на жидкий фенол $V_{\text{об}} = 0,8 \text{ час}^{-1}$, тогда объем катализатора, обеспечивающий должную производительность, составит:

$$V'_{\text{кат}} = (7676 / 880) / 0,8 = 10,9 \text{ м}^3,$$

где 880 кг/м^3 – плотность бензола.

4. Расчет штуцеров:

$$D_{\text{сырья}} = \sqrt{v / 0,785 \cdot \omega},$$

где v – объемный расход сырья

ω – скорость пара в трубопроводах, $\omega = 25 \text{ м/с}$ (справочные данные)

$$V(\text{H}_2) = 0,186 \cdot 22,4 / 2 = 2,0832 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$V(\text{C}_6\text{H}_6) = 1,9451 \cdot 22,4 / 78 = 0,5586 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$V_{\text{сырья}} = 2,0832 + 0,5586 = 2,6418 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$D_{\text{сырья}} = \sqrt{2,6418 / 0,785 \cdot 25} = 0,367 \text{ м} – \text{общий,}$$

$$D_{\text{сырья}}(\text{одного реактора}) = 0,367 / 2 = 0,1835 \text{ м}$$

Принимаем стандартный диаметр $D_{\text{сырья}}=200$ мм

$$D_{\text{реакц. смеси}} = D_{\text{сырья}} = 200 \text{ мм}$$

$$D_{\text{конд}} = \sqrt{V/0,785 \cdot \omega/4},$$

где v – объемный расход конденсата,

$\omega=5$ м/с (справочные данные),

$$m=7506,83 \text{ кг/час}=2,103 \text{ кг/с}$$

$$V=2,103 \cdot 22,4/18=2,617 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$D_{\text{конд}} = \sqrt{2,617/0,785 \cdot 5/4}=0,204 \text{ м.}$$

Для выходящего пара $\omega=6$ м/с,

$$D_{\text{пара}} = \sqrt{2,617/0,785 \cdot 6/4}=0,186 \text{ м}$$

Принимаем стандартные диаметры: $D_{\text{конд}}=200$ мм, $D_{\text{пара}}=250$ мм

5. Расчет толщины обечайки:

$$S = P_{\text{расч}} \cdot D / (2 \cdot \sigma_{\text{доп}} \cdot \varphi - P_{\text{расч}}) + C, \quad (15)$$

где $P_{\text{расч}}=2$ МПа – расчетное давление (20 кгс/см^2),

$D=1800$ мм – внутренний диаметр аппарата,

$\varphi=0,95$ – коэффициент прочности продольного сварочного шва

$$\sigma_{\text{доп}} = \eta \cdot \sigma' = 0,9 \cdot 1450 = 1305 \text{ кгс/см}^2,$$

где $\eta=0,9$ – поправочный коэффициент,

$\sigma'=1450 \text{ кгс/см}^2$ – нормативно допускаемое нормальное напряжение,

$C=2$ мм – прибавка на коррозию

$$S = 20 \cdot 1800 / (2 \cdot 0,95 \cdot 1305 - 20) + 2 = 17 \text{ мм}$$

Принимаем толщину обечайки 20 мм

Толщина днища и крышки равны толщине обечайки.

Толщина обечайки в трубной части:

$$S = 16 \cdot 1800 / (2 \cdot 0,7 \cdot 1360 - 16) + 2 = 17 \text{ мм}$$

Принимаем толщину обечайки в трубной части 20 мм.

На основании расчета принимаем реактор гидрирования, представляющий собой вертикальный цилиндрический трубчатый аппарат. Диаметр 1800мм, высота 9030мм, поверхность теплообмена 710 м^2 .

В реакторе:

Геометрическая емкость 8м^3 ;

Рабочее давление $0,5\text{МПа}$;

Рабочая температура 200°C ;

Среда – водяной пар.

В трубном пространстве:

Геометрическая емкость $9,8\text{м}^3$;

Рабочее давление $0,7\text{МПа}$.

Рабочая температура 230°C .

Среда – циклогексан, бензол, водород, катализатор.

3.3 РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО АППАРАТА

Расчет теплообменника Т-116/2

Аппарат предназначен для охлаждения реакционных газов перед подачей в сепаратор С-117. Давление газа 7 кг/см^2 .

Охлаждаемый газ: температура входа = 90°C ;

температура выхода = 50°C .

Хладоагент-оборотная вода: температура входа = 28°C

температура выхода = 38°C .

Исходные данные:

Расход паровой фазы в конденсатор, $\text{м}^3/\text{час}$:

Циклогексан - 2338,32;

Водород - 11004,4;

Азот - 17,5;

Всего - 13360,32

Что составляет:

$$G_{исх} = V_{исх} \cdot \rho_{исх} = 13360,32 \cdot 0,6843 = 9142,4\text{кг/ч}, \quad (16)$$

где $\rho_{исх}=0,6843\text{ кг/м}^3$, плотность исходной смеси при нормальных условиях.

Исходная смесь содержит по массе 1600,1 кг/ч паров циклогексан.

Температура исходного потока 90^0 С, давление $P_{изб}=7$ кгс/см², охлаждение происходит до 50^0 С.

Состав газа на выходе из сепаратора, нм³/ч:

Водород	- 11004,4;	1,25%
Азот	- 17,5 ;	98,6%
Циклогексан	- 139;	0,157%
Всего	- 11160,9;	

Что составляет:

$$G_{вых.Г.Ф.} = V_{ГФ} \cdot \rho_{ГФ} = 11160,9 \cdot 0,6843 = 7637,42 \text{ кг/ч}, \quad (17)$$

где $\rho_{исх}=0,6843$ кг/м³ плотность выходящего газа при нормальных условиях.

С уходящими газами уносится часть паров циклогексан, следовательно конденсируется 1504,98 кг/ч.

Температура оборотной воды : $t_n=28^0$ С, $t_k=38^0$ С.

Таблица 10-Свойства входного и выходного потоков:

	Ед. Изм.	Входной поток, $t = 90^0$	Входной поток, $t = 50^0$	Выходной поток ж/ф, $t = 50^0$	Входной поток г/ф $t = 70^0$	Выходной поток г/ф $t = 50^0$
Плотность	кг/м ³	10,33	11,727	753,74	10,983	2,126
Энтальпия Н(t) – Н(298)	кДж/кг	164,53	50,187	335,86	106,54	239,87
Теплоемкость изобар	кДж/кг*К	2,94	2,78	1,834	2,858	9,794
Теплопроводность	Вт/м*К	0,0447	0,0413	0,13	0,43	0,21
Динамическая вязкость	Па*с	$1,059 \cdot 10^{-5}$	$9,74 \cdot 10^{-6}$	$3,2 \cdot 10^{-4}$	$1,016 \cdot 10^{-5}$	$9,44 \cdot 10^{-6}$
Теплота испарения (конденсации)	кДж/кг			376,12		

Расчет тепловой нагрузки на конденсатор.

Общая тепловая нагрузка рассчитывается по формуле :

$$Q_{об} = Q_{конд} + Q_{охл}, \quad (18)$$

где $Q_{конд,охл}$ теплота затрачиваемая (снимаемая) на конденсацию циклогексанола и охлаждение исходного газа до 50^0C .

Рассчитаем тепловую нагрузку на конденсацию.

$$Q_{конд} = G_{ж,цг} \cdot r, \quad (19)$$

где $G_{ж,цг}=1504,98\text{ кг/ч}$, - расход конденсата;

$r=376,12\text{ кДж/кг}$, - теплота испарения жидкого циклогексан при 50^0C и 7 кг/см^2

$$Q_{конд} = 1504,98 \cdot 376,12 = 5,66 \cdot 10^5 \text{ кДж/ч или } 157,2 \text{ кВт}$$

Рассчитаем нагрузку на охлаждение исходной смеси.

$$Q_{охл} = G_{исх} \cdot c_p \cdot \Delta t, \quad (20)$$

где $\Delta t = t_n - t_k = 90 - 50 = 40^0$

отсюда

$$Q_{охл} = 9142,4 \cdot 2,58 \cdot 40 = 9,43 \cdot 10^5 \text{ кДж/ч или } 262 \text{ кВт}$$

следовательно

$$Q_{об} = 1,509 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч}$$

Определим расход охлаждающей воды на полученную тепловую нагрузку по формуле

$$G_в = \frac{Q_{общ}}{c \cdot \Delta t} \quad (21)$$

Расход воды равен:

$$G_в = \frac{1,509 \cdot 10^6}{4170 \cdot 10} = 36187 \text{ кг/ч или } 36 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Определим предварительно необходимую поверхность теплообмена.

Так как в теплообменнике происходит охлаждение газа и конденсация паров циклогексана, то поверхность теплообмена рассчитывается отдельно на каждый процесс.

Область охлаждения исходного газа.

Площадь поверхности определяется по формуле:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}}, \quad (22)$$

Принимаем коэффициент теплопередачи $K=600 \text{ Вт/м}^2\text{К}$.

Примем, что при охлаждении и конденсации вода нагревается равномерно, т.е. при охлаждении газа нагрев происходит на 5° с 33 до 38°C , и при конденсации с 28 до 33°C .

Средняя разность температур:

$$90 \rightarrow 50$$

$$\underline{38 \leftarrow 33}$$

$$\Delta t_6=52 \quad \Delta t_m=17$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln\left(\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}\right)} = \frac{52 - 17}{\ln\left(\frac{52}{17}\right)} = 31,3^\circ,$$

отсюда поверхность охлаждения:

$$F_{охл} = \frac{262000}{600 \cdot 31,3} = 13,95 \text{ м}^2$$

Область конденсации паров циклогексана.

Принимаем коэффициент теплопередачи $K=800 \text{ Вт/м}^2\text{К}$.

$$50 \rightarrow 50$$

$$\underline{33 \leftarrow 28}$$

$$\Delta t_6=17 \quad \Delta t_m=22$$

Тогда средняя разность температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln\left(\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}\right)} = \frac{22 - 17}{\ln\left(\frac{22}{17}\right)} = 19,4^\circ$$

Значит поверхность конденсации составляет:

$$F_{конд} = \frac{157200}{800 \cdot 19,4} = 10,1 \text{ м}^2$$

Суммарная площадь равна:

$$F = F_{конд} + F_{охл} = 10,1 + 13,95 = 24,05 \text{ м}^2$$

Проверочный расчет теплообменника.

В зоне охлаждения.

Трубное пространство:

Среда: оборотная вода

$$t_n = 33^\circ \text{ C}; t_k = 38^\circ \text{ C}; t_{cp} = 35,5^\circ \text{ C}.$$

$$\text{Расход воды: } \frac{36}{3600} = 0,01 \text{ м}^3/\text{с},$$

площадь сечения 1 хода по трубкам

$$S = 0,029 \text{ м}^2$$

Находим скорость воды в трубках:

$$w = \frac{G}{S} = \frac{0,01}{0,029} = 0,34 \text{ м/с}$$

Находим критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (22)$$

$\mu = 7,2 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$, коэффициент динамической вязкости воды при 35° ;

$\rho = 995 \text{ кг/м}^3$, плотность воды

$d = 0,021 \text{ м}$ – внутренний диаметр трубок.

$$Re = \frac{0,34 \cdot 0,021 \cdot 995}{7,2 \cdot 10^{-4}} = 9867$$

Критерий Нуссельта находим по формуле:

$$Nu = 0,08 \cdot Re^{0,9} \cdot Pr^{0,43}$$

Критерий Прандтля рассчитывается по формуле :

$$Pr = \frac{c \cdot \mu}{\lambda}, \quad (23)$$

где $\lambda = 0,622 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$ – теплопроводность воды при 35° C ;

$c = 4,17 \text{ кДж/кг} \cdot \text{К}$ – теплоемкость воды,

подставляя значения в формулу, получаем:

$$Pr = \frac{4170 \cdot 7,2 \cdot 10^{-4}}{0,622} = 4,83$$

Рассчитываем критерий Нуссельта :

$$Nu = 0,08 \cdot 9867^{0,9} \cdot 4,83^{0,43} = 61,9$$

Коэффициент теплоотдачи α находится по уравнению :

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d}, \quad (24)$$

$$\alpha_1 = \frac{61,9 \cdot 0,622}{0,021} = 1834,5 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Межтрубное пространство:

Происходит охлаждение газа:

$$t_n = 90^\circ \text{ C}; t_k = 50^\circ \text{ C}; t_{cp} = 70^\circ \text{ C}.$$

Расход газа:

$$V = \frac{G_{исх}}{\rho_{исх} \cdot 3600} = \frac{9142,4}{10,98 \cdot 3600} = 0,23 \text{ м}^3/\text{с},$$

где $\rho = 10,98 \text{ кг/м}^3$, -плотность газа при 70° .

Площадь сечения межтрубного пространства:

$$S = \frac{\pi}{4}(D^2 - n \cdot d^2), \quad (25)$$

где $D=0,8 \text{ м}$ диаметр кожуха теплообменника.

$$S = \frac{\pi}{4}(0,8^2 - 340 \cdot 0,025^2) = 0,34 \text{ м}^2$$

находим скорость потока:

$$w = \frac{0,23 \text{ м}^3/\text{с}}{0,34 \text{ м}^2} = 0,676 \text{ м/с}.$$

Определяем критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (26)$$

где $\mu = 1,017 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$

$$Re = \frac{0,676 \cdot 0,025 \cdot 10,98}{1,017 \cdot 10^{-5}} = 18259$$

Рассчитываем критерий Нуссельта по формуле :

$$Nu = 0,24 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,36} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}$$

Критерий Прандтля:

$$Pr = \frac{c \cdot \mu}{\lambda} = \frac{2858 \cdot 1,017 \cdot 10^{-5}}{0,043} = 0,68,$$

где $\lambda = 0,043 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$, теплопроводность исходной смеси при 70° , отношение

$\left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)$ принимаем равным 1, тогда

$$Nu = 0,24 \cdot 18259^{0,6} \cdot 0,68^{0,36} \cdot 1^{0,25} = 75,3$$

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_2 = \frac{75,3 \cdot 0,043}{0,025} = 129,52 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Уточняем коэффициент теплопередачи K в зоне охлаждения:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{cm} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (27)$$

где $\sum r_{cm}$ – сумма термических сопротивлений всех слоев, из которых состоит стенка, включая слои загрязнений, $\text{м}^2 \cdot \text{К} / \text{Вт}$. Принимаем $\sum r_{cm} = \frac{1}{5800}$,

тогда

$$K = \frac{1}{\frac{1}{1834,5} + \frac{1}{5800} + \frac{1}{129,52}} = 118,5 \text{ Вт} / \text{м}^2 \cdot \text{К}.$$

Уточняем необходимую поверхность теплообмена для области охлаждения:

$$F = \frac{Q_{охл}}{K \cdot \Delta t_{cp}}, \quad (28)$$

$$F_{охл} = \frac{262000}{118,5 \cdot 31,3} = 70,6 \text{ м}^2$$

В зоне конденсации.

Трубное пространство:

аналогично расчету в зоне охлаждения:

$$\alpha_1 = 1834,5 \text{ Вт} / \text{м}^2 \cdot \text{К}.$$

Межтрубное пространство:

Коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося газа рассчитывается по формуле

$$\alpha_{cp} = 2,02 \cdot \varepsilon \cdot \lambda \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho^2 \cdot n \cdot L}{\mu \cdot \bar{G}}}, \quad (29)$$

где $\varepsilon = 0,6$ - коэффициент, зависящий от порядка расположения труб;

$\lambda = 0,13 \text{ Вт} / \text{м} \cdot \text{К}$ при 70°С ;

$$\rho = 753,74 \text{ кг} / \text{м}^3;$$

$L = 6 \text{ м}$ – длина труб;

$n = 340$ – число труб;

$$\mu = 0,168 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с};$$

$\bar{G} = 0,42 \text{ кг} / \text{с}$ – массовый расход конденсирующегося пара:

$$\bar{G} = \frac{G_{конд}}{3600} = \frac{1504,98}{3600} = 0,42 \text{ кг} / \text{с}.$$

Подставляя найденные значения в формулу, получаем:

$$\alpha_{cp} = 2,02 \cdot 0,6 \cdot 0,13 \cdot \sqrt[3]{\frac{753,74^2 \cdot 340 \cdot 6}{3,2 \cdot 10^{-4} \cdot 0,42}} = 3231 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Коэффициент теплопередачи зоны конденсации:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_z} + \sum r_{cm} + \frac{1}{\alpha_x}}, \quad (30)$$

где $\sum r_{cm}$ – сумма термических сопротивлений всех слоев, из которых состоит стенка, включая слои загрязнений, $\text{м}^2 \cdot \text{К/Вт}$. Принимаем $\sum r_{cm} = \frac{1}{5800}$,

тогда:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{1834,5} + \frac{1}{5800} + \frac{1}{3231}} = 973,7 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Подставляя полученные значения в формулу получим необходимую поверхность теплообмена:

$$F_{кон} = \frac{157200}{973,7 \cdot 19,4} = 8,32 \text{ м}^2.$$

Отсюда суммарная площадь теплообмена будет равна:

$$F = F_{конд} + F_{охл} = 70,6 + 8,32 = 78,92 \approx 79 \text{ м}^2.$$

Расчет на прочность:

Исходные данные:

Давление в межтрубном пространстве – $P_M = 25 \text{ кгс/см}^2$;

Давление в трубном пространстве – $P_T = 25 \text{ кгс/см}^2$;

Диаметр внутренний обечайки корпуса – 80 см;

Диаметр внутренний обечайки распределительной камеры – 80 см;

Диаметр внутренний днища крышки – 90 см;

Диаметр внутренний обечайки крышки корпуса – 90 см;

Диаметр внутренний патрубка штуцера Ду 250 – 25,4 см;

Диаметр внутренний патрубка штуцера Ду 250 – 20,2 см;

Диаметр внутренний патрубка штуцера Ду 150 – 14,7 см.

Расчетная толщина стенки обечайки корпуса и камеры теплообменника:

$$S_R = P_M \cdot D / (2 \cdot [\sigma] \cdot \phi - P_M) + C = 25 \cdot 80 / (2 \cdot 1600 \cdot 1,0 - 2,5) + 0,2 = 0,83$$

Принята $S = 1,2$

Расчетная толщина стенки обечайки камеры распределительной
холодильника конденсатора:

$$S_R = P_T * D / (2 * [\sigma] * \varphi - P_T) + C = 10 * 80 / (2 * 1600 * 1.0 - 2.5) + 0.3 = 0.55$$

Принята $S = 1.0$

Расчетная толщина стенки патрубка штуцера Ду 250 в корпусе и камере
теплообменника:

$$S_R = P_M * D / (2 * [\sigma] * \varphi - P_M) + C = 25 * (25.4 + 2 * 0.2) / (2 * 1600 * 1.0 - 2.5) + 0.2 = 0.403$$

Принята $S = 2.4$

Расчетная толщина стенки патрубка штуцера Ду 200 в камере
теплообменника:

$$S_{1R} = P_T * (d + 2C) / (2 * [\sigma] * \varphi - P_T) + C = 25 * (20.2 + 2 * 0.2) / (2 * 1420 * 1.0 - 2.5) + 0.2 = 0.383$$

Принята $S_1 = 2.1$

Расчетная толщина стенки патрубка штуцера Ду 150 в корпусе
конденсатора:

$$S_{1R} = P_M * (d + 2C) / (2 * \sigma_{\text{доп}} * \varphi - P_M) + C = 25 * (14.7 + 2 * 0.2) / (2 * 1420 * 1.0 - 2.5) + 0.2 = 0.334$$

Принята $S_1 = 1.05$

Расчетная толщина стенки патрубка штуцера Ду 200 в камере
холодильника конденсатора:

$$S_{1R} = P_T * (d + 2C) / (2 * \sigma_{\text{доп}} * \varphi - P_T) + C = 10 * (19.9 + 2 * 0.3) / (2 * 1420 * 1.0 - 1.0) + 0.3 = 0.372$$

Принята $S_1 = 1.0$

Расчетная толщина стенки патрубка штуцера Ду 250 в камере
холодильника конденсатора:

$$S_{1R} = P_T * (d + 2C) / (2 * \sigma_{\text{доп}} * \varphi - P_T) + C = 10 * (25.1 + 2 * 0.3) / (2 * 1420 * 1.0 - 1.0) + 0.3 = 0.39$$

Принята $S_1 = 1.1$

Расчетная толщина стенки патрубка штуцера Ду 150 в камере
холодильника конденсатора:

$$S_{1R} = P_T * (d + 2C) / (2 * \sigma_{\text{доп}} * \varphi - P_T) + C = 10 * (13.1 + 2 * 0.3) / (2 * 1420 * 1.0 - 1.0) + 0.3 = 0.348$$

Принята $S_1=1.4$

Толщина стенки обечайки крышки корпуса:

$$S_R = P_M \cdot D / (2 \cdot \sigma_{\text{доп}} \cdot \varphi - P_M) + C = 25 \cdot 90 / (2 \cdot 1600 \cdot 1.0 - 25) + 0.2 = 0.91$$

Принята $S_1=1.6$

ГЛАВА 4 ТЕХНИКА БЕЗОПАСНОСТИ И ОХРАНА ТРУДА НА УСТАНОВКЕ

4.1 ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОДУКТОВ ПО ОГНЕВЗРЫВООПАСНОСТИ И ТОКСИЧНОСТИ

К химическим вредным производственным факторам относятся вещества используемые и получаемые в процессе гидрирования: циклогексан, бензол, водород, азот, катализатор. Характеристики веществ по токсичности и пожароопасности приведены в таблице.

Таблица 11-Пожароопасные и токсичные свойства сырья, готового продукта, побочных продуктов и вспомогательного материала

вещество	ПДК	Класс опасности	Действие на человека	Температура вспышки	Температура воспламенения.	Температура самовоспламенения.	Пределы взрываемости
1.Бензол	5	4	Оказывает наркотическое действие, влияет на нервную систему, сердечно-сосудистую деятельность.	61		440	1,52/11,1
2. Циклогексан	80	3	Токсичен, оказывает вредное действие на нервную систему, вызывает головные боли, раздражает слизистые.	40	54	495	0,92/9,0

Продолжение таблицы 11

3.Водород			При высоких концентрациях вызывает удушье, при высоких давлениях оказывает наркотическое действие		320	510	4/7,5
4. Азот			При содержании азота в воздухе более 78% наступает кислородное голодание и потеря сознания				
5. Катализатор никель-хромовый	впер ерас чете на Cr_2O 0,01	2	Пыль катализатора токсична, вызывает раздражение кожи, слизистых, может привести к заболеванию печени, катару верхних дыхательных путей				

4.2 КАТЕГОРИЯ ПРОИЗВОДСТВА ПО ПОЖАРОВЗРЫВООПАСНОСТИ

По пожаровзрывоопасности в соответствии с НПБ 105-03 отделение гидрирования относится:

наружная установка – категория Ан

насосная - категория А

К взрывопожарной категории А отнесены помещения, связанные с применением горючих газов, легковоспламеняющихся жидкостей с температурой вспышки не более 28°C, в таком количестве, что могут образовывать взрывоопасные парогазовоздушные смеси, при воспламенении которых развивается расчетное избыточное давление взрыва в помещении, превышающее 5 кПа; помещения, в которых применяются вещества и материалы, способные взрываться и гореть при взаимодействии с водой, кислородом воздуха, или один с другим в таком количестве, что расчетное избыточное давление взрыва в помещении превышает 5 кПа.

В соответствии с ПЭУ («Правила эксплуатации электроустановок») наружная установка отделения гидрирования к взрывоопасной категории класса В-1Г – это зона пространства наружных установок, содержащих горючие газы или ЛВЖ; насосная относится к классу В-1а – зона расположенная в помещении, в котором выделяются горючие газы или пары ЛВЖ в таком количестве и обладающие такими свойствами, что могут образовывать с воздухом взрывоопасные смеси при нормальных режимах работы.

По пожароопасности насосная и наружная установка по ПЭУ не категоризируются.

В соответствии с ГОСТ 12.01.11-88 группа взрывоопасных смесей:

наружная установка – 11А+Т2

насосная – 11А-Т2+Т3

В соответствии со СНиП 02.09.04-87 производственный процесс по санитарной характеристике относится к 1б.

4.3 МЕРОПРИЯТИЯ ПО ТБ И ОХРАНЕ ТРУДА НА УСТАНОВКЕ

Для исключения возможности возникновения взрывов, пожаров, отравлений, травм, для предупреждения повреждения оборудования, а также

для обеспечения нормальных санитарно-гигиенических условий труда работающих в цехе №22, необходимо выполнять следующие обязательные требования эксплуатации производства:

1.Точно соблюдать нормы технологического режима всех стадий производства, правила безопасной эксплуатации оборудования, требования инструкций по рабочим местам обслуживающего персонала производства.

2.Не допускать эксплуатацию оборудования с отключенными или неисправными системами ПАЗ.

3.Для обеспечения взрывобезопасности технологических систем при пуске в работу или остановках оборудования должны выполняться “Инструкции” по выполнению данных работ, в которых предусмотрена обязательная продувка оборудования инертным газом (азотом), предотвращающим образование в системах взрывоопасных смесей.

4.Следить за герметичностью систем, в которых обращаются горючие продукты, для исключения создания опасных концентраций этих веществ в окружающей среде во всех режимах работы.

Для помещений насосных, в которых возможно выделение больших количеств взрывоопасных паров и газов, предусмотрено устройство аварийной вытяжной вентиляции, обеспечивающее 8-кратный воздухообмен дополнительно к постоянно действующей приточно-вытяжной вентиляции.

В помещениях, где применяются токсичные, взрывоопасные и взрывопожароопасные продукты (компрессия, насосная к. 904) установлены газоанализаторы с устройством световой и звуковой сигнализации, оповещающей о наличии в воздухе помещения довзрывных концентраций взрывоопасных веществ.

Сигнализирующие устройства заблокированы с аварийными вентиляционными установками, которые должны автоматически включаться в работу. Кроме автоматического включения аварийной вентиляции предусмотрено так же и ручное. Пусковые устройства аварийной вентиляции расположены по месту и у основных входных дверей снаружи помещения.

Сигнализирующие устройства настроены на содержание горючих газов в воздухе помещений на 20% от нижнего концентрационного предела взрываемости циклогексана.

5. Для разогрева “ледяных” пробок в трубопроводах запрещается применение открытого огня. Разогрев производится горячей водой или паром.

Не допускать возможности динамического (гидравлического) воздействия разогреваемой среды на смежные объекты(трубопроводы,аппараты) и их разрушение.

Разогрев “ ледяных “пробок в лопнувшем трубопроводе без предварительного его отключения от общей системы и при наличии в нем продукта под давлением не разрешается.

6.Не допускать нарушения изоляции оборудования или трубопроводов, особенно в местах, доступных для обслуживания персонала на наружных установках,с целью недопущения повышения температуры наружных поверхностей более 60°C.

7.Не допускать возможности нарушения целостности трубного пространства теплообменников для исключения возможности проникновения рабочей среды в пар, конденсат, обратную воду.

8.Запрещается применять во взрывопожароопасных технологических системах гибкие шланги (резиновые, пластмассовые и т.п) в качестве стационарных трубопроводов.

Разрешается применение гибких шлангов для выполнения вспомогательных операций (продувку трубопроводов, насосов, освобождение трубопроводов от остатков газов, горючих жидкостей и т.д.).

Соединение шлангов с трубопроводами осуществлять с помощью стационарных разъемов.

9.Фланцевые соединения должны находиться в местах, открытых и доступных для визуального наблюдения, обслуживания, разборки, ремонта, монтажа.

Не допускать расположения фланцевых соединений трубопроводов с пожаровзрывоопасными и токсичными веществами над местами постоянного прохода людей и рабочими площадками.

10. Следить за исправным состоянием предохранительных клапанов на аппаратах и трубопроводах, где возможно увеличение давления выше допустимого.

11. Не допускать эксплуатацию оборудования, при которой срабатывание средств защиты может привести к травмированию обслуживающего персонала, выбросу взрывоопасных продуктов в рабочую зону и оказанию вредного действия на окружающую среду.

12. Обеспечивать работоспособное состояние систем автоматического управления процессом, регистрацию и автоматическую защиту оборудования при аварийных отклонениях параметров, аварийную сигнализацию отклонения параметров процесса и состояния оборудования. Локальные блокировки переводят отдельные виды оборудования или отделения в безопасное состояние или останавливают их при критических значениях параметров технологического режима.

13. На период отключения систем сигнализации и блокировок должны быть приняты меры для обеспечения безопасной эксплуатации оборудования и соблюдения норм технологического режима.

14. Обеспечить эксплуатацию регулирующих клапанов и отсекаателей таким образом, что бы при отсутствии электроэнергии или воздуха КИП они занимали положение, переводящее оборудование или стадии производства в безопасное состояние.

15. Эксплуатация цеха в составе всех стадий должна осуществляться в соответствии с требованиями “Общих правил взрывобезопасности для взрывопожароопасных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств (ПБ-09-170-97)”.

16. Контролировать исправное состояние всех систем ПАЗ.

17.Для предотвращения возможности образования взрывоопасных смесей внутри аппаратов и трубопроводов последние перед пуском и при подготовке к ремонту подлежат продувке азотом до содержания кислорода в отходящих газах не более 2% объемных. В поступающем в цех продувочном азоте содержание кислорода не должно превышать 2% объемных.

Емкостные аппараты, предназначенные для хранения легковоспламеняющихся жидкостей, должны эксплуатироваться под “азотным дыханием”.

18.Подвод инертного газа (азота) или пара к технологическим трубопроводам производить с помощью съемных участков трубопроводов или гибких шлангов с установкой запорной арматуры с обеих сторон съемного участка. По окончании продувки эти участки трубопроводов или шланги должны быть сняты, а на запорной арматуре установлены заглушки.

Шланги на штуцерах (паровых, азотных и др.) крепить только с помощью “хомутов”.Использование для этих целей “скруток” не допускается.Конец штуцера должен быть проточен под “ерш”.

19.Контролировать энергетическую устойчивость технологических систем всех отделений цеха с учетом категорий взрывоопасности входящих в него блоков с поддержанием в работоспособности основных и резервных источников электропитания и обеспечением их надежности работы.

20.Запрещается ведение технологического процесса при критических значениях параметров.

21.Не допускать разбалчивания и подтягивания фланцевых соединений на аппаратах и трубопроводах, находящихся под давлением или заполненных продуктом. Запрещается подтягивание сальников (кроме регулирующих клапанов), производить смазку на работающем оборудовании.

22.Открывать (закрывать)запорную арматуру (задвижки, вентили, краны, клапаны) плавно без рывков, избегая гидравлических ударов, запрещается применять рычаги для облегчения открытия и закрытия запорной арматуры.

23. Запрещается работать на разгерметизированном оборудовании, коммуникациях. Необходимо немедленно выявлять источник загазованности и принимать меры для устранения его. Не допускать переполнения аппаратов и разлива токсичных и пожаровзрывоопасных жидкостей. Случайно пролитые продукты должны быть смыты в дренажные емкости.

24. Не допускать загромождений дорог, проездов, подъездов, лестничных клеток, проходов и выходов из зданий, доступов к противопожарному оборудованию и средствам пожаротушения и связи.

25. Запрещается проводить какие бы то ни было продувки аппаратов, трубопроводов с выбросом продувочных газов в помещение.

26. Отбор проб осуществлять безопасными способами, исключая выделение в рабочую зону взрывоопасных и токсичных газов, паров, жидких продуктов.

Емкости для проб должны быть герметичными.

27. В цехе в местах, представляющих опасность для здоровья и жизни работающих должны быть вывешены соответствующие надписи и предупредительные знаки.

28. Огневые работы производятся в соответствии с требованиями “Типовой инструкции по организации безопасного проведения огневых работ на взрывоопасных и взрывопожароопасных объектах”. При оформлении разрешения на проведение огневых работ внутри аппаратов, емкостей, колодцев, коллекторов и другом аналогичном оборудовании, должны учитываться все меры безопасности.

30. Курение допускается только в специально отведенном и оборудованном для этой цели месте.

31. В целях защиты от статического электричества емкостного оборудования аппаратов, трубопроводов, последние заземлены в соответствии с требованиями “Правил защиты от статического электричества в производстве химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей промышленности” и правил устройства электроустановок (ПУЭ).

Ввод легковоспламеняющейся жидкости в аппараты производить через загрузочные трубы, расстояние от конца загрузочной трубы до дна приемного аппарата не должно превышать 200мм, если это невозможно, то струя должна быть направлена вдоль стенки.

32. Все электрооборудование, применяемое в цехе, предусмотрено во взрывозащищенном исполнении по циклогексану согласно требованиям ПУЭ и ПИВРЭ.

33. Монтажные проемы должны быть ограждены.

34. Не допускать гидравлических ударов при подаче пара во избежание разрушения аппаратов и трубопроводов.

35. В случае снижения температуры воздуха производственных помещений ниже $+10^{\circ}\text{C}$ для обеспечения безаварийной работы цеха необходимо принять следующие меры:

а) обеспечить постоянный контроль за давлением и температурой прямой и обратной теплофикационной воды на входе и выходе из теплофикационных узлов

б) не допускать снижения температуры обратной теплофикационной воды ниже, чем предусмотрено графиком.

в) осуществлять постоянный контроль за состоянием контрольно-измерительных приборов и автоматики, при необходимости принять меры для их дополнительного обогрева.

г) установить постоянный контроль за поступлением и температурой горячей воды и пара на спутники обогрева трубопроводов и шкафов КИПиА на наружных установках цеха.

Перечень спецодежды, спец.обуви других средств индивидуальной защиты рабочего места аппаратчика гидрирования бензола :

- Аппаратчик гидрирования бензола на данном рабочем месте должен находиться в спецодежде и спец.обуви, положенной по нормам, в каске, иметь при себе защитные очки, противогаз марки «БКФ» и уметь им пользоваться.

- Спецодежда должна быть чистой и исправной, периодически стираться, храниться в специальных шкафчиках для рабочей одежды.

- Шлем-маска и шланги противогаза должны быть без порывов и надрезов. Коробка противогаза должна периодически проверяться на защитное действие

В цехе для защиты работающих используются следующие средства индивидуальной защиты: промышленные фильтрующие противогазы; шланговые противогазы; респираторы; спецодежда и спецобувь.

Промышленные противогазы используются марки «ДОТ-600» защищающие от органических соединений и их смесей. Применяют противогазы при наличии в воздухе производственных помещений кислорода не менее 18%, вредных веществ не более 0,5%.

Шланговые противогазы защищают органы дыхания человека при недостаточном содержании кислорода и неограниченном содержании вредных веществ. Применяются при работе в загазованных помещениях, емкостях, колодцах и т. д. Шланговые противогазы бывают двух марок: ПШ-1 с длиной шланга не более 10м, воздух всасывается через шланг силой легких работающего; ПШ-2 с длиной шланга 20м и принудительной подачей воздуха.

Респираторы служат для защиты органов дыхания от пыли и вредных веществ при содержании кислорода в воздухе не менее 18%, вредных веществ – не превышающих ПДК в 10-15 раз. Марки респираторов: Ф-62Ш, «Астра-2», У-2К, «Кама», «Лепесток» - противопыльные; РПГ-67 – противогазовый; РУ-60М и Ру-60МУ – универсальные.

Все работники установки обеспечиваются спецодеждой, спецобувью и защитными средствами по утвержденным нормам. В соответствии со спецификой производства используются следующие виды спецодежды и спецобуви:

куртка и брюки стеганные ватные;

1) костюмы хлопчатобумажные;

- 2) ботинки кожаные;
- 3) сапоги резиновые;
- 4) валенки;
- 5) перчатки х/б и резиновые, рукавицы;
- 6) защитные очки.

3.3.2.Порядок уведомления администрации о случаях травмирования аппаратчика гидрирования и неисправности оборудования, приспособлений и инструмента.

- Аппаратчик гидрирования (5 разряда) при возникновении случая травмы, обнаружения неисправности оборудования, приспособлений и т.д. ставит в известность аппаратчика гидрирования (6 разряда) и старшего мастера смены цеха.

- Аппаратчик гидрирования о всех обнаруженных дефектах и неисправностях делает соответствующую запись в рапорте по рабочему месту аппаратчика гидрирования, в журнале дефектов оборудования.

- Старший мастер смены цеха записывает эти неисправности в свой рапорт (эти записи руководство цеха просматривают ежедневно утром), а также сообщает на ежедневных оперативках, которые проходят дважды в день в кабинете начальника цеха.

Правила личной гигиены, которые должен знать и соблюдать аппаратчик гидрирования при выполнении работы.

- Во время работы все аппаратчики гидрирования обязаны пользоваться выданными им спецодеждой и спецобувью. Администрация цеха, предприятия обязана следить за тем, что рабочие действительно использовали вышеперечисленный инвентарь и не допускать к работе и служащих без установленных нормами спецодежды, спецобуви и предохранительных приспособлений, а также при ее сильном загрязнении или неисправности.

- Запрещается прием пищи в производственных помещениях. Пища принимается только в специально отведенном и оборудованном для этих целей месте или столовой..

- Для питья разрешается использовать только питьевую воду системы питьевого водопровода или специально оборудованных фонтанчиков. Использование для питья какой-либо другой воды запрещается.

- Запрещается пользоваться чужой спецодеждой и спецобувью, чужими СИЗ.

- В случае недомогания или признаков отравления обращаться в медпункт или медсанчасть для оказания квалифицированной медицинской помощи

- По окончании работы принять душ, переодеться в чистую одежду.

В производственных помещениях нормальные условия среды создаются приточно – вытяжной вентиляцией, при которой в помещение подается свежий чистый воздух и удаляется загрязненный.

В помещениях отделения гидрирования при авариях возможно выделение больших количеств взрывоопасных паров и газов, поэтому в них предусмотрено устройство аварийной вытяжной вентиляции с 8-кратным воздухообменом дополнительно к постоянно - действующей приточно – вытяжной вентиляции.

В отделении установлены газоанализаторы с устройством световой и звуковой сигнализации, оповещающей о наличии в воздухе помещения взрывоопасных веществ до взрывных концентраций.

Пусковые устройства аварийной вентиляции заблокированы с газоанализаторами. Если концентрация горючих веществ в помещении превысит определенный уровень автоматически включается аварийная вентиляция. Автоматическое отключение её происходит в том случае, если анализаторы покажут снижение концентрации горючих газов до нормальной величины. Кроме автоматического включения аварийной вентиляции

предусмотрено и ручное. Пусковые устройства аварийной вентиляции расположены по месту основных входных дверей снаружи помещения.

Сигнализирующие устройства настроены на содержание горючих газов в воздухе помещений на 20% от нижнего предела взрываемости по циклогексану.

Для аварийной вентиляции используют осевые вентиляторы, обладающие при низком давлении большой производительностью. Используют вентиляторы взрывобезопасного типа с рабочим колесом и лопастями, изготовленными из неискрящего металла. Электродвигатели вентиляторов используют во взрывобезопасном исполнении.

Аварийная вентиляция сделана только вытяжной, чтобы создать в помещении некоторое разрежение и предотвратить распространение газов в соседнее помещение.

ГЛАВА 5 ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

В цехе №22 производства капролактама для уменьшения содержания в сбросных газов окиси углерода и циклогексана предусмотрена установка очистки этих газов.

Установка очистки сбросных газов стадии окисления циклогексана, предназначена для очистки газовых выбросов, содержащих: окиси углерода до 2,2 % об. и циклогексана до 0,1%об. в среде азота.

Мощность установки – 12000 нм³/час, определена объемом газовых выбросов, поступающих на установку для очистки.

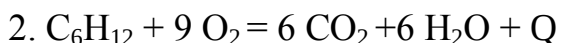
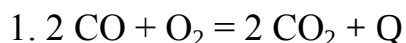
Степень очистки в зависимости от состава сбросных газов и активности катализатора, составляет 97-100% по окиси углерода и 90-99% по циклогексану.

Схема установки выполнена в одну технологическую линию.

Метод производства –каталитическое окисление циклогексана и окиси углерода до углекислого газа и воды.

В состав рабочего места входит установка очистки сбросных газов со всеми относящимся к ней аппаратами, трубопроводами, запорной и регулирующей арматурой , контрольно- измерительными приборами и автоматикой, системой спутникового обогрева, территория, прилегающая к обслуживаемому оборудованию.

Процесс очистки выбросов от паров циклогексана и окиси углерода, основан на каталитическом окислении данных примесей кислородом воздуха, до двуокиси углерода воды:



В сбросных газах стадии окисления содержится кислород (не более 3%), но его не достаточно для проведения реакций каталитического окисления примесей и недостающее количество подается с технологическим воздухом через теплообменник.

Процесс проводится в реакторе, с трехслойным размещением катализатора, при температуре 480-510 С.

Все отходы, выбросы в атмосферу и сточные воды утилизируются, и тем самым производство не оказывает существенного влияния на окружающую среду[59].

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данном выпускной квалификационной работе выполнен процесс гидрирования бензола в производстве капролактама и приведены сведения по катализаторам участвующим в данной реакции. Выявленные недостатки существующей схемы гидрирования и предложено ввести дополнительный теплообменник поз. Т-116/2 предназначен для охлаждения отдувочных газов перед подачей сепаратор поз. С-117. На линии конденсации газовой фазы. Что позволило увеличить производительность по циклогексану. Выполнены технологические расчеты материального и теплового балансов участка гидрирования бензола. Выполнен расчет вводимого теплообменного аппарата.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

6. Афанасьев А. Н ; ТГУ ; каф. "Машины и аппараты хим. и пищевых производств и предприятий строит. материалов". – ТГУ
7. Айнштейн В.Г . и др.Учеб. для вузов. В 2 кн. Кн. 1; под ред. В. Г. Айнштейна. - Москва : Высш. шк. : Логос, 2002.
8. Агабеков В.Е., Корсак И.И., Мицкевич А.И., «Нефтехимия»,1973,т.13,№5,с.688-695.
9. Башкиров А.Н., Хим. наука и пром.,1956,№1,с.273-276.
10. Бакулин Д.А. и др.Учеб. пособие /под ред. В. Л. Клименко, Л. Ф. Тупицыной. - Ленинград : Химия, 1991. - 191 с.
11. Балабеков О.С, Балтабаев Л.Ш. Процессы и аппараты - Москва : Химия, 1991. - 251 с. : ил. - Библиогр.: с. 247-251.
12. Варшавский С. Л., Крендель Б. А.Производство капролактама в Германий, ОНТИ ГИАП, М., 1949, с. 143
13. Вайсберг А.М. и др., Органические растворители. Изд. ИЛ,1958,с.74,102,131.
14. ГОСТ 14249-89. Сосуды и аппараты.
15. Горелик А.Г, Амитин А.В.,Десублимация в химической промышленности - Москва : Химия, 1986. - 272 с
16. Губен И.М «Методы органической химии», Гозхимиздание,т.4,кн.1,1949.,
17. с.453.
18. Денисов Е.Т., «Успехи химии»,1970,1963,т.32,№4,с.53-71.
19. Егоров А. М и др. «Азотная промышленность», 1967, №4, с.573-577.
20. Инструкция ИРМ 22-2.Цеха циклогексанона №22 производство капролактама .-2011.-с.219-223.
21. Зильберман Е.Н., Хим. Пром., 1954, №3, с. 152-154.
22. Инженер – нефтяник.-1973.-№12.-с. 126-127.

23. Касаткин А.Г., Основные процессы и аппараты химической технологий.-2006.- с. 310.
24. Конобеев Б. И., Ляпин В.В.,ЖПХ,1970, т.43, №4, с.803-811.
25. Комяков А. М.. и др. Авт. свид.№348540 (1969).
26. Кулькова Н.В. и др., «Кинетика и катализ»,1969,т.10,№5,с.686-690.
27. Коровин Н.В., учеб. для вузов. Общая химия.
28. Лисичкин Г.В., Российский химический журнал.- 2006-№3.-с.16
29. Любарский Г.Д., Снаговский Ю.С., Химическая промышленность.-1964.-№4.- с. 265-270.
30. Мельников Н.А., Пикало Н.М., Новости нефти газовой технике.
31. Матвеева Г.Н., Смолян З.С., Фогель Ц.И., Химическая промышленность,1967,№1,с.21-23.
32. Медведева О.Н., Шестакова О.Н., Бадриан А.С., «Азотная промышленность»,1973,№2, с.13-15.
33. Овчинников В.И., Производство капролактама.-1977.- с.7
34. Овчинников В.И., Производство капролактама.-1977.-с.8
35. Овчинников В.И., Производство капролактама.-1977.- с .16
36. Овчинников В.И., Производство капролактама.-1977.- с.16
37. Овчинников В.И., Производство капролактама.-1977.-с. 8
38. Пат. США 2891984(1959г)
39. Пат. США 2891100(1959г) Cotthard F.
40. Пат. США 2755317(1959г), 3277361(1966г)
41. Пат. США 3076810(1963)
42. Постоянный технологический регламент ТР22А получения циклогексанона цеха № 22 (гидрирование бензола производства капролактама) ., -2007.-с.3.
43. Полимерные материалы и двойные технологии технической химии

44. Проскурин А.М. и др., Химическая промышленность., 1972, №9, с.663-665.
45. Палатченко Л.М., Химическая технология, Киев, 1972, №4, с.61-63.
46. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии: Учебник под ред. Плановский А.Н., Николаев П.И.: Изд. 3-е.- М.: Химия, 1987. – 496 с.
47. Плановский А.Н, В.М.Рамм, С.З.Каган «Процессы и аппараты химической технологии». Москва, Химия, 1968 г.
48. Смолян З.С и др. Авт. свид. №165459; Бюлл. изобр. и товарных знаков, №19, 1964.
49. Саводник Н.Н., Шепелин В.А., Залкинд Ц. И., «Электрохимия», 1971, т.7, №3, с.424-426; №4, с.713-716.
50. Старостенко Н.Ф., Старостенко Е.П., Журн, ВХО им. Д.И. Менделеева, 1968, т. XIII, №5, с.599-600.
51. Технологический регламент № ТР- 22Б «КуйбышевАзот».-2010.- с. 5-7.
52. Тимофеев В.С, Л. А. Серафимов. - 2-е изд., перераб. - Москва : Высш. шк., 2003. - 536 с.
53. Темкин М. И., ДАН СССР, 1963, т.152, №1, с.156-158.
54. Фурман М.С., Мокс М.Б., Чечик Е.И., Хим. Пром., 1975, №5, с.12-15.
55. Ходеева С.М. «Труды ГИАП», Химия и технология продуктов органического синтеза, 1971, выпуск 12, с.30-39.
56. Черный И. Р. Подготовка сырья для нефтехимии. «Химия», 1966. с.253.
57. Эмануэль Н.М., Нефтехимия, 1973, №3, с.323-331.
58. Об охране окружающей среды : федерал. закон : принят Гос. Думой 20 дек. 2001 г. : одобрен Советом Федерации 26 дек. 2001 г.
59. Cier. H.E. Waddel M.T. Ind. Eng. Chem., 1959.- №3.