

Министерство образования и науки Российской Федерации
федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Институт Природных ресурсов
Направление подготовки Химическая технология
Кафедра Технологии органических веществ и полимерных материалов

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

Тема работы
Проект узла синтеза циклогексана

УДК 661.715.7

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д12	Попова Галина Евгеньевна		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Старший преподаватель	Троян А. А.	К. х. н.		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Сеченова А.А	К.Т.Н		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Гусельников М.Э.	К.Т.Н.		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Зав. кафедрой	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Юсубов М.С.	Д.Х.Н.		

Томск – 2016 г.

Министерство образования и науки Российской Федерации
 Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
 высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
 ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Институт природных ресурсов

Направление Химическая технология

Кафедра Технологии органических веществ и полимерных материалов

УТВЕРЖДАЮ:

Зав. кафедрой

_____ М.С. Юсубов

«___» _____ 20__ г.

ЗАДАНИЕ

на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

Бакалаврской работы

Студенту:

Группа	ФИО
3-2Д12	Попова Г.Е.

Тема работы:

Проект узла синтеза циклогексана	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	28.01.2016 №409с
Срок сдачи студентом выполненной работы	10.06.16

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе	1. Производительность по циклогексану – 75000 т/год 2. Годовой фонд рабочего времени – 7800 ч 3. Объемное отношение компонентов на входе в реактор первой ступени $N_2:N_2:C_6H_6=5.5:2.5:1.0$ 4. Степень конверсии бензола 90-95%
Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов	1. Литературный обзор. 2. Объекты и методы проектирования. 3. Расчеты. 4. Результаты разработки. 5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность, ресурсосбережение. 6. Социальная ответственность.
Перечень графического материала	1. Чертеж общего вида 2. Технологическая схема 3. Чертеж сборочных единиц
Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы	
Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Сечина А.А.
Социальная ответственность	Гусельников М.Э.
Названия разделов, которые должны быть написаны на иностранном языке:	
Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	12.04.2016

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Старший преподаватель	Троян А.А.	К.х.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д12	Попова Г.Е.		

Содержание

Реферат	8
Введение	9
1. Характеристика производимой продукции.	
Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов	10
2. Физико-химические основы технологического процесса	14
3. Выбор и обоснование технологической схемы производства	19
4. Обоснование конструкции основного аппарата и выбор материала	21
5. Описание технологического процесса и схемы	25
6. Техничко-технологические расчеты	27
7. Технологический расчет реактора первой ступени	38
8. Гидравлический расчет основного аппарата	45
9. Механический расчет аппарата	47
10. Подбор вспомогательного оборудования	53
11. Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов	59
12. Нормы технологического режима	60
13. Контроль производства и управление технологическим процессом	61
14. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	65
15. Социальная ответственность	79
Заключение	97
Список использованной литературы	

Реферат

Выпускная квалификационная работа в количестве 103 страницы содержит 33 таблицы, 10 рисунков, 3 листов графического материала.

Ключевые слова: бензол, гидрирование, трубчатый реактор.

Объектом разработки является узел синтеза циклогексана.

Целью данной работы является проектирование узла синтеза циклогексана, расчёт материального, теплового баланса производства циклогексана, а также подбор вспомогательного оборудования и экономические расчеты.

В результате исследования спроектирован узел синтеза циклогексана, подобран стандартный реактор, определены нормы технологического режима и образования отходов производства.

Основные конструктивные, технологические и технико-эксплуатационные характеристики: производительность по циклогексану – 75000 т/год.

Представленные расчеты показывают, что производство рентабельно.

Дипломная работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word 7.0. Графическая часть выполнена в программе Компас 3D V16 версии.

Введение

Для заводов основного органического синтеза характерны крупнотоннажные производства широко используемых органических веществ: мономеров для получения на их основе высокомолекулярных соединений; органических полупродуктов, а также растворителей, антифризов, теплоносителей, смазочных веществ, моторных топлив и т.д.

Ключевая стадия практически любого химико-технологического процесса реализуется в химическом реакторе – основном аппарате химико-технологической схемы.

Химический реактор в технологической схеме сопряжен с различными аппаратами подготовки сырья и разделения реакционной смеси, нагрева, охлаждения и очистки целевого продукта.

Конструкцией и режимом работы химического реактора определяются экономичность и эффективность всего процесса. Отсюда следует, что выбор размеров и конструкции химического реактора определяют по скоростям процессов массо- и теплообмена и химических реакций, протекающих в них. При этом задаются необходимая степень превращения сырья и производительность установки, частью которой является реактор.

Цель работы – проектирование узла синтеза циклогексана.

Основные задачи, решаемые в рамках данной работы, заключаются в следующем:

- рассмотрение физико-химических свойств исходных веществ и продуктов реакции;
- обоснование выбора типа и конструкции реактора,
- проведение материальных и тепловых расчетов;
- проведение экономических расчетов, определение себестоимости;
- рассмотрение охраны труда и социальной ответственности.

1 Характеристика производимой продукции. Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов

Основным продуктом рассматриваемого технологического процесса является циклогексан, имеющий брутто-формулу C_6H_{12} , представляет собой цикл из шести атомов углерода, при каждом из которых находится по два атома водорода.

Циклогексан схож с бензолом, однако не имеет в своей структуре двойных связей углерод-углерод.

В природе циклогексан содержится в нефти (около 0,9-1,5% по массе).

По физико-химическим свойствам циклогексан представляет собой бесцветную нерастворимую в воде некоррозионную жидкость с острым неприятным запахом. Циклогексан, как и любой получаемый из нефти продукт, горюч, поэтому данное вещество транспортируются в железнодорожных и автомобильных цистернах, баржах и металлических бочках с обязательной красной меткой, принятой для горючих жидкостей.

Промышленностью выпускается циклогексан марок «технический» с чистой 95% или 99% и «растворитель» с чистотой не менее 85%.

Циклогексан имеет молекулярную массу 84,16 г/моль, температуру плавления $6,5^{\circ}C$, температуру кипения в пределах $79-81^{\circ}C$, плотность при $20^{\circ}C$, равную $0,7785 \text{ кг/м}^3$, давление паров $16,21 \text{ кПа}$ при $30^{\circ}C$.

Среди важнейших термодинамических характеристик циклогексана выделим молярную теплоемкость ($C_p = 156,48 \text{ Дж/(моль}\cdot\text{K)}$), теплоту плавления ($\Delta H_{пл}^0 = 31,1 \text{ кДж/кг}$), теплоту испарения ($\Delta H_{исп}^0 = 358 \text{ кДж/кг}$), а также теплоту образования ($\Delta H_{обр}^0 = -156,23 \text{ кДж/моль}$) и энтропию при $20^{\circ}C$, равную $S_{298}^0 = 204,35 \text{ Дж/(моль}\cdot\text{K)}$.

Циклогексан нерастворим в воде, со спиртами, простыми и сложными эфирами смешивается, также образует однородные смеси с хлоруглеводородами, жирными кислотами и аминами.

С водой образует азеотропные смеси с водой (т. кип. 69°C, 96,1% циклогексана по массе), а также с бензолом (77,5°C, 45% циклогексана).

Молекула циклогексана при обычных температурах существует в виде двух быстро переходящих друг в друга кресловидных конформаций.

Длины связей в циклогексане составляют (в нм): 0,15 (С-С), 0,11 (С-Н), угол С-С-С равен 111,4°.

Получают циклогексан гидрированием бензола в жидкой фазе над никелевым катализатором при 150-250°C и 1-2,5 МПа (выход 99%), а также выделяют ректификацией из нефтепродуктов.

По химическим свойствам циклогексан является типичным представителем циклоалканов.

При жидкофазном окислении циклогексана воздухом при температуре 142-145°C и давлении 0,7 МПа образуется смесь циклогексанон-циклогексанол.

Нитрование циклогексана 30%-ной азотной кислотой или воздействие NO₂ приводит к образованию нитроциклогексана, а при действии более концентрированной HNO₃ циклогексан окисляется до адипиновой кислоты, нитрозирование циклогексана NOCl приводит к циклогексаноксиму (полупродукту в производстве капролактама).

При дегидрировании циклогексана над никелевым катализатором, мелкодробленой платиной или палладием выделяется бензол, при действии брома образуется гексабромбензол, при хлорировании продуктом является хлорциклогексан с примесью полихлорпроизводных, при действии иода получают бензол. При пиролизе циклогексана при 450-600°C образуется смесь насыщенных и ненасыщенных углеводородов.

Циклогексан широко используется как сырье в органическом синтезе, растворитель восков, эфирных масел, красок, лаков, экстрагент в фармацевтической промышленности.

Циклогексан опасен для здоровья, раздражает дыхательные пути. ПДК в атмосферном воздухе составляет 1,4 мг/м³. Температура вспышки в закрытом

тигле -20°C , температура самовоспламенения равна 260°C , КПВ 1,3-8% (по объему).

В качестве сырья при производстве циклогексана в промышленности используется нефтехимический или коксохимический бензол.

Нефтехимический бензол выделяется из нефтяных фракций $62-105^{\circ}\text{C}$ на установках платформинга. Продукты процесса платформинга разделяются ректификацией и экстрактивной дистилляцией. В получающемся при этом бензоле содержится порядка 0,2% примесей, в том числе до 0,06% толуола, 0,06% н-гептана и метилциклогексана и около 0,0001% общей серы.

В коксохимическом бензоле содержится значительно больше серы, в особенности тиофеновой. По этой причине на коксохимических предприятиях предусматривается специальная гидроочистка бензола гидрированием сернистых соединений до сероводорода и последующим отпариванием H_2S и щелочной промывкой.

В бензоле после очистки содержится 0,0002% тиофеновой и 0,0001% сероуглеродной серы, 0,05-0,09% н-гептана и 0,06-0,12% метилциклогексана. Примеси углеводородов в бензоле на процесс гидрирования не влияют, однако, попадая в циклогексан, они в конечном счете могут ухудшить качество производимого из циклогексана капролактама.

Ректификационная очистка бензола неэффективна в связи с образованием азеотропных смесей, неблагоприятных по составу (например, 0,7% н-гептан и 99,3% бензол). В промышленности примеси высококипящих углеводородов выделяются на атмосферной ректификационной колонне не из бензола, а из циклогексана. Кубовая жидкость колонны («гептановая фракция»), выводится на сжигание.

Используемый при гидрировании бензола водород содержит некоторое количество инертных компонентов (азот, метан и другие), причем концентрация водорода в газе зависит от качества исходного природного газа и метода очистки водорода и составляет обычно 90 и 97% (об.). В водороде

регламентировано содержание двуокиси и окиси углерода – не более 0,002% (об.) каждой, до 0,0002% (об.) аммиака и до 2 мг/м³общей серы.

2 Физико-химические основы технологического процесса

Восстановление (гидрирование) ароматических углеводородов – присоединение водорода по двойным связям ароматических колец– используют для получения таких соединений, как циклогексан, циклогексиламин, тетралин и др. Гидрирование осуществляют в жидкой фазе под давлением с применением катализаторов. Катализаторами гидрирования могут быть металлы VIII группы Периодической системы элементов; в промышленности применяют главным образом никель на носителях, например на оксиде хрома(III). Реакцию проводят при температуре порядка 120–200 °С и повышенном давлении (1–5 МПа).

Ароматические углеводороды более устойчивы и менее реакционно способны при гидрировании, чем олефины. Так, скорость гидрирования бензола в ядро в 150 раз меньше, чем скорость гидрирования циклогексана.

Циклогексан получают в результате гидрирования бензола по реакции:



Наиболее медленной является первая стадия; она протекает с поглощением тепла (23,8 кДж/моль), в то время как последующие стадии идут с выделением тепла (ПОД и 119,5 кДж/моль соответственно).

Ароматические углеводороды перед гидрированием должны быть очищены от серосодержащих соединений, которые являются контактными ядами и отравляют катализатор.

Гидрирование бензола, очищенного от тиофена, проводят при 140–200 °С и 1–5 МПа на никеле, нанесенном на оксид хрома (III). При наличии в бензоле серосодержащих примесей в качестве катализаторов следует использовать оксиды или сульфиды никеля и вольфрама; однако в этом случае процесс протекает при 320–360 °С и давлении до 30 МПа.

Получаемый циклогексан используют для получения циклогексанона, капролактама, адипиновой кислоты.

Реакция гидрирования бензола обратима и сопровождается выделением большого количества тепла.

При реализации промышленного процесса возможны трудности связанные со съемом возникающего в процессе реакции тепла. Также бензол должен быть очищен от соединений серы, являющихся контактными ядами для катализаторов из благородных металлов.

Механизм и кинетика гидрирования бензола [5].

Бензол в присутствии катализаторов легко гидрируется до циклогексана. Реакция обратима и сопровождается выделением значительного количества тепла (206 кДж/моль). С понижением температуры и повышением давления реакция сдвигается в сторону образования циклогексана.

Константа равновесия этой реакции K_p в области 500-550 К вычисляется из уравнения:

$$\lg K = \frac{9590}{T} - 9,9194 \lg T + 0,002285T + 8,565,$$

Зная величину K , можно определить степень конверсии бензола в циклогексан α

$$K = \frac{P_{C_6H_{12}}}{P_{C_6H_6} * P_{H_2}^3} = \frac{\alpha (\lambda + 1 - 3\alpha)^3}{(1 - \alpha) * (\lambda - 3\alpha)^2 P^3},$$

где $P_{C_6H_{12}}$, $P_{C_6H_6}$, $P_{H_2}^3$ - парциальные давления циклогексана, бензола и водорода в равновесной смеси; λ - мольное отношение водорода к бензолу; P – общее давление.

Значения равновесных степеней конверсии бензола в циклогексан при разных давлении, температуре и мольном отношении водорода к бензолу представлены в рисунке 2.2.

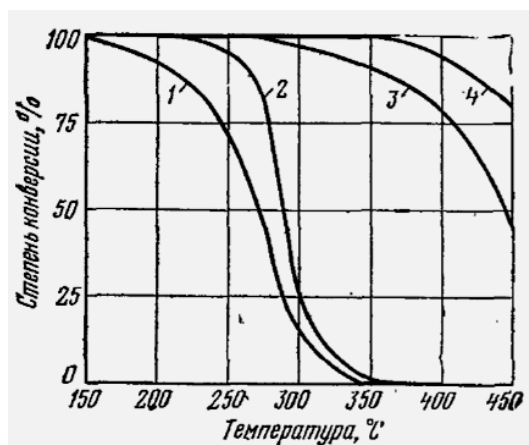


Рисунок – 2.2. Равновесная концентрация бензола в циклогексан при различных давлении, температуре и отношении $H_2 : C_6H_6$:

1 - $H_2 : C_6H_6 = 3$, $p = 0,1$ МПа; 2 - $H_2 : C_6H_6 > 3$, $p = 0,1$ МПа; 3 - $H_2 : C_6H_6 = 3$, $p = 5$ МПа; 4 - $H_2 : C_6H_6 > 3$, $p = 5$ МПа.

Из рисунка видно, что при атмосферном давлении и температуре ниже $200\text{ }^\circ\text{C}$ процесс идет почти нацело слева направо до циклогексана, а при температуре выше $350\text{ }^\circ\text{C}$ равновесие полностью сдвигается влево. Поэтому при использовании малоактивных катализаторов (например, сульфидных), когда температуру реакции необходимо повышать до $350\text{--}370\text{ }^\circ\text{C}$, полного превращения бензола удается достичь только при давлении около 30 МПа.

На рисунке 2.3 представлена зависимость скорости реакции в кинетической области от парциального давления бензола при разных температурах.

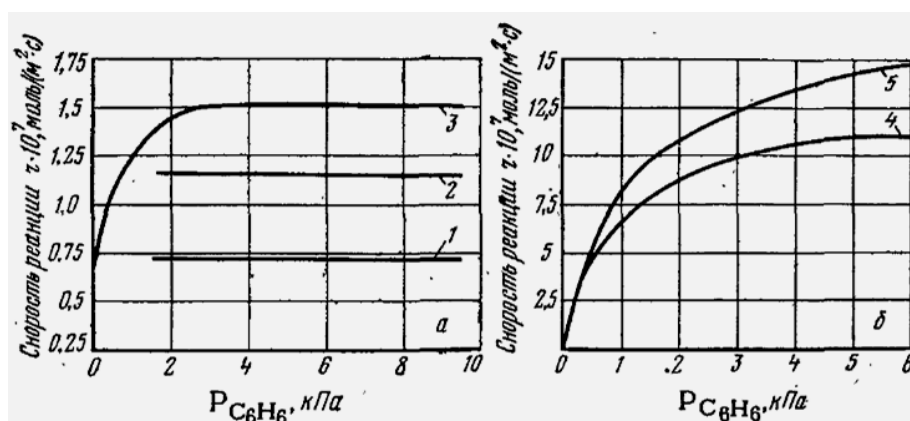


Рисунок – 2.3. Зависимость скорости гидрирования при температурах до $105\text{ }^\circ\text{C}$ (а) и до $185\text{ }^\circ\text{C}$ (б) от парциального давления бензола:

1 - при $85\text{ }^\circ\text{C}$; 2 – при $97\text{ }^\circ\text{C}$; 3 – при $105\text{ }^\circ\text{C}$; 4 – при $165\text{ }^\circ\text{C}$; 5 – при $185\text{ }^\circ\text{C}$.

В температурном интервале до 100 °С скорость реакции остается практически постоянной вплоть до степени конверсии бензола 80 %, что свидетельствует о нулевом порядке по бензолу в этой области. При степени конверсии выше 80 % скорость реакции падает с уменьшением парциального давления бензола, и порядок по бензолу становится больше нуля. При высоких температурах область отклонений от нулевого порядка по бензолу значительно расширяется, и при 185 °С порядок реакции по бензолу составляет 0,5.

По водороду порядок реакции при температурах до 100 °С равен 0,5. С ростом температуры он повышается до 1,2. Что связано с изменением адсорбционных характеристик катализатора. Продукт реакции, циклогексан, тормозит процесс лишь в небольшой степени.

Используемый для гидрирования бензола никель-хромовый катализатор состоит из металлического никеля или никелевой черни (не менее 48 %), нанесенного на окись хрома (27 %). Катализатор представляет собой черные блестящие таблетки (4x4 мм) с насыпной плотностью 1,1-1,3 г/мл. Никель-хромовый катализатор пирофорен: при контакте с горючими газами в присутствии воздуха катализатор может вызвать воспламенение, поэтому его выпускают в пассивированном виде, т.е. частично окисленной поверхностью никеля. [5]

При гидрировании на никель-хромовом катализаторе в интервале давлений 2-6 МПа при 120-250 °С и объемной скорости по бензолу 0,5-2 ч⁻¹ содержание циклогексана в гидрогенизаторе равно 99,9 %. Степень конверсии бензола в циклогексан меняется в зависимости от высоты слоя катализатора и от продолжительности гидрирования. Так, при гидрировании бензола, содержащего 0,00001 % тиофеновой серы, (температура 160-170 °С, давление 3 МПа и мольное соотношение водород : бензол, равное 16:1) достигается степень конверсии 95 % в слое, составляющем всего 30 % от общего объема катализатора.

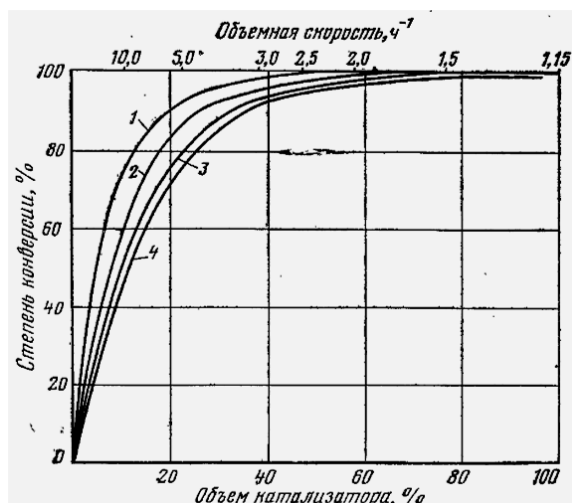


Рисунок – 2.4. Зависимость степени конверсии бензола от объемной скорости и объема катализатора при разной продолжительности гидрирования:

1 – 60 ч; 2 – 136 ч; 3 – 416 ч; 4 – 747 ч.

Кривые, описывающие зависимость степени конверсии бензола от температуры при постоянной объемной скорости, проходят через максимумы, и представлены на рисунке 2.5.

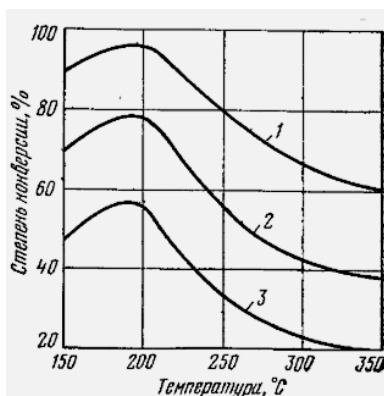


Рисунок – 2.5. Зависимость степени конверсии бензола от температуры при различной объемной скорости: 1 – 5 ч⁻¹; 2 – 10 ч⁻¹; 3 – 20 ч⁻¹. [5]

3 Выбор и обоснование технологической схемы производства

На сегодняшний день существует и применяется в промышленности несколько принципиально отличных схем процесса гидрирования:

1) Гидрирование проводится в трубчатом реакторе, содержащем в межтрубном пространстве кипящий конденсат. Тепло, выделяющееся в трубном пространстве, производится образующимся в межтрубном пространстве водяным паром.

Конструктивно трубчатый реактор является вертикальным кожухотрубчатым теплообменником. Реактор имеет штуцеры, осуществляющие подвод исходной смеси и отвод продуктов реакции, а также для подачи воды в межтрубное пространство и отвод образующегося пара. Для предотвращения перегрева первых по ходу газа слоев катализатора, он разбавляется инертным материалом.

2) Гидрирование производится в аппаратах со сплошным слоем катализатора, помещенным в несколько слоев на дырчатых полках, либо в специальных корзинах. В пространстве между слоями расположены холодильники. Иногда применяют несколько адиабатических реакторов со сплошным слоем катализатора и промежуточным охлаждением реакционной массы

3) Также на практике применяют аппараты, катализатор в которых размещен в несколько слоев в катализаторной коробке, монтируемой вне реактора и вынимаемой при замене катализатора.

В кольцевое пространство между катализаторной коробкой и корпусом реактора подается холодный водород или реакционная смесь для частичного отвода тепла и защиты корпуса реактора от действия высоких температур. В нескольких точках по высоте коробки вводится холодный водород, при этом для укрепления корпуса реактора все трубы выведены через массивную крышку и днище, а не сбоку.

4) Возможно сочетание двух реакторов, а именно реактора гидрирования в жидкой фазе с суспендированным катализатором реактора для гидрирования в газовой фазе со стационарным катализатором.

Рассмотрев различные способы гидрирования бензола, нами была выбрана наиболее оптимальная схема процесса, заключающаяся в гидрировании бензола в паровой фазе на никельхромовых катализаторах в трубчатом реакторе.

Выбор обоснован следующими причинами:

1) Парофазное гидрирование имеет более заметные энергетические преимущества перед жидкофазным, в особенности если парофазное гидрирование осуществлять в трубчатых реакторах при одновременном получении энергетического пара. Также при жидкофазном процессе возможно возникновение затруднений, связанных с использованием суспендированного катализатора.

2) Применение трубчатого реактора позволяет достичь высокой степени превращения сырья и производительности. Основная реакция протекает в трубчатом реакторе.

3) Как никелевые, так и платиновые катализаторы быстро и, главное, необратимо адсорбируют сернистые соединения. По этой причине они могут быть использованы в качестве эффективных форконтактов при тонкой очистке бензола.

4 Обоснование конструкции основного аппарата и выбор материала

Реактор предназначен для гидрирования бензола на стационарном никелехромовом катализаторе и является основным реактором. Реактор представляет собой стальной сварной вертикальный цилиндрический сосуд с приваренными сферическими днищем и крышкой. В трубное пространство загружают катализатор, что обеспечивает степень конверсии бензола 90-95 %. Тепло, выделяющееся в результате реакции, отводят кипящим в межтрубном пространстве реактора при давлении 0,6 МПа водным конденсатом.

Основными требованиями к оборудованию являются механическая надежность, конструктивное совершенство, эксплуатационные достоинства.

Различные параметры процесса приводят к неодинаковому выходу и качеству продукта при сохранении той же схемы основной химической реакции. Поэтому тип реактора будет определяться не только химической реакцией, а в основном условиями ее проведения (давлением, температурой, фазовым состоянием реагентов, наличием катализаторов и т.д.). Это обуславливает необходимость четкой классификации реакторов для создания методов их конструирования и расчета.[2]

Факторы, влияющие на выбор конструкционных материалов при изготовлении химических аппаратов:

- 1) агрессивность среды;
- 2) температура среды;
- 3) максимальное давление в аппарате;
- 4) цена материала;
- 5) тепловой эффект и интенсивность теплообмена;
- 6) химические свойства перерабатываемых веществ;
- 7) интенсивности перемешивания реагирующих веществ;
- 8) непрерывность и периодичность ведения процесса;
- 9) наличия катализатора и его состояния;
- 10) кинетики протекающего в нем процесса.

Главными из этих условий являются агрессивность среды, давление и температура.

Основным материалом, используемым в химическом машиностроении являются конструкционные стали. Сталь – это сплав железа с углеродом, который находится в стали в виде карбида железа – цементита. В конструкционных сталях массовое содержание углерода составляет до 0,7 %.

В контактном аппарате выбранной нами конструкции есть несколько видов деталей и узлов, различного назначения: детали, соприкасающиеся с реакционной средой (корпус, крышка и днище), и детали, находящиеся в контакте только с внешней средой (монтажные элементы, опора и т.д.).

Реакционная среда в реакторе гидрирования – бензол и водород.

Используемые компоненты газовой смеси являются агрессивной средой, поэтому детали аппарата, соприкасающиеся со средой необходимо изготавливать из жаропрочных материалов с хорошей коррозионной стойкостью. Исходя из этих условий, выбираем сталь марки 12Х18Н10Т (ГОСТ 5632 – 61) – сталь конструкционная криогенная, для деталей работающих при агрессивных средах до + 350°С; сталь аустенитного класса. Поддается всем видам сварки, главный недостаток – высокая стоимость.

Корпус реактор изготовлен из стали 12ГС, внутренние устройства из стали 12Х18Н10Т.

Следующая группа деталей и узлов, находится в контакте с паровым конденсатом при температуре 180°С. Водяной конденсат, является не агрессивной средой, но имеет достаточно высокую температуру, поэтому для изготовления узлов и деталей, используем сталь с меньшей коррозионной и жаростойкостью, выбираем сталь марки 09Г2С – сталь конструкционная низколегированная для сварных конструкций, для деталей работающих от -70 до +425°С под давлением. Эта сталь имеет повышенную прочность и ударную вязкость, легко деформируется и обрабатывается резанием, поддается всем видам сварки.

Выбор такой стали целесообразнее с экономической точки зрения, так как имеет довольно низкую стоимость. [17, с.69].

Детали аппарата, которые не находятся в контакте с агрессивной средой, можно изготавливать из материалов имеющих меньшую стоимость и коррозионную стойкость, но необходимо, чтобы материал обладал достаточной механической прочностью. В данном аппарате для изготовления таких деталей, используем углеродистую сталь марки Ст3сп (ГОСТ 380-60) – для несущих конструкций аппарата и несварных конструкций и деталей, работающих при положительных температурах. Имеет хорошие механические свойства, легко обрабатывается резанием, сваривается всеми видами сварки. Главный недостаток такой стали – неустойчивость к агрессивным средам [9].

Прокладочный материал в данном аппарате выбираем паронит марки ПОН-Б (ГОСТ 4881-80). Он используется для агрессивных сред при давлении до 6 МПа и рабочих температурах до 500°С. Для выбранного аппарата его выбор целесообразен.

Эскизный рисунок аппарата гидрирования показан на рисунке 4.1

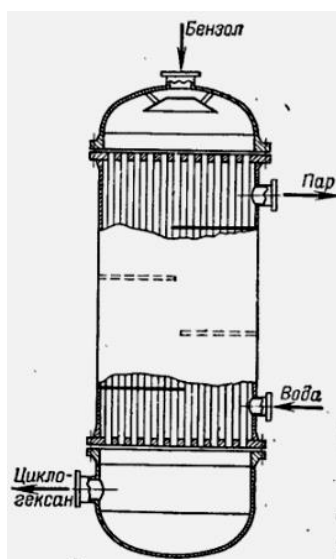


Рисунок 4.1 – Трубчатый реактор гидрирования

Корпус реактора, крышку и днище выполняют по ГОСТ 10885-75 из стали 16ГС .

Техническая характеристика реактора гидрирования, приведена в таблице 4.1

Техническая характеристика реактора гидрирования

Наименование показателя	Буквенное обозначение	Численное значение
1. Высота аппарата общая	H	7,7 м
2. Диаметр внутренний	$D_{\text{в}}$	3 м
3. Площадь поверхности теплообмена	F	1070 м ²
4. Площадь сечения трубного пространства	$S_{\text{тр}}$	1,1 м ²
5. Длина трубки	L	3 м
6. Трубки	-	57×3,5 мм
7. Количество трубок	n	931

5 Описание технологического процесса и схемы

Технологическая схема процесса гидрирования бензола при производстве циклогексана с обозначением потоков и оборудования приведена на рисунке 5.1.

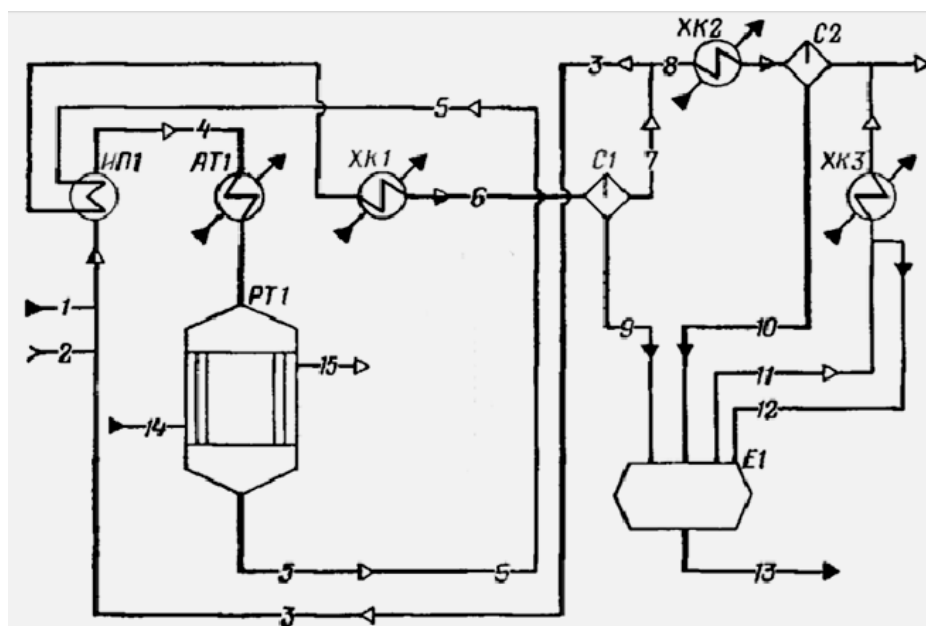


Рисунок 5.1- Технологическая схема процесса гидрирования бензола

Потоки: 1 – бензол; 2 – азотоводородная смесь; 3 – циркуляционный газ; 4–7 – газовая смесь; 8 – продувочные газы; 9, 10, 12 – циклогексан; 11 – танковые газы; 13 – готовый продукт; 14 – конденсат; 15 – водяной пар.

Оборудование: ИП1–испаритель бензола; АТ1 – подогреватель; РТ1 – трубчатый реактор; ХК1–ХК3 –холодильники-конденсаторы; С1, С2 – сепараторы; Е1–сборник циклогексана.

Согласно схеме, приведенной на рисунке 5.1, бензол поступает в трубное пространство испарителя ИП1, где он смешивается с циркуляционным газом, подаваемым компрессором, и свежим водородом. Нагрев смеси и испарение бензола в испарителе осуществляют за счет тепла газовой смеси, поступающей из реактора второй ступени РТ1.

Из испарителя ИП1 исходная газовая смесь поступает в обогреваемый водяным паром подогреватель АТ1, который служит для нагрева газа при пуске, а в период эксплуатации – для предотвращения конденсации паров бензола из газовой смеси. Пройдя колонну форконтакта, где на медьмагниевого катализаторе происходит очистка от серосодержащих соединений, газовая смесь поступает на гидрирование бензола в реактор РТ1. Степень конверсии бензола в циклогексан в трубчатом реакторе РТ1 составляет 99%. Тепло экзотермической реакции в реакторе РТ1 отводят за счет испарения части парового конденсата в межтрубном пространстве и образования вторичного водяного пара.

Газовую смесь после реактора РТ1 охлаждают в подогревателе исходной газовой смеси АТ1, затем конденсируют пары циклогексана в холодильнике-конденсаторе ХК1. В сепараторе С1 циклогексан отделяют от циркуляционного газа, который направляют в испаритель ИП1.

С целью предотвращения накопления в системе инертных примесей часть циркуляционного газа охлаждают водой в холодильнике-конденсаторе ХК2, отделяют от сконденсировавшегося циклогексана в сепараторе С2 и выводят из системы.

Жидкий циклогексан из сепараторов С1 и С2 поступает в сборник Е1, снабженный обратным холодильником-конденсатором ХК3, и передается насосом в систему очистки от примесей.

14 Экономическая часть

14.1 Расчет производственной мощности

Производственная мощность - это максимально возможный выпуск продукции в определенной номенклатуре и ассортименте при наиболее полном использовании в течение года оборудования и производственных площадей, применении прогрессивных технических норм производительности оборудования и удельных норм расхода сырья и материалов. Под производственной мощностью оборудования следует понимать его максимальную способность выпускать продукцию за определенный календарный период времени при наилучших организационно-технических условиях. Производственная мощность выражается количеством выпускаемой продукции и измеряется в натуральных единицах. [17]

Все аппараты цехов химических предприятий делятся на несколько групп:

1. основное оборудование;
2. вспомогательное оборудование;
3. аппараты, выполняющие подготовительные функции.

Поскольку производственный процесс является непрерывным, на предприятии планируется общая остановка на капитальный ремонт.

Поскольку производственный процесс является непрерывным, на предприятии планируется общая остановка на капитальный ремонт.

Расчет производственной мощности осуществляется по формуле [17]:

$$M = P_{\text{час}} \cdot T_{\text{эфф}} \cdot n, \quad (1)$$

где $P_{\text{час}}$ - часовая производительность по целевому компоненту, кг/час;

$P_{\text{час}} = 9565$ кг/ч, таблица 6.4;

n - количество однотипного оборудования, $n=1$.

$T_{\text{эфф}}$ - эффективное время работы оборудования за год по выпуску данного вида продукции, час;

Эффективный фонд времени оборудования:

$$T_{\text{эфф}} = T_{\text{ном.}} - T_{\text{ППР}}, \quad (2)$$

где $T_{\text{ном.}}$ - номинальный фонд работы оборудования, (365 дней) 8760 ч;

$T_{\text{ппр}}$ - время затрачиваемое на капитальный ремонт, (40 дней) 960ч.

$$T_{\text{эфф}} = 8760 - 960 = 7800 \text{ часов}$$

$$M = 9565 * 7800 * 1 = 74600000 \text{ кг/г.}$$

Для анализа использования оборудования рассчитываем экстенсивный и интенсивный коэффициенты. Коэффициент экстенсивного использования оборудования равен

$$K_{\text{экс}} = T_{\text{эфф}}/T_{\text{н}}. \quad (3)$$

$$K_{\text{экс}} = 7800/8760 = 0,89$$

Коэффициент интенсивного использования оборудования равен

$$K_{\text{инт}} = Q_{\text{пп}}/Q_{\text{max}} \quad (4)$$

где $Q_{\text{пп}}$ - производительность единицы оборудования в единицу времени;

Q_{max} - максимальная производительность в единицу времени.

$$K_{\text{инт}} = 8562/9565 = 0,90$$

Интегральный коэффициент использования мощности:

$$K_{\text{им.}} = K_{\text{экс}} \cdot K_{\text{инт}},$$

$$K_{\text{им.}} = 0,89 \cdot 0,90 = 0,8$$

Для определения фактического выпуска продукции рассчитывается производственная программа ($N_{\text{год}}$):

$$N_{\text{год}} = K_{\text{им.}} \cdot M, \quad (5)$$

$$N_{\text{год}} = 0,8 \cdot 74600000 = 59700000 \text{ кг/год}$$

Вывод: по результатам расчета производственная мощность загружена на 80%.

14.2 Расчет себестоимости готовой продукции по действующему производству

Расчет годового фонда заработной платы цехового персонала [17]

Явочная численность:

$$N_{\text{яв}} = N_{\text{обсл}} \cdot K \cdot S, \quad (6)$$

где K - число аппаратов, которые необходимо обслужить, 10 шт;

S - число смен в сутки при установленном режиме работы;

$N_{\text{обсл}}$ - коэффициент обслуживания основных аппаратов.

$$N_{\text{яв}} = 0,7 \cdot 10 \cdot 2 = 14 \text{ человек.}$$

Штатная численность:

$$N_{\text{шт}} = N_{\text{яв}} \cdot T_{\text{кал}} / T_{\text{ном}} \quad (7)$$

$$N_{\text{шт1}} = 14 \cdot 365 / 183 = 28 \text{ человек.}$$

Списочная численность:

$$N_{\text{сп}} = N_{\text{шт}} \cdot T_{\text{ном}} / T_{\text{эф}}$$

$$N_{\text{сп1}} = 14 \cdot 183 / 152 = 17 \text{ человек.}$$

Сумма основных рабочих на установках - 28 человек.

Сумма вспомогательных рабочих - 12 человек.

Сумма служащих, ИТР - 4 человек.

На предприятиях химической промышленности в зависимости от условий труда и степени вредности производства длительность рабочего дня составляет 12 часов. Поэтому возникает потребность в организации постоянной работы. Для этого на заводе организована 2-х сменная работа и составляется график сменности, т.к. работает 4 бригады (А, Б, В, Г) с дополнительными днями отдыха.

Таблица 14.1 График сменности рабочих

Смена	Время	Дни выходов																		
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
1	8-20	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В	Б	Б	А
2	20-8	Г	В	В	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В
Отсыпной			Г		В		Б		А		Г		В		Б		А		Г	
Выходной		В		Г		В		Г		В		Г		В		Г		В		Г
		А	А	Б	Г	А	В	Б	Б	А	А	Б	Г	А	В	Б	Б	А	А	Б

Из графика сменности можно рассчитать величину сменооборота:

$$T_{\text{см-о}} = a \cdot b, \quad (8)$$

где $T_{\text{см-о}}$ — длительность сменооборота;

a — количество бригад;

b–количество дней, в течение которых бригада работает одну смену.

$$T_{\text{см-о}} = 4 * 1 = 4 \text{ дней} .$$

Сменооборот позволяет нам определить количество выходных дней:

$$T_{\text{вых}} = \frac{T_{\text{кал}}}{T_{\text{см-о}}} \cdot n ,$$

где $T_{\text{вых}}$ – количество выходных за год;

$T_{\text{кал}}$ – время календарное;

n– количество выходных за один сменооборот.

$$T_{\text{вых}} = \frac{365}{4} * 2 = 182 \text{ дня}$$

Зная количество выходных за год, можно определить эффективное время работы за год:

$$T_{\text{эфф}} = T_{\text{кал}} - T_{\text{вых}} - T_{\text{отп}} - T_{\text{нев}} ,$$

где $T_{\text{эфф}}$ - эффективное время рабочего.

$$T_{\text{эфф}} = 365 - 182 - 31 - 10 = 142 \text{ дня}.$$

Рассчитаем количество эффективного времени в часах:

$$T_{\text{эфф}} = 142 \cdot 12 = 1704 \text{ часов}.$$

Таблица 14.2-Баланс времени одного среднесписочного рабочего на год при 12-ти часовом рабочем дне и 4-х бригадном графике

Показатели	Дней	Часов
1. Календарный фонд рабочего времени	365	4380
2. Нерабочие дни:		
выходные	182	2184
3. Номинальный фонд рабочего времени	183	2196
4. Планируемые выходные:		
отпуск	31	372
отпуск в связи с учебой без отрыва от производства	-	-
5. Эффективный фонд рабочего времени	152	1824

Произведем расчет фонда эффективного рабочего времени и определим заработную плату рабочих. Система оплаты труда основных рабочих повременно-премиальная. Годовой фонд заработной платы любой категории трудящихся можно рассчитать по формуле:

$$Z_{\text{год}} = Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}, \quad (9)$$

где $Z_{\text{осн}}$ - фонд заработной платы основных рабочих, руб.,

$Z_{\text{доп}}$, - фонд заработной платы дополнительных рабочих, руб.

Фонд основной заработной платы определяется по формуле:

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{тар}} + \text{Пр} + D_{\text{н.вр}} + D_{\text{пр.дни}}, \quad (10)$$

где $Z_{\text{тар}}$ – тарифный фонд заработной платы, тыс. руб;

Пр– оплата премий, тыс. руб;

$D_{\text{н.вр}}$ – доплата за работу в ночное время, тыс. руб;

$D_{\text{пр.дни}}$ – доплата за работу в праздничные дни, тыс. руб;

Тарифный фонд заработной платы равен:

$$Z_{\text{тар}} = \sum \text{Ч}_{\text{сп}} \cdot T_{\text{ст}} \cdot T_{\text{эф.раб}}, \quad (11)$$

где $\text{Ч}_{\text{сп}}$ – списочная численность рабочих данного разряда, чел.;

$T_{\text{ст}}$ – дневная тарифная ставка данного разряда, тыс. руб.

Дополнительная зарплата ($Z_{\text{доп}}$):

$$Z_{\text{доп}} = (D_{\text{н}} * Z_{\text{осн}}) / T_{\text{эфф}}, \quad (12)$$

где $D_{\text{н}}$ – количество дней невыхода на работу по планируемыми причинам (отпуск, ученические, гособязанности).

Доплата за работу в ночное время осуществляется в размере 40% от тарифной ставки. Доплата за работу в праздничные дни - двойной тариф. Премииальные - 50% от тарифной ставки

Таблица 14.3 Фонд заработной платы основных рабочих

Профессия	Раз - ряд	$T_{\text{ст}}$ руб/ч	$N_{\text{с}}$ п чел	$T_{\text{эф}}$ ч.	$Z_{\text{тар}}$ т.руб.	$D_{\text{прем}}$ т.руб	$D_{\text{нв}}$ Т.руб	$D_{\text{праз}}$ Т.руб	$Z_{\text{осн}}$ Т.руб
Оператор Старший	6	68,1 2	4	182 4	497,00 3	248,50 2	66,26 7	39,23 7	851,009
Оператор подготовк и	5	42,8 5	8	182 4	625,26 7	312,63 4	83,31 0	49,32 8	1070,53 9

Продолжение таблицы 14.3

Оператор Гидрирования	5	42,85	8	1824	625,267	312,634	83,310	49,328	1070,539
Оператор сепарирования	5	42,85	8	1824	625,267	312,634	83,310	49,328	1070,539
ИТОГО									4062,626

Фонд заработной платы основных рабочих составил 5371172 руб. Труд инженерно-технического персонала оплачивается по месячным окладам в соответствии с принципами повременной оплаты труда.

Для работников с подобной системой оплаты труда основной фонд заработной платы рассчитывается как:

$$Z_{\text{осн}} = n_{\text{мес}} * T_{\text{окл}} * N_{\text{сп}} \quad (13)$$

где $n_{\text{мес}}$ - количество месяцев;

$T_{\text{окл}}$ - месячный оклад, руб.

Таблица 14.4– Фонд заработной платы ИТР

Должность	$T_{\text{окл}}$ руб	$D_{\text{ПРЕМ}}$ т.руб	$N_{\text{СП}}$, чел	$Z_{\text{осн}}$,руб
Технолог	25000	150000	1	450000
Механик	20000	120000	1	360000
Энергетик	20000	120000	1	360000
Инженер КИП и АСУ	15000	90000	1	270000
ИТОГО				1440000

Общий фонд заработной платы ИТР составил 1872000 руб. Вспомогательным рабочим помимо тарифа выплачивается дополнительная заработная плата из расчёта 40% от тарифа.

Таблица 14.5 Фонд заработной платы вспомогательных рабочих

Профессия	Раз-ряд	$T_{\text{СТ}}$ руб/ч	$N_{\text{СП}}$ чел	$T_{\text{ЭФ}}$ ч.	$Z_{\text{ТАР}}$ руб.	$D_{\text{ПРЕМ}}$ руб	$D_{\text{НВ}}$ руб	$D_{\text{ПРАЗ}}$ руб	$Z_{\text{осн}}$ руб
Слесарь-ремонтник	4	31,25	4	1824	228000	140000	30351	18000	416351
Электрик	4	31,25	4	1824	228000	140000	30351	18000	416351
Слесарь КИПиА	4	31,25	4	1824	228000	140000	30351	18000	416351
ИТОГО									1249053

Фонд заработной платы вспомогательных рабочих составил 1954932 руб.

Общий фонд заработной платы за год составил 9198104 руб.

14.2.1 Расчет затрат на производство продукции

Расчет годовой потребности в сырье и материалах

Определение затрат на сырье и материалы производим исходя из принятого объема производства, удельных норм расхода сырья и материалов и планово-заготовительных цен. [17]

Таблица 14.6 - Расчет сырья при $G_{\text{год}} = 59700$ т/год.

Наименование сырья	Ед. изм	Удельный расход на единицу продукции	Цена за единицу продукции	Сумма, руб.	
				На единицу продукции	На выпуск продукции 59700 т/год
1	2	3	5	6	7
1.Бензол	т	0,931	24000	22344	1333936800
2.Водород	м ³	3,2	113,40	363	21671100
ИТОГО:				22707	1355607900

2. Расчет энергозатрат

Таблица 14.7 - Расчет энергозатрат

Наименование энергозатрат	Единица измерения	Норма расхода (годовая)	Цена за единицу, руб.	Сумма, руб.	
				На единицу, при мощности 59700т/г, руб.	На выпуск, руб.
1. Пар	Гкал	431999,8	0,34917	2,52	150841,4
2. Вода промышленная	м ³	1295 000	0,80687	17,5	1044897
3. холод	Гкал	623 000	1,50963	15,75	940499,5
4. Эл.энергия	КВт/час	2086500	4,000	139,8	8346000
Итого:				175,58	10482237,5

14.2.2 Расчёт стоимости основных производственных фондов и амортизационных отчислений от них

Производственные фонды представляют собой совокупность средств труда, необходимых для осуществления непрерывного процесса производства. Производственные фонды обслуживают производство в течение длительного времени, они участвуют в процессе производства продукции и переносят стоимость на готовый продукт по частям, по мере своего износа и не меняют своей натуральной формы.

Оборотные фонды в химической промышленности составляют 20 -25% от основных фондов.

Таблица 14.8 Стоимость основных фондов.

Наименование	Стоимость, руб.	Нормы амортизации	Годовые амортизационные отчисления, руб
Здания	70000000	5	3500000
Машины и оборудование	87 500 000	15	13125000
Приборы КИП и А, лабораторное оборудование	25 250 000	10,3	2600750
Инвентарь и инструменты	12 000 000	1,6	192000
Итого	183 950 000		19 417 750

Амортизационные отчисления от зданий: $A_{год} = 70000000 / 100 * 5 = 3500000$

От машин и оборудования: $A_{год} = 87500000 / 100 * 15 = 13125000$

От приборов КИП и А и лабораторий: $A_{год} = 25250000 / 100 * 10,3 = 2600750$

От инвентаря и инструментов: $A_{год} = 1200000 / 100 * 1,6 = 192000$

Итого: $A_{год} = 19 417 750$

Таблица 14.9 - Калькуляция себестоимости на производство и реализацию продукции при заданном объеме производства (Q)

Наименование затрат	Еденицы изм.	Сумма на 1 т, руб.	Сумма затрат на производство 59700, руб.
1 сырье	Руб.	22707	1355607900
2 энергия на технологические цели		139,76	10482237,00
3 Зарботная плата основных работающих		71,62	5371172,00
3.1 Отчисления на социальные нужды основных рабочих		21,48	1611352,00
Итого условно-переменных издержек		22 999,54	1373072661,0
4Общепроизводственные расходы			
4.1Зарботная плата ИТР		31,32	1872000,00
Отчисления на социальные нужды ИТР		9,4	561600,00
4.1Зарботная плата вспомогательных рабочих		32,74	1954932,00
Отчисления на социальные нужды вспомогательных рабочих		9,82	586479,60
4.2Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования			
амортизация		325,25	19 417 750,00
ремонты		9,75	582532,5
Итого условно-постоянных издержек		418,35	24 975 294,10
цеховая себестоимость		23417,88	1 398 047 955,1
5 Управленческие расходы (5% к цеховой себестоимости)		1170,9	69 902 397,8
Заводская себестоймость		24588,78	1 467 950 352,8
6 Коммерческие расходы (1% к заводской себестоимости)		234,18	13 980 479,5
Полная себестоймость		24 823,0	1 481 930 832,3
Условно-переменные издержки		22 999,54	1 373 072 661,0
Условно-постоянные издержки		1823,42	108 858 162

14.2.3 Определение цены готовой продукции

Цену продукта определяем по формуле:

$$Ц = С \cdot (1 + P/100),$$

где С – полная себестоимость единицы готовой продукции;

Р – рентабельность продукции (%).

Рентабельность продукции можно принять от 10% до 25%.

$$Ц = 24\,823,0 \cdot (1 + 10/100) = 27\,305,3 \text{ руб.}$$

$$V_{\text{реал.}} = 1\,630\,126\,410 \text{ руб.}$$

14.2.4 Анализ безубыточности по действующему производству

Цель анализа - определение точки безубыточности, т.е. минимального объема продаж, начиная с которого предприятие не несет убытков. В точке безубыточности выручка от продажи продукции ($V_{\text{пр}}$) равна общим затратам на производство и реализацию продукции:

$$V_{\text{пр}} = \text{Изд. пост} + \text{Изд. пер} \quad (13)$$

Определение точки безубыточности:

$$Q_{\text{кр}} = \frac{\text{Изд. пост}}{Ц_{\text{г.п.}} - \text{Изд. пер/г.п.}}$$

где $C_{\text{гп}}$ - цена единицы готовой продукции (1 тонны);

Изд. пер/гп - удельные переменные издержки (переменные издержки на единицу готовой продукции – 1 тонну).

$$Q_{\text{кр}} = \frac{1\,373\,072\,661,0}{27\,305,3 - 1823,42} = 53\,885 \text{ т/год.}$$

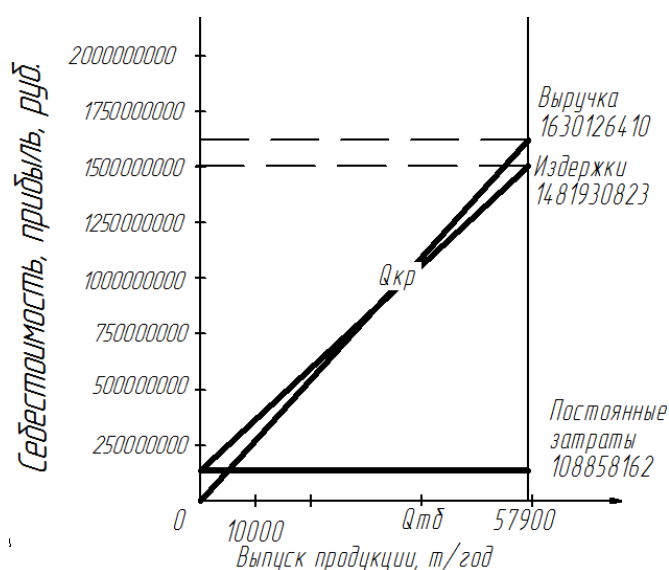


Рисунок - 1. График безубыточности при 59 700 т/год

14.3 Повышение эффективности производства

Увеличение объема ее производства за счет полного использования производственной мощности предприятия. Выбираем «эффект масштаба», т.е. при увеличении объема производства продукции на имеющихся производственных мощностях возрастают только переменные издержки, постоянные издержки остаются постоянными, в результате снижается себестоимость на единицу готовой продукции.

14.3.1 Расчет себестоимости готового продукта в проектном году

В проектном году увеличиваем мощность на 25 %

$$N_{\text{год}} = 1,25 \cdot 59700 = 74\,600 \text{ т/год.}$$

Таблица 14.10 Калькуляция себестоимости на производство и реализацию продукции при заданном объеме производства (74 600т/год)

Наименование затрат	Еденицы изм	Сумма на 1 т, тыс. руб.	Сумма затрат на производство 74600, руб
1 сырье	Руб.	22707	1 693 942 200
2 энергия на технологические цели		139,76	10482237,00
3 Заработная плата основных работающих		72,00	5371172,00
3.1 Отчисления на социальные нужды основных рабочих		21,60	1611352,00
Итого условно- переменных издержек		22918,7	1 711 406 961,0
4Общепроизводственные расходы			
4.1Заработная плата ИТР		25,1	1872000,00
Отчисления на социальные нужды ИТР		7,5	561600,00
4.1Заработная плата вспомогательных рабочих		26,0	1954932,00
Отчисления на социальные нужды вспомогательных рабочих		7,9	586479,60
4.2Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования			

Продолжение таблицы 14.10

амортизация		260,3	19 417 750,00
ремонт		7,8	582532,5
Итого условно-постоянных издержек		334,8	24 975 294,10
Цеховая себестоимость		23275,9	1 736 382 255,1
5 Управленческие расходы (5% к цеховой себестоимости)		1204,0	89 819 112,8
Заводская себестоимость		24439,7	1 823 201 367,9
6 Коммерческие расходы (1% к заводской себестоимости)		232,8	17363822,6
Полная себестоимость		24672,5	1 840 565 190,5
Условно-переменные издержки		22941,1	1 711 406 961,0
Условно-постоянные издержки		1731,3	129 158 230

14.3.2 Определение цены готовой продукции

$C = 27\,305,3$ руб.

$V_{\text{реал.}} = 2\,036\,975\,380$ руб.

14.3.3 Анализ безубыточности по проектному производству

Определение точки безубыточности:

$$Q_{\text{кр}} = \frac{ИЗД_{\text{пост}}}{C_{\text{г.п.}} - ИЗД_{\text{пер/г.п.}}}$$

где $C_{\text{г.п.}}$ - цена единицы готовой продукции (1 тонны);

$ИЗД_{\text{пер/г.п.}}$ - удельные переменные издержки (переменные издержки на единицу готовой продукции – 1 тонну).

$$Q_{\text{кр}} = \frac{1\,711\,406\,961,0}{27\,305,3 - 1731,3} = 66\,920 \text{ т/год}$$

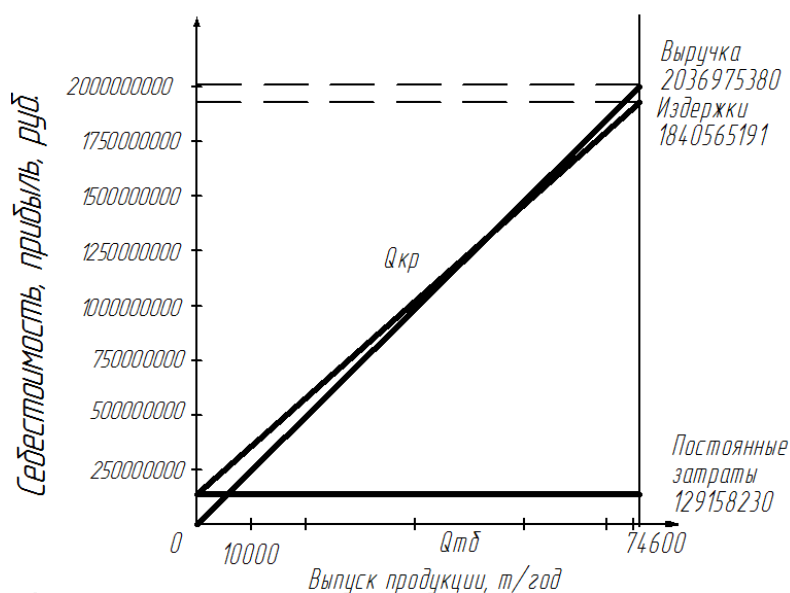


Рисунок - 2. График безубыточности при 74600 т/год

14.4 Определение технико-экономических показателей

Таблица 14.11 Техничко-экономические показатели

Наименование показателя	Ед. изм.	Отчетный год	Плановый год
Объем производства	т	59700	74600
Объем продаж	т	59700	74600
Цена за тонну	руб	27 305,3	27 305,3
Выручка от продаж	руб	1 630 126 410	2 036 975 380
Суммарные издержки,	руб	1 481 930 823	1 840 565 191
в т.ч переменные издержки	руб	1 373 072 661	1 711 406 961
в т. ч. постоянные издержки	руб	108 858 162	129 158 230
Операционная прибыль	руб	148 195 587	196 410 189
Налог на прибыль (20%)	руб	29 639 117,4	39 282 037,8
Чистая прибыль	руб	118556469,6	157128151,2
Себестоимость 1 тонны продукции	руб	24 823,0	24 672,5
Среднегодовая стоимость основных средств	руб	183 950 000	183 950 000
Численность основных рабочих	чел.	28	28
Фондовооруженность	руб	6569642,9	6569642,9
Фондоотдача (объем выпущенной товарной продукции / Среднегодовая стоимость основных средств)	руб./руб	8,9	11,1

Продолжение таблицы 14.11

Фондоёмкость (показатель обратный фондоотдаче)	руб./руб.	0,11	0,090
Производительность труда	руб/чел	58 218 800	72 749 120
Рентабельность производства	%	8,0	8,6
Рентабельность продаж	%	7,3	7,7
Qкр. (критический объем продаж)	т	53 885	66 920
Qкр. (критический объем продаж)	руб	1 471 346 091	1 827 270 676

Вывод: В результате увеличения загрузки производственной мощности на 25 % и, соответственно, использования «эффект масштаба», мы получили следующий экономический эффект:

1. Снижение себестоимости на 1 тонну с 24 823,0 по 24 672,5 (на 0,6%).
2. Увеличение выручки от продажи с 1 630 126 410 по 2 036 975 380 (на 20 %).
3. Увеличение чистой прибыли с 118556469,6 по 157128151,2 (на 25%).
4. Увеличение выплат по налогам с 29 639 117,4 по 39 282 037,8 (на 25%).
5. Увеличение показателя фондоотдачи с 8,9 по 11,1 (на 20 %).
6. Увеличение производительности труда с 58 218 800 по 72 749 120 (на 20 %).
7. Увеличение рентабельности производства с 8,0 по 8,6 (на 7 %).
8. Увеличение рентабельности продаж с 7,3 по 7,7 (на 5,2 %).
9. Точка безубыточности снизилась до 66 920 тонн.

