

КАЗАХСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ имени К.И. САТПАЕВА

ИНСТИТУТ ХИМИЧЕСКОЙ И БИОЛОГИЧЕСКОЙ ИНЖЕНЕРИИ

КАФЕДРА ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ ОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ
И ПОЛИМЕРОВ

Борамбаев Музафар Мақсәтұлы

ПРОЕКТ РЕАКТОРНОГО БЛОКА УСТАНОВКИ РИФОРМИНГА С
ЦЕЛЬЮ УВЕЛИЧЕНИЯ ВЫХОДА ЦЕЛЕВЫХ ПРОДУКТОВ

ДИПЛОМНЫЙ ПРОЕКТ

по образовательной программе 5B072100 – Химическая технология
органических веществ

Алматы 2019

КАЗАХСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ
ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ
УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ К.И. САТПАЕВА



ИНСТИТУТ ХИМИЧЕСКОЙ И
БИОЛОГИЧЕСКОЙ ИНЖЕНЕРИИ

КАФЕДРА ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ
ОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ И ПОЛИМЕРОВ

«Допущен к защите»
Заведующий кафедрой

 Г.Ж.Елигбаева

ДИПЛОМНЫЙ ПРОЕКТ

на тему: «ПРОЕКТ РЕАКТОРНОГО БЛОКА УСТАНОВКИ РИФОРМИНГА
С ЦЕЛЬЮ УВЕЛИЧЕНИЯ ВЫХОДА ЦЕЛЕВЫХ ПРОДУКТОВ»

по образовательной программе 5В072100 – Химическая технология
органических веществ

Выполнил выпускник



Борамбаев М.М.

Научный руководитель, д.х.н.,
профессор



Чугунова Н.И.

Алматы 2019

РЕФЕРАТ

Жоба 42 бет, 0 сурет, 25 кесте және 19 дереккөзден тұрады.

КАТАЛИТИКАЛЫҚ, РИФОРМИНГ, БЕНЗИН, ХОШ ИІСТІ, РЕАКТОР, КАТАЛИЗАТОР, ОКТАНДЫ, ҚЫСЫМ, ТЕМПЕРАТУРА.

Зерттеу немесе әзірлеу нысандары: жоба каталитикалық процесс әдістері бойынша ғылыми-техникалық әдебиетті талдауға арналған. Жобалау процесінің мақсаты каталитикалық риформинг қондырғысының реакторларын жаңғырту және есептеу болып табылады.

Жұмыстың мақсаты: мақсатты өнімдерді ұлғайту мақсатында каталитикалық риформинг орнатуды жаңғырту және есептеу.

Жұмыстарды жүргізу әдістері мен әдіснамасы: әдеби шолу жүргізу және оның негізінде этан пиролиз процесін таңдау және тиісті есептер жүргізу.

Жұмыс нәтижелері және олардың жаңалығы: ұсынылған жұмыста үш реактордың технологиялық және конструкциялық есептері жүргізілді. Экономикалық есептеулер арқылы өнімнің өзіндік құны, процестің рентабельділігі анықталды. Каталитикалық риформингтің технологиялық процесін бақылау және автоматтандыру жүйелері сипатталған, сондай-ақ жобаланатын қондырғыда қауіпсіз жұмысты ұйымдастыру қарастырылған.

РЕФЕРАТ

Проект содержит 42 стр, 0 рисунков, 25 таблиц и 19 источников.

КАТАЛИТИЧЕСКИЙ, РИФОРМИНГ, БЕНЗИН, АРОМАТИЧЕСКИЙ, РЕАКТОР, КАТАЛИЗАТОР, ОКТАНОВОЕ, ДАВЛЕНИЕ, ТЕМПЕРАТУРА.

Объекты исследования или разработки: проект посвящен анализу научно-технической литературы по методам каталитического процесса. Назначением проектного процесса является модернизация и расчет реакторов установки каталитического риформинга.

Цель работ: модернизация и расчет установки каталитического риформинга с целью увеличения целевых продуктов.

Методы или методология проведения работ: провести литературный обзор и на его оснований выбрать процесс пиролиза этана и провести соответствующие расчеты.

Результаты работы и их новизна: в предложенной работе проведены технологические и конструкционные расчеты трех реакторов. С помощью экономических расчетов определены себестоимость продукции, рентабельность процесса. Описана системы контроля и автоматизации технологического процесса каталитического риформинга, а также рассмотрена организация безопасной работы на проектируемой установке.

ESSAY

The project contains 42 pages, 0 figures, 25 tables and 19 sources.

CATALYTIC, REFORMING, GASOLINE, AROMATIC, REACTOR, CATALYST, OCTANE, PRESSURE, TEMPERATURE.

Objects of research or development: the project is devoted to the analysis of scientific and technical literature on methods of catalytic process. The purpose of the design process is the modernization and calculation of catalytic reforming reactors.

Objective: modernization and calculation of the catalytic reforming unit in order to increase the target products.

Methods or methodology of work: to conduct a literary review and on its basis to choose the process of ethane pyrolysis and to carry out the appropriate calculations.

Results of work and their novelty: in the offered work technological and structural calculations of three reactors are carried out. With the help of economic calculations, the cost of production, the profitability of the process are determined. The control and automation systems of the catalytic reforming process are described, as well as the organization of safe work on the designed installation is considered.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	6
1 Литературный обзор	7
1.1 Общая характеристика процесса каталитического риформинга	7
2 Технологическая часть	11
2.1 Организация технологического процесса	11
2.2 Характеристика изменений, внесенных в технологический процесс	11
3 Расчетный раздел	13
3.1 Материальный баланс	13
3.2 Расчет состава сырья и количество катализатора	14
3.3 Расчет первого реактора	16
3.3.1 Тепловой баланс первого реактора	18
3.3.2 Основные размеры реактора	19
3.4 Расчет второго реактора	22
3.4.1 Тепловой баланс второго реактора	25
3.4.2 Основные размеры реактора	25
3.5 Расчет третьего реактора	26
4 Экономический раздел	27
4.1 Расчет капитальных затрат	27
4.2 Организация производства	27
4.3 Расчет численности основных производственных рабочих	28
4.4 Калькулирование себестоимости продукции	29
4.5 Расчет технико-экономических показателей	32
5 Раздел безопасности жизнедеятельности и охраны труда	35
6 Раздел автоматизации производства	39
6.1 Выбор основных параметров контроля и регулирования. Система защиты и блокировки	39
6.2 Функциональная схема автоматизации основного блока установки	39
Заключение	41
Список литературы	42

ВВЕДЕНИЕ

Каталитический риформинг является ядром процессов нефтепереработки. Он востребован для выделения высокоароматизированных дистиллятов из низкооктанов бензиновой фракции, получения высокооктанового товарного бензина, извлечения индивидуальных аренов, таких как бензол, толуол, ксилол.

Основными преимуществами риформинга можно назвать:

- 1) Протекание процесса в среде водородсодержащего газа при высоких температурах;
- 2) Относительно низкое давление;
- 3) Применение катализаторов с высокой активностью.

Также в процесс сопровождается выделением побочного продукта: большого количества водорода, который гораздо доступнее, а именно в 10-15 раз ниже по стоимости, чем газ из специальной аппаратуры.

В настоящее время Республика Казахстан вкладывает в проекты по комплексной переработке углеводородного сырья и создает современные предприятия по выпуску нефтехимической продукции с повышенной стоимостью. Это необходимо для усовершенствования существующих нефтехимических производств.

По мнению экспертов, республиканский потенциал экспорта углеводородов и соответствующих побочных продуктов увеличился на 17% по сравнению с прошлым годом, а также уровень производства сравнялся со странами ЕС.

Переход на рыночную экономику обусловил появление ряда задач, одной из самых приоритетных является необходимость расширения возможностей переработки нефти и комплексное использование сырья.

Новизной процесса каталитического риформинга является:

1. Впервые предложен новый способ совершенствования процесса каталитического риформинга бензинов с движущимся слоем катализатора методом математического моделирования.

2. Установлено, что новый способ позволяет количественно определить температурный режим в реакторах для достижения требуемой селективности в условиях постоянно изменяющегося углеводородного состава перерабатываемого нефтяного сырья

3. Установлено, что в зависимости от содержания циклопарафинов в сырье глубина переработки будет зависеть от выбора процесса в реакторном блоке с движущимся слоем и непрерывной регенерацией катализатора [1].

1 Литературный обзор

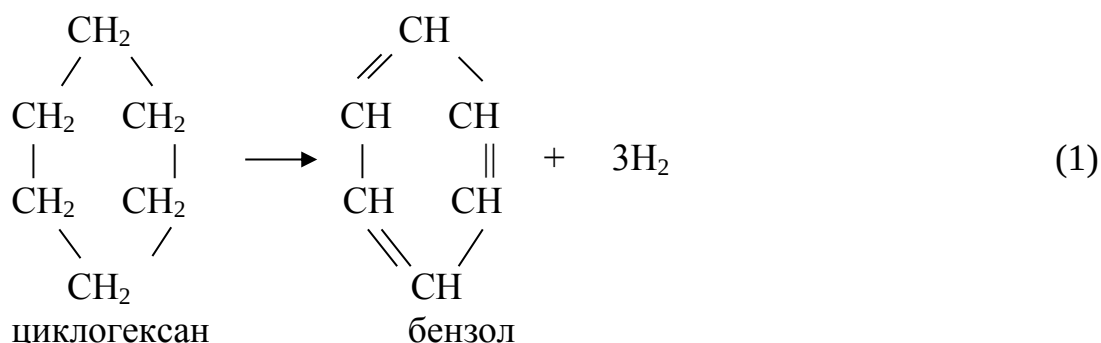
1.1 Общая характеристика процесса каталитического риформинга

Химизм процесса. Процесс каталитического риформинга направлен на повышение детонационной стойкости прямогонных бензинов. Октановое число бензиновых фракций, подвергающиеся каталитическому риформингу, как правило не превышает 50 – 55 ОЧМ.

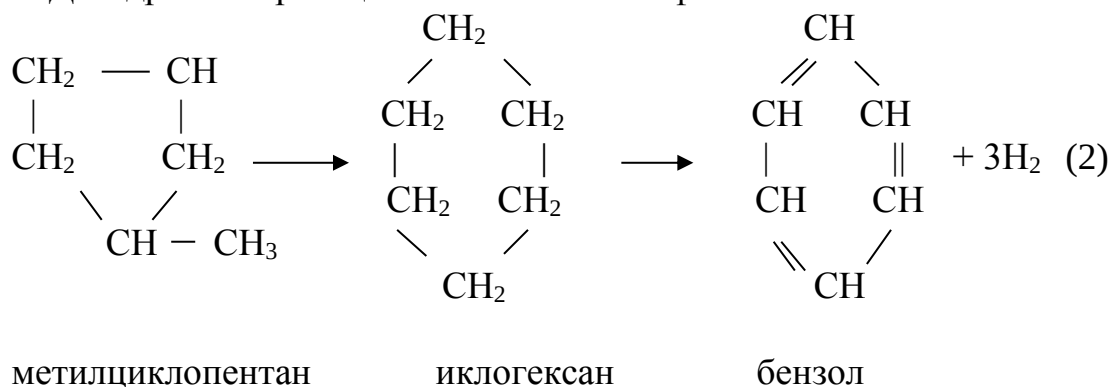
Каталитический риформинг – это непростой химический процесс, состоящий из разнообразных реакций, предоставляющий кардинальным образом реформировать углеводородный состав бензиновой фракции.

Корень процесса служит ароматизация бензиновых фракций, осуществляющиеся за счет дегидрогенизации шестичленных нафтен и дегидроциклизации парафинов.

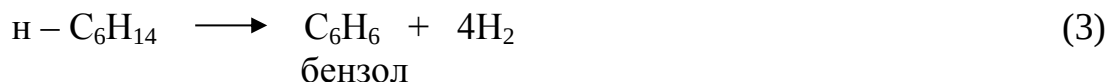
1. Дегидрогенизация шестичленных нафтен



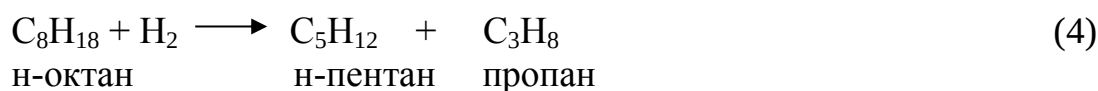
2. Дегидроизомеризация пятичленных нафтен



3. Дегидроциклизация парафинов



4. Гидрокрекинг парафинов



Вдобавок, так или иначе происходит реакция гидродеалкилирования, превращения шестичленных нафтенов в гидрогенолиза, парафины и т.п.

В итоге описанных реакций в сырье повышается число ароматических углеводородов [5].

Реакции дегидроциклизации, дегидроизомеризации эндотермичны, дегидрирогенизации происходят с отрицательным тепловым эффектом.

Реакции гидрокрекинга протекают с выделением тепла, в какой-то степени компенсирующие затраты тепла на основные реакции ароматизации. Вообще отрицательный тепловой эффект реакций каталитического риформинга приравнивается к 250 – 520 кДж на 1 кг сырья. Ввиду этого, нужно осуществлять подогрев исходного сырья, и продуктов его частичного превращения [10].

Стадия протекания любой реакции зависит от состава сырья, условий проведения процесса и природы катализатора.

Выше описанные реакции могут протекать при следующих критериях работы блока каталитического риформинга:

- а) температура в зоне реакции, °С: 480 – 530;
- б) давление на выходе из третьего реактора, кг/см² : 20 – 30;
- в) объемная скорость подачи сырья, час⁻¹ : 2 – 4 ;
- г) кратность циркуляции ВСГ, м³/м³ : 1200 – 1500;
- д) катализатор – полиметаллический: RG- 482,582;
- е) срок службы катализатора : 7 – 10 лет.

Влияние основных критериев на процесс риформинга.

а) температура

Температура это основной регулируемый критерий процесса каталитического риформинга.

Увеличение температуры процесса приводит к повышению скорости всех, происходящих в процессе риформинга, реакций преобразования углеводородов.

Повышение скорости реакции ароматизации парафиновых и нафтовых углеводородов приводит к повышению концентрации ароматических углеводородов в жидком продукте – катализате, в последствии этого - к увеличению октанового числа жидкого продукта.

Однако увеличение температуры процесса ведет к форсированию побочных реакций, способствующих дезактивации и закоксовыванию катализатора. Соответственно уменьшается межрегенерационный период работы катализатора.

б) давление

Давление значится вторым по важности технологическим параметром процесса каталитического риформинга.

Уменьшение давления приводит к повышению селективности процесса риформинга. С уменьшением давления увеличивается интенсивность реакций ароматизации, понижается скорость гидрокрекинга углеводородов. В последствие этого - повышается выход водорода и жидкого продукта, понижается выход легких углеводородов C₁ – C₄.

Таким образом, снижение давления приводит к увеличению скорости дезактивации катализатора, уменьшению межрегенерационного периода.

С увеличением давления уменьшается содержание непредельных углеводородов в жидких продуктах реакции, возрастает газообразование и, таким образом, снижается выход катализата.

в) объемная скорость подачи сырья

Объемная скорость подачи сырья описывает загрузку системы сырьем. Повышение объемной скорости подачи сырья способствует повышению выхода жидкого продукта при одновременном понижении выхода ароматических углеводородов, понижающий октановое число катализата.

При маленькой объемной скорости наблюдается неоднородность размещения парогазовой смеси через слой катализатора и связанное с этим повышенное коксообразование. Поэтому работать при объемной скорости подачи сырья ниже $0,75 \text{ час}^{-1}$ не желательно.

г) кратность циркуляции водородсодержащего газа

Этот показатель почти не оказывает влияния на протекание реакций преобразований углеводородов в процессе каталитического риформинга.

К тому же, разность соотношения водород: сырье значительно оказывает влияние на постоянство работы катализатора риформинга. Уменьшение кратности циркуляции повышает скорость дезактивации катализатора в последствии накопления кокса. Последующие уменьшение соотношения способствует к резкому понижению активности катализатора.

Зависимо от заданной производительности, качества сырья, активности катализатора и необходимой глубины преобразования сырья устанавливается практическая кратность циркуляции в пределах $1200 - 1800 \text{ м}^3$ на 1 м^3 сырья в час при наличии водорода в водородсодержащем газе не менее 65% (об.).

д) качество сырья

В процессе каталитического риформинга фракционный состав сырья играет важную роль. Пределы выкипания сырья оказывают влияние на показатель процесса (октановое число и выход риформата), а также и на скорость скапливание кокса на катализаторе.

Переработка фракции с температурой начала кипения ниже 85°C и фракции с температурой конца кипения выше 180°C нецелесообразна, т.к. в первом случае повышается газообразование, а во втором случае ведет к закоксовыванию катализатора. Таким образом, целесообразно проводить риформинг фракции бензина, выкипающие в пределах $85 - 180^\circ\text{C}$.

Количеству серы в сырье желательно быть наименьшим (не более 1 ppm). Преимущественно реагируемые к сере полиметаллические катализаторы.

Пределы содержание азота (до 0,5 ppm) и влаги ($15 - 25 \text{ ppm}$).

ж) катализаторы риформинга

Промышленные катализаторы процесса риформинга делятся на несколько групп:

а) монометаллические;

б) полиметаллические

Монометаллические катализаторы являются платиной, нанесенной на оксид алюминия, промотированной галогенами.

Полиметаллические катализаторы вместе с платиной включают ряд других металлов. Такие катализаторы характеризуются более высокой стабильностью в реакционном периоде, обеспечивающие получение более высоких выходов высокооктановых компонентов бензина.

Катализаторы риформинга бифункциональны:

а) активный носитель (оксид алюминия, алюмосиликат) катализирует реакции гидрокрекинга, насыщения, изомеризации;

б) платина, диспергированная на поверхности носителя, которая обладает гидрирующими-дегидрирующими свойствами.

Полиметаллические катализаторы имеют ряд преимуществ:

- большой выход катализата;
- увеличенная термостабильность;
- повышенная селективность;
- длительный срок службы.

Эксплуатация полиметаллических катализаторов нуждается в высоком уровне технологии: нужна более углубленная гидроочистка сырья, более улучшенное регулирование содержания хлора на катализаторе [11].

2 Технологическая часть

2.1 Организация технологического процесса.

Технологическая схемы установки – однопоточная с минимальным числом обратных связей. В схеме реализовано максимальное использование (рекуперацию) тепла материальных потоков, например, подогрев стабильного гидрогенизата газопродуктовой смесью, выходящей из последнего реактора.

Проектом предусмотрена комплексная автоматизация процесса с выносом на щит параметров, характеризующих безопасную работу оборудования. Для исключения сбросов от предохранительных клапанов предусмотрены автоматические блокировки, предупредительная световая и звуковая сигнализация. Освобождение аппаратуры от газообразных продуктов и паров нефтепродуктов при сбросе давления осуществляется в закрытую факельную систему. Точное дозирование и смешение потоков реагентов в заданных соотношениях, и поддержание их в течение процесса обеспечивается установкой приборов регистрации расхода. Также установлены регуляторы температуры, позволяющие вести её контроль практически на любом этапе производства, установлены предохранительные клапаны.

Во избежание загазованности помещений операторной, компрессорной осуществляется подача воздуха системами приточной вентиляции [5].

2.2 Характеристика изменений, внесенных в технологический процесс

Важными поправками, сделанными в технологический процесс, являются: применение катализатора со сбалансированным соотношением Re и Pt (0,89-1,12) в первом реакторе, а в оставшихся реакторах катализатора с несбалансированным соотношением Re и Pt (0,47-0,64); осуществление процесса экстракции полученного стабильного катализата в ароматические углеводороды.

На основном производстве применяется катализатор похожего состава во всех трех реакторах, хотя требование и химизм происходящих реакций рядом размещенных реакторах отличаются. Сочетание немногих катализаторов посредством загрузки их в различные реакторы блока риформинга является одним из эффективных направлений оптимизации протекания основных реакций процесса риформинга. Так как основное количество ароматических углеводородов образуется в результате протекания реакции дегидрирования нафтенных углеводородов в первом реакторе, катализатор, загруженный в него, определяет эффективность проведения процесса, и обеспечивает основной прирост октанового числа стабильного катализата. Дальнейшее увеличение этого показателя достигается в следующих реакторах риформинга за счет усиления протекания реакций дегидроциклизации и изомеризации парафиновых углеводородов.

Применение катализатора со сбалансированным соотношением Re и Pt (0,89-1,12) в первом реакторе, а в оставшихся реакторах катализатора с несбалансированным соотношением Re и Pt (0,47-0,64) увеличивает выход стабильного катализата до 84 % масс., вдобавок делает его более стойким к отравлению соединениями серы [1].

Еще одним значимым улучшением процесса, считается выполнение экстракции ароматических углеводородов из катализата, дающий возможность усовершенствовать установку. Смесь ароматических углеводородов в дальнейшем может использоваться как компонент высокооктановых бензинов либо для разделения на индивидуальные ароматические углеводороды, в зависимости от наличия спроса в регионе. Использование смеси ароматических углеводородов дает возможность получать бензины с пониженным содержанием аренов, но высоким октановым числом методом компаундирования, заменяя часть ароматических углеводородов другими высокооктановыми добавками, например, МТБЭ, а также более эффективно получать бензины с заданным октановым числом. Экстракция осуществляется 93% водным раствором диэтиленгликоля с последующей отпаркой ароматических углеводородов острым паром в отпарной колонне. Другим продуктом экстракции является рафинат – деароматизированный бензин, который используют в производстве растворителей и как компонент бензинов.

Немаловажным изменением является увеличение мощности установки с 500 тыс. тон в год до 1500 тыс. тонн в год, следствием чего является уменьшение себестоимости выпускаемой продукции и повышению экономической эффективности производства.

3 Расчетный раздел

3.1 Материальный баланс

Рассчитывается реакционный блок установки каталитического риформинга бензина. Изначальными данными для расчета берутся углеводородный состав сырья температура реакции, производительность реактора по сырью, давления в начале процесса, объемная скорость подачи сырья, число циркулирующего водородосодержащего газа, количество последовательных реакторов, число катализатора и его разделение среди реакторов. Материальный баланс установки приведен в таблице 3.1.

Таблица 3.1
Материальный баланс установки

Наименование сырья и продуктов	% масс	тыс. т/год	т/сутки	кг/час
Поступило				
Бензиновая фракция (85-180 ⁰ С)	100,0	1224,0	3600	150000
Итого	100,0	1,224,0	3600	150000
Получено				
катализат	82,3	1007,352	3147,97	131165,63
рефлюкс	4,5	55080	172,12	7171,87
углеводородный газ	7,4	90576	283,05	11793,75
ВСГ	5,8	70992	221,85	924,375
в том числе водород	(1,3)			
Итого	100,0	1224,0	3600	150000

Исходные данные для расчета

Производительность установки – $G_c=150000$ кг/ч

Температура процесса – $T_{вх.1}=803K$

Давление в реакторе – $\pi_n=3,43 \times 10^6$

Объемная скорость подачи сырья – $\omega=1,5\text{час}^{-1}$

Кратность циркуляции ВСГ $n_r=1500\text{м}^3$

Плотность бензина – ρ_{277}^{293}

Углеводородный состав масс %

Ароматические 12

Нафтеновые 38

Парафиновые 50

3.2 Расчет состава сырья и количество катализатора

Усредненная молекулярная масса сырья рассчитывается по формуле:

$$M_c = 0,4 \cdot T_{50} - 45, \quad (3.1)$$

где T_{50} – температура выкипания 50% бензина, к.

$$M_c = 0,4 \cdot 385 - 45 = 109$$

Усредненная молекулярная масса парафиновых, нафтеновых и ароматических углеводородов питания рассчитывается, в зависимости от условия, что содержание числа атомов п углерода в них будет одинаковым. Расчетные данные молекулярной массы углеводородов приведены в таблице 3.2.

Таблица 3.2

Расчет молекулярной массы углеводородов

Углеводороды	Формулы углеводорода	Расчет молекулярной массы по углеводородному числу
Ароматические	C_nH_{2n-6}	$M_a = 12n + 1(2n-6) = 14n-6$
Нафтеновые	C_nH_{2n}	$M_n = 12n + 1 \cdot 2n = 14n$
Парафиновые	C_nH_{2n+2}	$M_n = 12n + 1(2n+2) = 14n+2$

В целях расчета углеродного числа n используется формула

$$M_C = \frac{1}{\frac{Y_a}{M_a} + \frac{Y_n}{M_n} + \frac{Y_n}{M_n}}, \quad (3.2)$$

где, Y_a, Y_n, Y_n – содержание нафтеновых, ароматических и парафиновых углеводородов в питании;

M_a, M_n, M_n – усредненная молекулярная масса углеводородов.

$$M_C = \frac{1}{\frac{Y_a}{14n-6} + \frac{Y_n}{14n} + \frac{Y_n}{14n+2}} \quad (3.3)$$

После преобразований получим кубические уравнение:

$$n^3 - \frac{1}{14} (M_c + Y) n^2 + \frac{1}{98} \{ (6 + Y_a + 2Y_n - 3Y_n) M_c \} n + \frac{3}{686} Y_n M_c = 0 \quad (3.4)$$

Решение уравнение дает величину $n=7,7$

Числовые значения молекулярной массы углеводородов

$$M_a = 14n - 6 = 14 \cdot 7,7 - 6 = 101,8$$

$$M_n = 14n = 14 \cdot 7,7 = 107,8$$

$$M_n = 14n + 2 = 14 \cdot 7,7 + 2 = 109,8$$

Расчеты состава сырья приведены в таблице 3.3.

Таблица 3.3
Расчет состава сырья

Компоненты	Молекулярная масса, M_i	Содержание в сырье	
		Y_i , масс доли	$Y_i' = Y_i \frac{M_e}{M_i}$, мол.доля
C_nH_{2n-6}	101,8	0,12	0,127
C_nH_{2n}	107,8	0,38	0,382
C_nH_{2n+2}	109,8	0,50	0,491
Итого	-	1,00	1,000

Количество сырья равно:

$$n_c = \frac{G_c}{M_c}, \quad (3.5)$$

где G_c - количество сырья, кг/с.

Рассчитаем величину n_c :

$$n_c = \frac{150000}{108,8} = 1,347 \text{ кмоль/час}$$

Количество водосодержащего газа:

$$G_r = \frac{G_c}{\rho_c} n_r \quad (3.6)$$

где n_r - кратность циркуляции газа, м³/м³;

ρ_c - плотность сырья, кг/м³

Расчетные данные по составу и числу сырья приведена в таблице 3.4

Таблица 3.4
Расчет состава и количества сырья

Компоненты	Мольная доля	Количество $n_{Ci} = n_c \cdot Y_i'$, кмоль/ч
C_nH_{2n-6}	0,127	174,8
C_nH_{2n}	0,382	526,0
C_nH_{2n+2}	0,491	676,2
Сумма	1,000	1377,0

Плотность сырья равна:

$$\rho_c = 0,728 \cdot 10^3 = 728,8 \text{ кг/м}^3$$

$$G_r = \frac{150000}{728,8} \cdot 1500 = 308700 \text{ кг/ч}$$

Количество циркулирующего газа в к/молях равно:

$$n_r = \frac{G_r}{22,4} = \frac{308700}{22,4} = 13770 \text{ кг/ч}$$

Количество катализатора, необходимые для проведения реакции:

$$U_k = \frac{G_c}{\rho_c \cdot U_o}, \quad (3.7)$$

где U_o - объемная скорость.

$$U_k = \frac{150000}{728,8 \cdot 1,5} = 137,2 \text{ м}^3$$

Насыпная масса алюмоплатинового катализатора равна $\rho_k = 600 \text{ кг/м}^3$.
После принятия насыпной массы катализатора, находится число катализатора:

$$G_k = \rho_k \cdot U_k, \quad (3.8)$$

$$G_k = 137,2 \cdot 600 = 82,320 \text{ кг}$$

3.3 Расчет первого реактора

Для составления материального баланса реактора необходимы состав газа покидающего реактор, количество обогащенного циркулирующего газа на выходе из реактора приведены в таблицах: 3.5, 3.6, 3.7.

Таблица 3.5

Количество обогащенного циркулирующего газа

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_{rli} = \frac{n_i}{\sum n_i}$	$M_{iy'_{rli}}$
H ₂	2	12943,7	0,8570	1,72
CH ₄	16	598,9	0,0396	0,63
C ₂ H ₆	30	735,9	0,0486	1,46
C ₃ H ₈	44	463,5	0,0306	1,35
C ₄ H ₁₀	58	185,6	0,0121	0,70
C ₅ H ₁₂	72	185,6	0,0121	0,87
Сумма	-	15113,2	1,0000	6,70

Количество углеводородов, покидающих реактор:

$$239500 - 101200 = 138300 \text{ кг/ч}$$

Уравнение материального баланса для углеводородов, которые покидают реактор:

$$138300 = 602,8 C_n H_{2n-6} + 64,1 C_n H_{2n} + 616,8 C_n H_{2n+2}$$

$$138300 = 602,8(14n-6) + 64,1 \cdot 14n + 616,8(14n+2)$$

после вычисления $n=7,82$

Числовые значения молекулярной массы углеводородов, которые покидают реактор

$$M_a = 14n-6 = 14 \cdot 7,82-6 = 103,3$$

$$M_H = 14n = 14 \cdot 7,82 = 109,3$$

$$M_n = 14n + 2 = 14 \cdot 7,82 + 2 = 111,3$$

Таблица 3.6
Состав газа, покидающего реактор

Компоненты	Приход, кмоль/ч	Расход, кмоль/ч
C_nH_{2n-6}	174,8	$174,8 + 428 = 602,8$
C_nH_{2n}	526,0	$526,0 + 428 + 7 - 40,9 = 64,1$
C_nH_{2n+2}	676,2	$676,2 - 7 - 52,4 = 616,8$
Сумма	1377,0	
Циркулирующий газ	11840,0	$11840 + 428 \cdot 3 + 7 - 0,9$
H_2		$\frac{7,7}{3} - 52,4 \frac{7,7 - 3}{3} = 12943,7$
CH_4	551,0	$551,0 + 47,9 = 598,9$
C_2H_6	688,0	$688,0 + 47,9 = 735,9$
C_3H_8	415,6	$415,6 + 47,9 = 463,5$
C_4H_{10}	137,7	$137,7 + 47,9 = 185,6$
C_5H_{12}	137,7	$137,7 + 47,9 = 185,6$
Сумма	13770,0	
Всего	15147,0	15113,2
		16396,9

Таблица 3.7
Материальный баланс первого реактора

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$	Молекулярная масса M_i	Количество $G_i = n_i \cdot M_i$
Приход				
C_nH_{2n-6}	174,8	0,0114	101,8	17950
C_nH_{2n}	526,0	0,0347	107,8	57250
C_nH_{2n+2}	676,2	0,0446	109,8-	74800
H_2	11840,0	0,7820	65,0	89500
C_nH_{2n+2}	1930,0	0,1273		239500
Сумма	15147,0	1,0000	-	
Расход				
C_nH_{2n-6}	602,8	0,0368	103,3	62350
C_nH_{2n}	64,1	0,0033	109,3	7140
C_nH_{2n+2}	616,8	0,0376	111,3	68810
H_2	12943,7	0,7900	67,0	101200
C_nH_{2n+2}	2169,5	0,1323		
Сумма	16396,9	1,0000	-	239500

Количество углеводородов, покидающих реактор:

$$239500 - 101200 = 138300 \text{ кг/ч}$$

Уравнение материального баланса для углеводородов, которые покидают реактор:

$$138300 = 602,8 C_nH_{2n-6} + 64,1 C_nH_{2n} + 616,8 C_nH_{2n+2}$$

$$138300=602,8(14n-6) + 64,1 \cdot 14n+616,8(14n+2)$$

после вычисления $n=7,82$

Числовые значения молекулярной массы углеводородов, которые покидают реактор

$$M_a=14n-6=14 \cdot 7,82-6=103,3$$

$$M_n=14n=14 \cdot 7,82=109,3$$

$$M_n=14n+2=14 \cdot 7,82+2=111,3$$

3.3.1 Тепловой баланс первого реактора

Значимые реакции риформинга проходят вместе с поглощением тепла. Разница температур в реакторах нуждается в групповом углеводородном составе сырья и в температуре реакции [12].

Приведенные расчеты показаны в таблице 3.8.

Уравнение теплового баланса реактора

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 , \quad (3.9)$$

где Q_1 – приход тепла с сырьем и циркулирующим газом, кВт;

Q_2 – расход тепла на реакции риформинга, кВт;

Q_3 – расход тепла с продуктами реакции и циркулирующим газом;

Q_4 – потери тепла в окружающей среде.

Таблица 3.8

Расчет энтальпии питающей смеси

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y' = \frac{n_i}{\sum n_i}$	$M_i y_i'$	Содержание $y_i = \frac{M_i y_i}{M_{см}}$ масс. доли	Энтальпия, кДж/кг	
						q_{Ti}	$q_{Ti y_i}$
H ₂	2	11840,0	0,7820	1,56	0,0999	7700	769,0
CH ₄	16	551,0	0,0363	0,58	0,0371	1618	59,9
C ₂ H ₆	30	668,0	0,0454	1,36	0,0870	1434	124,8
C ₃ H ₈	44	415,6	0,0274	1,21	0,0770	1405	108,2
C ₄ H ₁₀	58	137,7	0,091	0,53	0,0337	1400	47,2
C ₅ H ₁₂	72	137,7	0,091	0,66	0,0418	1392	58,2
C _n H _{2n-6}	101,8	174,8	0,0114	1,16	0,0742	1713	127,0
C _n H _{2n}	107,8	526,0	0,0347	3,74	0,2387	1704	407,5
C _n H _{2n+2}	109,8	676,2	0,446	4,88	0,3106	1703	528,8
Сумма	-	15147,0	1,0000	15,7	1,0000	-	2230,6

Тепловой эффект реакции

$$q_p = -3356 \quad (3.10)$$

где v – выход водорода в расчете на исходное сырье, масс%
В результате риформинга получен H_2

$$G_{H_2} = 12943,7 - 11840 = 1103,7 \text{ кмоль/ч}$$

$$G_{H_2} = 1103,7 \cdot M_{H_2} = 1103,7 \cdot 2 = 2207,4 \text{ кг/ч}$$

тогда

$$v = \frac{2207,4 \cdot 4}{150000} = 1,473\%,$$

$$q_p = -335 \cdot 1,473 = -493,2 \text{ кДж/кг}$$

Определяем количество потери тепла в окружающую среду:

$$Q_4 = 0,01 Q_1, \quad (3.11)$$

$$Q_4 = 0,01 \cdot 5,34 \cdot 10^8 = 5,34 \cdot 10^6 \text{ кДж/час}$$

Находим количество тепла с циркулирующим газом и продуктами реакции:

$$Q_3 = 239500 \cdot q^r T_{\text{вых}}, \quad (3.12)$$

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 148,3 \cdot 10^3 - 20,5 \cdot 10^3 - 1,48 \cdot 10^3 = 126,3 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

Расчеты теплового баланса реактора, приведенные в таблице 3.9.

Таблица 3.9

Тепловой баланс реактора

Наименование потоков	Температура, К	Количество, кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кДж/кг
Приход				
Q_1	$T_{\text{вх}}=803$	239500	2230,6	$148,3 \cdot 10^3$
Сумма	-	239500	-	$148,3 \cdot 10^3$
Расход				
Q_2	$T_{\text{вых1}}$	239500	493,2	$20,5 \cdot 10^3$
Q_3		Принимае		Q_3
Q_4	-	тся	-	$1,48 \cdot 10^3$
		239500	-	$1,48 \cdot 10^3$

3.3.2 Основные размеры реактора

Диаметр реактора рассчитывается, чтобы разница давления $\Delta P_{\text{сл.1}}$ в слое катализатора не превышала допустимое значение [6].

Величину $[\Delta P_{\text{сл.1}}]$ для реактора примем:

$$[\Delta P_{\text{сл.1}}] = 0,5 \frac{0,158 \cdot 10^6}{n_p}, \quad (3.13)$$

где 0,5-доля гидравлического сопротивления слоя в общем гидравлическом сопротивлении реактора.

$$[\Delta P_{cl.1}] = 0,5 \frac{0,158 \cdot 10^6}{3} = 26300 \text{ Па} \approx 0,0263 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Для расчета величины $\Delta P_{cl.1}$ воспользуемся формулой:

$$\frac{\Delta P_{cl.1}}{H_1} = \frac{255(1\lambda)^{1,35}}{\lambda^{0,29}} \cdot \frac{\omega^2 \rho_{cm}}{d_э} \left(\frac{\vartheta_{cm}}{d_э \omega} \right)^{0,35}, \quad (3.14)$$

где $\frac{\Delta P_{cl.1}}{H_1}$ – потери напора на 1 м высоты слоя катализатора в реакторе, Па/М;

ω – скорость фильтрования, м/с;

ρ_{cm} – плотность газов, кг/м³;

λ – порозность слоя;

$d_э$ – эквивалентный диаметр частиц катализатора, м;

ϑ_{cm} – кинематическая вязкость, м²/с.

Порозность слоя катализатора при допуске урегулированного размещения частиц катализатора равна:

$$\lambda = \frac{\vartheta_m}{\vartheta_{куб}}, \quad (3.15)$$

где ϑ_m – объем катализатора цилиндрической формы, м³

$\vartheta_{куб}$ – объем куба, описанного вокруг шара, м³

$$\vartheta_m = \frac{\Pi d^2}{4} H = \frac{3,14 \cdot 0,003^2}{4} \cdot 0,005 = 35,35 \cdot 10^{-9} \text{ м}^3$$

Сторона куба, описанного вокруг шара, равна эквивалентному $d_э$ диаметру этого шара:

$$d_э = \sqrt[3]{\frac{6\vartheta_m}{\Pi}}, \quad (3.16)$$

$$d_э = \sqrt{\frac{6 \cdot 35,35 \cdot 10^{-9}}{3,14}} = 4,06 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Числовое значение порозности при $\vartheta_{куб} = d_э^3$

$$\lambda = \frac{35,35 \cdot 10^{-9}}{(4,06 \cdot 10^{-3})^3} = 0,524$$

Скорость реального фильтрования газовой смеси в наиболее узком сечении у сетки трубы:

$$\omega = \frac{\vartheta_{сек}}{F_c}, \quad (3.17)$$

где $\mathcal{V}_{сек}$ – объем газов, проходящих через свободное сечение реактора, м³/с

F_c – площадь сетки у трубы, м²

Величину $\mathcal{V}_{сек}$ найдем по формуле:

$$\mathcal{V}_{сек} = \frac{22,4GT_{cp} \cdot 0,1 \cdot 10z}{3600M_{cp} \cdot 273\Pi_{cp.1}}, \quad (3.18)$$

где G - количество газовой смеси в реакторе, кг/ч;

$T_{cp.1}$ – средняя температура в реакторе, К;

Z – коэффициент сжимаемости газа, значительно разбавленного водородом;

M_{cp} – средняя молекулярная масса газовой смеси;

$\Pi_{cp.1}$ – средняя давление в реакторе.

Средняя температура в реакторе равна:

$$T_{cp.1} = \frac{T_{ex.1} + T_{вых.1}}{2}, \quad (3.19)$$

$$T_{cp.1} = \frac{803 + 724}{2} = 763,5K$$

Среднее давление в реакторе примем равным:

$$\Pi_{cp.1} = \frac{\Pi_1 + \Pi_2 - [\Delta\Pi_{сл.1}]}{2}, \quad (3.20)$$

$$\Pi_{cp.1} = \frac{3,43 \cdot 10^6 + 3,43 \cdot 10^6 - 0,0263 \cdot 10^6}{2} = 3,42 \cdot 10^6 Pa$$

тогда

$$\mathcal{V}_{сек} = \frac{22,4 \cdot 239500 \cdot 763,5 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1}{3600 \cdot 14,6 \cdot 273 \cdot 3,42 \cdot 10^6} = 8,25 м^3 / с$$

Площадь сетки у трубы:

$$F_c = \pi D_c H_c, \quad (3.21)$$

где D_c – диаметр сетки у трубы, м;

H_c – высота сетки, м.

Примем диаметр реактора $D_{p1} = 2,4 м$, диаметр сетки $D_c = 0,5 м$. Высоту сетки вычислим по формуле:

$$H_c = H_{сл.1} - 0,4 \quad (3.22)$$

где $H_{сл.1}$ - высота слоя катализатора в реакторе, м.

Высота слоя катализатора в стакане:

$$H_{сл.1} = \frac{\mathcal{V}_{k1}}{F} \quad (3.23)$$

где F – площадь кольцевого сечения между стаканом, м²

Величину F найдем следующим образом:

$$F = \frac{\pi[(D_{pl} - 2\delta - 2 \cdot 0,02)^2 - D_c^2]}{4}, \quad (3.24)$$

$$F = \frac{3,14[(2,4 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - 0,5^2]}{4} = 3,88 \text{ м}^2$$

тогда

$$H_{cl.1} = \frac{19,6}{3,88} = 5,06 \text{ м},$$

$$H_c = 5,06 - 0,4 = 4,66 \text{ м}$$

а площадь сетки у трубы:

$$H_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 4,66 = 7,31 \text{ м}^2$$

Подставив числовые значения величин в формулу для расчета скорости фильтрации, получим:

$$\vartheta = \frac{8,25}{7,31} = 1,13 \text{ м/с}$$

Толщина слоя катализатора в стакане:

$$H_1 = \frac{D_{pl} - 2\delta - 2 \cdot 0,02 D_c}{2}, \quad (3.25)$$

$$H_1 = \frac{2,4 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02 - 0,5}{2} = 0,89 \text{ м}$$

Потери напора в слое катализатора:

$$\Delta P_{cl.1} = 28800 \cdot 0,89 = 25600 \text{ Па}$$

Полная высота реактора равна:

$$H_{nl} = H_{cl.1} + 0,2 + D_{pl} + 0,225 + D_{pl} + 0,425, \quad (3.26)$$

$$H_{nl} = 5,06 + 0,2 + 2,4 + 0,225 + 2,4 + 0,425 = 10,71 \text{ м}$$

3.4 Расчет второго реактора

Давление на первом реакторе выше, чем на втором реакторе $\Delta P_1(0,1)[4]$.

Все расчетные данные второго реактора показаны в таблицах: 3.10, 3.11, 3.12, 3.13, 3.14.

Таблица 3.10

Состав смеси, подвергаемой риформингу

Компоненты	Количество n_{c2i} кмоль/ч	Содержание $y_{c2i}^1 = \frac{n_{c2i}}{\sum n_{c2i}}$, мол.доли
$c_n H_{2n} - 6$	602,8	0,4694
$c_n H_{2n}$	64,1	0,0499
$c_n H_{2n} + 2$	616,8	0,4807
	1283,7	1,000

Таблица 3.11

Расчет парциальных давлений компонентов газовой загрузки реактора

Компоненты	Содержание y_i' мол.доли	Парциальное давление $p_i = P \cdot y_i' = 3,13 \cdot 10^6 y_i' \cdot 10^3 \text{ Па}$
$c_n H_{2n} - 6$	0,0402	115,25
$c_n H_{2n}$	0,0341	11,15
$c_n H_{2n} + 2$	0,1407	117,7
H_2	0,7850	2472
$c_n H_{2n} + 2$	0,1407	413,9
		3130

Таблица 3.12

Состав газа, покидающего реактор

Компоненты	Приход кмоль/ч	Расход, кмоль/ч
$c_n H_{2n} - 6$	602,8	60,28+64,1=666,9
$c_n H_{2n}$	64,1	-
$c_n H_{2n} + 2$	616,8	616,8-63,3=553,5
Циркулирующий газ		
H_2	12,943,7	12943+64,1 · 3 – 7,82 – 3 /3=13034,3
CH_4	598,9	598,9+33=631,9
$C_2 H_6$	735,9	735,9+33=768,9
$C_3 H_8$	463,5	463,5+33=496,5
$C_4 H_{10}$	185,6	185,6+33=218,6
$C_5 H_{12}$	185,6	185,6+33=218,6
Сумма	15113,2	15368,8
Всего	16396,9	16589,2

Таблица 3.13

Количество углеводородного газа

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание	$M_i y_{i \Gamma 2i}'$
H_2	2	13034,3	0,84	1,70
CH_4	16	631,9	0,04	0,66
$C_2 H_6$	30	768,9	0,05	1,50
$C_3 H_8$	44	496,5	0,03	1,42
$C_4 H_{10}$	58	218,6	0,01	0,84
$C_5 H_{12}$	72	218,6	0,01	1,04
Сумма		15368,8	1,000	7,16 $\approx$ 7,2

Таблица 3.14

Материальный баланс второго реактора

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y_i' = \frac{n_i}{\sum n_i}$ мол.доли	Средняя молекулярная масса M_i	Количество $G_i = n_i M_i$ кг/ч
Приход				
$c_n H_{2n} - 6$	60,28	0,0368	103,3	62350
$c_n H_{2n}$	64,1	0,0033	109,3	7140
$c_n H_{2n+2}$	616,8	0,0376	111,3	68810
H_2	12943,7	0,7900	6,7	101200
H_2	2169,5	0,1323	6,7	101200
$c_n H_{2n+2}$	16396,9	1,0000	-	239500
Сумма				
Расход	666,9	0,0402	109,3	72900
$c_n H_{2n} - 6$	553,5	0,0341	117,3	64900
$c_n H_{2n+2}$	13034,3	0,7850	7,2	10700
H_2	2334,5	0,1407	7,2	101700
H_2	16589,2	1,0000	-	239500
$c_n H_{2n+2}$				
Сумма				

Усредненная молекулярная масса углеводородов:

$$M_a = 14_n - 6 = 14 \cdot 8,23 - 6 = 109,3,$$

$$M_n = 14_n + 2 = 14 \cdot 8,23 + 2 = 117,3$$

3.4.1 Тепловой баланс второго реактора

Из теплового баланса реактора имеем:

$$Q_3 = Q_1 - (Q_2 + Q_4) \quad , \quad (3.27)$$

$$Q_3 = 147,64 \cdot 10^3 - (1,68 \cdot 10^3 + 1,476 \cdot 10^3) = 144,48 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

тогда

$$q_{T_{\text{вых.2}}}^{\Gamma} = \frac{144,48 \cdot 10^3 \cdot 3600}{239500} = 2170 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпии $q_{T_{\text{вых.2}}}^{\Gamma} = 2170 \text{ кДж/кг}$ соответствует температуре $T_{\text{вых.2}} = 790 \text{ K}$.

Разница температур во втором реакторе равна:

$$\Delta T_{\text{с}} = T_{\text{вх.2}} - T_{\text{вых.2}} ,$$

$$\Delta T_{\text{с}} = 793 - 790 = 3 \text{ K}$$

Таблица 3.15
Тепловой баланс второго реактора

Потоки	Температура, К	Количество, кДж/кг	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q_1	$T_{вх.2} = 773$	239500	2218,6	$147,64 \cdot 10^3$
Сумма	-	239500	-	$147,64 \cdot 10^3$
Расход				
Q_2	-			
Q_3	$T_{вых.2}$	239500	$q_{T_{вых.2}}^r$	Q_3
Q_4	Принимается			$1,476 \cdot 10^3$
Сумма	-	239500	-	$3,156 \cdot 10^3 + Q_3$

3.4.2 Основные размеры реактора

Во втором реакторе используется радиальная схема подачи сырья. Метод расчета диаметра второго реактора ничем не различается от метода расчета диаметра первого реактора [6].

Величина $[\Delta P_{сл.2}]$ для реактора принимается как:

$$[\Delta P_{сл.2}] = 0,5 \frac{0,158 \cdot 10^6}{n_p}, \quad (3.28)$$

$$\Delta P_{сл.2} = 17900 \cdot 1,19 = 0,0213 \cdot 10^6 \text{ Па} (\angle 0,0263 \cdot 10^6 \text{ Па})$$

Полная высота реактора:

$$H_{n2} = H_{сл.2} + 0,2 + D_{p2} + 0,225 + D_{p2} + 0,425, \quad (3.29)$$

$$H_{n2} = 6,25 + 0,2 + 3,0 + 0,225 + 3,0 + 0,425 = 13,1 \text{ м},$$

$$[\Delta P_{сл.2}] = 0,5 \frac{0,158 \cdot 10^6}{3} = 0,0263 \cdot 10^6 \text{ Па},$$

$$T_{cp} = \frac{T_{вх.2} + T_{вых.2}}{2}, \quad (3.30)$$

$$T_{cp} = \frac{793 + 790}{2} \approx 792 \text{ К},$$

$$P_{cp} = \frac{P_{p2} + P_{p2} - [\Delta P_{сл.2}]}{2}, \quad (3.31)$$

$$P_{cp.2} = \frac{3,13 \cdot 10^6 + 3,13 \cdot 10^6 - 0,0263 \cdot 10^6}{2} = 3,117 \cdot 10^6 \text{ Па},$$

$$g_{сек} = \frac{22,4 \cdot 239500 \cdot 792 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1}{3600 \cdot 15 \cdot 273 \cdot 3,117 \cdot 10^6} = 9,06 \text{ м}^3 / \text{с},$$

Примем $D_{p2} = 3,0 \text{ м}$ и $D_c = 0,5 \text{ м}$.

$$F = \frac{3,14 [(3,0 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - 0,5^2]}{4} = 6,3 \text{ м}^2,$$

$$g_{\kappa 2} = \frac{23600}{600} = 39,35 \text{ м}^3,$$

$$H_{\text{сл.2}} = \frac{39,35}{6,3} = 6,26 \text{ м},$$

$$H_c = 6,25 - 0,4 = 5,85 \text{ м},$$

$$F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 5,85 = 9,18 \text{ м}^2,$$

$$\omega = \frac{9,06}{9,18} = 0,99 \text{ м/с},$$

$$\frac{\Delta P_{\text{сл.2}}}{H_2} = \frac{255(1-0,524)^{1,35}}{0,524^{0,29}} \cdot \frac{0,99^2 \cdot 7,368}{4,06 \cdot 10^{-3}} \left(\frac{3,996 \cdot 10^{-6}}{4,06 \cdot 10^{-3} \cdot 0,99} \right)^{0,35} = 17900 \text{ Па/м},$$

$$H_2 = \frac{3,0 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02 - 0,5}{2} = 1,19 \text{ м}$$

3.5 Расчет третьего реактора

В реакторе происходит реакция гидрокрекинга парафиновых углеводородов. Температура принимается процесса равной температуре, при которой поток покидает второй реактор $T_{\text{вх.3}} = T_{\text{вых.2}} = 790 \text{ К}$. Давление в третьем реакторе принимается равным:

$$P_3 = P_2 - \Delta P, \quad (3.32)$$

$$P_3 = 3,13 \cdot 10^6 - 0,13 \cdot 10^6 = 3 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Состав смеси, который подвергается риформингу приведены в таблице 3.16.

Таблица 3.16

Состав смеси, подвергаемой риформингу в реакторе

Компоненты	Количество n_{c3i} , кмоль/ч	Содержание $y'_{c3i} = \frac{n_{c3i}}{\sum n_{c3i}}$, мол.доли
$C_n H_{2n} - 6$	666,9	0,5464
$C_n H_{2n} + 6$	553,5	0,4536
Сумма	1220,4	1,0000

4 Экономический раздел

4.1 Расчет капитальных затрат

Основные фонды – это средства производства, которые многократно принимает участие в производственном процессе, не меняя своей натуральной формы.

Стоимость основных фондов переносятся на изготовленную при помощи их продукции частями, соответствующей величине износа средств труда, при производстве определенного количества продукции. К основным фондам относятся здания, сооружения, силовые машины и оборудования, транспортные средства [17].

Таблица 4.1

Изначальная цена важных производственных фондов установки

Наименование важных производственных фондов	Изначальная цена	
	Тыс. тенге	%
Здания	40932000	10,4
Сооружения	2396250	0,61
Рабочие машины и оборудования	350401320	88,9
Хозяйственный инвентарь	138420	0,03
Итого:	393867990	100

Удельный капитальный вклад на 1 т продукта:

$$K_{уд} = \frac{\Phi}{Q_{факт}}, \quad (4.1)$$

где Φ – цена важных фондов действующей установки, г;

$Q_{факт}$ – производительность установки, т/г.

$$K_{уд} = \frac{393867490}{1224000} = 321,78 \text{ тг.}$$

4.2 Организация производства

Организация производства – это комплекс мероприятий, направленный на эффективную и рациональную связь процессов живого труда и материальных элементов производства для реализации планов выпуска продукции с наиболее лучшим использованием важных фондов, денежных ресурсов и трудовых материальных.

В переработке нефти используют непрерывно-поточный принцип в организации основного производства с регламентированным характером ритма. Потоки большего числа полуфабрикатов между технологическими установками одно-продуктовые. При этом характерна много точность определяется многокомпонентностью используемого сырья-нефти.

Стабильность технологических связей установок, непрерывность процессов во времени, кратность или равновеликая производительность передачи предмета труда с одной технологической операции на другую с элементами частичного их совмещение во времени все это признаки непрерывного массового поточного производства нефтеперерабатывающего предприятия [16].

Роль обслуживания на нефтеперерабатывающем предприятии заключается в контроле, наблюдении и в частичном регулировании хода технологического процесса с использованием средств автоматики.

Поточное производство требует высокой культуры производства, слаженной и бесперебойной работы всех цехов основного и вспомогательного производства, а также четкой поставки сырья и других, материально-технических средств. Обслуживающий и инженерно-технический персонал должен иметь высокую квалификацию.

Прочные методы производства обеспечивают применение прогрессивной технологии и комплексную автоматизацию технологических процессов.

4.3 Расчет численности основных производственных рабочих

Общую численность работающих в плане по труду устанавливают, как среднесписочная число промышленно – производственного персонала рассчитываем суммированием численности рабочих, инженерно-технических работников и других категории работающих.

При определении численности рабочих различают их явочный и списочный состав. Явочный состав – число рабочих, явившихся на работу в течение суток. Списочный состав – число рабочих, состоянии на конец данного для в списках предприятия. Списочное число больше явочного на число рабочих, не являющихся в течение данных суток на работу по болезни, в связи с днем отдыха, отпуском, выполнением государственных обязанностей.

Так как для нефтеперерабатывающего завода характерен непрерывный процесс производства, то составлением баланс для того процесса производства.

Баланс рабочего времени одного среднесписочного рабочего показан в таблице 4.2.

Таблица 4.2

Баланс рабочего времени одного среднесписочного рабочего

Наименование показателей:	Количество, дни:
1. Календарное число дней	365
2. Нерабочие дни	

Продолжение таблицы 4.2

2.1. Выходные дни по графику	91
3. Номинальное число дней	274
4. Планируемые целодневные не выходные	90
4.1. Очередные и дополнительные отпуска	24
4.2. по болезни	6
4.3. Выполнение государственных общественных обязанностей	1
4.4. Отпуска из-за учебы без отрыва от производства	
Итого:	3
5. Эффективный фонд времени, дни	34
6. Эффективный фонд времени, час	240
	1920

Вычисляем коэффициент невыходов по формуле:

$$K_{нев} = \frac{T_n}{T_{эф}}, \quad (4.2)$$

где T_n – номинальный фонд рабочего времени;
 $T_{эф}$ – эффективный фонд рабочего графика.

$$K_{нев} = \frac{274}{240} = 1,14$$

Рассчитывая годовой фонд заработной платы, определяется основной и дополнительный фонд, и отчисления на социальное страхование. Расчет основных производительных рабочих приведены в таблице 4.3.

Таблица 4.3

Расчет численности основных производственных рабочих

Перечень профессий:	Разряд:	Явочное число		Система оплаты	Штат. число рабочих	Коэффициент невыходов	Списочное число работ
		в смс-ну	в сут-ки				
Старший оператор	6	1	3	сд/вр	4	1,1	4
Оператор установки	5	1	3	вредн.	8	1,1	8
Оператор установки	4	1	3	вредн.	4	1,1	4
Машинист	6	1	3	повр/вр	4	1,1	4
Машинист	5		3	повр/вр	4	1,1	4
Итого:					24		24

4.4 Калькулирование себестоимости продукции

Себестоимость продукции – денежное выражение данных затрат на реализацию продукции и производство. Себестоимость – это одно из важнейших, качественных показателей работы предприятия.

При расчетывании себестоимости различных типов продукции составляется калькуляция. Калькуляция является определением в ценовом выражении расходов, нужных для выпуска и выполнения продукции.

Производственные программы установки рассчитывается на основе годовой производительности установки и изначальной от продукции отбора основной и дополнительной продукции.

Расчет статей себестоимости по элементам затрат рассчитывается согласно материального баланса установки или производственной программы установки.

Производственная программа установки находится на основе годовой производительности установки и дополнительной продукции [17].

Поиск производственной программы показаны в таблице 4.4.

Таблица 4.4

Поиск производственной программы

Тип сырья и продукции	% отбора	Ежегодный объем
Поступило сырье		
Бензиновая фракция 85 – 180 ⁰ С	100	1224000
Калькулируемая продукция		
Катализат	82,3	1007352
Не калькулируемая продукция		
Рефлюкс	4,5	55080
Углеводородный газ	7,4	90576
ВСТ	5,8	70992
Всего	100,00	1224000

Расход на сырье и вспомогательные материалы находим на основе производственной программы.

Расчеты затрат на вспомогательные материалы и сырье заносим, а также на энергию и топливо за в таблицу 4.5 и 4.6.

Таблица 4.5

Поиск затрат на вспомогательные материалы и сырье

Перечень сырья и материалов	Норма расходов на единиц	Ежегодный расход	Стоимость 1 т, тг	Стоимость на вес объем
Бензиновая фракция (85-80 ⁰ С)	1	1224000	32472	397457280
Катализатор	0,004	4896	101400	496454400
Итого				893911680

Таблица 4.6

Поиск затрат на энергию и топливо

Перечень топлива и энергоресурсов	Норма затрат	Ежегодный расход	Стоимость 1 т.тг	Стоимость на вес выпуск
Электроэнергия	0,864	1057536	3,49	3690800,64
Водяной пар, кДж	0,570	697680	544	379537920
Вода оборотная	0,155	189720	279	52931880
Итого				436160600,6

Под амортизацией понимается постепенный перенос на производственный продукт стоимости основных фондов, с целью возмещение этой стоимости и накопления денежных средств для последующего восстановления основных фондов.

Амортизационные отчисления определяются:

$$A = \frac{K \cdot H}{100}, \quad (4.20)$$

где K – капитальные затраты;

H – норма амортизации.

$$A = \frac{393867,99 \cdot 9,7}{100} = 38205,2 \text{ тыс. тг}$$

Расходы на текущий ремонт:

$$З_{ТР} = Q \cdot C, \quad (4.21)$$

$$З_{ТР} = 1224000 \cdot 13,5 = 16524,0 \text{ тг}$$

Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования:

$$З_{С.ЭК} = A + З_{ТР} \quad (4.22)$$

$$З_{С.ЭК} = 38205,2 + 16524,0 = 54729,2 \text{ тг}$$

Расходы на внутризаводскую перекачку:

$$З_{ВП} = Q \cdot C_{в.п},$$

$$З_{ВП} = 1224000 \cdot 29,7 = 36352,80 \text{ тг}$$

Цеховые расходы:

$$Ц_P = \frac{П_P \cdot H}{100}, \quad (4.23)$$

где H – норма цеховых расходов, %;

$П_P$ – сумма прямых затрат.

$$Ц_P = \frac{460657 \cdot 2,8}{100} = 12898,39 \text{ тг}$$

Все рассчитанные затраты приведены в таблице 4.7

Таблица 4.7
Прямые затраты

Перечень статей	Тысяч тенге
Энергетика и топливо	436160600,6
Ежемесячный платеж	19369390,67
Отчисления на социальное страхование	5036041,57
Расходы на эксплуатацию оборудования и содержание	54729,2
Расходы на внутриваровскую перекачку	36352,8
Итого	160657,114

Общезаводские расходы:

$$O_3 = \frac{P_p \cdot H_{O3}}{100}, \quad (4.24)$$

где H_{O3} - норма общезаводского расхода.

$$O_3 = \frac{4606571 \cdot 14}{100} = 64491,99 \text{ тг}$$

Производственная себестоимость всей выработанной продукции составит:

$$893911680 + 460657,114 + 64491,99 + 12898,39 = 89444972,75 \text{ тг}$$

Стоимость попутной продукции:

Рефлюкс – $55080 \cdot 6362 = 350418960$ тыс.тг;

Углеводородный газ – $90576 \cdot 5448 = 493458,048$ тыс.тг;

Водородосодержащий газ – $70992 \cdot 5448 = 386764,416$ тыс.тг;

Итого – $1230641,4$ тыс.тг.

Определяем себестоимость основной продукции:

$$893911680 - 1230641,4 = 892681038,6 \text{ тг}$$

Стоимость 1 т продукции:

$$C = \frac{3_o}{C}, \quad (4.25)$$

$$C = \frac{8926810386}{1007352} = 18861,6 \text{ тг}$$

4.5 Расчет технико-экономических показателей

К основным технико-экономическим показателям установки относятся: мощность установки, капитальные затраты, объем товарной продукции, фондоотдачи, численность работающих, трудоемкость выработку на одного работающего, себестоимость единицы продукции, прибыль, рентабельность.

Стоимость товарной продукции и технико-экономические показатели приведены 4.8 и 4.9.

Таблица 4.8
Стоимость товарной продукции

Наименование товарной продукции	Коли- чество	Стоимость		Цена	
		1 т	Всего	1 т	Всего
Катализат	1007352	8861,6	8926146,07	22600	12692635
Рефлюкс	55080	6362	350418,96	18500	54077000
Итого			8926496,5		12746712

Показатель фондаотдачи определяются по формуле:

$$\Phi_{отд} = \frac{T_n}{K} \quad (4.26)$$

где T_n – стоимость товарной продукции.

$$\Phi_{отд} = \frac{12746712}{393867,99} = 32,36$$

Показатель трудоемкости:

$$T_p = \frac{H_n \cdot 24}{Q} \quad (4.27)$$

$$T_p = \frac{240 \cdot 24}{43000} = 0,013 \text{ чел.час} / \text{т}$$

Выработка на одного работающего:

$$П_p = \frac{T_p}{H}, \quad (4.28)$$

где H - количество работающих:

$$П_p = \frac{12746712}{24} = 531113 \text{ тыс.чел}$$

Прибыль:

$$\begin{aligned} \Pi &= Ц - С, \\ \Pi &= 12746712 - 8926496,5 = 3820215,5 \text{ тыс.тг} \end{aligned} \quad (4.29)$$

Определяем рентабельности установки:

$$P = \frac{\Pi}{C} \cdot 100\%, \quad (4.30)$$

$$P = \frac{3820215,5}{8926496,5} \cdot 100 = 23\%$$

Таблица 4.9
Технико-экономические показатели

Наименование показателей	По проекту:
Мощность, тг	1224000
Товарная продукция, тыс.тг	12746712
Капитальные затраты, тыс.тг	393867,990
Удельные капитальные затраты, тг	321,78
Численность работающих, человек	24
Производительность труда выработка на одного работающего, тг/чел	531113
Трудоемкость, чел/час. тг	0,013
Фонд отдачи, тг	32,36
Себестоимость единицы продукции, тг	18861,6
Прибыль, тг	3820215,5
Рентабельность, %	23

5. Раздел безопасности жизнедеятельности и охраны труда

Процесс установки максимально механизирован и автоматизирован. К основным средствам автоматизации, механизации УКК относится: цеховой автотранспорт (электрокары, подъемники), ленточные транспортеры и автоматические погрузчики, кроме того на установке имеются и индивидуальные механизированные инструменты (пневмоключи, домкрат, лебедки) используемые обслуживающим персоналом для увеличения эффективности работы в опасных или труднодоступных местах, где нахождение людей долговременно нежелательно.

Установка относится *ко второму классу*, производится шириной санитарной зоны 500 м. По пожарной опасности установка относится к категории «Б». Здания по огнестойкости относятся к первой категории степени огнестойкости [8].

На установке каталитического крекинга все горючие газы и пары, легковоспламеняющиеся жидкости относятся к классу взрывоопасных.

Согласно правилам, ТБ предусмотрено, что на предприятиях нефтеперерабатывающей промышленности должен быть следующий состав бытовых помещений: душевые, гардеробные, умывальные, уборные, дозиметрические.

На предприятиях нефтеперерабатывающей промышленности для достижения нормальных санитарно-технических условий, а также ввиду взрывоопасности производится изолирование территорий. Выделяются зоны: предзаводская, производственная, подсобная [8].

Электробезопасность. Наиболее опасные потенциалы статического электричества образуются:

- при движении жидкости по трубопроводу со скоростью, превышающей 0,1-1 м/с;
- при проведении операций слива – налива, при переливании и перекачивании жидкости из сосуда в сосуд.

Правила и нормы по технике безопасности. Для повышения безопасности работы на окислительных аппаратах устанавливают предохранительные клапаны или пластины, а на поршневых насосах – предохранительные выпускные клапаны.

К числу общих мер также относят обеспечение обслуживающего персонала индивидуальными средствами защиты (хлопчатобумажная одежда, рукавицы, ботинки, противогаз, защитные очки, аптечка).

В соответствии с законодательством, требования по созданию безопасных и здоровых условий труда определяются общими и специальными правилами и нормами техники безопасности и производственной санитарии.

Общие нормы распространяются на все отрасли промышленности, а отраслевые относятся только к определенной отрасли промышленности, отражая специфику ее производства.

Отраслевые правила охватывают почти все производства химической и нефтехимической промышленности [7].

Правила и нормы техники безопасности и производственной санитарии имеют большое значение для обеспечения безопасных и здоровых условий труда при проектировании новых и реконструкции действующих предприятий. Поскольку в новых правилах, систематически пересматриваемых в связи с изменением технологии, устанавливаются более прогрессивные с точки зрения безопасности требования, – повышается и общий уровень условий труда на предприятиях.

Органы, инспектирующие и контролирурующие состояние техники безопасности, не могут без правил и нормативных материалов предъявлять обоснованные, обязательные для хозяйственных руководителей предписания по устранению обнаруженных недостатков в области техники безопасности и промышленной санитарии.

На основании правил и в соответствии с утвержденным технологическим регламентом на предприятии разрабатываются инструкции по технике безопасности для каждого рабочего места или каждой профессии. Например, правилами определено, что аппараты или резервуары, подлежащие вскрытию для осмотра, ремонта или чистки, должны быть отъединены заглушками от действующей аппаратуры. В правилах даны общие указания, относящиеся ко всем резервуарам и аппаратам. В инструкции же конкретно указывается, на каком аппарате данной установки, в каких случаях, в каких местах и какой прочности должны быть поставлены заглушки. Если позднее к аппарату сделано новое подключение, то инструкция соответственно дополняется.

Важным видом инструкций являются так называемые аварийные инструкции. В них предусматриваются возможные случаи и места возникновения аварий, меры по их ликвидации в начальной стадии действия каждого инженерно-технического работника и рабочего, пути спасения людей, застигнутых аварией.

Инструкции по технике безопасности и аварийные инструкции разрабатываются руководителями цеха, согласовываются с отделом техники безопасности и утверждаются главным инженером предприятия.

Вредными производственными факторами называются те факторы, действия которых вызывают заболевания.

Опасные и вредные производственные факторы:

- открытые движущиеся части центробежных насосов, компрессоров и вентиляторов;
- загазованность воздуха рабочей зоны;
- повышенная температура поверхностей оборудования;
- повышенное значение напряжения в электрической зоне, замыкание которого может произойти через те же условия;
- повышенный уровень статического электричества;
- недостаточное освещение в рабочей зоне в ночное время;
- повышенный уровень шума;
- токсическое и раздражающее воздействие на человека;

– попадание в организм человека через жизненно важные органы.

«Электробезопасность: термины и определения» с целью защиты электрические аппараты, металлические *конструкции и* резервуары заземлены в двух местах. Для защиты от электрической индукции между трубопроводами, в местах их скопления на дистанции 10 см и меньше, через последующие 20 м устанавливаются металлические перемычки [7-8]

Пожарная безопасность. Для ограничения распространения пожара из *одной* части установки в другую и изменения возможной площади горения устраивают противопожарные преграды. Они выполняются из негорючих материалов. «Противопожарные нормы» предусмотрены общие противопожарные преграды:

1. противопожарные стены;
2. противопожарные отсеки (участки не пожароопасные);
3. дымовые люки (в подвале);
4. местные противопожарные преграды обваловки.

«Инструкция по проектированию и устройству молниезащиты» независимо от класса взрыво- и пожароопасности предусмотрены устройства молниезщиты для всех взрывоопасных помещений и установок [8].

6 Раздел автоматизации производства

6.1 Выбор основных параметров контроля и регулирования. Система защиты и блокировки

Система управления обязана обеспечивать достижение цели управления за счет данной точности поддержания технологических регламентов в различных условиях производства при следовании надежной безаварийной работы оборудования и требований взрыво- и пожаробезопасности. При этом важно, чтобы она была по возможности проста и легка в эксплуатации [4].

Под контролем находятся те критерии, по результатам которых осуществляется своевременное управление технологическим процессом, а также его запуск и остановка.

Параметры, которые характеризуют состояние взрывоопасных ТОУ, должны помимо контролирования, и еще регистрироваться, а сигнал на устройства контроля должен поступать от нескольких чувствительных элементов: например на емкости со сжиженными газами и легковоспламеняющимися жидкостями следует устанавливать три измерителя уровня.

Автоматические устройства и средства вычислительной техники, реализующие функции управления должны выбираться по возможности в рамках Государственной системы приборов с учетом сложности объекта и его пожаро - и взрывоопасности, агрессивности и токсичности окружающей среды, вида измеряемого технологического параметра и физико-химических свойств среды, дальности передачи сигналов от датчиков и исполнительных устройств до пунктов управления, требуемой точности и быстродействия [4].

Система автоматического регулирования технологического процесса представляет собой совокупность регулируемого объекта и автоматического регулятора, взаимодействующих друг с другом. Существует большое разнообразие система автоматического регулирования технологическими процессами.

В зависимости от характера информации о ходе ТП, используемой для цепей управления, САР подразделяют на следующие виды: по отклонению: системы комбинированного регулирования; с использованием промежуточных регулируемых величин: системы многосвязного регулирования.

В зависимости от числа контуров регулирования, образованных регулируемым объектом и автоматическими регуляторами, САР подразделяют на одноконтурной; многоконтурные; с переменной структурой.

В одноконтурных системах регулируемый объект и автоматический регулятор образуют лишь замкнутый контур регулирования. В многоконтурных системах регулируемый объект и регуляторы образуют несколько взаимозависимых замкнутых контуров регулирования. САР с переменной структурой. Эти системы само приспосабливаются во время

работы к изменениям характеристик либо условий эксплуатации регулируемого объекта.

Технологические процессы современных химических производств характеризуются оптимальными значениями параметров, во многих случаях приближающимися к критическим значениям. В ряде случаев даже небольшие отклонения параметров от их оптимальных значений могут соответственно снизить эффективность функционирования установки и даже привести к аварийной ситуации. В связи с этим при проектировании и эксплуатации промышленных установок большое значение придается вопросам обеспечения контроля за ходом технологического процесса.

В свою очередь, надежность и достоверность технологического контроля в значительной степени определяется применяемыми системами и устройствами технологической сигнализации защиты и блокировки.

Устройства аварийно-предупредительной сигнализации позволяют фиксировать критическое отклонение контролируемого технологического параметра и тем самым предупреждать развитие предаварийной ситуации в аварийный.

Устройства противоаварийной защиты позволяют своевременно обнаруживать аварийные ситуации и автоматически принимать оперативные меры по предотвращению аварий.

Устройства технологических блокировок предотвращают недопустимые, ошибочные действия оперативного персонала, определяют заданную последовательность операций по отклонению технологического оборудования.

Устройства сигнализации, защиты и блокировки основываются на различной элементной базе.

В настоящее время разработаны достаточно надежные бесконтактные помехозащищенные схемы сигнализации, защиты и блокировки, реализованные на тиристорах, транзисторах, микросхемах и других элементах. Промышленные системы, системы сигнализации, защиты и блокировок разрабатываются с использованием унифицированных комплектных устройств, позволяющих осуществлять модульный принцип проектирования систем. Эти устройства достаточно надежны и удобны в обслуживании [3].

6.2 Функциональная схема автоматизации основного блока установки

Стабильный режим работы установки регулируется приборами и сопровождается при помощи автоматических регуляторов. Затраты сырья на установку и число циркулирующего водородосодержащего газа являются перманентными. Введение топлива в реакторные печи контролируется в соответствии с приходом нагреваемого продукта на выходе из печи в реактор. Давление в блоке гидроочистки автоматически является постоянным

регулированием затрат водородсодержащего газа с установки, а давление в блоке риформинга – изменением затрат избыточного водорода на гидроочистку [4].

Температура процесса соблюдается в пределах 460 – 570⁰С. Уменьшение температуры при непостоянной объемной скорости и давлении ведет к повышению выхода бензина, уменьшению выхода газа, а также к понижению числа ароматических углеводородов в полученном бензине.

Объемная скорость соблюдается в пределах 1-2⁻¹. Уменьшение объемной скорости при равных условиях дает такой же результат, а также увеличение температуры: понижение выхода реформата, увеличение состава ароматических углеводородов в нем, повышение выхода газа и коксовых отложений на катализаторе. Через мерно пониженная объемная скорость не рентабельно, в следствии того что нужно повышать вместимость реактора.

Роль давления водородсодержащего газа в процессе каталитического риформинга очень велика, так как при повышении давления резко снижается скорость газо-коксообразование, следовательно, катализатор быстрее теряет активность.

Соотношение между объемом водородсодержащего газа при 0⁰С и 0,1МПа и объемом сырья при 20⁰С, поступающих в реактор называется кратностью подачи водородсодержащего газа. Разбавление паров сырья водородом благоприятно влияет на продолжительность работы катализатора [4].

Заключение

Назначением проектного процесса является увеличение целевых продуктов, в результате каталитических превращения первичного и вторичного происхождения. В качестве сырья используют бензиновую фракцию 62 – 180⁰С. Продуктами являются углеводородный газ, головка стабилизации, катализат и водородсодержащий газ.

В расчетном разделе составлен материальный баланс процесса, полный расчет конструктивных размеров основного аппарата.

В разделе автоматизации производства дана характеристика контролируемых параметров, которые обеспечивают получения наиболее полной информации о технологическом процессе, о работе технологического оборудования.

Автоматизация реакторов имеет особое значения как в отношении безопасности, так и для обеспечения длительной эксплуатации катализаторов, контролируемым параметрами реактора является температура, давления, уровень.

В экономическом разделе дан расчет капитальных затрат установки, численность основных производственных рабочих их заработная плата, составлена калькуляция себестоимости основной продукции, рассчитана технико-экономические показатели установки ЛГ-35-11/300-95. Работа установки считается рентабельным.

При эксплуатации установки надо учитывать их особенность, связанную с наличием в системе газа с большим содержанием водорода, что может привести к образованию очень опасной взрывчатой смеси воздух-водород. На таких установках следует строго соблюдать основы правил технической безопасности, а также противопожарной защиты.

Продукты, получаемые на установке высокотоксичные попадание в атмосферу загрязняют окружающую среду поэтому в полном её объеме рассмотрен раздел о защите воздушной среды и водного бассейна.

Список литературы

- 1 Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа. Учебное пособие для вузов. – Уфа: Гилем, 2007 г.
- 2 Горячев В.П. Основы автоматизации производства в нефтеперерабатывающей промышленности. – М.: Химия, 1987 г.
- 3 Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1983 г.
- 4 Кузнецов А.А, Качерман С.М, Судаков Е.Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – Химия, 1974 г.
- 5 Ластовкина Г.А, Радченко Е.Д, Рудина М.Г. Справочник нефтепереработчика. – М.: Химия, 1986 г.
- 6 Лацинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчеты химической аппаратуры. – Л.: Машиностроение, 1970 г.
- 7 Линецкий В.А, Гончарюк В.А. Техники безопасности и противопожарная техника на нефтеперерабатывающих заводах. – М.: Химия, 1991 г.
- 8 Панов Г.Е, Петряшин Л.Ф, Лысяный Г.Н. Охрана окружающей среды из предприятиях нефтяной и газовой промышленности. – М.: Недра, 1986 г.
- 9 Плановский А.Н, Ромм В.М, Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1967 г.
- 10 Смидович Е.В. Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородных газов. – М.: Химия, 1980 г.
- 11 Суханов В.П. Каталитические процессы в нефтепереработке. – М.: Химия, 1975 г.
- 12 Танатаров М.А., Ахметшина М.Н. Технологические расчеты установок переработки нефти и газа. – М.: Химия, 1987 г.
- 13 Технологический регламент комбинированной установки ЛГ-35-11/500-95 ТОО «АНПЗ», 2005 г.
- 14 Омаралиев Т.О. Катализ в переработке нефти и газа. – Астана: Фолиант, 2004 г.
- 15 Эрих В.Н, Расина М.Г, Рудин М.Г. Химия и технология нефти и газа. – Л.: Химия, 1985 г.
- 16 У.Л. Лефлер. Переработка нефти. Перевод с английского – М.: Олимп-Бизнес, 2003 г.
- 17 Прокофьев А.П, Никифоров М.М, Слепых В.И, Нищетный И.А Экономика организации и планирование производства в химической промышленности. – М.:Химия,1986 г.
- 18 Агабеков В.Е, Косяков В.К, Ложкин В.М. Нефть и газ: добыча, комплексная переработка и использование. – Минск, 2003 г.
- 19 Фарамазов С.А. Оборудование нефтеперерабатывающих заводов и его эксплуатация. – М.: Химия, 1978 г.

Отчет подобия



Университет:	Satbayev University
Название:	Проект реакторного блока установки риформинга с целью увеличения выхода целевых продуктов
Автор:	Борамбаев Музафар Мақсәтұлы
Координатор:	Нина Чугунова
Дата отчета:	2019-05-13 15:43:51
Коэффициент подобия № 1: ?	20,4%
Коэффициент подобия № 2: ?	1,7%
Длина фразы для коэффициента подобия № 2: ?	25
Количество слов:	6 465
Число знаков:	49 917
Адреса пропущенные при проверке:	
Количество завершенных проверок: ?	19



К вашему сведению, некоторые слова в этом документе содержат буквы из других алфавитов. Возможно - это попытка скрыть позаимствованный текст. Документ был проверен путем замещения этих букв латинским эквивалентом. Пожалуйста, уделите особое внимание этим частям отчета. Они выделены соответственно.
Количество выделенных слов 43

>>

Самые длинные фрагменты, определенные, как подобные

>>

Документы, в которых найдено подобные фрагменты: из RefBooks

ОТЗЫВ

НАУЧНОГО РУКОВОДИТЕЛЯ

на дипломный проект
(наименование вида работы)
Борамбаева Музафар Максотұлы
(Ф.И.О. обучающегося)
5B072100 – Химическая технология органических веществ
(шифр и наименование специальности)

Тема: «Проект реакторного блока установки риформинга с целью увеличения целевых продуктов»

Назначением проектного процесса является увеличение целевых продуктов, в результате каталитических превращения первичного и вторичного происхождения. В качестве сырья используют бензиновую фракцию 62 – 180⁰С. Продуктами являются углеводородный газ, головка стабилизации, катализат и водородсодержащий газ.

Выполненный Борамбаевым М. дипломный проект посвящен усовершенствованию реакторного блока установки каталитического риформинга. В этой связи на основании проведенного им литературно-патентного поиска в работе предлагается использовать сбалансированный состав катализатора в трех реакторах процесса риформинга. Проведенные теоретические исследования и расчеты показали, что такого рода техническое решение позволит существенно увеличить выход получаемых продуктов.

Высокие теоретические знания, умение применить их на практике, понимание технологических особенностей процесса, чему способствовала преддипломная практика, а также ответственное отношение к работе позволило Борамбаеву Музафару выполнить дипломный проект, отличающийся технической новизной, грамотно исполненной технологической частью, что в итоге даст эффективные технико-экономические показатели проектируемого производства. По объему и существу проделанной работы считаю, что дипломный проект Борамбаева Музафара достоин высокой оценки.

Научный руководитель
ассоц. профессор канд. хим. наук,
(должность, уч. степень, звание)
Чугунова Н. И.
(подпись)
«17» мая 2019г.