

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 установки каталитического риформинга бензиновой фракции УДК 665.73:665.64:665.658.2

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д12	Хайрутдинов Р.Н.		

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	Сечина А. А.	доцент		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Чулков Н.А.	Доцент. к.х.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 подготовки Химическая технология органических веществ

Уровень образования бакалавр

Кафедра Технологии органических веществ и полимерных материалов

Период выполнения 12.04.16-15.06.16

Форма представления работы:

Бакалаврская работа

**КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ-ПЛАН
 выполнения выпускной квалификационной работы**

Срок сдачи студентом выполненной работы:	15 июня 2016 г.
--	-----------------

Дата контроля	Название раздела / вид работы	Максимальный балл раздела
18.04.16 -	1. Обзор литературы: 1.1. Назначение процесса риформинга 1.2. Конструктивные типы аппаратов 1.3. Технологическое оформление процесса	10
25.04.2016	2. Объекты и методы исследования 2.1. Общая характеристика установки 2.2. Характеристика продукта и сырья 2.3. Физико-химические основы процесса 2.4. Описание технологической схемы процесса	10
3.05.16	3. Расчеты 3.1. Материальный баланс 3.2. Тепловой баланс 3.3. Технологический расчет аппарата 3.4. Гидравлический расчет аппарата 3.5. Механический расчет аппарата 3.6. Подбор вспомогательного оборудования	20
10.05.16	4. Результаты разработки 4.1. Ежегодные нормы расхода сырья и материалов 4.2. Ежегодные нормы образования отходов 4.3. Нормы технологического режима 4.4. Контроль производства и управление технологическим процессом	10
30.05.16	5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	10
30.05.16	6. Социальная ответственность	10
15.05.16- 25.05.16	7. Выполнение графической части	20
15.05.16- 15.06.16	8. Оформление ВКР	10

Составил преподаватель:

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

СОГЛАСОВАНО:

Зав. кафедрой	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Юсубов М. С.	д.х.н., профессор		

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	Хайрутдинов Р.Н.

Тема работы:

Проект установки каталитического риформинга бензиновой фракции	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	№2497/С от 05.04.2016

Срок сдачи студентом выполненной работы	15.06.16
---	----------

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе	1. Производительность тонн в год – 51440 2. Состав сырья – бензиновая фракция 80-185°С 3. Продукт – высокооктановый компонент топлив 4. Продолжительность процесса – непрерывный 5. Годовой фонд рабочего времени –8000ч
Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов	1. Обзор литературы. 2. Объекты и методы проектирования. 3. Расчеты. 4. Результаты разработки. 5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность, ресурсосбережение. 6. Социальная ответственность.
Перечень графического материала	1. Технологическая схема. 2. Реактор. Вид общий. 4. Реактор. Сборочные единицы.
Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы	
Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Сечина А.А.
Социальная ответственность	Чулков Н.А.
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	Хайрутдинов Р.Н.		

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА
«ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И
РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»**

Студенту:

Группа	ФИО
3-2Д12	Хайрутдинов Р.Н.

Институт	Природных Ресурсов	Кафедра	Кафедра технологии органических веществ и полимерных материалов
Уровень образования	Бакалавр	Направление/специальность	Химическая технология

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:

<p>1. <i>Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих</i></p> <p>2. <i>Нормы и нормативы расходования ресурсов</i></p> <p>3. <i>Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования</i></p>	<p><i>Работа с информацией, представленной в российских и иностранных научных публикациях, статистических бюллетенях и изданиях, нормативно-правовых документах.</i></p>
---	--

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

<p>1. <i>анализ эффективности действующего производства</i></p>	<p>1.1. <i>Рассчитать себестоимость готовой продукции по действующему производству.</i></p> <p>1.2. <i>Определить цену готовой продукции.</i></p> <p>1.3. <i>Провести анализ безубыточности по действующему производству.</i></p> <p>1.4. <i>Определить технико-экономические показатели.</i></p>
<p>2. <i>повышение эффективности производства (управление себестоимостью)</i></p>	<p>2.1. <i>Определить оптимальный путь снижения себестоимости - наращивание объемов производства («эффект масштаба»);</i></p> <p>2.2. <i>Рассчитать себестоимость готовой продукции в проектном году</i></p> <p>2.3. <i>Определить цену готовой продукции в проектном году</i></p> <p>2.4. <i>Провести анализ безубыточности по производству в проектном году</i></p> <p>2.5. <i>Определить технико-экономические показатели.</i></p>

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

1. *Графики безубыточности.*
2. *Технико-экономические показатели*

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	12.04.2016
---	------------

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Сечина А.А.	Доцент, к.т.н		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д12	Хайрутдинов Р.Н.		

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

Институт	Природных ресурсов
Направление подготовки (специальность)	Химическая технология
Уровень образования	Бакалавриат
Кафедра	Кафедра технологии органических веществ и полимерных материалов
Период выполнения	12.04.16- 15.06.16

Студенту:

Группа	ФИО
3-2Д12	Хайрутдинов Р.Н.

Тема работы:

Проект установки каталитического риформинга бензиновой фракции	
Утверждена приказом проректора-директора (директора) (дата, номер)	№2497/С от 05.04.2016

Форма представления работы:

Бакалаврская работа (бакалаврская работа, дипломный проект/работа, магистерская диссертация)
--

ЗАДАНИЕ

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:	
1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения	Объект исследования - рабочая зона персонала обслуживающего проектируемую установку каталитического риформинга бензиновой фракции.
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	
1. Производственная безопасность	1. Анализ выявленных вредных факторов проектируемой производственной среды <ul style="list-style-type: none"> - Микроклимат - Шум и вибрация - Вредные вещества 2. Анализ выявленных опасных факторов проектируемой произведённой среды <ul style="list-style-type: none"> - Механические опасности - Термические опасности - Электробезопасность

	- Пожаровзрывобезопасность
2. Экологическая безопасность:	- Защита селитебной зоны - Анализ воздействия объекта на атмосферу; - Анализ воздействия объекта на гидросферу; - Анализ воздействия объекта на литосферу;
3. Безопасность в чрезвычайных ситуациях:	- Определение поражающих факторов вероятных чрезвычайных ситуаций
4. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности:	- Условия труда - Медицинские осмотры - Гарантии и компенсации - Обеспечение сиз - Обеспечение смывающими средствами

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	12.04.2016
---	------------

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Чулков Н.А.	доцент		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д12	Хайрутдинов Р.Н.		

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	12.04.2016
---	------------

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Чулков Н.А.	доцент		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д12	Хайрутдинов Р.Н.		

Реферат

Выпускная квалификационная работа 153 с., 19 рис., 73 табл., 39 литературных источников, 2 приложения.

Ключевые слова: каталитический риформинг, бензиновая фракция, высокооктановый компонент топлив.

Объектом исследования является установка каталитического риформинга бензиновой фракции.

Цель работы – рассчитать установку каталитического риформинга бензиновой фракции.

В процессе исследования проведены работы по выбору метода технологии получения высокооктанового компонента топлив; конструкции аппарата; произведены материальные, тепловые, гидравлические и механические расчеты; рассчитаны экономические затраты и определены нормы безопасности с учетом специфики производства; выполнены чертежи технологической схемы и основного аппарата.

В результате исследования спроектирована установка каталитического риформинга бензиновой фракции, подобран стандартный реактор, определены нормы технологического режима и образования отходов производства.

Основные конструктивные, технологические и технико-эксплуатационные характеристики: производительность установки по сырью – 51440000 т/год.

Степень внедрения: результаты данной выпускной квалификационной работы могут быть использованы в качестве теоретической основы для проектирования иных производств органических веществ.

Область применения: Переработка нефтяного сырья.

Содержание

Реферат.....	8
Введение.....	11
1.Обзор литературы	13
1.1. Назначение процесса риформинга.....	13
1.2. Конструктивные типы аппаратов	30
1.3. Технологическое оформление процесса.....	35
2. Объекты и методы исследования.....	37
2.1. Техничко- экономическое обоснование проекта.....	38
2.2. Характеристика продукта и сырья.....	39
2.3. Физико-химические основы процесса.....	42
2.4. Описание технологической схемы процесса	48
3. Расчеты	51
3.1. Материальный баланс	Ошибка! Закладка не определена.
3. 2. Технологический расчёт реакторов риформинга	Ошибка!
Закладка не определена.	
3.2.1. Технологический расчёт реактора риформинга Р-1....	Ошибка!
Закладка не определена.	
3.2.2. Тепловой баланс реактора Р-1	Ошибка! Закладка не определена.
3.2.3 Основные размеры реактора Р-1	Ошибка! Закладка не определена.
3.2.4. Технологический расчёт реактора риформинга Р-2...	Ошибка!
Закладка не определена.	
3.2.5. Тепловой баланс реактора Р-2	Ошибка! Закладка не определена.

3.2.6. Основные размеры реактора Р-2 **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

3.2.7 Технологический расчет риформинга Р-3 **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

3.2.8. Тепловой баланс реактора Р-3 **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

3.2.9. Основные размеры реактора Р-3 **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

3.5. Механический расчет реактора Р1 **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

3.5.1. Расчет реактора Р-1 **Ошибка!** **Закладка не определена.**

3.5.2. Толщина стенки цилиндрической части аппарата **Ошибка!** **Закладка не определена.**

3.5.3. Толщина стенки днища и крышки **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

3.5.4. Расчёт диаметра штуцеров **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

3.5.5. Расчет фланцевого соединения **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

3.5.6. Расчет массы аппарата и подбор опор **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

3.6. Подбор вспомогательного оборудования **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

3.6.1. Расчет трубчатой печи **Ошибка!** **Закладка не определена.**

2.6.2. Расчет теплообменной аппаратуры **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

2.6.3. Расчет и выбор аппарата воздушного охлаждения **Ошибка!**

Закладка не определена.

2.6.4. Расчет и подбор насоса....**Ошибка! Закладка не определена.**

4. Результаты разработки.....Ошибка! Закладка не определена.

4.1. Ежегодные нормы расхода сырья и материалов**Ошибка! Закладка не определена.**

4.2. Ежегодные нормы образования отходов**Ошибка! Закладка не определена.**

4.3. Нормы технологического режима**Ошибка! Закладка не определена.**

4.4. Контроль производства и управление технологическим процессом
.....**Ошибка! Закладка не определена.**

5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение..... 51

6. Социальная ответственность 65

Заключение..... 65

Список использованной литературы 65

Введение

Широкое развитие автомобильного и авиационного транспорта требует значительного выпуска светлых нефтепродуктов, что может быть достигнуто применением вторичных методов переработки нефти, основанных на разложении (деструкции) продуктов прямой перегонки.

В настоящее время повышенные требования к ассортименту и уровню качества нефтепродуктов оказали решающее влияние на технологический процесс производства нефтепродуктов, на создание более совершенных комплексов.

В схеме современного нефтеперерабатывающего завода одним из важнейших процессов является каталитический риформинг, обеспечивающий получение высокооктанового компонента топлив, индивидуальных ароматических углеводородов - сырья для органического синтеза и технического водорода.

Бензины являются одним из основных видов горючего для двигателей современной техники, а их производство - ведущей отраслью нефтеперерабатывающей промышленности.

В настоящий момент создано большое количество процессов и технологий для производства бензинов из нефти и газового конденсата. Развитие производства бензинов идёт в сторону улучшения его технических и эксплуатационных характеристик. В этой ситуации растёт потребление высокооктановых бензинов. Применение высокооктановых бензинов способствует не только повышению топливной экономичности, но и снижению металлоёмкости двигателей внутреннего сгорания, увеличению их мощности и длительности межремонтного периода.

Суммарная мощность каталитического риформинга наиболее развитых стран составляет ~270 млн. тонн в год по сырью. Установки каталитического риформинга имеются почти на всех российских и зарубежных нефтеперерабатывающих заводах.

Для повышения конкурентоспособности компаниям так же необходимо развивать количество малотоннажных установок для обеспечения конкретных регионов. В этом случае можно снизить долю издержек, связанных с хранением и транспортировкой бензинов, что в конечном случае приведёт к росту прибыли.

1. Обзор литературы

1.1. Назначение процесса риформинга

Каталитический риформинг является неотъемлемым элементом нефтеперерабатывающего завода. Основным назначением данного процесса является получение высокооктанового компонента автомобильного топлива из прямогонных низкооктановых бензиновых фракций за счёт их ароматизации.

В процессе риформинга получается 80-85 % бензина риформата с октановым числом 80-90, исследуя по моторному методу.

Ещё одним стимулом к развитию риформинга является потребность химической промышленности в ароматических углеводородах - толуоле, бензоле, этилбензоле и ксилолах.

Особенностью каталитического риформинга является то, что он протекает в среде водородсодержащего газа при высоких температурах, сравнительно низких давлениях и с применением специальных высокоактивных катализаторов. При этом образуется избыточное количество водорода, которое выводится из системы в виде водородсодержащего газа (в нём содержится до 85% об. водорода). Этот водород в 10-15 раз дешевле водорода, получаемого на специальных установках. Непрерывность получения водорода следует отнести к дополнительным плюсам процесса, так как позволяет сочетать этот процесс с гидроочисткой или с другими процессами, являющимися потребителями водорода.

История развития процесса

В 1940 году была запущена первая промышленная установка каталитического риформинга. В качестве катализатора использовали окись хрома или окись молибдена, осаженные на окиси алюминия. Каталитический риформинг позволил получать из низкооктановых лигроиновых фракций бензин с октановым числом около 80.

Огромное значение в развитии процесса сыграло то обстоятельство, что в годы второй мировой войны применение его позволило разрешить проблему

снабжения химической промышленности толуолом для его последующего нитрования в нитротолуол.

В первые послевоенные годы установки гидроформинга перешли на режим получения высокооктановых бензинов, так как потребность в толуоле резко упала. В связи со снижением потребности в топливе интерес к процессу риформинга несколько упал. В 1949 г. была сооружена первая установка платформинга. Увеличение доли низкооктановых бензинов в промышленности и потребность в автомобильном топливе сподвигнули процесс платформинга на первое место. Другой не менее важной причиной успехов платформинга явилось развитие промышленности органического синтеза. Часть установок платформинга предназначалась для производства концентратов ароматики: бензола, толуола и т.д. [2]

В дальнейшем было разработано множество проектов установок каталитического риформинга, работавших при меньшем давлении в системе, с периодической, а в последнее время и с непрерывной регенерацией катализатора. На смену моноплатиновому катализатору появились биметаллические (в основном платинорениевые) и полиметаллические катализаторы. [16]

Сырье

В качестве сырья каталитического риформинга используют бензиновые фракции 62-180°C (иногда и выше); при этом для получения компонентов высокооктановых бензинов чаще используют фракции 85-180°C, соответствующая углеводородам C₇ -C₁₀., а для получения ароматических углеводородов - более узкие (62-85° С - для получения бензола, 62-105°С - бензола и толуола, 105-140°С - ксилолов). При производстве ароматических углеводородов из широкой фракции 62-180°С из риформата выделяют бензол и толуол, а к остатку добавляют головную фракцию (н. к. - 62° С) и высокооктановые добавки. Правда, в этом случае исключается возможность получения ксилолов из всего сырья, подвергнутого такой переработке.

Наряду с фракциями прямой перегонки нефти можно применять и бензиновые фракции вторичных процессов - термического крекинга и коксования. Однако из-за наличия в них олефиновых и диолефиновых углеводородов, которые очень быстро отравляют катализатор, особенно платиновый, эти фракции предварительно следует подвергать гидроочистке. При гидроочистке непредельные углеводороды насыщаются водородом, превращаясь в предельные - парафиновые углеводороды; кроме того, удаляются другие вредные примеси (серо- и азотсодержащие соединения). Для предупреждения отравления платинового катализатора и улучшения показателей работы установок каталитического риформинга сырье, получаемое из сернистых и высокосернистых нефтей, перед каталитическим риформингом также подвергают гидроочистке. После гидроочистки содержание серы в сырье, поступающем на каталитический риформинг, снижается до $2 \cdot 10^{-4}\%$.

С переводом каталитического риформинга на биметаллические катализаторы стало возможным применять сырье с несколько повышенной температурой конца кипения. Однако эти катализаторы более чувствительны к ядам, особенно к сере. Для большинства из них содержание серы не должно превышать $3 \cdot 10^{-4}\%$.

Фракционный и особенно химический состав сырья существенно влияют на показатели работы установок каталитического риформинга. Общей закономерностью является ухудшение селективности процесса при облегчении сырья, особенно парафиновой части. Выход бензина и водорода при риформинге возрастает по мере утяжеления перерабатываемой фракции. Октановое число риформата при равном выходе тем выше, чем тяжелее по фракционному составу сырье. Так, снижение температуры начала кипения сырья со 105 до 85°C приводит к уменьшению выхода бензина на 3% , а до 60°C - почти на 4% . В результате выход риформата с октановым числом 95 (по исследовательскому методу) приблизительно на 7% меньше при риформинге фракции $60-180^\circ\text{C}$, чем фракции $105-180^\circ\text{C}$.

Таким образом, для получения высокооктанового риформата и водорода с максимальным выходом каталитическому риформингу лучше подвергать более тяжелое сырье. Риформинг на более тяжелом сырье выгоден также, если низкокипящие фракции используют в качестве сырья для получения индивидуальных ароматических углеводородов.

На результаты риформинга большое влияние оказывает углеводородный состав сырья. При переработке сырья с большим содержанием нафтеновых углеводородов ароматические углеводороды образуются почти целиком вследствие их дегидрирования. Следовательно, чем больше в сырье нафтеновых углеводородов, тем больше в полученном бензине ароматических углеводородов и тем выше его октановое число. С увеличением содержания в сырье парафиновых углеводородов усиливается роль реакций гидрокрекинга. Часть ароматических углеводородов образуется в результате дегидрирования и дегидроциклизации парафиновых углеводородов.

Качество сырья

Легкие фракции имеют незначительное содержание нафтенов и ароматики и высокое содержание парафинов C_6 . Циклизация парафинов C_6 в ароматику более сложна, чем циклизация парафинов C_7 или C_8 . Чем ниже начальная точка кипения сырья, тем ниже выход ароматики и водорода. Для поддержания определенного октанового числа при облегчении сырья параметры процесса должны быть жестче.

Тяжелые фракции имеют высокое содержание нафтеновых и ароматических углеводородов, поэтому для получения хороших выходов не требуется жесткий режим работы. Но эти фракции содержат больше полициклических соединений, увеличивающих отложения кокса на катализаторе.

Катализаторы риформинга

Процесс риформинга производится на бифункциональных катализаторах, сочетающих гидрирующую-дегидрирующую и кислотную функции. Реакции гидрирования и дегидрирования протекают на металлических

центрах платины, активированной добавками рения, олова, иридия, германия и др.. Пониженное содержание платины уменьшает устойчивость катализатора к ядам. При повышенном содержании платины происходит усиление реакции деметилирования, а также реакций раскрытия кольца нафтеновых углеводородов.

Кислотную функцию в катализаторах выполняет носитель, а именно оксид алюминия. Для усиления и регулирования кислотной функции носителя в состав катализатора вводят галогены: фтор или хлор. В настоящее время применяется только хлорсодержащие катализаторы, с содержанием хлора от 0,4 до 2,0 % масс.

Платина на катализаторе риформинга замедляет образование кокса на поверхности катализатора.

В монометаллических алюмоплатиновых катализаторах содержание платины составляет 0,3-0,8 % масс.

В настоящее время при риформинге применяются биметаллические и полиметаллические катализаторы, обладающие повышенной активностью, селективностью и стабильностью.

Используемые для промотирования компоненты -металлы VIII ряда: рений и иридий, применяемые при гидро-дегидрогенизации и гидрогенолиза, металлы такие, как германий, олово и свинец (IV группа), галлий, индий и а) и кадмий. К биметаллическим катализаторам относятся платино-рениевые и платино-иридиевые, содержащие 0,3-0,4 % масс. платины. Из биметаллических катализаторов платино-иридиевый превосходит по стабильности и активности в не только монометаллический, но и платино-рениевый катализатор. Применяя биметаллические катализаторы снижается давление процесса и увеличивается выход бензина с октановым числом до 95 пунктов примерно на 6 %.

Полиметаллические кластерные катализаторы обладают стабильностью биметаллических, но характеризуются повышенной активностью, лучшей селективностью и обеспечивают более высокий выход риформата.

Правильная эксплуатация полиметаллических катализаторов возможна при создании определенных условий:

- содержание серы в сырье не выше 0,0001 % масс.;
- содержание влаги в ЦВСГ не выше 0,002 – 0,003 % мольных;
- применение чистого азота при пуске установки на свежем и отрегенерированном катализаторе.

Российскими предприятиями вырабатываются три типа катализаторов риформинга: монометаллические (АП-64 и АП-56), биметаллические (КР-101 и КР-102) и полиметаллические (КР-104, КР-106, КР-108).

ННП "Нефтехим" (г. Краснодар) разработал новую серию катализаторов риформинга - REF с использованием специального носителя оптимальной пористой структуры и высокой термостабильности, обеспечивающего в сочетании с определёнными условиями нанесения активных компонентов высокую активность и низкую коксуемость катализатора.

В таблице 1 приведены характеристики строения импортных катализаторов R-56, RG-482 и их носителя E-601, катализатора REF-23 и его носителя A-98, и носителя A-64 катализаторов серий АП и КР.

Таблица 1-Характеристики катализаторов

Характеристики	Катализаторы			Носитель		
	R-56	RG-482	REF-23	E-601*	A-98	A-64
дельная поверхность, м /г	180	216	245	256	265	190
Объём пор, см ³ /г	0,38	0,61	0,85	0,57	0,63	0,56
Преобладающий радиус пор, нм	3,04	5,61	5,92	4,44	4,73	7,1
Содержание примесей, 10 ⁻³ % (масс.)						
натрия	3	1	0,1	1	0,6	16
железа	5	0,6	1,6	2	0,12	20

Одним из параметров, влияющих на стабильность катализатора риформинга, является сила акцепторных кислотных центров, обуславливающая спекание платины и прочность удерживания хлора на катализаторе.

Таким образом, носитель для катализаторов REF и технология его получения обеспечивают уменьшение спекания платины на поверхности носителя во время эксплуатации и регенерации, увеличение степени удерживания хлора и повышение стабильности и активности катализаторов, следовательно, катализатор REF-23 не уступает катализаторам R-56 фирмы "UOP" и RG-482 фирмы "Procatalyze".

Металлическая функция катализатора.

Для достижения предельной активности катализатора металл необходимо нанести на основу и обеспечить минимальный размер частиц. Высокая дисперсность и сферический размер частиц поддерживаются в течение службы катализатора и восстанавливаются регенерацией.

Регенерация включает этапы: выжиг кокса, оксихлорирование, кальцинирование (прокалка), восстановление и сульфидирование.

На практике старение катализатора, главным образом вымывание хлора из катализатора из-за присутствия воды в рецикле и отложений кокса, требует повышения температуры, что способствует миграции и соответственно агломерации частиц металла. Выжиг кокса во время регенерации приводит к еще большему вымыванию хлора. Поэтому требуется этап оксихлорирования для восстановления уровня хлора. Оксихлорирование катализатора осуществляется подачей хлорорганического соединения (четырёххлористого углерода).

Для перевода металла катализатора из оксидной в металлическую форму проводят циркуляция водородосодержащего газа.

Целью сульфидирования является подавление высокой активации свежим или отрегенированным катализатором нежелательных реакций гидрогенолиза. Подавление чрезмерной активности металлических активных центров достигается путем образования сульфидов.

Кислотная функция катализатора

Оптимальный уровень кислотности благоприятно влияет на выходы катализата и водорода. Кислотность катализатора тесно связана с количеством

хлора, который закреплен на катализаторе, а затем добавляется на этапе оксихлорирования. Содержание хлора в катализаторе должно быть в пределах 0,9÷1,1% вес. Кроме того, катализаторы на основе окиси алюминия требуют определенного увлажнения для активирования кислотной функции.

Яды катализаторов

Яды катализаторов классифицируются по двум категориям: временные яды (также иногда называемые ингибиторами) и постоянные яды.

К временным можно отнести те, которые удаляются из катализатора без остановки технологического процесса.

Наиболее распространенными временными ядами для установки риформинга являются сера, азот, вода, органические окислы, галогены.

Постоянные яды вызывают потерю активности, которая не может быть восстановлена даже регенерацией и которая требует замены катализатора.

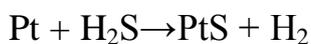
Основными постоянными ядами являются мышьяк, свинец, медь, железо, никель, хром.

Временные яды катализатора

Сера

Является наиболее распространенным загрязнителем, находящимся в сырье. Максимально допустимая концентрация 0,5 ppm вес.

Отравление вызывается сероводородом, содержащимся в сырье . Сероводород реагирует с платиной в соответствии с реакцией:



и понижает активность катализатора, уменьшая количество активного металла.

Такая же реакция происходит между сероводородом и другими металлами катализатора (активаторами), еще больше понижая его активность. Это выражается в понижении выхода катализата, водорода, увеличении выхода сжиженного углеводородного газа и понижении перепада температуры в реакторах.

При содержании сероводорода в рецикловом газе 5 ppm об. температура на входе в реактор должна быть понижена до 480⁰С. Соответственно должен быть понижен расход сырья на риформинг для поддержания качества катализата.

Азот

Максимально допустимая концентрация в сырье риформинга - 0,5 ppm вес. в пересчете на N₂.

Отравление катализатора происходит благодаря аммиаку, который образуется при разложении соединений. Азотное соединение уменьшает кислотную функцию катализатора, что проявляется следующим образом:

- понижение октанового числа;
- увеличенный выход водорода;
- увеличенный перепад температуры в реакторах.

Вода и органические окислы

Органические окислы образуют воду в условиях процесса риформминга.

Вода необходима для активирования кислотной функции катализатора. Однако избыток воды ведет к понижению активности катализатора. Оптимальное содержание воды в газе рецикла 15 ÷ 25 ppm об.

Галогены (хлор, фтор)

Иногда хлор и фтор присутствуют в сырой нефти из-за особенностей методов нефтедобычи. Максимально допустимые количества в сырье риформинга: 0,5 ppm вес. для фтора и 1,0 ppm вес. для хлора. Повышенное присутствие хлора в сырье изменяет кислотную функцию катализатора и активизирует гидрокрекинг. Фтор обладает подобным действием. В результате хлорного, фторного загрязнения усиливаются реакции гидрокрекинга, что ведет к пониженному выходу катализата и повышенным выходам сжиженного углеводородного газа и метана. Октановое число незначительно возрастает. Хлор и фтор удаляются на этапе предварительной гидроочистки.

Постоянные яды

Постоянные яды – это загрязнители, которые необратимо разрушают катализатор. К ним относятся: мышьяк, медь, ртуть, железо, кремний, никель, хром. Металлы удаляются на катализаторе предварительной гидроочистки. [13]

Общие принципы аппаратного оформления установок

Процесс риформинга проводят при высокой . Поэтому тепло в аппараты необходимо подводить либо теплоносителем, либо разбивкой объема катализатора на несколько зон, со ступенчатым подводом тепла в каждую зону. В промышленности применяют второй способ: каждый реактор снабжается от 15 до 55 % от общего объема катализатора. Сырье смешивают с водородсодержащим газом, нагревают и подают в реакторы. При этом затраты тепла на реакцию вызывают падение температуры реакционной смеси.

С повышением количества нафтеновых углеводородов тем на большее число зон следует разделить реакторный блок, чтобы повысить среднюю температуру реакции. После каждого реактора сырьевая смесь частично прореагировавшего сырья и продуктов реакции догревается в трубчатой печи.. Число ступеней промежуточного подогрева определяется по принципу: чем выше концентрация нафтеновых углеводородов в сырье и активнее катализатор, тем большего перепада температур следует ожидать в реакционной зоне, т.е. увеличивается необходимое число работающих реакторов.

Если продолжительность работы катализатора невелика, то необходимо закладывать запасные реакторы для периодической регенерации катализатора.

При длительной непрерывной работе стационарного катализатора, достигшей несколько месяцев, процесс становится практически непрерывным.[1]

Промышленные установки каталитического риформинга.

Существует две разновидности: полурегенеративный и с непрерывной регенерацией катализатора.

Отечественные промышленные установки.

Отечественные модификации процесса каталитического риформинга разработаны во ВНИИНефтехим Г.Н. Масляным с соавторами,

алюмоплатиновые катализаторы для этих установок - Г.Н. Масляным, Ю.А. Битепаж и Г.М. Осмоловским с соавторами. Проекты установок были разработаны в Ленгипрогазе. [16] Внедрение процесса каталитического риформинга в нашей стране началось со строительства в 1955 г. опытных установок.

Совершенствование процесса каталитического риформинга связано с повышением эффективности применяемых катализаторов. Одновременно с этим происходило и совершенствование аппаратного оформления процесса.

На первом этапе развития процесса каталитического риформинга широко применялись алюмоплатиновые катализаторы (АП-56). При этом высоко- и низкокипящие бензиновые фракции нефти перерабатывались отдельно, в условиях наиболее благоприятных для каждой из них:

- фракция 62-105⁰С под давлением 2 МПа для получения бензола и толуола;

- фракция 85-180 или 105-180⁰С под давление 3,5-4 МПа для производства высокооктанового компонента автомобильного бензина.

На данных установках не была предусмотрена очистка сырья от серы и других ядов. Образующийся сероводород улавливали из циркулирующего ВСТ моноэтаноламином, а осушка циркулирующего газа осуществлялась абсорбцией влаги диэтиленгликолем. Второй этап развития процесса риформинга связан с применением хлорсодержащего алюмоплатинового катализатора АП-64 и с использованием ряда новых технологических приемов. К ним относятся:

- снижение серы после предварительной гидроочистки сырья (содержание серы 5-10 мг/кг).

- регулирование количества водяных паров в зоне реакции путем отпарки гидроочищенного сырья и осушки циркулирующего газа на цеолитах,

- подача небольших доз хлорорганических соединений в зону реакции,

- уменьшение давления по сравнению с применявшимся при работе на АП-56.

Вышеупомянутое привело к созданию производства риформата с октановым числом 95 и значительному уменьшению коррозии аппаратуры.

Третий этап развития процесса каталитического риформинга связан с применением высокостабильных полиметаллических катализаторов серии КР.

Использование полиметаллических катализаторов требует глубокой гидроочистки сырья от серы и других каталитических ядов, применение особых приемов вывода катализатора на режим, связанных с их восстановлением и осернением, поддержания оптимального содержания хлора в катализаторе.[13]

В связи с совершенствованием катализаторов риформинга, либо модернизировались старые установки, либо сооружались новые. Характеристика отечественных установок риформинга приведена в таблице 2.

Кроме того разработаны установки риформинга для производства ароматических углеводородов.

Таблица 2 Характеристика установок каталитического риформинга

индекс	Тип катализатора	Производительность т.тонн\год	Рабочие условия				Выход катализатора (% , масс.)
			Р, МПа	Т, °С	Об. скорость, ч ⁻¹	Кратность ВСГ м ³ /м ³	
Получение высокооктанового компонента автомобильного бензина							
-35-5	АП-56	300	4	480-520	1,5	1500	84,4
-35-11/300	АП-56	300	4	480-520	1,5	1500	85,2
Л-35-11/600	АП-56	600	3,5-4	480-520	1,5	1500	82,5
Л-35-11/1000	АП-64	1000	3,5	480-520	1,2	1800	74,4
	АП-64	1000	3,5	480-520	1,2	1800	74,4
Получение ароматических углеводородов							
Л-35-6	АП-56	300	2	480-525	1,5	1200	85,5
Л-35-8/300Б	АП-64	300	2	490-530	1,5	1600	81,8

Зарубежные промышленные установки

Из многих разновидностей зарубежных промышленных установок каталитического риформинга следует отметить такие установки, как магнаформинг, рениформинг, работающие с периодической регенерацией катализатора, и установки каталитического риформинга фирмы UOP и FIN, работающие с непрерывной регенерацией би- и полиметаллических катализаторов.

Магнаформинг

Введённая в 1967г. установка магнаформинга мощностью 4770 м³ в сутки полурегенетативного типа, характеризуется повышенным выходом целевых продуктов и увеличенной продолжительностью работы катализатора, что позволяет проводить риформинг при 1,4 МПа. Температура процесса и кратность циркуляции газа в первых по ходу сырья реакторах ниже, чем на обычных установках, а объёмная скорость выше, но последний по ходу сырья реактор работает с повышенной скоростью циркуляции газа. Октановое число катализата равно 94-98 по ИМ, а выход его на 2-4% выше, чем на обычной установке. В реакторы загружали катализатор RD=150с, содержащий 0,35% (масс) платины. Установка магнаформинга работает по схеме на рисунке 1 и имеет ряд особенностей: четыре сферических реактора с внутренней изоляцией; мольное соотношение циркулирующий газ : сырьё поддерживается равным 3 : 1 на входе в первый реактор и 12 : 1- в последний. Следует также подчеркнуть, что реакторы загружены катализатором неравномерно: в первом реакторе 17% масс. катализатора от общей его массы, во втором 17%, третьем 16% и в четвёртом 50%. Таким образом, загрузка катализатора в конечный реактор, где происходят реакции дегидроциклизации, изомеризации и гидрокрекинга составляет 50%.

Процесс магнаформинг с платинорениевым катализатором E-601 позволяет достигнуть более высокой избирательности выхода катализата и устойчивости работы установки.

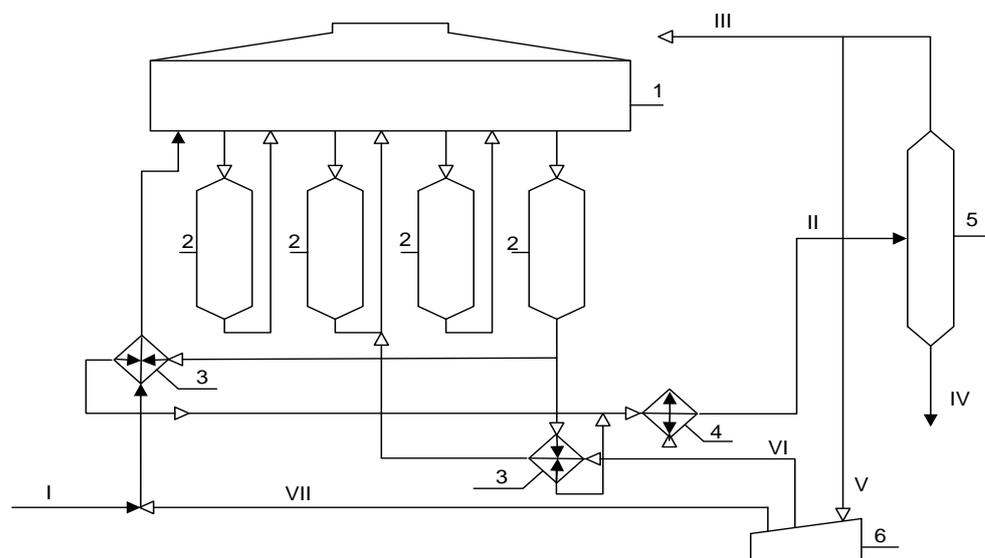


Рисунок 1 Принципиальная технологическая схема установки
магнаформинг

1-многокамерная печь; 2-реактор; 3-теплообменник; 4-воздушный холодильник; 5-стабилизационная колонна; 6-компрессор. I-сырьё; II-продукты риформинга после отделения ВСГ; III-ВСГ с установки; IV-нестабильный катализат; V-ВСГ на приём компрессора; VI-дополнительный ВСГ в реактор; VII-ВСГ на смешение с сырьём.

Рениформинг

Процесс каталитического риформинга с использованием платинорениевого катализатора, разработанного фирмой Chevron Research, получил название рениформинг. На рисунке 2 представлена схема установки рениформинг. Применение нового катализатора в этом процессе впервые позволило экономично эксплуатировать установки под давлением 1,4 МПа (и меньше) и увеличить продолжительность работы катализатора без регенерации. Выход водорода в течение пяти месяцев работы пилотной установки был почти постоянным – около $300 \text{ м}^3/\text{м}^3$ сырья. Продолжительность пробега до регенерации катализатора увеличилась до 246-270 сут. вместо 109-117 сут. при использовании обычных катализаторов с таким же содержанием платины. Даже при наиболее трудно риформируемом сырье оказалось возможным увеличить объёмную скорость подачи сырья и повысить жесткость процесса при

Распределение катализатора можно изменить в зависимости от конкретного случая.

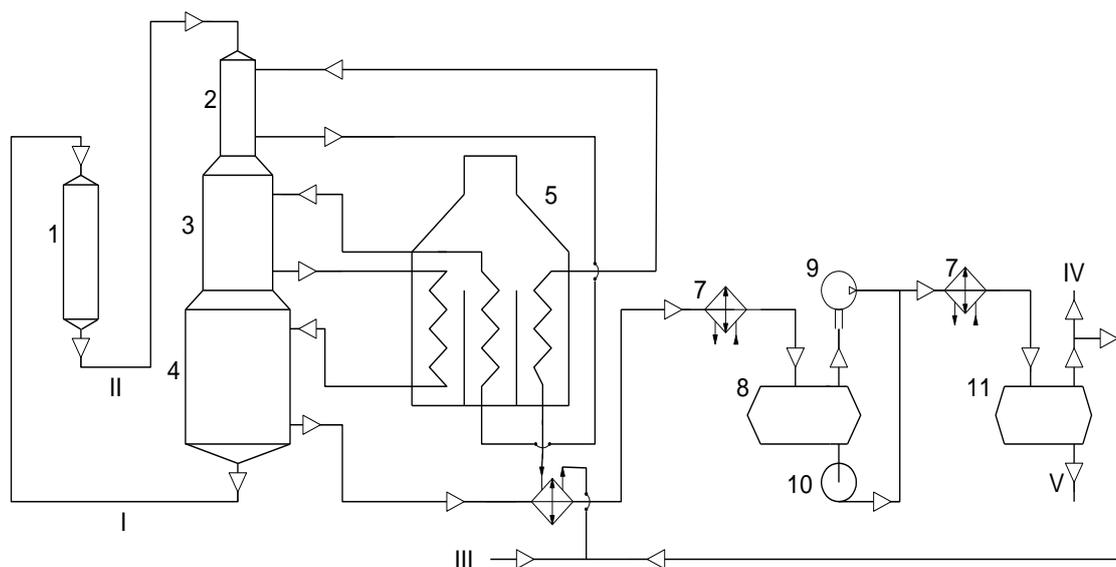


Рисунок 3. Принципиальная технологическая схема непрерывного процесса риформинга фирмы UOP

1-регенератор; 2-реактор I ступени; 3-реактор II ступени; 4-реактор III ступени; 5-многокамерный нагреватель; 6-теплообменник; 7-холодильник; 8-газосепаратор низкого давления; 9-компрессор для циркуляции ВСГ; 10-насос; 11-газосепаратор высокого давления; I-закоксованный катализатор; II-отрегенерированный катализатор; III-сырье; IV-избыток ВСГ; V-жидкие продукты реакции на стабилизацию.

Катализатор вводят в головную часть первого реактора, затем он движется самотёком и с нижней части третьего реактора поступает в соответствующие ёмкости для закоксованного катализатора и оттуда пневмотранспортом подаётся вначале в бункер, а затем в регенератор катализатора. Регенерированный катализатор собирается в ёмкости, откуда пневмотранспортом подаётся в первый реактор. Таким образом осуществляется непрерывный процесс риформинга без остановки системы на регенерацию. Все операции по циркуляции катализатора регулируются электронной системой, снабжённой защитным и контрольным оборудованием. При необходимости регенерацию катализатора можно выключить.

Благодаря непрерывной регенерации катализатора удаётся поддерживать более высокий уровень его активности, чем в системах со стационарным слоем катализатора. На установках UOP используют биметаллические катализаторы (Pt-Re) R-16, R-20 и R-22. процесс идёт под давлением 0,9-1 МПа при циркуляции ВСГ 400-500 м³/м³ сырья, выход риформата составляет 82-87,3% об., в зависимости от типа катализатора, с октановым числом 95 по исследовательскому методу. Схема процесса каталитического риформинга с непрерывной регенерацией катализатора по системе, разработанной Французским институтом нефти (FIN), представлена на рис. 1.4. Первая такая установка введена в эксплуатацию в 1973г. Реакционная секция на установке состоит из четырёх реакторов, расположенных в один ряд. Внутри реакторов имеется система полированных решёток для равномерной циркуляции катализатора. На трубопроводах течения катализатора расположены автоматические задвижки только на уровне регенератора.

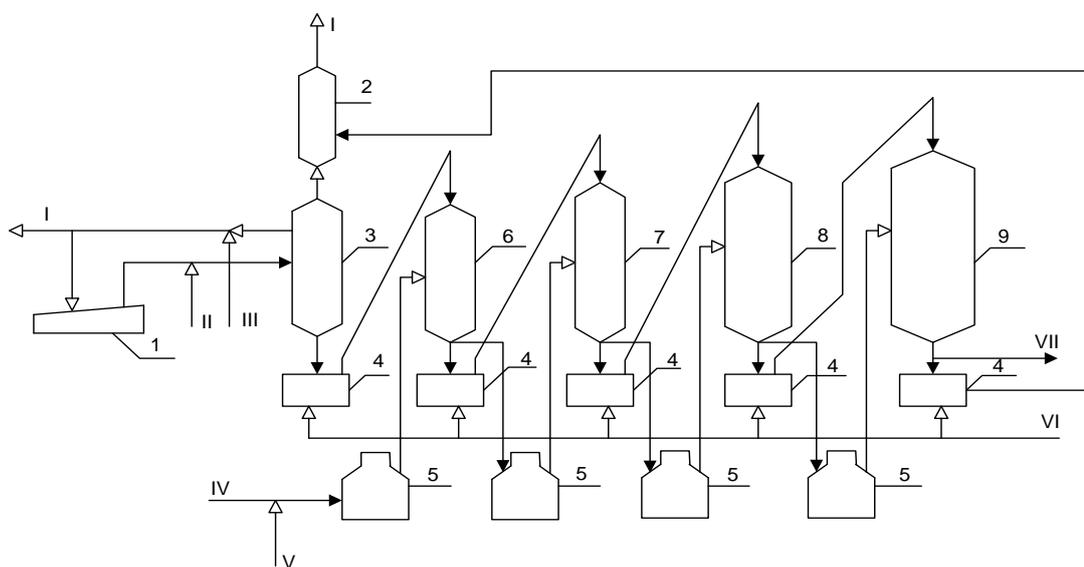


Рисунок 4. Принципиальная технологическая схема установки непрерывного риформинга FIN

1-компрессор; 2-сборник; 3-регенератор; 4-ёмкость для катализатора; 5-печь; 6-9 – реактора. I-сброс дымовых и продувных инертных газов в атмосферу; II-воздух; III-азот; IV-сырьё; V-ВСГ на смешение с сырьём; VI-газ для транспортирования катализатора; VII-продукты реакции на разделение.

Современные установки этого типа работают под избыточным давлением всего 1,4 МПа на катализаторах, содержащих 0,35% масс. платины. на них получают риформинг – бензин с октановым числом 100-105.

Установки каталитического риформинга с непрерывной циркуляцией катализатора, работающие по технологии UOP и FIN, положительно зарекомендовали себя в промышленности. Преимущества этих процессов заключается ещё и в том, что оборудование реакторного блока практически аналогично оборудованию, применяемому на установках с периодической регенерацией катализатора. Но надёжная работа системы с непрерывной регенерацией катализатора требует оборудования и систем управления высокого качества, особенно при регулирование расхода катализатора и обеспечение герметичности всей арматуры. В этом случае истирание катализатора и абразивный износ транспортных линий в условиях высокой температуры не должны превышать обычных норм.

1.2. Конструктивные типы аппаратов

Реакторы установок каталитического риформинга

Наиболее сложным оборудованием и аппаратурой оснащены реакторные блоки гидроочистки и риформинга. Наиболее важными аппаратами являются реактора, а также многокамерные печи. Остальное оборудование (теплообменники, насосы, ёмкости, и др.) аналогично применяемому в нефтепереработке. Особенностью работы оборудования и аппаратуры реакторных блоков являются высокие температуры и давление, а также присутствие водорода при жёстком режиме.[1]

Реакторы каталитического риформинга с неподвижным слоем катализатора представляют собой цилиндрические вертикальные аппараты с эллиптическими или полушаровыми днищами.[16].

По способу распределения и направлению движения сырья реакторы разделяются на два типа: с аксиальным и радиальным движением сырья. Реакторы с радиальным движением применяют в случаях, когда среда находится только либо в жидком, либо в парогазовом состоянии. В реакторе с

радиальным вводом сырья обеспечиваются меньшие потери напора и соответственно меньшее рабочее давление в аппарате, поэтому уменьшаются затраты энергии на подачу сырья.

Реакторы риформинга с радиальным движением сырья

Реактор выполнен из цилиндрической обечайки с эллиптическими днищами (рисунок 5). Реактор изолирован изнутри слоем торкрет-бетона (поз. 3). Бетонное покрытие защищено от непосредственного действия потока сырья стаканом (поз. 5), в котором размещены внутренние устройства и катализатор. По периферии реактора на стенке стакана по окружности размещены вертикальные короба (поз. 6). Стенки коробов, обращённые к катализатору, перфорированы.

По оси аппарата установлен сборник вывода продуктов реакции, выполненный в виде перфорированной трубы (поз. 7). На трубе снаружи укреплен слой мелкой и крупной сетки, предупреждающей унос катализатора в сборную трубу. Сырьё вводится сверху через штуцер (поз. 1), проходит распределитель (поз. 2), поступает в перфорированные короба, а затем, пойдя в радиальном направлении через слой катализатора, собирается в сборнике и выводится через штуцер снизу аппарата (поз. 9).

В верхней части слоя катализатора под тарелкой имеется цилиндрический стакан, который при оседании слоя катализатора во время эксплуатации аппарата остаётся погружённым в слой катализатора и предотвращает проход среды над слоем катализатора. Для выгрузки катализатора на нижнем днище предусмотрен наклонный штуцер (поз. 8).

Осмотр и монтаж внутренних устройств аппарата и загрузка катализатора выполняют через верхний штуцер ввода сырья.

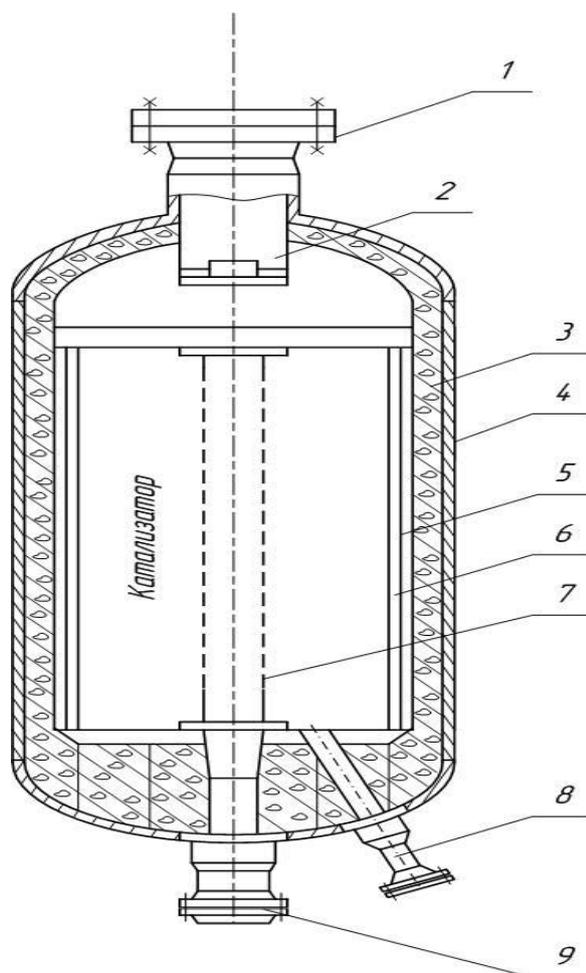


Рисунок 5 Реактор с радиальным движением сырья

Реактор другой конструкции представлен на рисунке 6. Его отличие заключается в направлении движения продуктов реакции, которые выводятся с верха реактора [16].

По периферии реактора на стенке стакана по окружности размещены вертикальные короба (поз. 6). Стенки коробов, обращённые к катализатору, перфорированы. По оси аппарата установлен сборник вывода продуктов реакции, выполненный в виде перфорированной трубы (поз. 5). На трубе снаружи укреплён слой мелкой и крупной сетки, предупреждающей унос катализатора в сборную трубу. Сырьё вводится сверху через наклонный штуцер (поз. 1), проходит распределитель (поз. 3), поступает в перфорированные короба, а затем, пойдя в радиальном направлении через слой катализатора, собирается в сборнике и выводится через штуцер сверху аппарата (поз. 2).

Для выгрузки катализатора на нижнем днище предусмотрен наклонный штуцер (поз. 8).

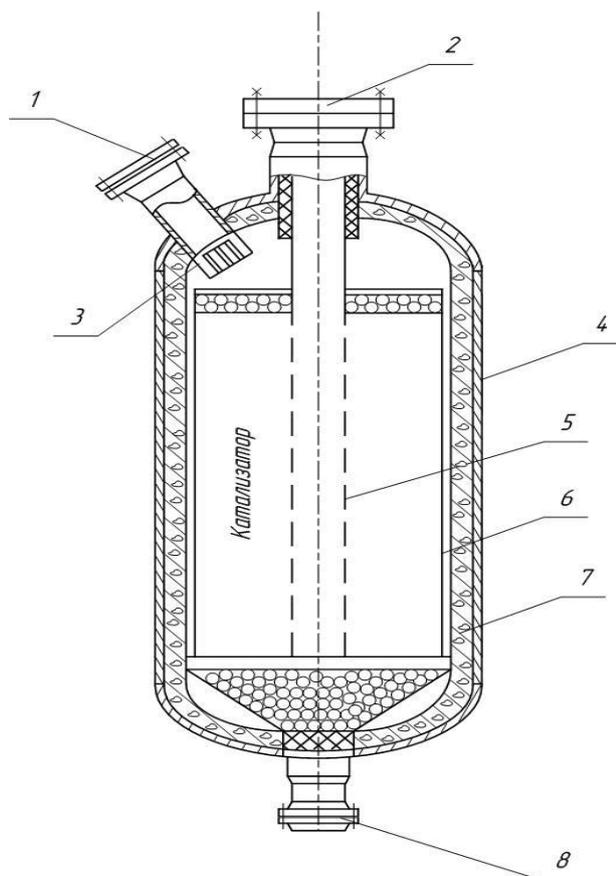


Рисунок 6. Реактор с радиальным движением сырья и верхним выводом продукта

Реакторы с аксиальным движением сырья

Аппарат с аксиальным движением представлен на рисунке 7. Катализатор загружается в реактор в виде сплошного слоя. Для лучшего распределения паров по сечению слоя и во избежание уноса катализатора выше и ниже слоя насыпаются фарфоровые шары.

Корпус аппарата (поз. 4) изготовлен из углеродистой стали и футерован изнутри торкрет-бетоном (поз. 9). Сырьё вводится сверху через штуцер (поз. 1) и проходит через распределительное устройство (поз. 2). Пройдя через слой катализатора, оно поступает в нишу, отделённую сеткой (поз. 7). Выход осуществляется через центральную трубу (поз. 5) и штуцер (поз. 3) с верха реактора. Выгрузка катализатора осуществляется через штуцер (поз. 6). Для удобства обслуживания предусмотрен люк (поз. 8).

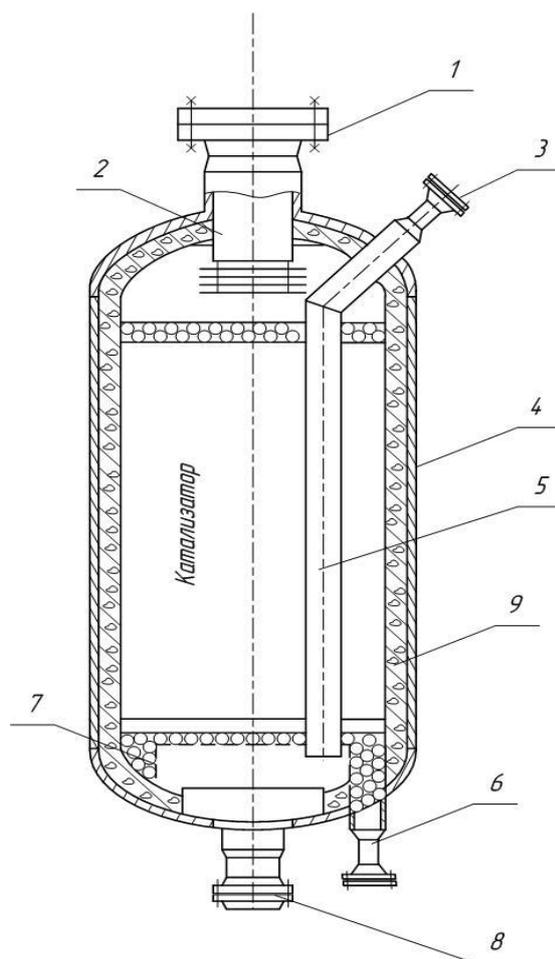


Рисунок 7. Реактор с аксиальным движением сырья

Сферические реакторы

Сферические реакторы (рисунок 8) не нашли широкого применения в российской нефтеперерабатывающей промышленности, однако на многих зарубежных установках они нашли широкое применение [16]. Сферическая форма аппарата, работающего под высоким давлением, наиболее благоприятна в отношении его механической прочности и даёт возможность значительно сократить толщину металла стенки (поз. 2), используя бетонную изоляцию (поз. 4).

Сырьё вводится через верхний штуцер (поз. 1), проходя через распределительное устройство (поз. 7), и выводится снизу (поз. 5). Относительно небольшая высота слоя катализатора позволяет поддерживать достаточно равномерный поток паров и небольшой перепад давления. Из-за

большой площади расположения катализатора, для его выгрузки используют два люка (поз. 6).

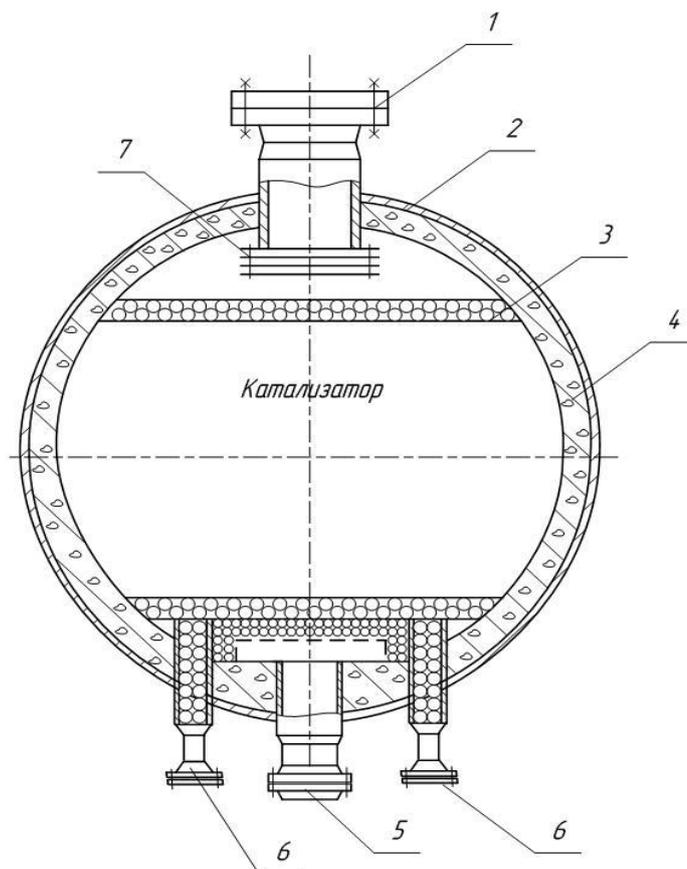


Рисунок 8. Сферический реактор

1.3. Технологическое оформление процесса

Совместный анализ литературных данных и технико-экономических показателей производства нефтепродуктов позволяет рекомендовать процесс каталитического риформинга в качестве способа производства высокооктанового компонента моторных топлив.

Рекомендуется использовать установку риформинга со стационарным слоем платинорениевого катализатора, вследствие того, что условия процесса позволяют обеспечить длительность сырьевого, межрегенерационного цикла 1 год и более. В этом случае общая длительность простоев составит 20-40 суток в год, включая регенерацию катализатора и ремонт оборудования. Кроме того, подобные установки получили наибольшее распространение и накоплен большой опыт по их эксплуатации.

В качестве основного аппарата рекомендуется принять реактор риформинга с радиальным движением сырья так как среда находится только в парогазовом состоянии. В реакторе с радиальным вводом сырья обеспечиваются меньшие потери напора и соответственно меньшее рабочее давление в аппарате, поэтому уменьшаются затраты энергии на подачу сырья. Кроме того следует принять реактор с нижним выводом продуктов (рисунок 5) так как данный тип реактора обеспечивает большую поверхность контакта и меньшее давление процесса. [16]

Описание блок-схемы.

Сырье смешивается с циркулирующим водородсодержащим газом (ВСГ) и поступает в первый реактор, пройдя рекуперативный теплообменник и печь нагрева. После первого реактора газо-продуктовая смесь догревается в печи и поступает во второй реактор. Аналогично газо-продуктовая смесь поступает в третий реактор. Из третьего реактора ГПС поступает на охлаждение и сепарацию. В результате сепарации отделяется водородсодержащий газ и углеводородный газ, получившейся в результате реакции. После сепарации нестабильный жидкий катализат поступает на стабилизацию, предварительно подогретый потоком отходящего стабильного катализата. В процессе стабилизации отделяется растворенный углеводородный газ и рефлюкс (нестабильная часть). После стабилизации высокооктановый компонент (стабильный катализат) поступает в сети предприятия.

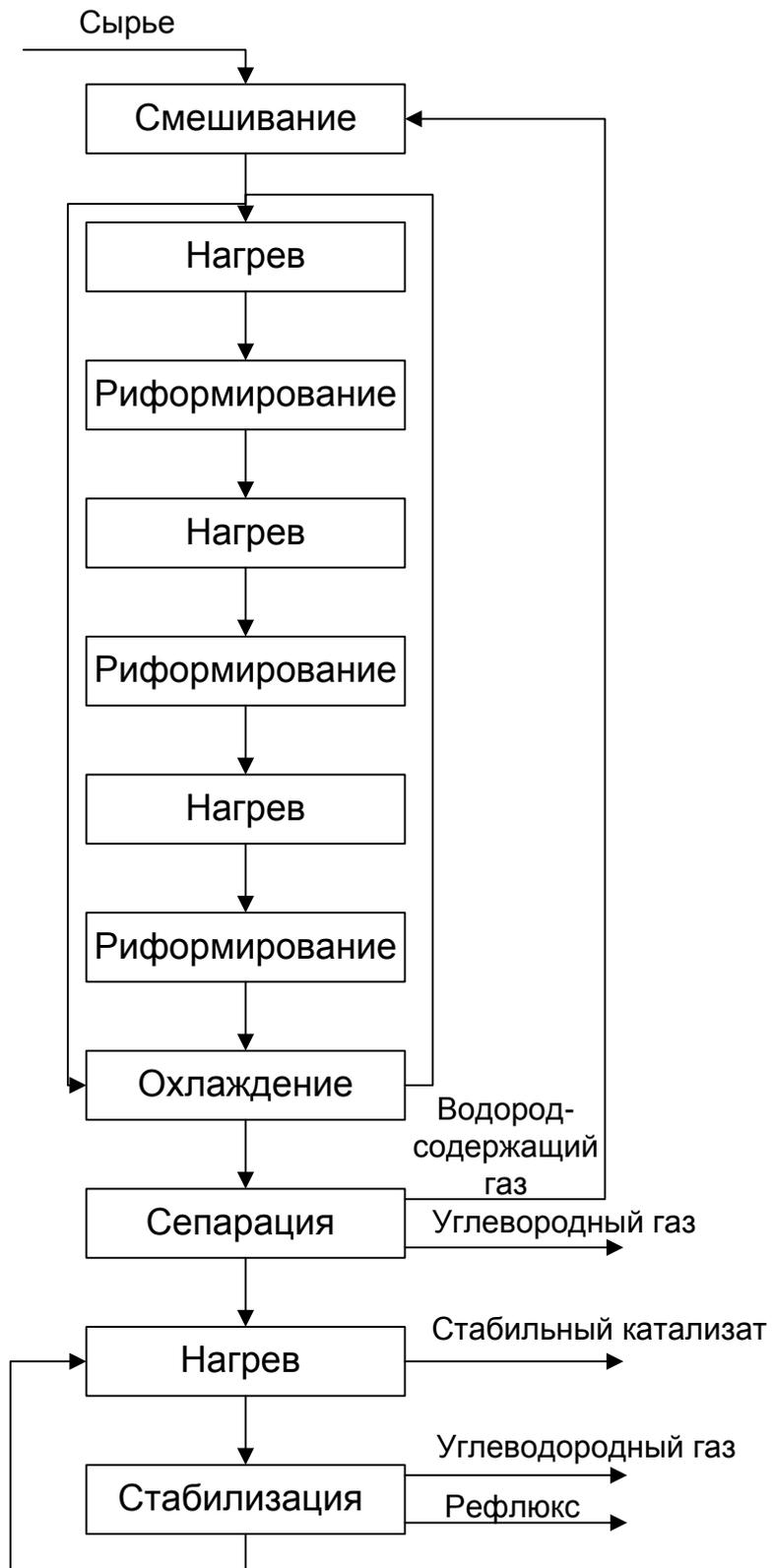


Рисунок 9 - Блок-схема каталитического риформинга

2. Объекты и методы исследования

2.1. Техничко- экономическое обоснование проекта

В технологической части произведён расчёт основных аппаратов – реакторов риформинга (материальный и тепловой балансы, основные размеры, расчёт диаметра штуцеров). Произведен расчет и подбор вспомогательного оборудования, а также приведено обоснование выбора технологической схемы.

Расходы на эксплуатацию установки каталитического риформинга складываются из расходов на сырьё и энергоресурсы, на замену катализатора, персонал, из расходов по уходу за оборудованием и на его ремонт, на амортизацию. Основные эксплуатационные расходы при выпуске бензина с октановым числом 93 распределяются примерно следующим образом: исходное сырьё 80-85%, энергетические расходы 8-11% и замена катализатора около 8%. Распределение капиталовложений следующее: около 68% на оборудование и до 32% на загруженный в систему катализатор.

Анализ основных факторов при выборе схемы каталитического риформинга для выпуска бензина с октановым числом 93 по исследовательскому методу показал, что минимальные капиталовложения требуются для процесса без регенерации катализатора; минимальные эксплуатационные расходы получены при проведении регенерации в резервном реакторе в процессе ультраформинг.

При выпуске бензина с октановым числом 95-100 в процессе без регенерации стоимость катализатора увеличивается по мере повышения октанового числа выпускаемого риформата. Значительно сильно это сказывается в случае переработки сырья с высоким содержанием парафиновых углеводородов. Применение регенерируемого катализатора в установках каталитического риформинга позволило значительно снизить затраты при получении высокооктановых бензинов.

2.2. Характеристика продукта и сырья

Таблица 3 Характеристика продукта и сырья

Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, полуфабрикатов, изготавливаемой продукции	Номер государственного или отраслевого стандарта, ТУ, СТП	Показатели качества, обязательные для проверки	Норма по ГОСТ, ОСТ, ТУ, СТП (заполняется при необходимости)	Область применения изготавливаемой продукции
1	2	3	4	5
Характеристика сырья				
Бензиновая фракция 80-165 ⁰ С.	СТП "Бензин прямогонный".	Плотность, кг/м ³ Групповой состав, %масс.: - парафиновые - нафтеновые - ароматические Фракционный состав, ⁰ С: - НК - 10% - 50% - 90% - КК Содержание микропримесей, % масс., не более: - сера - влага	737 48,93 40,37 10,70 79 84 100 130 165 0,00005 0,0001	Сырье для установки.

Продолжение таблицы 3

1	2	3	4	5
Характеристика продукции				
Водородсодержащий газ		Состав, %об.: - водород - метан - этан - пропан - изобутан - н-бутан - C ₅ и выше - сероводород Молекулярный вес	84,6 4,2 2,6 2,0 0,8 2,0 3,8 0,04 8,3	Направляется в сети предприятия.
Рефлюкс стабилизации		Состав, % мол.: - водород - метан - этан - пропан - изобутан - н-бутан - C ₅ и выше - сероводород	0,3 0,4 3,3 14,8 17,1 60,4 3,63 007	
Углеводородный газ		Состав, % мол.: -водород -метан -этан -пропан	12,0 4,1 17,1 44,7	Направляется в топливную сеть

Продолжение таблицы 3

1	2	3	4	5
		-изобутан -н-бутан -C ₅ и выше	15,1 12,0 12,0	
Стабильный катализат		Плотность, кг/м ³ Групповой состав, % масс.: -непредельные -ароматические, вт. ч. бензол -нафтеновые -парафиновые Фракционный состав, °С: -НК -10% -50% -90% -КК Октановое число: ММ ИМ	790 0,7 65,7 10,5 3,7 29,9 50 90 115 150 170 86,3 96,0	Направляется в сети предприятия

2.3. Физико-химические основы процесса

Сущность процесса

В результате реакций, протекающих на бифункциональных катализаторах риформинга, происходит глубокое изменение углеводородного состава бензиновых фракций с образованием высокооктановых, в первую очередь ароматических, углеводородов.

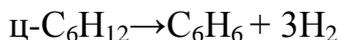
Основные реакции, протекающие в процессе каталитического риформинга, делятся на два типа:

- желательные реакции, которые приводят к увеличению октанового числа, повышают выход продуктов и водорода;
- неблагоприятные реакции, которые ведут к понижению октанового числа, ухудшению чистоты водорода и снижению выхода продуктов.

Желательные реакции с выделением водорода

1. Дегидрирование нафтеновых углеводородов.

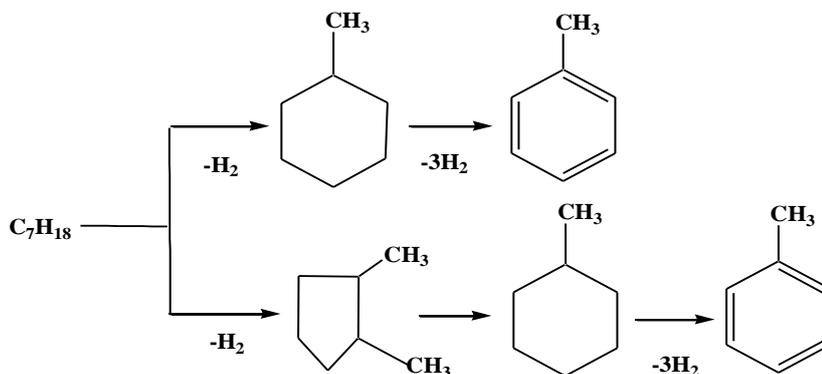
Дегидрирование алкилциклогексанов является конечной стадией образования ароматических углеводородов:



В результате этой реакции риформинга образуются бензол, толуол, ксилолы, ароматика C_9 и C_{10} , водород.

2. Дегидроциклизация парафинов

Дегидроциклизация парафиновых углеводородов протекает с образованием алкилциклопентанов и алкилциклогексанов с последующим дегидрированием алкилциклогексанов:



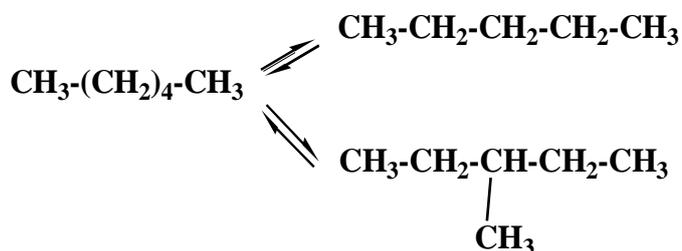
Приведенные выше реакции являются важнейшими в процессе риформинга, поскольку они дают наиболее высокооктановый продукт.

Желательные реакции без выделения водорода

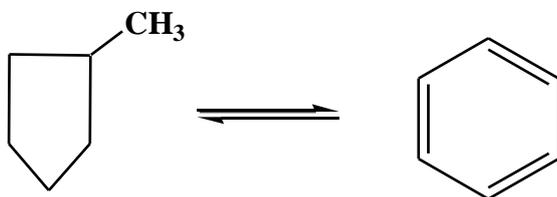
1. Изомеризация

Изомеризация приводит к изменению строения молекулы углеводородов - образованию изомеров. В условиях каталитического риформинга реакции изомеризации играют второстепенную роль. Изомеризации частично подвергаются углеводороды $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ и $n\text{-C}_5\text{H}_{12}$, частично изомеризуются пятичленные нафтеновые углеводороды в шестичленные, которые, как показано выше, легко дегидрируются в ароматические углеводороды.

Изомеризация парафиновых углеводородов на катализаторах риформинга протекает через промежуточную стадию образования ионов карбония. В условиях риформинга изомеризация приводит к образованию малоразветвленных изомеров:



Одной из важнейших реакций риформинга является изомеризация алкилциклопентанов в циклогексан и алкилциклогексаны:



Нежелательные реакции

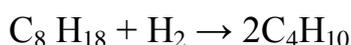
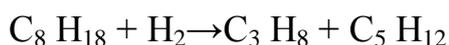
1. Гидрокрекинг

Гидрокрекингу (расщепление под воздействием водорода) подвергаются парафиновые и, в меньшей степени, нафтеновые углеводороды. Гидрокрекинг парафинов идет в несколько стадий через образование и распад карбониевых

ионов. Среди продуктов реакции преобладают пропан и более высокомолекулярные парафиновые углеводороды.

Гидрокрекинг протекает на кислотных центрах катализатора, однако начальная и конечная стадии процесса, образование олефинов и гидрирование продуктов распада протекают на металлических активных центрах катализатора, которым свойственна дегидрирующая функция.

Суммарные уравнения реакций гидрокрекинга:



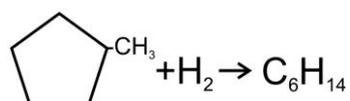
Эти реакции усиливаются с ростом кислотности катализатора, температуры и давления водорода. Реакция гидрокрекинга является нежелательной, так как способствует уменьшению выхода риформинг-бензина.

2. Гидрогенолиз

В некоторых случаях, например при пуске установки на неосерненном катализаторе, заметное значение приобретает реакция гидрогенолиза парафиновых углеводородов, приводящая, в отличие от гидрокрекинга, к преимущественному образованию легких парафиновых углеводородов, особенно метана:



Гидрогенолиз протекает на металлических центрах катализатора. Разрыв углерод-углеродных связей при гидрогенолизе метилциклопентана и его гомологов приводит к образованию парафиновых углеводородов:

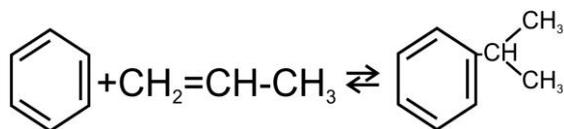


3 Гидродеалкилирование

При гидродеалкилировании происходит разрыв ответвленного радикала (CH_3^* или $C_2H_5^*$) от ароматического кольца. Ксилол может быть деалкилирован в толуол, который в свою очередь может быть деалкилирован в бензол.

4 Алкилирование

Алкилирование – реакция, в результате которой молекула олефина присоединяется к ароматическому кольцу.



Эта реакция ведет к утяжелению молекул, что, в свою очередь, увеличивает точку кипения сырья. Кроме того, углеводороды с большим молекулярным весом обладают большой тенденцией к коксованию.

5 Диспропорционирование

Два кольца толуола могут перестроиться и создать одно бензольное кольцо и одно ксилольное кольцо. Эта реакция происходит только в очень тяжелых жестких условиях температуры и давления.

В условиях риформинга протекают также и другие реакции, оказывающие существенное воздействие на активность и стабильность работы катализатора. К ним относятся реакции распада сернистых, азотистых, хлорсодержащих соединений, а также реакций, приводящих к образованию кокса на катализаторе.

Образование кокса на катализаторе является результатом сложной группы химических реакций, ведущих к образованию тяжелых конденсированных ароматических колец и полимеров.

Коксообразованию способствуют понижение парциального давления водорода и мольного отношения водорода к сырью, отравление катализатора контактными ядами, нарушение баланса гидрирующей и кислотной функций катализатора, переработка сырья с повышенным содержанием как легких, так и тяжелых (> C₁₀) углеводородов.

Коксование уменьшится при понижении температуры (т.е. при понижении жесткости режима) и увеличении циркуляции водорода. Напротив, низкое общее давление способствует образованию кокса.

Еще одним параметром, требующим внимания для уменьшения коксования, является конечная точка кипения сырья, имея в виду ограничение

количества тяжелой ароматики. Максимально допустимая точка конца кипения сырья составляет 180⁰С. Реакции риформинга, ведущие к образованию ароматических углеводородов из парафинов и нафтенов, идут с поглощением тепла, реакция гидрокрекинга и гидрогенолиза - экзотермичны, реакции изомеризации парафиновых и нафтеновых углеводородов имеют тепловой эффект близкий к нулю.

Среди реакций риформинга с наибольшей скоростью протекает дегидрирование циклогексана и его гомологов в соответствующие ароматические углеводороды, а с наименьшей - дегидроциклизация парафиновых углеводородов. Повышение температуры в наибольшей степени ускоряет реакции дегидроциклизации парафиновых углеводородов и гидрокрекинга. Скорости превращений парафиновых и нафтеновых углеводородов C₆ - C₁₀ выше для компонентов с большим молекулярным весом.

В таблице 4 приведены относительные скорости и тепловые эффекты типичных реакций риформинга.

Таблица 4 Реакции риформинга

Тип реакций	Относительная скорость		Тепловой эффект, КДж/моль
	C ₆	C ₇	
Дегидрирование циклоалканов	100	120	+221
Изомеризация парафинов в нафтены	10	13	-4,6
Изомеризация циклопентанов в циклогексаны	10	13	-15,6
Разрыв циклической структуры	5	3	-43,9
Гидрокрекинг	3	4	-56,4(на моль H ₂)
Дегидроциклизация алканов	1	4	+260

Влияние основных параметров

Температура

С повышением температуры снижается выход риформата и увеличивается содержание в нем ароматических углеводородов, его плотность, а также выход газов, в том числе циркуляционного. С повышением температуры процесса увеличиваются также образование водорода и давление насыщенных

паров нестабильного бензина. Однако повышение температуры в реакторах при частичной дезактивации катализатора приводит обычно к увеличению газообразования и снижению концентрации водорода в газе.

Температура на входе в реакторы в блоке риформинга никогда не должна превышать 520⁰С.

Температурный перепад, особенно в первой ступени риформинга, может служить характеристикой активности катализатора. По мере отработки катализатора, накопления кокса в нем, понижения концентрации водорода в циркулирующем газе, суммарный перепад температуры в реакторах понижается.

Более высокая температура более способствует нежелательным реакциям, чем желательным. Однако регулируемый подъем температуры необходим в течение периода между регенерациями катализатора для поддержания октанового числа катализата, но его выход при этом снижается.

Давление

Снижение рабочего давления, а следовательно, и парциального давления водорода смещает равновесие реакций дегидрирования и дегидроциклизации в сторону ароматических углеводородов и способствует увеличению скорости их образования; одновременно падает выход газов, а, следовательно, растёт селективность процесса.

Однако при снижении давления резко увеличивается скорость закоксовывания катализатора. Закоксовывание платинового катализатора и чувствительность его к отравлению сернистыми соединениями и другими ядами с повышением давлением значительно уменьшается. Также при увеличении давления снижается возможный выход ароматических углеводородов, увеличивается скорость реакций гидрокрекинга и деалкилирования, уменьшается выход водорода, жидких продуктов и содержание в них ароматики, одновременно с этим увеличивается выход газов.

Падение активности катализатора в процессе работы компенсируют повышением температуры. Облегчение фракционного состава сырья вызывает

снижение коксообразования на катализаторе. Это даёт возможность осуществлять процесс каталитического риформинга при более низком давлении без регенерации катализатора в течении длительного времени.

Объёмная скорость подачи сырья

Объёмная скорость подачи сырья на катализатор определяет глубину превращения сырья и получение катализата заданной характеристики. С увеличением объёмной скорости увеличивается выход катализата, а степень его ароматизации уменьшается, а также снижается его октановое число. Однако это снижение в определенных пределах может быть скомпенсировано повышением температуры. Уменьшение объёмной скорости способствует усилению реакций гидрокрекинга и коксообразованию.

При изменении расхода сырья всегда необходимо:

-сначала повышать расход сырья, а затем температуру на входе в реактор;

-сначала понижать температуру на входе в реактор, а затем понижать расход сырья.

Кратность циркуляции водородосодержащего газа.

Мольное содержание водород/сырье определяется как отношение чистого водорода в рецикловом газе (моль/ч) к расходу сырья (моль/ч). От величины этого параметра зависит интенсивность коксообразования. Мольное отношение водород/сырье прямо пропорционально кратности циркуляции водородосодержащего газа в системе и концентрации водорода в водородосодержащем газе. Процесс риформинга осуществляется в среде газа с концентрацией водорода от 90 до 75% об. в начале и конце цикла соответственно.

2.4. Описание технологической схемы процесса

Бензиновая фракция 80-165°C насосом Н1 подается в узел смешения установки риформинга с циркулирующим водородсодержащим газом.

Далее газосырьевая смесь проходит последовательно по межтрубному пространству теплообменников Т-1/1,2,3,4 где нагревается потоком газопродуктовой смеси до температуры $\approx 400^{\circ}\text{C}$.

В реакторах Р-1, Р-2, Р-3 осуществляются процесс риформинга на платинорениевом катализаторе при температуре $490-505^{\circ}\text{C}$ и давлении $1,4-1,9$ МПа. Перед каждым ректором газопродуктовая смесь разогревается в змеевиках печи П1. Газопродуктовая смесь из реактора Р-3 поступает в теплообменники Т-1/1,2,3,4, где отдает часть тепла газосырьевой смеси, и затем с температурой 93°C поступает на доохлаждение в воздушный холодильник АВО-1.

Газопродуктовая смесь после воздушного холодильника АВО-1 с температурой 44°C поступает в сепаратор повышенного давления С-1. В сепараторе С-1 происходит отделение водородсодержащего газа.

Смесь нестабильного катализата и углеводородного газа из сепаратора С-1 поступает в сепаратор пониженного давления С2 . В сепараторе пониженного давления отделяется углеводородный газ и подается в сети предприятия. Нестабильный катализат насосом Н-2 подается в стабилизационную колонну К-1, предварительно нагреваясь в теплообменнике Т-2.

В стабилизационной колонне К-1 производится отделение растворенных в катализате углеводородных газов. Верхний продукт колонны стабилизации катализата после конденсации и охлаждения в воздушном холодильнике АВО-2 собирается в емкости орошения Е-1. Жидкие углеводороды из емкости Е-1 забираются насосом Н-3 и подаются в качестве орошения в колонну К-1, балансовый избыток отводится в сети предприятия. Углеводородный газ из емкости Е1 поступает в сети предприятия.

Для поддержания теплового баланса стабилизационной колонны К-1 предусмотрена трубчатая печь радиантного типа П-2, куда насосом Н-4 подается стабильный катализат.

3. Расчеты

5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

5.1 Анализ эффективности действующего производства

5.1.1 Расчёт 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.

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.

Расчет производственной мощности осуществляется по формуле:

$$M = P_{\text{час}} \cdot T_{\text{эфф}} \cdot n, \quad (82)$$

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

$P_{\text{час}}=5500\text{кг/ч}$, таблица 6;

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

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

Эффективный фонд времени оборудования:

$$T_{эфф} = T_{ном.} - T_{ППР}, \quad (83)$$

где $T_{ном.}$ - номинальный фонд работы оборудования, 8760 ч;

$T_{ППР}$ - время затрачиваемое на капитальный ремонт, 760ч.

$$T_{эфф} = 8760 - 760 = 8000 \text{ часов}$$

$$M = P_{час} \cdot T_{эфф} \cdot n = 5500 \cdot 8000 \cdot 1 = 44000000 \text{ кг / г.}$$

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

$$K_{экс} = T_{эф} / T_{н}. \quad (84)$$

$$K_{экс} = 8000 / 8760 = 0,91$$

Коэффициент интенсивного использования оборудования равен

$$K_{инт} = Q_{пп} / Q_{max} \quad (85)$$

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

Q_{max} - максимальная производительность в единицу времени.

$$K_{инт} = 5445 / 5500 = 0,99$$

Интегральный коэффициент использования мощности:

$$K_{им.} = K_{экс} \cdot K_{инт},$$

$$K_{им.} = 0,91 \cdot 0,99 = 0,9$$

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

$$N_{год} = K_{им.} \cdot M, \quad (86)$$

$$N_{год} = 0,9 \cdot 44000000 = 39600000 \text{ кг/год}$$

Вывод: по результатам расчета производственная мощность загружена на 90%.

5.1.2 Расчет себестоимости готовой продукции

по действующему производству

Расчет годового фонда заработной платы цехового персонала

Явочная численность:

$$N_{\text{яв}} = N_{\text{обсл}} \cdot K \cdot S, \quad (87)$$

где K - число аппаратов, которые необходимо обслужить, 4 шт;

S - число смен в сутки при установленном режиме работы;

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

$$N_{\text{яв}} = 0,7 \cdot 4 \cdot 2 = 5 \text{ человек.}$$

Штатная численность:

$$N_{\text{шт}} = N_{\text{яв}} \cdot T_{\text{кал}} / T_{\text{ном}} \quad (88)$$

$$N_{\text{шт}} = 5 \cdot 365 / 183 = 10 \text{ человек.}$$

Списочная численность:

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

$$N_{\text{сп}} = 10 \cdot 183 / 152 = 12 \text{ человек.}$$

Сумма основных рабочих на установках - 12 человек.

Сумма вспомогательных рабочих - 12 человек: 4 электрика, 4 слесаря ремонтника, 4 слесаря КИП. По одному в бригаду.

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 56 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	А	Г	В	А	В	Г	В	А	Г	В	А	В	Г	В	А	Г	В	А

Из графика сменности можно рассчитать величину сменоборота:

$$T_{\text{см-о}} = a \cdot b, \quad (89)$$

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

a — количество бригад; b —количество дней, в течение которых бригада работает одну смену.

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

Сменоборот 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 сменоборот.

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

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 57-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	10	120
5. Эффективный фонд рабочего времени	142	1704

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:

$$Z_{\text{Год}} = Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}, \quad (90)$$

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:

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{тар}} + \text{Пр} + D_{\text{н.вр}} + D_{\text{пр.дни}}, \quad (91)$$

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:

$$Z_{\text{тар}} = \sum C_{\text{сп}} \cdot T_{\text{ст}} \cdot T_{\text{эф.раб}}, \quad (92)$$

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

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

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

$$Z_{\text{доп}} = (D_{\text{н}} \cdot Z_{\text{осн}}) / T_{\text{эфф}}, \quad (93)$$

где $D_{\text{н}}$ - количество дней невыхода на работу по планируемым причинам.

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

Таблица 58 Фонд заработной платы основных рабочих

Профессия	Старший оператор	Оператор	Итого
1	2	3	4
Разряд	6	5	
$T_{\text{ст}}$ руб/ч	85,42	55,48	

Н _{СП} чел	4	8	
Т _{ЭФ} ч.	1704	1704	
З _{ТАР} , руб.	582222,72	756303,36	
Д _{ПРЕМ} руб	291111,36	378151,68	

Продолжение таблицы 58

1	2	3	4
Д _{НВ} , ,руб. 71дн.	77629,69	100840,44	
Д _{ПРАЗ} ,руб. 12 дн.	49201,92	63912,96	
З _{ОСН} ,руб	1000165,70	1299208,45	
З _{ДОП} ,руб	70434,20	91493,55	
З _{ГОД} ,руб.	1070599,90	1390702,00	2461301,90

Фонд заработной платы основных рабочих составил 2461301,90 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:

$$Z_{\text{ОСН}} = n_{\text{МЕС}} * T_{\text{ОКЛ}} * N_{\text{СП}} \quad (94)$$

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

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

Таблица 59– Фонд заработной платы ИТР

Должность	Т _{окл} руб	Н _{СП} , чел	З _{осн} ,руб
Главный технолог. Нач. установки	80000	1	960000
Механик установки	60000	1	720000
Энергетик установки	55000	1	660000
Инженер КИП и АСУ	40000	1	480000
ИТОГО			2820000

Общий фонд заработной платы ИТР составил 2820000 руб.

Вспомогательным рабочим помимо тарифа выплачивается дополнительная заработная плата из расчёта 40% от тарифа.

Таблица 60 Фонд заработной платы вспомогательных рабочих

Профессия	Слесарь	Электромонтер	Слесарь КИПиА	Итого
1	2	3	4	5
Разряд	4	4	4	
Т _{СТ} руб/ч	26,25	26,25	26,25	

Н _{СП} чел	4	4	4	
Т _{ЭФ} ч.	1704	1704	1704	
З _{ТАР} , руб.	178920	178920	178920	
Д _{ПРЕМ} руб	53676	53676	53676	

Продолжение таблицы 60

1	2	3	4	5
Д _{НВ} , ,руб. 71дн.	23856	23856	23856	
Д _{ПРАЗ.} ,руб. 12 дн.	15120	15120	15120	
З _{ОСН} ,руб	271572,00	271572,00	271572,00	
З _{ДОП} ,руб	19124,79	19124,79	19124,79	
З _{ГОД} ,руб.	290696,79	290696,79	290696,79	872090,37

Фонд заработной платы вспомогательных рабочих составил 872090,37 руб.

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.

Таблица 61 Расчет годовой потребности в сырье, материалах и электроэнергии.

Наименование сырья	Ед. изм.	Цена, руб.	Расход		Затраты, руб.	
			На ед.гот.прод.	На весь объем производства	На ед. гот.прод.	На весь объем производства
1.Фракция углеводородная	т.	24200	1,01	40000	24445	968000000
2.Электроэнергия	кВт /ч	5,4	19,19	760000	10,4	4104000
Итого					78,63	972104000

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 62 Стоимость основных фондов.

Наименование	Стоимость, руб.	Нормы амортизации	Годовые амортизационные отчисления, руб
Здания	70000000	5	3500000
Машины и оборудование	61 000 000	15	9150000
Приборы КИП и А, лабораторное оборудование	52 500 000	10,3	5407500
Инвентарь и инструменты	10 000 000	1,6	160000
Итого	193 500 000		18217500

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

От машин и оборудования: $A_{год} = 61000000 / 100 * 15 = 915000$

От приборов КИП и А и лабораторий: $A_{год} = 52500000 / 100 * 10,3 = 5407500$

От инвентаря и инструментов: $A_{год} = 1000000 / 100 * 1,6 = 160000$

Итого: $A_{год} = 18217500$

Таблица 63 - 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 39600, тыс. руб
1	2	3	4
1 сырье	Руб.	24442,00	967903200,00
2 энергия на технологические цели		103,64	4104000,00
3 Заработная плата основных работающих		62,15	2461301,90
3.1 Отчисления на социальные нужды основных рабочих		18,65	738390,57
Итого условно-переменных издержек		24626,44	975206892,47
4Общепроизводственные			

расходы			
4.1 Зарботная плата ИТР		71,21	2820000,00
Отчисления на социальные нужды ИТР		21,36	846000,00

Продолжение таблицы 63

1	2	3	4
4.1 Зарботная плата вспомогательных рабочих		22,02	872090,37
Отчисления на социальные нужды вспомогательных рабочих		6,61	261627,11
4.2 Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования			
амортизация		460,04	18217500,00
ремонт		13,80	546525,00
Итого условно-постоянных издержек		595,04	23563742,48
цеховая себестоимость		25221,48	998770634,95
5 Управленческие расходы (5% к цеховой себестоимости)		1261,07	49938531,75
Заводская себестоимость		26482,55	1048709166,69
6 Коммерческие расходы (1% к заводской себестоимости)		12,61	10487091,67
Полная себестоимость		26747,38	1059196258,36
Условно- постоянные издержки		859,87	34050834,14
Условно- переменные издержки		25887,51	1025145424,22

5.1.3 Определение цены готовой продукции

Цену продукта определяем по формуле:

$$Ц = С \cdot (1 + P/100),$$

где С – полная себестоимость единицы готовой продукции;

P – рентабельность продукции (%).

Рентабельность продукции можно принять от 10% до 25%.

$$Ц = 26747,38 \cdot (1 + 10/100) = 29422,12 \text{ руб.}$$

$$V_{\text{реал.}} = 1165115884,20 \text{ руб.}$$

5.1.4 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 ($V_{пр}$) равна общим затратам на производство и реализацию продукции:

$$V_{пр} = \text{Изд.}_{\text{пост}} + \text{Изд.}_{\text{пер}} \quad (95)$$

Определение точки безубыточности:

1. Аналитическим способом:

$$Q_{кр} = \frac{\text{ИЗД}_{\text{пост}}}{\text{Ц}_{\text{Г.П.}} - \text{ИЗД}_{\text{ПЕР/Г.П.}}}$$

где $\text{Ц}_{\text{Г.П.}}$ - цена единицы готовой продукции (1 тонны);

$\text{Изд.}_{\text{пер/Г.П.}}$ - удельные переменные издержки .

$$Q_{кр} = \frac{34050834,14}{29422,12 - 26747,38} = 9633,55 \text{ т} / \text{год}$$

2. Графическим способом: (рисунок 18).

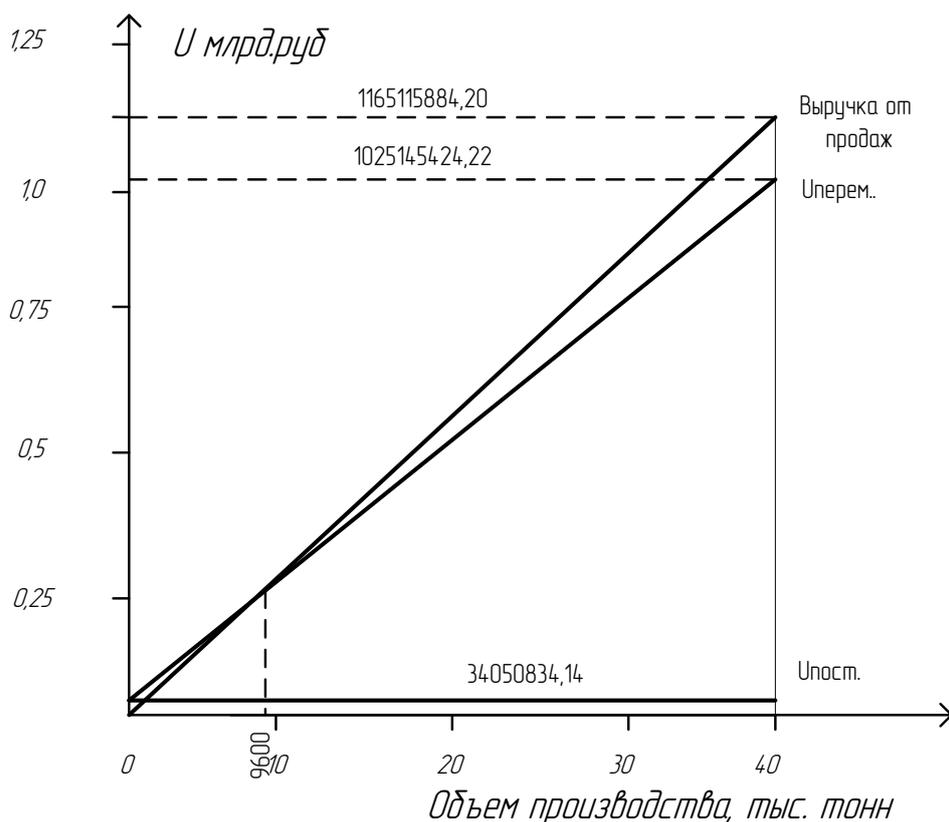


Рисунок 18. График безубыточности при 39600 т/год

5.2 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.

5.2.1 Расчет себестоимости готового продукта в проектном году

В проектном году увеличиваем мощность на 10 %

$$N_{\text{год}} = 1,1 \cdot 39600 = 40000 \text{ т/год.}$$

Таблица 64 Калькуляция себестоимости на производство и реализацию продукции при заданном объеме производства (44000т/год)

Наименование затрат	Единицы изм	Сумма на 1 т, тыс. руб.	Сумма затрат на производство 44000, руб
1 сырье	Руб.	24442,00	1075448000,00
2 энергия на технологические цели		103,63	4559544,00
3 Зарботная плата основных работающих		55,94	2461301,90
3.1 Отчисления на социальные нужды основных рабочих		16,78	738390,57
Итого условно-переменных издержек		24618,35	1083207236,47
4Общепроизводственные расходы			
4.1Зарботная плата ИТР		64,09	2820000,00
Отчисления на социальные нужды ИТР		19,23	846000,00
4.1Зарботная плата вспомогательных рабочих		19,82	872090,37
Отчисления на соц. нужды вспомогательных рабочих		5,95	261627,11
4.2Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования			
амортизация		414,03	18217500,00
ремонты		12,42	546525,00
Итого условно-постоянных издержек		535,54	23563742,48
Цеховая себестоимость		25153,89	1106770978,95
5 Управленческие расходы (5% к цеховой себестоимости)		1257,69	55338548,95
Заводская себестоймость		26411,58	1162109527,89

6 Коммерческие расходы (1% к заводской себестоимости)		12,58	11621095,28
Полная себестоимость		26675,70	1173730623,17
Условно- постоянные издержки		799,66	35184837,75
Условно- переменные издержки		25876,04	1138545785,42

5.2.2 Определение цены готовой продукции

$C = 29422,12$ руб. $V_{\text{реал.}} = 1294573204,66$ руб.

5.2.3 Анализ безубыточности по проектному производству

Определение точки безубыточности:

1 Аналитическим способом:

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

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

$ИЗД_{\text{пер/г.п.}}$ - удельные переменные издержки.

$$Q_{\text{кр}} = \frac{35184837,75}{29422,12 - 25876,04} = 9922,18 \text{ т / год}$$

2. Графическим способом: (рисунок 19).

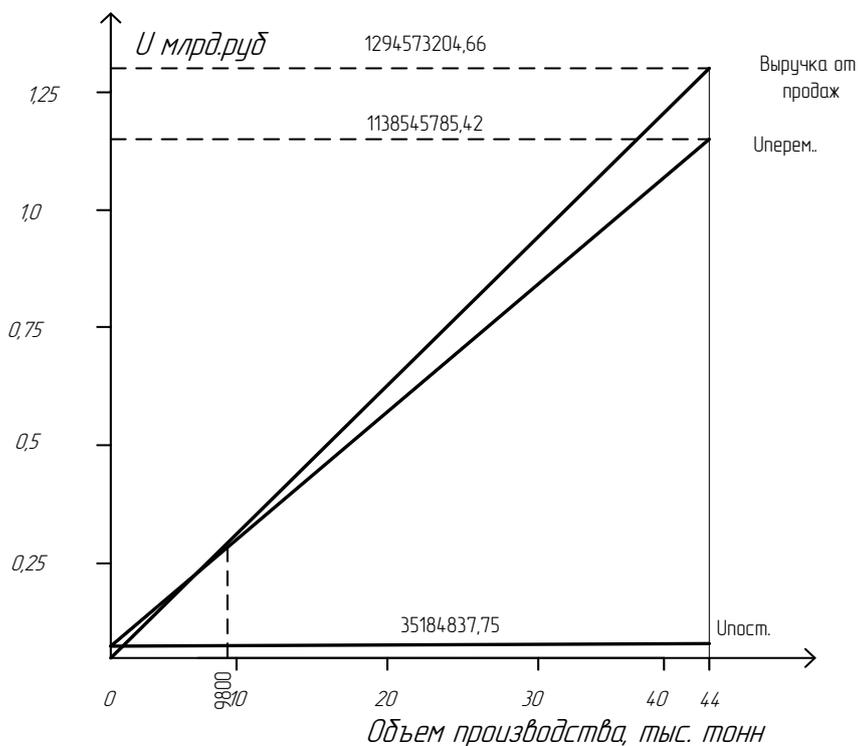


Рисунок 19. График безубыточности при 44000 т/год

5.3 Определение технико-экономических показателей

Таблица 65 Техничко-экономические показатели

Наименование показателя	Ед. изм.	Отчетный год	Плановый год
1	2	3	4
Объем производства	т	39600	44000

Продолжение таблицы 69

1	2	3	4
Объем продаж	т	39600	44000
Цена за тонну	руб	29422,12	29422,1
Выручка от продажи	руб	1165115884	1294573205
Суммарные издержки,	руб	1059196258,4	1173730623,2
в т.ч переменные издержки	руб	34050834,1	35184837,8
в т. ч. постоянные издержки	руб	1025145424,2	1138545785,4
Операционная прибыль	руб	105919625,8	120842581,5
Налог на прибыль (20%)	руб	21183925,2	24168516,3
Чистая прибыль	руб	84735700,7	96674065,2
Себестоимость 1 тонны продукции	руб	26747,380	26675,696
Среднегодовая стоимость основных средств	руб	193500000,0	193500000,0
Численность основных рабочих	чел.	12	12
Фондовооруженность	руб	16125000,0	16125000,0
Фондоотдача		13,8	13,4
Фондоёмкость (показатель обратный фондоотдаче)		0,073	0,075
Производительность труда	руб/чел	43560,00	48530,06
Рентабельность производства	%	10,00	10,30
Рентабельность продаж	%	7,27	7,47
Qкр. (критический объем продаж)	т	9633,6	9922,2
Qкр. (критический объем продаж)	руб	283439575,3	291931689,9

Вывод: В результате увеличения загрузки производственной мощности на 10 % и, соответственно, использования «эффект масштаба», мы получили следующий экономический эффект:

1. Снижение себестоимости на 1 тонну с 26747,38 по 26675,69 (на 0,3%).
2. Увеличение выручки от продажи с 1165115884 по 1294573205 (на 11%) .
3. Увеличение чистой прибыли с 84735700,7 по 96674065,28 (на 14%).
4. Увеличение выплат по налогам с 21183925,2 по 24168516,32 (на 14 %).
5. Увеличение показателя фондоотдачи с 13,4 по 13,8 (на 3 %).

6. Увеличение производительности труда с 43560,00 по 48530,72 (на 11 %).
7. Увеличение рентабельности производства с 10 по 10,3(на 3%) .
8. Увеличение рентабельности продаж с 7,24 по 7,47 (на 3 %).

6. Социальная ответственность

Заключение

Список использованной литературы