

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Институт компьютерных и инженерных наук
Кафедра химии и химической технологии
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая
технология природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ
Зав. кафедрой

_____ Ю.А. Гужель
«_____» _____ 20__ г.

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Расчет установки каталитического риформинга

Исполнитель

студент группы 0107-об

(подпись, дата)

П.К. Шуранова

Руководитель

доцент, канд. хим. наук

(подпись, дата)

С.А. Лескова

Консультант по безопасности

жизнедеятельности

доцент, канд. техн. наук

(подпись, дата)

А.В. Козырь

Нормоконтроль

проф., док. хим. наук

(подпись, дата)

Т.А. Родина

Благовещенск 2024

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Институт компьютерных и инженерных наук
Кафедра Химии и химической технологии

УТВЕРЖДАЮ
Зав. кафедрой
_____ Ю.А. Гужель
« ____ » _____ 20__ г.

З А Д А Н И Е

К выпускной квалификационной работе студента Шурановой Полины Константиновны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Расчет установки каталитического риформинга» утверждена Приказом от 17.04.2024 г № 1016-УЧ

2. Срок сдачи студентом законченной работы 07.06.2024 г.

3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки по сырью – 450 тыс.т/год; температура на входе в реактор – 535 °С; давление на входе в реактор – 3,42 МПа; объемная скорость подачи сырья – 1,6 ч⁻¹; кратность циркуляции ВСГ – 1600 м³/м³; число рабочих дней установки – 330. Литературные данные

4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по процессу каталитического риформинга. Описание технологической схемы процесса каталитического риформинга. Расчет реакторного блока установки каталитического риформинга. Безопасность и экологичность производства.

5. Перечень материалов графической части: Технологическая схема установки каталитического риформинга.

6. Консультанты по выпускной квалификационной работе: Козырь А.В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Безопасность и экологичность производства»

7. Дата выдачи задания 27.04.2024 г

Руководитель выпускной квалификационной работы: Лескова Светлана Анатольевна, доцент, канд. хим. наук

Задание принял к исполнению 27.04.2024 г. _____

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 91 с., 10 рисунков, 53 таблицы, 41 источник.

КАТАЛИТИЧЕСКИЙ РИФОРМИНГ, БЕНЗИНОВАЯ ФРАКЦИЯ, ВЫСОКООКТАНОВЫЙ БЕНЗИН, ОКТАНОВОЕ ЧИСЛО, УСТАНОВКА, РЕАКТОР, КАТАЛИЗАТОРЫ, СЫРЬЕ, ПРОДУКЦИЯ

В бакалаврской работе проведен анализ научной литературы и нормативной документации по вопросу процесса каталитического риформинга. Представлено целевое назначение и общая характеристика процесса каталитического риформинга, изучены физико-химические основы и катализаторы процесса. Рассмотрены существующие установки каталитического риформинга и основное оборудование.

В технологической части приведена характеристика сырья и производимой продукции, описана технологическая схема установки каталитического риформинга и выполнен ее чертеж. Произведен расчет материального и теплового баланса, габаритных размеров трех реакторов радиального типа реакторного блока.

В главе безопасность и экологичность охарактеризованы основные опасности производства, требования по пожарной безопасности, охране труда и окружающей среды при ведении технологического процесса.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Шуранова П.К.</i>			<i>Расчет установки каталитического риформинга</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Лескова С.А.</i>				у	3	91
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИКиИН, 0107-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	6
1 Литературный обзор	8
1.1 Характеристика процесса каталитического риформинга	8
1.2 Физико-химические основы процесса	9
1.2.1 Влияние параметров процесса на результат его проведения	13
1.3 Катализаторы процесса	16
1.4 Промышленные установки каталитического риформинга	19
1.5 Основное оборудование установки каталитического риформинга	25
2 Технологическая часть	32
2.1 Характеристика сырья, катализаторов, вспомогательных материалов	32
2.2 Характеристика и применение производимой продукции	34
2.3 Описание технологической схемы установки каталитического риформинга	36
2.4 Технологический расчет реакторного блока установки каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора	40
2.4.1 Исходные данные	40
2.4.2 Расчет реакторного блока	41
2.4.2.1 Расчет первого реактора	47
2.4.2.1.1 Материальный баланс первого реактора	47
2.4.2.1.2 Тепловой баланс первого реактора	53
2.4.2.1.3 Основные размеры первого реактора	58
2.4.2.2 Расчет второго реактора	65
2.4.2.2.1 Материальный баланс второго реактора	65
2.4.2.2.2 Тепловой баланс первого реактора	69

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>					
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Расчет установки каталитического риформинга</i>			<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		<i>Шуранова П.К.</i>								
<i>Провер.</i>		<i>Лескова С.А.</i>						У	4	91
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>						<i>АмГУ, ИКиИН, 0107-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>								

2.4.2.2.3 Основные размеры второго реактора	70
2.4.2.3 Расчет третьего реактора	72
2.4.2.3.1 Материальный баланс третьего реактора	72
2.4.2.3.2 Тепловой баланс третьего реактора	75
2.4.2.3.3 Основные размеры третьего реактора	76
2.4.3 Результаты расчетов реакторного блока	78
3 Безопасность и экологичность производства	79
3.1 Требования безопасности эксплуатации установок каталитического риформинга	80
3.2 Охрана труда на установке каталитического риформинга	83
Заключение	86
Библиографический список	87

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		5

ВВЕДЕНИЕ

На сегодняшний день нефтепереработка является одной из крупнейших отраслей промышленности. Нефтяные топлива представляют собой главный источник энергии. Для производства современных видов топлива необходимо использовать различные вторичные технологические процессы, такие как гидроочистка, каталитический риформинг, алкилирование, изомеризация, гидрокрекинг и др.

Каталитический риформинг – современный, широко применяемый технологический процесс производства высокооктановых риформатов, которые используют как компонент автомобильных и авиационных бензинов. В процессе риформинга образуются также ароматические соединения, и газы: сухой и водородсодержащий газ.

Высокооктановый бензин получают из бензинов первичных и вторичных процессов переработки: термических, каталитических и термокаталитических. При использовании в качестве сырья низкооктанового бензина с установок вторичной переработки увеличивается глубина превращения нефтяного сырья и уменьшение количества отходов.

Целью бакалаврской работы является технологический расчет установки каталитического риформинга. Для реализации цели были поставлены следующие задачи:

1. Изучить виды современных промышленных установок каталитического риформинга и выбрать установку для технологического расчета.
2. Проанализировать физико-химические основы каталитического риформинга.
3. Охарактеризовать сырье, продукцию, катализаторы процесса.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Шуранова П.К.</i>			<i>Расчет установки каталитического риформинга</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Лескова С.А.</i>				У	6	91
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИКиИИ, 0107-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

4. Рассмотреть технологическую схему, выбранной установки каталитического риформинга и представить ее чертеж.
5. Произвести расчет оборудования на рассматриваемой установке.
6. Изучить требования пожарной безопасности, охраны труда, охраны окружающей среды на установке каталитического риформинга.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		7

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Характеристика процесса каталитического риформинга

Процесс каталитического риформинга предназначен для повышения детонационной стойкости бензинов и получения индивидуальных ароматических углеводородов, главным образом бензола, толуола, ксилолов, служащих дальнейшим сырьем для нефтехимии.

Каталитический риформинг является одним из важнейших процессов современной нефтепереработки и нефтехимии. Установки каталитического риформинга присутствуют на всех нефтеперерабатывающих заводах, мощность которых увеличивается с каждым годом. В мире на некоторых производствах мощности по каталитическому риформингу достигаются от 17 % до 24 % от мощности первичной переработки, в среднем по России это значение составляет около 11 % [1].

Процесс каталитического риформинга является основным процессом в производстве высокооктановых компонентов автомобильного бензина. Предназначен для повышения детонационной стойкости бензинов, для получения индивидуальных ароматических углеводородов (бензола, толуола, ксилола) и водорода, который обеспечивает процессы гидроочистки нефтяных продуктов и другие гидрогенизационные процессы.

Благодаря процессу каталитического риформинга, улучшаются основные эксплуатационные свойства топлива – детонационная стойкость бензина, содержание ароматических углеводородов, в особенности бензола.

Детонационная стойкость характеризует способность автомобильных бензинов противостоять самовоспламенению при сжатию, которая оценивается октановым числом.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Шуранова П.К.</i>			<i>Расчет установки каталитического риформинга</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Лескова С.А.</i>				У	8	91
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИКиИИ, 0107-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

Процесс каталитического риформинга используется почти сто лет (с 30-х годов прошлого века), и за это время претерпел множество модернизаций процесса [2]. К таким изменениям относят:

- замена или улучшение катализатора на более активный и селективный;
- совершенствование технологического оформления установки каталитического риформинга;
- переход на технологию с непрерывной регенерацией катализатора;
- оптимизация реакторных устройств для более полного использования всего объема катализатора.

Каталитический риформинг осуществляют при сравнительно высокой температуре (от 450 °С до 550 °С) и среднем давлении (от 2 МПа до 3,5 МПа), в среде водородсодержащего газа. Процесс проходит в среде газа с большим содержанием водорода (от 70 об. % до 80 об. %). Такое соотношение водорода с сырьем позволяет повысить температуру процесса, не допуская глубокого распада углеводородов и значительного коксообразования [3].

В качестве сырья используется прямогонный бензин установки атмосферно-вакуумной перегонки, помимо этого используют бензины вторичных процессов – гидрокрекинга, каталитического крекинга, коксования и термического крекинга.

Используют бензиновые фракции первичной перегонки в пределах выкипания в широком интервале от 60 °С до 210 °С. При получении высокооктанового бензина используют широкие бензиновые фракции, выкипающие в пределах от 90 °С до 180 °С; при получении ароматических углеводородов – бензола, толуола, ксилолов применяют узкие фракции, выкипающие в интервалах от 62 °С до 85 °С, от 85 °С до 105 °С, от 105 °С до 140 °С [4].

1.2 Физико-химические основы процесса

Каталитический риформинг – сложный химический процесс, включающий разнообразные реакции, которые позволяют коренным образом преобразовать углеводородный состав бензиновых фракций и тем самым значительно улучшить их антидетонационные свойства [5].

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		9

Процесс проводят в трех или четырех последовательно соединенных реакторах в присутствии водорода и катализатора, в результате чего происходит превращение нафтендов в ароматические соединения по реакции дегидрирования, а парафины с прямой цепью превращаются в разветвленные путем изомеризации, и также подвергаются дегидроциклизации с образованием ароматических соединений.

В реакторе установки каталитического риформинга протекает множество реакций углеводородов. Целевыми реакциями являются реакции, способствующие повышению октанового числа бензинов – реакции ароматизации бензинов.

Реакции можно разбить на четыре основные категории: дегидрирования, изомеризации, дегидроциклизации, крекинга. Помимо целевых реакций, протекают нежелательные реакции гидрокрекинга с образованием низко- и высокомолекулярных углеводородов, реакции конденсации приводят к образованию продуктов уплотнения – кокса, откладывающегося на поверхности катализатора, вследствие чего происходит его дезактивирование.

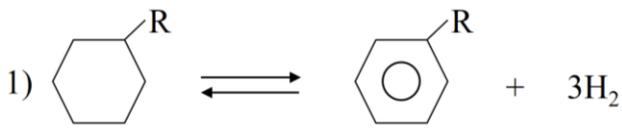
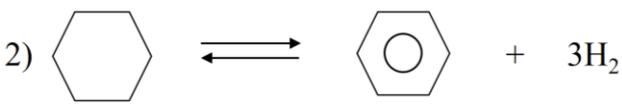
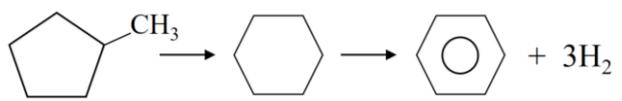
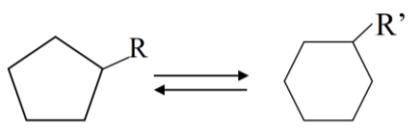
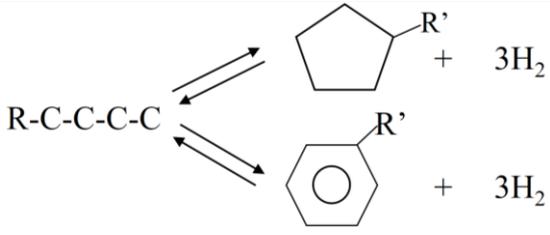
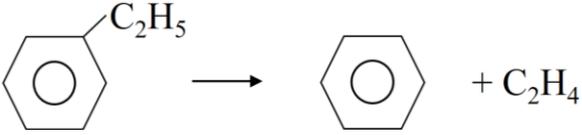
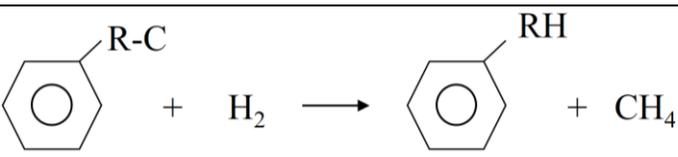
В состав сырья процесса входит множество изомеров алканов и циклоалканов, поэтому в реакторе установки одновременно происходит несколько реакций риформинга. Реакции могут протекать как параллельно, так и последовательно. На рисунке 1 представлена общая реакционная схема процесса каталитического риформинга [6], где *I* – гидрокрекинг и деметилирование; *II* – изомеризация парафинов; *III* – дегидроциклизация.



Рисунок 1 – Общая реакционная схема каталитического риформинга

Рассмотрим реакции различных групп углеводородных соединений в процессе каталитического риформинга, которые представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Реакции превращения углеводородных соединений в процессе каталитического риформинга

Название реакции	Реакция
Дегидрирование шестичленных нафтенов	1)  2) 
Дегидроизомеризация пятичленных нафтенов	
Изомеризация парафинов	$R-C-C-C-C \rightleftharpoons R-C-\overset{C}{\underset{ }{C}}-C$
Изомеризация нафтенов	
Дегидроциклизация и ароматизация парафинов	
Деалкилирование ароматических углеводородов	
Деметилирование парафинов	$R-C-C-C-C + H_2 \longrightarrow R-C-C-CH + CH_4$
Деметилирование ароматических углеводородов	
Гидрокрекинг	$C_8H_{18} + H_2 \longrightarrow C_5H_{12} + C_3H_8$

Дегидрирование циклоалканов в ароматические углеводороды – реакция протекает практически до завершения и быстро; крайне эндотермична, происходит при высоких температурах и низких давлениях. Это превращение может сопровождаться побочной реакцией – изомеризацией в пятичленные нафтеновые углеводороды.

Пятичленные нафтены обычно не дегидрируются, но в присутствии платиновых, платино-радиевых катализаторов и других активных катализаторов процесса каталитического риформинга изомеризуются в шестичленные нафтены, способные даже к дегидрогенизации. Реакция протекает при высоких температурах и с большой скоростью [7].

Изомеризация парафинов протекает быстро. Изомеры с разветвленными цепями имеют более высокое октановое число, эта реакция способствует повышению октанового числа продукта. При изомеризации нафтенов возможно замыкание колец с образованием парафинов, так как реакция влечет за собой перегруппировку колец. Эта реакция необходима для дальнейшей ароматизации нафтена, например, акилциклопентана образуется в алкилциклогексан другого радикала, а затем циклогексан преобразуется в бензол.

Дегидроциклизация парафинов заключается в перегруппировке молекул парафинов и молекул нафтенов. С увеличением молекулярной массы парафинов циклизация облегчается, потому что повышается вероятность образования ароматических колец. Этой реакции благоприятны низкие давления и высокие температуры. Является наиболее медленной из реакций ароматизации процесса риформинга.

Деалкилирование ароматических углеводородов включает в себя уменьшение алкильной группы (боковой цепи ароматического кольца) и возможное полное отщепление от кольца. Реакция проходит при высоких температурах и давлениях.

Гидрокрекингу парафинов благоприятствуют высокие температуры и давления. Когда парафин крекируется и выходит из определенного интервала выкипания бензина, увеличивается концентрация оставшихся ароматических

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		12

углеводородов, что повышает октановое число продукта. Но при этом потребляется водород и в следствии снижается выход чистого жидкого продукта, поэтому реакция становится нежелательной [6].

Большинство реакций превращения нафтеновых и парафиновых углеводородов в ароматические – обратимые реакции, протекающие с увеличением объема и поглощением тепла. Следовательно, по правилу Ле-Шателье, равновесная глубина ароматизации увеличивается с ростом температуры и понижением парциального давления водорода. Однако промышленные процессы риформинга вынужденно осуществляют либо при повышенных давлениях с целью подавления реакций коксообразования, либо с непрерывной регенерацией катализатора при пониженных давлениях [8].

1.2.1 Влияние параметров процесса на результат его проведения

На результат проведения процесса каталитического риформинга оказывают влияние основные параметры процессы: качество и состав сырья, давление и температура процесса, соотношение водород : сырье, объемная скорость.

1) *Качество и состав сырья*

Качество и выход бензина риформинга в частности, определяется фракционным и химическим составом исходного сырья. Известно, что для производства высокооктанового компонента автомобильного бензина более предпочтительнее будет сырье с температурой начала кипения не ниже 85 °С. Фракции, которые выкипают ниже 85 °С, подвергаются ароматизации и способствуют увеличению выхода газообразных продуктов гидрокрекинга. Образующийся водород, в результате реакции ароматизации, расходуется на реакции гидрокрекинга.

При производстве индивидуальных ароматических соединений пределы выкипания узких бензиновых фракций выбирают так, чтобы в них содержалось наибольшее количество исходных углеводородов, ароматизирующихся с образованием целевых ароматических углеводородов. Например, в состав фракции, у которой предел выкипания температур от 110 °С до 140 °С, входят углеводо-

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		13

роды $C_7 - C_9$. При производстве ароматических углеводородов C_8 возможно увеличить выход содержания этих ароматических соединений при уменьшении углеводородов C_7 и C_9 за счет сужения состава исходного сырья.

В сырье присутствуют также нежелательные примеси: S-, N-, O-органические соединения, влага, мышьяк и свинец, которые являются ядами катализаторов процесса. К серосодержащим соединениям, присутствующим в сырье риформинга, относят: меркаптаны, сульфиды, тиофены, сероводород и элементную серу. Чем выше содержание сераорганических соединений, тем больше глубина отравления катализаторов. Азотистые соединения при дезактивации катализатора уменьшают октановое число бензина риформинга, а его выход возрастает. Содержание влаги может привести к дегалогенированию катализатора в реакторе, то есть снижая кислотность катализатора. Непредельные углеводороды способствуют образованию кокса [9].

2) Давление процесса

Повышение давления в реакторах снижает коксообразование, но ведет к уменьшению степени ароматизации катализата и увеличивает процесс гидрокрекинга, в результате чего возрастает выход легких углеводородов, снижается выход водорода и риформата.

В соответствии с правилом Ле-Шателье, снижение давления процесса способствует протеканию реакций ароматизации, сопровождаемых увеличением объема и препятствует развитию реакций гидрокрекинга, что приводит к увеличению выхода риформата, водородсодержащего газа (ВСГ), концентрации водорода в водородсодержащем газе, снижается температура необходимая для получения бензина необходимого качества. Помимо этого, снижение давления способствует повышению селективности ароматизации нафтеновых и парафиновых углеводородов, при этом снижается выход продуктов гидрокрекинга, а выход ароматических возрастает.

На установках каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора давление в реакторе составляет от 1,2 МПа до 1,4 МПа, где уже используются новые полиметаллические катализаторы, обладающие высокой

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		14

стабильностью и способные эффективно риформировать широкие бензиновые фракции. Давление на установках риформинга с движущимся слоем катализатора и непрерывной регенерацией составляет от 0,35 МПа до 1,0 МПа, что обеспечивает высокую селективность процесса [10].

3) Температура сырья на входе в реактор

Температура является основным параметром, определяющим жесткость процесса.

С увеличением температуры скорость всех реакций процесса риформинга растет, растет глубина превращения исходного сырья. Роль реакций ароматизации и гидрокрекинга возрастет, в результате чего выход ароматических углеводородов и октановое число бензина заметно повышается. Однако, при высоких температурах (примерно 510 °С) гидрокрекинг приводит к сильному газообразованию и снижению выхода жидких продуктов. Кроме того, при повышении температуры процесса увеличивается содержание в риформате легкокипящих фракций, а также уменьшается содержание водорода.

На величину температуры процесса влияет углеводородный состав сырья. Чем выше содержание парафиновых углеводородов в сырье, тем выше требуется температура для получения заданного октанового числа бензина.

Существует зависимость температуры проведения процесса и октанового числа получаемого бензина: повышение температуры в реакторе примерно на 10 °С дает увеличение октанового числа на 0,33 пункта.

Максимальная температура на входе в реактор риформинга составляет около 525 °С. Дальнейшее повышение температуры нежелательно в связи с развитием реакций, сопровождающихся повышенным газообразованием и ускоренным закоксовыванием катализатора [11]. Кроме того, слишком высокие температуры опасны тем, что способствуют возникновению локальных перегревов, разрушающих поверхность катализатора.

4) Соотношение водород : сырье

Каталитический риформинг проводят с циркуляцией ВСТ, за счет чего обеспечивается необходимое парциальное давление водорода в процессе.

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		15

При неизменных других параметрах процесса увеличение соотношения водород : сырье снижает коксообразование, увеличивает срок службы катализатора и межрегенерационный пробег. Однако за счет увеличения линейной скорости (уменьшается время пребывания сырья в реакторе) уменьшается глубина преобразования углеводородов, подавляются реакции дегидрирования, заметно повышается нагрузка на циркуляционный компрессор, растет сопротивление системы, увеличивается расход электроэнергии и топлива.

5) Объемная скорость подачи сырья

Объемная скорость подачи сырья характеризуется временем контакта сырья с катализатором.

Влияние объемной скорости подачи сырья на протекание основных реакций проявляется следующим образом. При неизменной температуре и давлении низкие объемные скорости усиливают реакции гидрокрекинга, коксообразования, так как эти реакции протекают сравнительно медленно. Снижается выход продукта и увеличивается октановое число бензина. Также при уменьшении объемной скорости увеличивается условное время контакта сырья с катализатором, что способствует росту глубины превращения. Меньшее влияние оказывает снижение объемной скорости на интенсивность реакций превращения нафтеновых углеводородов, потому что на платиновых катализаторах они протекают с большой скоростью.

При высоких значениях объемной скорости одновременно с уменьшением реакций гидрокрекинга снижается также роль реакций дегидроциклизации и изомеризации парафинов.

Объемная скорость подачи сырья должна быть не менее $0,9 \text{ ч}^{-1}$ ($35 \text{ м}^3/\text{ч}$). В среднем изменяется в пределах от 1 ч^{-1} до 2 ч^{-1} . На монометаллических катализаторах процесс ведут при объемной скорости от $1,5 \text{ ч}^{-1}$ до $1,8 \text{ ч}^{-1}$, на полиметаллических от $1,7 \text{ ч}^{-1}$ до $2,0 \text{ ч}^{-1}$ [12].

1.3 Катализаторы процесса

Катализатор риформинга бензинов представляет собой бифункциональный катализатор, состоящий из металлической функции – главным образом пла-

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		16

тины, и кислотной – обычно оксид алюминия. Металлическая функция катализирует реакции гидрирования и дегидрирования, и активирует кислотную – реакции изомеризации и реакции циклизации. Платина в катализаторе не только ускоряет реакции гидрирования-дегидрирования, но и замедляет образование кокса на поверхности.

Повышение стабильности и селективности катализатора, а также предотвращение его дезактивации являются жизненно важной задачей для повышения эффективности и производительности процесса. Это может быть достигнуто путем модификации кислотной функции и металлической. Добавление компонентов к кислотной функции, например, хлорсодержащих веществ – изменяет прочность и количество кислотных центров. Высокая кислотная прочность увеличивает скорость катализируемого кислотой коксования [13].

В реакторах установки каталитического риформинга в основном применяются биметаллические и триметаллические катализаторы.

1. Биметаллические катализаторы

Первый катализатор риформинга нефти, который был введен в 1949 году, состоял из монометаллической платины, нанесенной на оксид алюминия (Pt/Al_2O_3). Чтобы замедлить коксование для данного типа катализатора, использовалось высокое давление водорода, которое по термодинамическим параметрам было неблагоприятно. Разработка биметаллических катализаторов позволила значительно улучшить каталитическую эффективность металла.

Начиная с конца 1960-х годов и до настоящего времени платиновые катализаторы на оксиде алюминия в значительной степени были замещены в коммерческой практике катализаторами, содержащими платину и второй металлический элемент. Добавление второго металла к платине было начато в 1968 году путем добавления рения. Это способствовало уменьшению скорости дезактивации катализатора и улучшению каталитических свойств, таких как поглощение водорода и повышение выхода ароматических соединений.

В 1969 году был исследован эффект воздействия на металлическую функцию при добавлении олова. В результате уменьшилось осаждение кокса на ча-

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		17

стицы платины и на носитель, а также повысилась селективность по ароматическим соединениям и стабильность катализатора. Катализаторы Pt-Sn легко регенерируют, поэтому они используются в системах, в которых катализатор непрерывно регенерируется.

В дальнейшем были изучены действия и других металлов на катализатор, таких как германий, иридий и индий. Двумя примерами таких биметаллических каталитических систем, которые широко использовались в риформаторах, являются платина-рений и платина-иридий, поддерживаемые на оксиде алюминия. Применение этих катализаторов при риформинге привело к значительному улучшению процесса. Некоторые из добавленных металлов имеют свои каталитические свойства (иридий, родий, рений), в то время как другие, такие как олово, германий, каталитически неактивны [14].

2. Полиметаллические катализаторы

Чтобы улучшить работу катализаторов, к биметаллическому катализатору начали добавлять третий металл. Первым таким металлом был германий, который был добавлен к катализатору Pt-Re/Al₂O₃ в 1982 году.

Германий дополнительно модифицировал свойства металла и кислотную функцию биметаллических катализаторов. Модификация кислотности обусловлена осаждением части германия на носитель. Германий также добавляли к катализатору Pt-Ir/Al₂O₃. Исследования показали, что германий дает большую модификацию металлической функции катализаторов Pt-Ir-Ge по сравнению с Pt-Re-Ge.

Германий также модифицирует кислотность исходных катализаторов Pt-Re и Pt-Ir. Добавление олова к биметаллическому Pt-Ir повышает стабильность катализаторов, а также селективность по отношению к толуолу. Исследования показали, что тот же выход толуола получается с катализаторами Pt-Sn/Al₂O₃ и Pt-Ir-Sn/Al₂O₃ после 65 часов реакции, но в случае триметаллического катализатора требуется меньшее количество олова. В случае триметаллического катализатора Pt-Re-Sn добавление Sn к Pt-Re уменьшает активность ре-

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		18

акции гидрирования и увеличивает как активность изомеризации, так и стабильность. По результатам, наиболее лучшим является катализатор, который содержит 0,1 % олова [15].

1.4 Промышленные установки каталитического риформинга

В настоящее время мировые мощности процесса каталитического риформинга составили 13,3 % от мощностей по прямой перегонке. Аналогично, показатель для России составил 11,9 % от мощности прямой перегонки. Установки каталитического риформинга используются во многих странах мира, например, в США, Японии, Китае, Западной Европе и др. [16].

Наиболее распространенными типами установок каталитического риформинга являются: со стационарным слоем катализатора, с движущимся слоем катализатора, с непрерывной регенерацией катализатора. Рассмотрим каждый тип установки подробнее.

1) Установка каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора – включает в себя три основные стадии: гидроочистки бензиновой фракции (стадия подготовки сырья), каталитического риформинга (основной физико-химический процесс), осушки и очистки ВСГ стабилизации риформата.

Средняя мощность установки составляет от 1,0 млн т/год, за рубежом же существуют установки единичной мощности около 2,7 млн т/год, в России средняя мощность составляет от 0,3 млн т/год до 2,0 млн т/год. Рабочий цикл установки составляет от 12 до 24 месяцев между двумя регенерациями катализатора. Установка такого типа в настоящее время имеет наибольшее распространение среди всех установок процесса каталитического риформинга.

Принципиальная технологическая схема установки риформинга со стационарным слоем катализатора представлена на рисунке 2, где нет блока гидроочистки бензина, так как относится к гидрокаталитическим процессам переработки.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		19

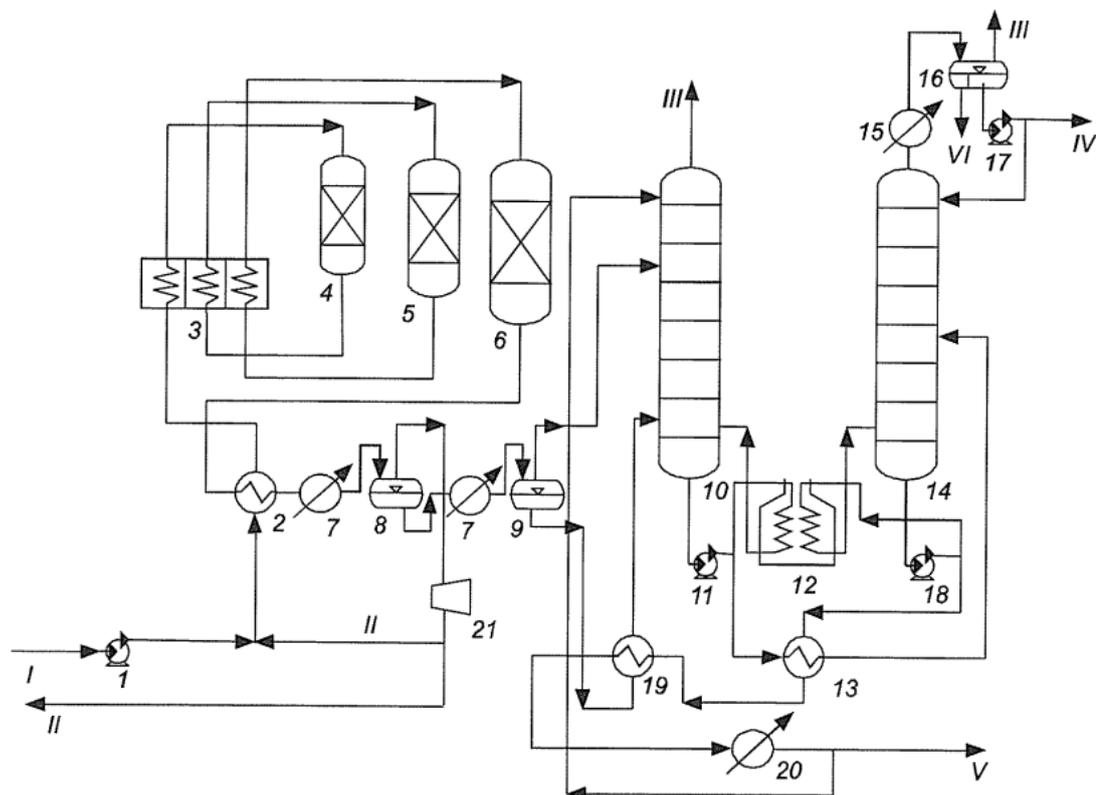


Рисунок 2 – Принципиальная технологическая схема установки риформинга со стационарным слоем катализатора:

1, 11, 17, 18 – насосы; 2, 13, 19 – теплообменники; 3 – многосекционная печь;
 4 – 6 – реакторы; 7, 15, 20 – холодильники; 8, 9 – сепараторы;
 10, 14 – колонны; 12 – печь; 16 – емкость; 21 – компрессор;
 I – гидроочищенный низкооктановый бензин; II – водородсодержащий газ;
 III – сухой углеводородный газ; IV – смесь сжиженного газа и легкого
 риформата; V – стабильный риформат; VI – конденсат.

Гидроочищенная фракция бензина поступает в теплообменник 2. Циркуляционный ВСГ риформинга из сепаратора 8 после компрессора 21 поступает на смешение с гидроочищенным бензином в теплообменник 2. Далее нагретая газосырьевая смесь вводится в змеевик конвекционной камеры печи 3, где происходит ее предварительный нагрев. Перед каждым из реакторов 4, 5, 6 сырье нагревают в одной из секций печи 3 для компенсации эндотермического эффекта протекающих реакций.

Температура в реакторах составляет от 490 °С до 510 °С, и она возрастает по мере закоксуывания катализатора для поддержания конверсии.

Газопродуктовую смесь из реактора 6 охлаждают сначала в теплообменнике 2 до температуры 180 °С, затем в воздушном холодильнике 7, после чего направляют в сепаратор высокого давления 8, где происходит разделение газо-жидкостной смеси. Жидкую фазу сепаратора закачивают в сепаратор низкого давления 9, где из нее выделяют углеводородный газ. Нестабильный катализат и углеводородный газ подают в колонну 10, где проводят деэтаннизацию нестабильного катализата, затем его нагревают в теплообменнике 15 и направляют в стабилизационную колонну 14. Верхний продукт с температурой не выше 80 °С проходит сдвоенный конденсатор-холодильник 15 и поступает в емкость орошения 16. Сброс сухого углеводородного газа с колонн 10 и 14 направляют в топливную сеть установки. Стабильный риформат из нижней части колонны 14 проходит через теплообменники 13 и 19, воздушный холодильник 20, и под собственным давлением его откачивают с установки [17].

Для поддержания высокой активности катализатора риформинга при нормальной работе установки, при пуске и регенерации катализатора необходима добавка определенных реагентов. При нормальной эксплуатации на установке предусмотрена подача хлоридов и воды. Основная цель подачи хлоридов – поддержание активности кислотных центров в структуре катализатора. Подаваемая вода способствует перераспределению хлоридов во всем слое катализатора.

2) Установка каталитического риформинга с движущимся слоем катализатора

Риформинг с движущимся слоем катализатора обеспечивает постоянно высокие выход бензина и значение его октанового числа (по исследовательскому методу до 105), а также максимальный выход водорода при малой жесткости процесса.

Все большее распространение получает технология с движущимся слоем катализатора и его непрерывной регенерацией. Высокая селективность используемых биметаллических катализаторов и их непрерывная регенерация позволяют проводить процесс в жестком режиме при избыточном давлении от 0,3 МПа до 0,9 МПа в реакторе, что способствует увеличению выхода риформата

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		21

Температура во втором реакторе снижается на 40 °С. После этого IV и V вновь нагревают в третьей секции печи 8 и направляют в реактор 3. Температура в третьем реакторе падает на 25 °С.

Три реактора 1 – 3 расположены друг над другом и связаны между собой системами переточных труб малого диаметра. Шариковый катализатор диаметром 1,6 мм свободно перетекает из реактора в реактор под действием силы тяжести.

Поток V проходит через сепараторы 5 и 6, стабилизационную колонну 7, далее рифорват откачивают на бензосмесительную станцию для приготовления товарных автомобильных бензинов. Газ с сепаратора 5 компримируют компрессором 20 до 1,5 МПа, вновь смешивают с жидкой фазой сепаратора 5 и разделяют в сепараторе 6. Это снижает унос бензина с ВСГ и повышает содержание в нем водорода. С верха колонны 7 выводят газожидкостную смесь, которую в емкости 17 разделяют на сухой и жирный газ [18].

Сухой газ направляют в топливную сеть завода; жирный газ сжижают и откачивают в товарный парк.

3) Установка каталитического риформинга с непрерывной регенерацией катализатора

В процессе риформинга с движущимся слоем катализатора реакторы расположены обычным образом, один возле другого, связаны между собой пневмотранспортными линиями и дооборудованы четвертым реактором и регенератором (дуалформинг). Единоновременно регенерируется примерно 5 % от общей загрузки катализатора.

Принципиальная технологическая схема установки риформинга с непрерывной регенерацией катализатора приведена на рисунке 4.

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		23

прокаливают в токе сухого воздуха. Катализатор проходит все зоны под действием силы тяжести. Из регенератора через систему шлюзов-затворов катализатор поступает в питатель-дозатор пневмотранспорта и водородсодержащим газом его подают в бункер-наполнитель, расположенный над реактором первой ступени. Систему регенерации при необходимости можно отключить без нарушения режима риформирования сырья [19].

Поскольку процесс риформинга проводят при пониженном давлении (от 0,9 МПа до 0,4 МПа), то систему операции в соотношении ВСГ: катализат после реакторов и сырьевого теплообменника подают в сепаратор низкого давления *C-1*.

Выделившиеся в нем газовую и жидкую фазы, соответственно, компрессором и насосом направляют в сепаратор высокого давления *C-2* для выделения ВСГ с высокой концентрацией водорода.

1.5 Основное оборудование установки каталитического риформинга

Рассмотрим основное оборудование установок каталитического риформинга. Основным аппаратом на установке является реактор.

Реактор – это цилиндрический аппарат, предназначенный для проведения химических реакций. В верхней его части расположен штуцер для ввода газосырьевой смеси. Применяют реакторы как с аксиальным вводом газосырьевой смеси, так и с радиальным вводом. Рассмотрим реактор с аксиальным вводом сырья (рисунок 5).

В случае осевого ввода сырья входит через штуцер 5, проходит через катализатор сверху вниз и выходит через нижний штуцер 6. Входной штуцер 5 снабжен устройством 7 для равномерного распределения потока по всему сечению аппарата. В случае радиального ввода от штуцера 6 вниз по центру аппарата проходит перфорированная труба, конец которой заглушен.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		25

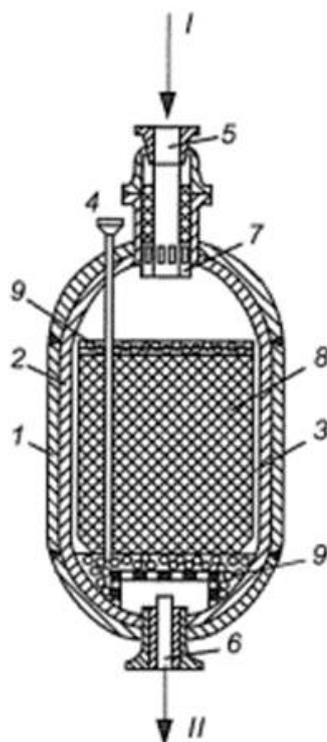


Рисунок 5 – Схема реактора риформинга с аксиальным вводом газосырьевой смеси:

1 – корпус; 2 – футеровка; 3 – перфорированный стакан с сеткой; штуцеры: 4 – для термопары; 5 – для ввода газосырьевой смеси; 6 – для вывода газопродуктовой смеси; 7 – распределитель; 8 – катализатор; 9 – фарфоровые шары; 10 – перфорированная труба с сеткой; I – газосырьевая смесь; II – газопродуктовая смесь

Рассмотрим реактор с радиальным вводом сырья (рисунок 6).

Поток газа и сырья направляют через катализатор от стенок аппарата к центру по радиусам. Реакторы с радиальным вводом имеют значительно меньшее гидравлическое сопротивление, чем реакторы с аксиальным вводом. Обычно первым по ходу сырья устанавливают реактор с аксиальным вводом, чтобы задержать в верхнем слое катализатора продукты коррозии, а остальные реакторы имеют радиальный ввод для того, чтобы снизить сопротивление системы реакторного блока. Кроме того, внутри реактора устанавливают стальной перфорированный стакан 3, между стенкой которого и стенкой аппарата суще-

ствуется газовый слой. Нарушение футеровки 2 приводит к перегреву и разрушению стенки реактора. Необходимо постоянно контролировать температуру внешней поверхности металла (она должна быть не более 150 °С) [20].

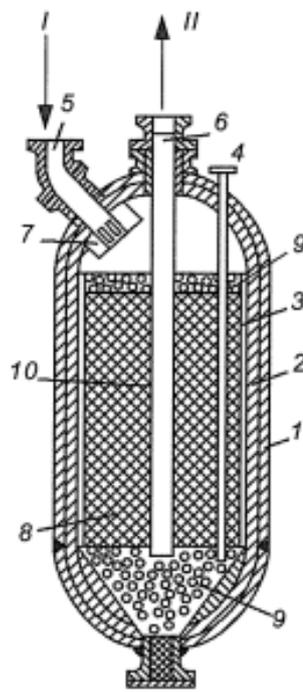


Рисунок 6 – Схема реактора риформинга с радиальным вводом газосырьевой смеси:

1 – корпус; 2 – футеровка; 3 – перфорированный стакан с сеткой; штуцеры: 4 – для термометра; 5 – для ввода газосырьевой смеси; 6 – для вывода газопродуктовой смеси; 7 – распределитель; 8 – катализатор; 9 – фарфоровые шары; 10 – перфорированная труба с сеткой;
I – газосырьевая смесь; II – газопродуктовая смесь

Для изготовления корпуса и днища реактора применяют сталь со специальной закалкой. Катализатор размещают в стальном стакане реактора сплошным слоем. Над и под слоем катализатора расположены фарфоровые шары диаметром 16 и 20 мм для предотвращения уноса катализатора. Нижний слой фарфоровых шаров лежит на решетке, дополнительно перекрытой металлической сеткой. Шары, решетка и сетка защищают выводной штуцер реактора 6 от попадания в него катализатора вместе продуктами реакции. Внутренние детали реактора выполняют из легированной хромоникелевой стали.

Одним из основных аппаратов является печь риформинга: вертикальная, многокамерная, многопоточная. Отличительной особенностью является змеевик из жаропрочной стали диаметром от 100 мм до 200 мм. Во избежание потерь водорода змеевик выполнен цельносварный.

Чаще всего применяются топочные печи, так как они обладают высокой энергетической эффективностью и способны обеспечивать необходимый температурный режим для процесса риформинга. Топочные печи работают на горючем топливе (обычно природный газ, мазут, пропан и др.) и могут быть настроены для достижения требуемой температуры внутри реактора. Они эффективны и удобны в использовании, поэтому они широко распространены на установках нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности для различных процессов, в том числе для каталитического риформинга [21].

Рассмотрим принцип действия работы топочной трубчатой печи с объемнонастильным сжиганием топлива на рисунке 7.

В топочную камеру при помощи форсунки 1 вводится распыленное топливо, а также необходимый для горения нагретый или холодный воздух. Происходит интенсивное перемешивание топлива с воздухом и более эффективное горение. Соприкосновение факела с поверхностью настильной стены обуславливает повышение ее температуры.

Радиантные трубы 3 получают тепло излучением, а также от соприкосновения дымовых газов с поверхностью труб, имеющих более низкую температуру. Из всего количества тепла, воспринятого радиантными трубами 7, значительная часть (от 85 % до 90 %) передается излучением, остальное конвекцией. В результате теплопередачи, осуществляемой в топочной камере, дымовые газы охлаждаются и поступают в камеру конвекции, где происходит их прямое соприкосновение с более холодной поверхностью конвекционных труб.

В камере конвекции 4 передача тепла осуществляется также за счет радиации дымовых газов и от излучения стенок кладки. Наибольшее количество тепла в камере конвекции передается путем конвекции: оно достигает от 60 % до 70 % общего количества тепла, воспринимаемого этими трубами. Передача

тепла излучением от газов составляет от 20 % до 30 %, излучением стенок кладки конвекционной камеры передается в среднем около 10 % тепла [22].

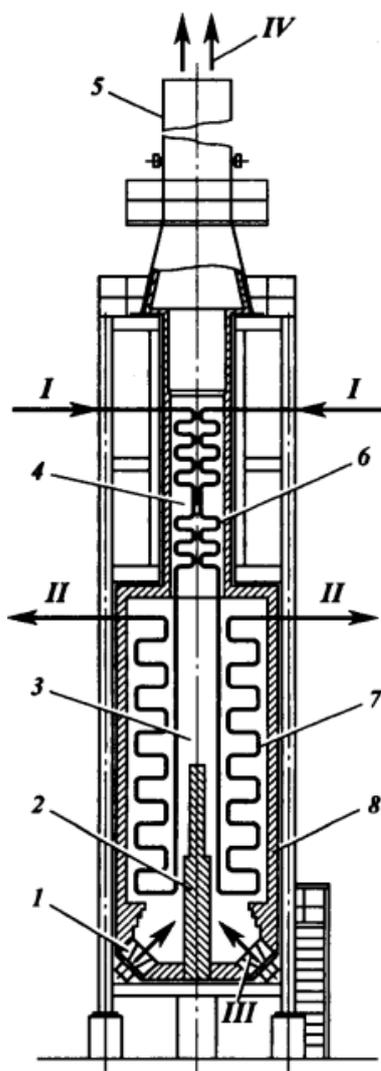


Рисунок 7 – Трубчатая печь с объемнонастильным сжиганием топлива:
 1 – форсунка; 2 – настильная стенка; 3 – камера радиации (топочная камера);
 4 – камера конвекции; 5 – дымовая труба; 6 – змеевик конвекционных труб;
 7 – змеевик радиантных труб; 8 – футеровка; потоки: I – вход сырья;
 II – выход сырья; III – топливо и воздух; IV – дымовые газы

В реакторном блоке установки присутствует кожухотрубчатый теплообменник. Обычно применяются кожухотрубчатые теплообменники с прямой (неподвижной) трубчатой решеткой. Этот тип теплообменников обеспечивает эффективный теплообмен и применяется для нагрева или охлаждения системы на установке каталитического риформинга [23].

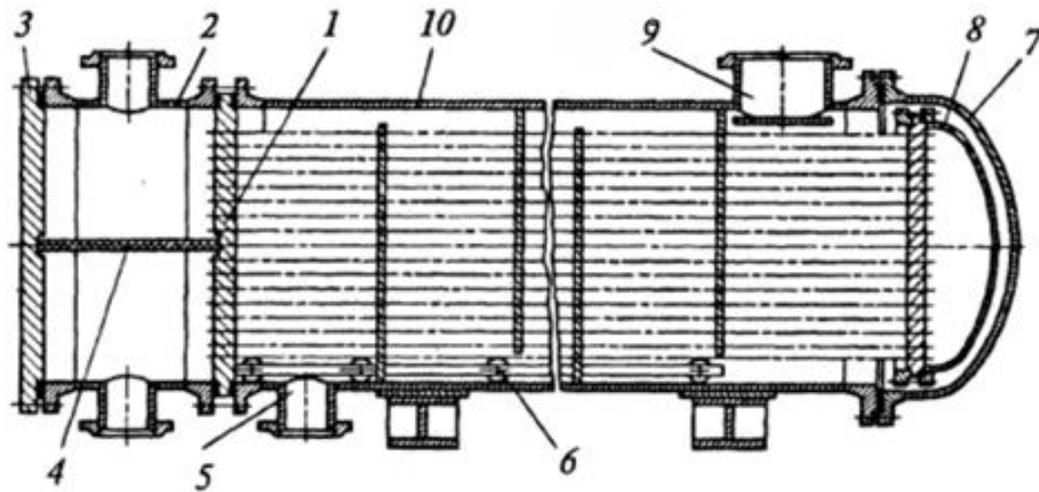


Рисунок 9 – Кожухотрубчатый теплообменник с плавающей головкой:
 1 – трубная решетка; 2 – распределительная камера; 3 – плоская крышка;
 4 – перегородка; 5, 9 – штуцер; 6 – опорная платформа; 7 – эллиптическая
 крышка; 8 – крышка; 10 – кожух

Горизонтальный двухходовой теплообменник состоит из кожуха 10 и трубного пучка. Левая трубная решетка 1 соединена фланцевым соединением с кожухом и распределительной камерой 2, снабженной перегородкой 4 и закрытой плоской крышкой 3. Правая, подвижная, трубная решетка установлена внутри кожуха свободно и образует вместе с присоединенной к ней крышкой 8 плавающую головку. При нагревании и удлинении трубок плавающая головка перемещается внутри кожуха. С правой стороны к корпусу крепится эллиптическая крышка 7. Для обеспечения свободного перемещения трубного пучка внутри кожуха в аппаратах диаметром 800 мм и более трубный пучок снабжают опорной платформой 6. Верхний штуцер 9 предназначен для ввода пара и поэтому имеет большое проходное сечение; нижний штуцер 5 меньших размеров предназначен для ввода конденсата [24].

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья, катализаторов, вспомогательных материалов

Сырьем установки каталитического риформинга для получения высокооктанового бензина и сопутствующих продуктов (ароматические углеводороды, сухой газ, водород) является прямогонный бензин фракции от 110 °С до 180 °С, поступающий с установки ЭЛОУ-АВТ [25]. Стабильный гидрогенизат с блока гидроочистки является сырьем блока риформинга установки каталитического риформинга. Характеристика сырья, катализаторов, вспомогательных материалов установки каталитического риформинга представлена в таблице 2.

Таблица 2 – Характеристика сырья, катализаторов, вспомогательных материалов

Наименование	Номер стандарта	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу	Область применения
1	2	3	4	5
1. Фракция 110-180 °С (бензин прямогонный стабильный)	ГОСТ 32507 [26]	1. Плотность при 20 °С, кг/м ³	Не нормируется	Компонент сырья блока гидроочистки
		2. Фракционный состав, °С		
		Температура начала кипения, °С	Не ниже 90	
		10 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		50 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		90 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		Температура конца кипения, °С	Не ниже 180	
		3. Групповой углеводородный состав, % мас.		
		Парафины	Не нормируется	
		Олефины	Не более 2,0	
		Нафтены	Не нормируется	
		Ароматические соединения	Не нормируется	
		Углеводороды C ₁₄ и выше	Не нормируется	
		Оксигенаты	Отсутствуют	
4. Содержание примесей, ppm				
Сера	Не более 450			

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.		Шуранова П.К.			<i>Расчет установки каталитического риформинга</i>	Лит	Лист	Листов
Провер.		Лескова С.А.				У	32	91
Н. контр.		Родина Т.А.			<i>АмГУ, ИКиИИ, 0107-об гр.</i>			
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

1	2	3	4	5
		Хлор	Не более 20	
		5. Содержание металлических загрязнений, ppm, не более		
		Свинец	1,0	
		Мышьяк	0,05	
		Кремний	2,0	
		Железо	1,0	
		Молибден	0,5	
		Никель + ванадий	2,0	
		Натрий	0,5	
2. Гидрогенизат стабильный (фракция 110-180 °С)	ГОСТ Р 52714 [27]	1. Плотность при 20 °С, кг/м ³	Не нормируется	Сырье блока риформинга
		2. Групповой углеводородный состав, % мас.		
		Парафины	Не нормируется	
		Изопарафины	Не нормируется	
		Олефины	0,5	
		Нафтенy	Не нормируется	
		Ароматические соединения	Не нормируется	
		3. Фракционный состав, °С		
		Температура начала кипения, °С	90	
		10 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		50 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		90 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		Температура конца кипения, °С	180	
		4. Содержание примесей, ppm		
		Сера	Не более 0,5	
		Азот	Не более 0,5	
		Хлор	Не более 0,5	
		5. Содержание воды, ppm	Не более 5,0	
		6. Содержание металлических загрязнений, ppm, не более		
		Свинец	5,0	
Мышьяк	2,0			
Ртуть	5,0			
Кремний	5,0			
3. Катализатор риформинга ПР-81D платинопалладиевый	–	1. Внешний вид (форма)	Цилиндрический экструдат	Катализатор блока риформинга
		2. Диаметр, мм	1,5 – 1,7	
		3. Содержание металлов, % мас.		
		Платина	0,3	
		Рений	0,3	
		4. Удельная площадь поверхности, м ² /г	170 – 210	
		5. Насыпная плотность, кг/м ³	650	
6. Общий объем пор, см ³ 100 г	47-55			
4. Инертные керамические шары 16 мм	–	1. Насыпная плотность, кг/л	1,3 – 1,49	Для реактора
		2. Содержание SiO ₂ , % мас.	64	
		3. Содержание Al ₂ O ₃ , % мас.	19 – 26	

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
------	------	----------	-------	------

1	2	3	4	5
		4. Содержание выщелачиваемого железа, % мас.	0,1	
5. Цеолит марки NaX	ТУ 38.10281-88 [28]	1. Насыпная плотность, м ² /г	0,60	Для осушки ВСГ
		2. Размер гранул по среднему диаметру, мм	4,5 ± 0,5 3,5 ± 0,4	
6. Пусковой ВСГ	–	1. Содержание водорода, % об.	Не менее 85	Для сушки и восстановления катализатора
		2. Содержание сероводорода, % об.	Не более 10	
		3. Влажность, ppm	Не более 50	

2.2 Характеристика и применение производимой продукции

Основным назначением установки является получение стабильного катализатора с октановым числом от 93,5 до 98 по исследовательскому методу, который используется для приготовления товарного автомобильного бензина марок: АИ-92, АИ-95, АИ-98, АИ-101 [29]. В таблице 3 приведена характеристика производимой продукции.

Таблица 3 – Характеристика производимой продукции

Наименование	Номер стандарта	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу	Область применения
1	2	3	4	5
1. Стабильный катализат	ГОСТ 32507 [25]	1. Плотность при 20 °С, кг/м ³	Не нормируется	Компонент для приготовления автомобильных бензинов
		2. Фракционный состав, °С		
		Температура начала кипения, °С	Не ниже 90	
		10 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		50 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		90 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		Температура конца кипения, °С	Не выше 210	
		3. Групповой углеводородный состав, % мас.		
		Парафины	Не нормируется	
		Изопарафины	Не нормируется	
		Олефины	Не более 0,5	
		Нафтены	Не нормируется	
		Ароматические соединения	Не нормируется	
		4. Коррозионное свойство	Выдерживает	
		5. Давление насыщенных паров, кПа		
		С 01.04 по 01.10	45-80	
		С 01.10 по 01.04	50-100	
6. Октановое число, не менее				
По моторному методу	84,0			
По исследовательскому методу	93,5			

1	2	3	4	5
2. Фракция нк – 70 °С	–	1. Плотность при 20 °С, кг/м ³	651	Используется как сырье на секции изомеризации
		2. Фракционный состав, °С		
		Температура начала кипения, °С	Не менее 28	
		10 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		50 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		90 % перегоняется при температуре, °С	Не нормируется	
		Температура конца кипения, °С	75	
		3. Групповой углеводородный состав, % мас., не более		
		Этан	Отсутствует	
		Пропан	Отсутствует	
		Сумма бутанов	1,6	
		Изопентан	2,8	
		Н-пентан	Не нормируется	
		Изогексан	22,5	
		Н-гексан	12,5	
		Нафтены	8,5	
		Бензол	1,0	
		Сумма С ₇₊	3,0	
		Олефины	0,1	
		4. Массовая доля загрязняющих примесей, ppm, не более		
Сера	10			
Азот	1,0			
Хлориды	4,0			
Вода	60			
ВСГ	–	1. Плотность при 20 °С, кг/м ³	Не нормируется, определяется по требованию	На установку производства водорода
		2. Компонентный состав, % об.		
		3. Содержание сероводорода, мг/м ³		
		4. Массовая доля HCl (из С ₉), ppm		
Углеводородный газ	–	1. Плотность при 20 °С, кг/м ³	Не нормируется, определяется по требованию	В топливную сеть завода
		2. Компонентный состав, % об.		
		3. Массовая доля сероводорода и меркаптановой серы, % мас.		

Бензин каталитического риформинга представляет собой фракцию с температурой кипения до 215 °С и октановым числом от 92 до 100 по исследовательскому методу. Обычно состав бензина каталитического риформинга может быть примерно следующим по процентному содержанию углеводородов: парафины (от 40 % до 50 %), нафтены (от 20 % до 30 %), арены (от 20 % до 40 %). Эти значения могут меняться в зависимости от технологий установки и условий

производства. После процесса каталитического риформинга бензин подвергают дополнительным процессам для улучшения его свойств и качеств. Некоторые из возможных дополнительных этапов включают: дегазацию и обезвоживание, очистку (удаление примесей, красителей, ароматизаторов и других веществ), добавление присадок [30]. В конечном итоге бензин поступает на заправочные станции, где используется в качестве автобензина.

Углеводородный газ каталитического риформинга в свой состав включает следующие компоненты: водород (H_2), метан (CH_4), этилен (C_2H_4), пропилен (C_3H_6), углекислый газ (CO_2), другие инертные газы (N_2 , Ar). Этот газ может использоваться для различных производственных целей, включая производство водорода, аммиака, метанола и других химических процессов.

Водородсодержащий газ, полученный в результате процесса каталитического риформинга, имеет широкое применение в различных отраслях промышленности. Основными областями применения водородсодержащего газа каталитического риформинга являются: производство бензина и других нефтепродуктов (процесс гидроочистки), производство аммиака, гидрогенизация жидких углеводородов, электролиз воды, энергетика [31].

Помимо перечисленных целевых и побочных продуктов, в процессе риформинга образуется и неприятный побочный продукт – кокс. Кокс образуется на катализаторе и полностью выжигается в регенераторе.

2.3 Описание технологической схемы установки каталитического риформинга

Принципиальная технологическая схема установки каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора и периодической регенерацией катализатора ЛГ-35-11/300-95 представлена на рисунке 10. Целью установки является получение высокооктанового бензина, сухого газа и сжиженных углеводородных газов. В качестве сырья на установке используется прямогонный бензин с ЭЛОУ-АВТ, прошедший гидроочистку. Катализатор – цилиндрический экструдат платинорениевый ПР-81D.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		36

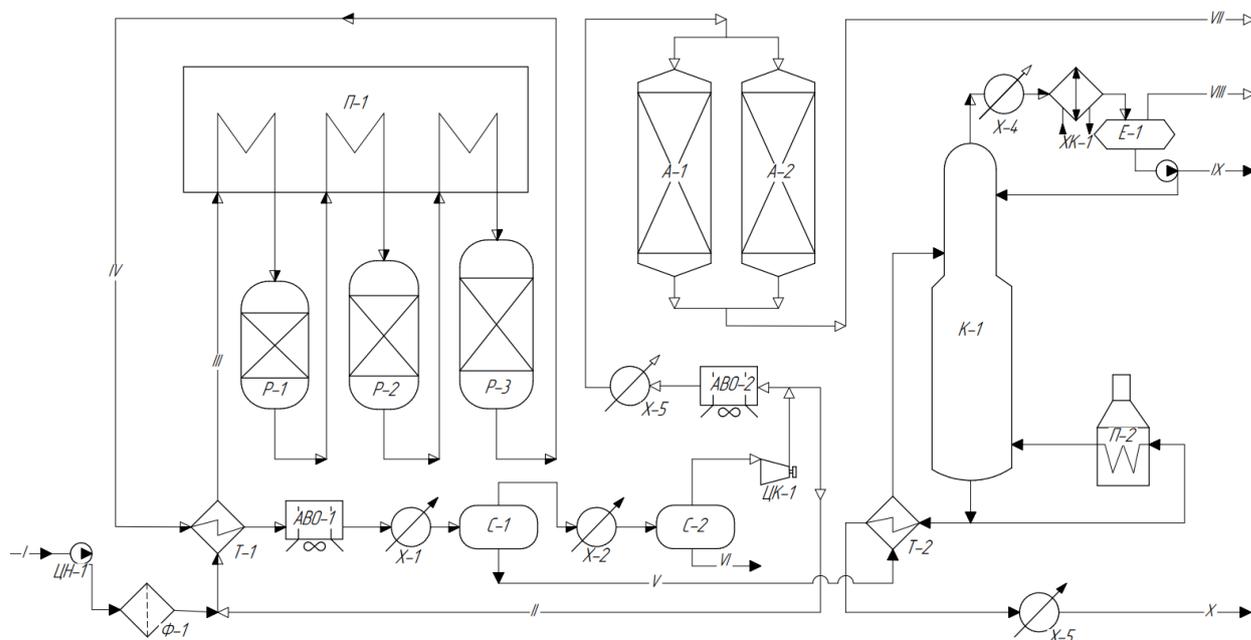


Рисунок 10 – Технологическая схема установки каталитического риформинга со стационарным слоем и периодической регенерацией катализатора ЛГ-35-11/300-95:

Оборудование: *A-1, 2* – адсорбер; *АВО-1, 2* – аппарат воздушного охлаждения; *E-1* – рефлюксная емкость; *K-1* – колонна-стабилизатор; *П-1, 2* – печь; *P-1 – 3* – реактор; *C-1,2* – сепаратор; *T-1, 2* – теплообменник; *X-1 – 5* – холодильник; *ХК-1* – холодильник-конденсатор; *ЦН-1, 2* – центробежный насос; *ЦК-1* – центробежный компрессора; *Φ-1* – фильтр; потоки: *I* – сырье; *II* – ВСГ; *III* – газосырьевая смесь; *IV* – газопродуктовая смесь; *V* – нестабильный катализат; *VI* – конденсат; *VII* – осушенный и очищенный ВСГ; *VIII* – углеводородный газ; *IX* – «стабильная головка»; *X* – стабильный катализат

Стабильная гидроочищенная фракция с температурами выкипания от 110 °С до 180 °С насосом *ЦН-1* подается в фильтр *Φ-1* для очистки от механических примесей.

После очистки в фильтре *Φ-1* фракция от 110 °С до 180 °С подается в сырьевой теплообменник *T-1*. В теплообменник также подается циркуляционный ВСГ с нагнетания центробежного компрессора. Смещение фракции от 110 °С до 180 °С и ВСГ происходит непосредственно в корпусе теплообменника *T-1*,

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.947535.180301.ПЗ

Лист

37

где газосырьевая смесь риформинга нагревается до температуры от 435 °С до 487 °С за счет тепла газопродуктовой смеси, подаваемой из реактора *P-3*.

Из теплообменника *T-1* газосырьевая смесь подается в первую ступень печи *П-1* для нагрева до требуемой температуры реакции: от 490 °С до 525 °С. С температурой от 490 °С до 525 °С и давлением не более 2,65 МПа смесь поступает в реактор *P-1*, где на платинорениевом катализаторе протекают реакции риформинга углеводородов бензиновой фракции с образованием соединений ароматического ряда.

Прошедшая первую ступень контактирования в реакторе *P-1* газосырьевая смесь с температурой от 415 °С до 475 °С направляется во вторую ступень печи *П-1*. Во вторую ступень печи *П-1* газосырьевая смесь нагревается до температуры реакции в пределах от 490 °С до 525 °С и поступает в реактор *P-2*. Прошедшая вторую ступень контактирования в реакторе *P-2* смесь с температурой примерно от 435 °С до 495 °С направляется в 3 ступень печи. В третьей ступени печи *П-1* смесь нагревается до температуры реакции от 490 °С до 520 °С и поступает в реактор *P-3*. Далее смесь из реактора *P-3* с температурой от 465 °С до 520 °С и давлением от 1,85 МПа до 2,19 МПа поступает в теплообменник *T-1*.

В теплообменнике *T-1* газопродуктовая смесь отдает часть тепла газосырьевой смеси риформинга и с температурой от 110 °С до 135 °С направляется в аппарат воздушного охлаждения *АВО-1*. Смесь в аппарате воздушного охлаждения *АВО-1* частично конденсируется и охлаждается до температуры не более 95 °С. Дальнейшее охлаждение газопродуктовой смеси осуществляется в водяном холодильнике *X-1* до температуры не более 40 °С.

Охлаждающая смесь после холодильника *X-1* поступает в сепаратор высокого давления *C-1*, где при давлении от 1,7 МПа до 1,9 МПа происходит разделение смеси на ВСГ и нестабильный катализат.

Затем ВСГ поступает в водяной холодильник *X-2*. Охлажденный поток ВСГ поступает в сепаратор *C-2*, где из ВСГ отделяется конденсат, который в

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		38

дальнейшем дренируется в факельную систему. Из сепаратора *C-2* ВСГ подается на прием центробежного насоса *ЦК-1* и далее в сырьевой теплообменник *T-1* на смешение с сырьем под давлением от 2,4 МПа до 3,2 МПа.

Из сепаратора *C-2* компрессором подается ВСГ на осушку и доочистку в колонны адсорберы *A-1* и *A-2*. Далее осушенный и очищенный ВСГ поступает:

- на установку производства водорода;
- в топливную сеть завода.

Отделенный в сепараторе *C-1* от ВСГ нестабильный катализат с температурой не более 40 °С проходит через межтрубное пространство теплообменника *T-2*, где нагревается стабильным катализатом до температуры от 115 °С до 164 °С и поступает на тарелку стабилизационной колонны *K-1*.

Углеводородные пары верха стабилизационной колонны *K-1*, полученные в результате стабилизации катализата, с температурой не более 80 °С и давлением от 0,8 МПа до 0,9 МПа подаются последовательно на конденсацию и охлаждение в холодильник воздушного охлаждения *X-4* и в водяной холодильник-конденсатор *XK-1*. После этого углеводородные пары с температурой не более 45 °С поступают в рефлюксную емкость *E-1*. В емкости *E-1* углеводородный газ отделяется от жидкости – «стабильной головки». «Стабильная головка» из рефлюксной емкости подается на прием насосов и возвращается в колонну *K-1* в качестве острого орошения.

Стабильный катализат с куба колонны *K-3* после охлаждения в теплообменнике *T-2* и холодильнике *X-5* и направляется в парк готовой продукции. Температура в кубе колонны *K-1* составляет от 150 °С до 215 °С, давление от 0,85 МПа до 0,95 МПа. Необходимое количество тепла для процесса стабилизации катализата подводится в колонну *K-1* – циркуляцией «горячей струей» стабильного катализата.

Регенерация катализатора производится при значительном снижении его активности, которое невозможно компенсировать изменением параметров ведения процесса.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		39

Регенерация производится для выжигания углерода, азота, серы, которые скапливаются на катализаторе во время проведения процесса. Процесс регенерации достигается за счет циркуляции азотно-кислородной смеси в трех реакторах при температуре не более 510 °С и давлении не более 1,2 МПа. Образующиеся в процессе регенерации газы: SO₂, SO₃, CO₂ нейтрализуют щелочью.

2.4 Технологический расчет реакторного блока установки каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора

2.4.1 Исходные данные

Исходные данные для расчета реакторного блока:

- рассчитать реакторный блок установки каталитического риформинга бензина, состав которого представлен в таблице 4, над стационарным слоем платинорениевого катализатора;
- производительность реакторного блока по сырью 450 000 т/г;
- температура реакции (на входе в реактор) 535 °С (808 К);
- давление в начале процесса (на входе в первый реактор) $3,42 \cdot 10^6$ Па;
- кратность циркуляции ВСГ $n_2 = 1600 \text{ м}^3/\text{м}^3$;
- содержание водорода в ВСГ достигает от 78 % об. до 82 % об. Примерный состав ВСГ приведен в таблице 5;
- объемная скорость подачи сырья $v = 1,6 \text{ ч}^{-1}$;
- число рабочих дней в году 330.

Таблица 4 – Показатели качества сырья каталитического риформинга

Относительная плотность ρ_4^{20}	Фракционный состав, К					Углеводородный состав, % масс.		
	н.к.	10 %	50 %	90 %	к.к.	ароматические соединения	нафтены	парафины
0,746	345	383	414	448	470	15	29	56

Таблица 5 – Состав водородсодержащего газа

Компонент	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
Содержание, % об.	85	6	4	3	1	1

Характеристики катализатора:

- носитель Al₂O₃;
- содержание платины – 0,3 %;

- содержание рения – 0,3 %;
- форма частиц – цилиндры ($d_{\text{ч}} = 1,5 \div 1,7$ мм, $h_{\text{ч}} = 4 \div 5$ мм);
- насыпная плотность слоя $\rho_{\text{нас}} = 750$ кг/м³;
- плотность материала частиц $\rho_{\text{ч}} = 1100$ кг/м³.

Выход продуктов реакции, % масс.:

- стабильный катализат – 88,3;
- углеводородный газ – 2,2;
- водородсодержащий газ – 9,5.

Характеристика стабильного катализата представлена в таблице 6.

Таблица 6 – Показатели качества продукции каталитического риформинга

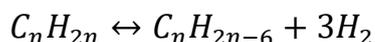
Относительная плотность ρ_4^{20}	Фракционный состав, К					Углеводородный состав, % масс.		
	н.к.	10 %	50 %	90 %	к.к.	ароматические соединения	нафтены	парафины
0,782	231	331	411	454	491	63	2	35

2.4.2 Расчет реакторного блока

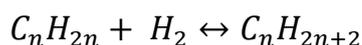
В качестве расчета будем использовать методику [32].

Над катализатором при риформинге протекают следующие реакции:

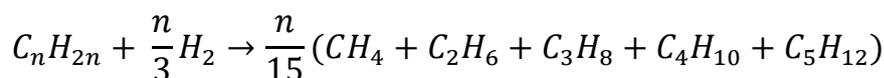
- превращение нафтеновых углеводородов в ароматические:



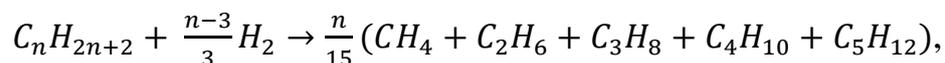
- превращение нафтеновых углеводородов в парафиновые:



- гидрокрекинг нафтеновых углеводородов:



- гидрокрекинг парафиновых углеводородов:



где n – углеродное число (число углеродных атомов в молекуле углеводорода).

Для указанных реакций можно записать четыре дифференциальных уравнения, описывающих уменьшение количества углеводородов в результате химических превращений:

$$-\frac{dN_H}{dv_R} = k_1 p_H - \frac{k_1}{k_{p1}} \cdot p_A p_{H_2}^3 \quad (1)$$

$$-\frac{dN_H}{dv_R} = k_2 p_H p_{H_2} - \frac{k_1}{k_{p2}} \cdot p_A \quad (2)$$

$$-\frac{dN_H}{dv_R} = k_3 \frac{p_H}{\pi} \quad (3)$$

$$-\frac{dN_{II}}{dv_R} = k_4 \frac{p_{II}}{\pi} \quad (4)$$

где N_H и N_{II} – доля нефтяных и парафиновых углеводородов в питании, подвергнутых химическому превращению, кмоль/кмоль;

v_R – величина, обратная скорости подачи сырья, кг катализатора/(кмоль/ч) сырья;

k_1 – константа скорости реакции, определяемая из графика методического пособия [32] кмоль/(ч·Па·кг катализатора);

$p_H, p_A, p_{II}, p_{H_2}$ – парциальные давления нефтяных, ароматических, парафиновых углеводородов и водорода, Па;

k_{p1} – константа химического равновесия, Па³;

k_2 – константа скорости реакции, определяемая из графика методического пособия [32], кмоль/(ч·Па·кг катализатора).

Константы химического равновесия рассчитываются по уравнениям:

$$k_{p1} = 9,81^3 \cdot 10^{12} \cdot e^{46,15 - \frac{25600}{T}} \quad (5)$$

$$k_{p2} = 9,81^{-1} \cdot 10^{-3} \cdot e^{\frac{4450}{T} - 7,12}, \quad (6)$$

где T – температура в реакторе, К.

Уравнения (1) – (4) не учитывают состояния катализатора. Однако ввиду отсутствия в литературных источниках сведений о зависимости степени химических превращений при каталитическом риформинге от состояния катализатора, из-за малого (всего 0,3 %) содержания платины в катализаторе и возможности компенсации снижения активности катализатора некоторым повышением температуры процесса, указанные уравнения обеспечивают достаточную точность при проектировании.

В уравнениях (1) – (4) уменьшение количества углеводов в питании в результате химических превращений выражено в мольных долях, а состав питания задан в массовых долях. Для пересчета состава воспользуемся формулой:

$$M_c \cdot y_i = M_i \cdot y'_i, \quad (7)$$

где M_c – средняя молекулярная масса сырья;

M_i – средняя молекулярная масса i -го компонента сырья;

y_i – содержание i -го компонента в питании в массовых долях;

y'_i – то же в мольных долях.

Средняя молекулярная масса сырья:

$$M_c = 0,4 \cdot T_{50} - 45, \quad (8)$$

где T_{50} – температура выкипания 50 % бензина (таблица 4), К.

$$M_c = 0,4 \cdot 411 - 45 = 119,4 \text{ кмоль/кг.}$$

Средние молекулярные массы ароматических, парафиновых и нафтеновых углеводов питания можно рассчитать, исходя из условия, что число атомов n углерода в них будет одно и то же. Формулы для расчета молекулярных масс углеводов питания представлены в таблице 7.

Для того, чтобы определить углеродное число n , используется формула:

$$M_c = \frac{1}{\frac{y_A}{M_A} + \frac{y_H}{M_H} + \frac{y_{II}}{M_{II}}} \quad (9)$$

где y_A, y_H, y_{II} – содержание ароматических, нафтеновых, парафиновых углеводов в питании (таблица 4), мас. доли;

M_A, M_H, M_{II} – средние молекулярные массы углеводов (таблица 7).

Таблица 7 – Расчетные формулы молекулярных масс углеводов

Углеводород (компонент)	Формула углеводорода	Формула для расчета молекулярной массы по углеродному числу
Ароматические	C_nH_{2n-6}	$M_A = 12n + 1 \cdot (2n - 6) = 14n - 6$
Нафтеновые	C_nH_{2n}	$M_H = 12n + 1 \cdot 2n = 14n$
Парафиновые	C_nH_{2n+2}	$M_{II} = 12n + 1 \cdot (2n + 2) = 14n + 2$

Формула для подсчета величины M_c :

$$M_c = \frac{1}{\frac{y_A}{14 \cdot n - 6} + \frac{y_H}{14 \cdot n} + \frac{y_{II}}{14 \cdot n + 2}} \quad (10)$$

После преобразований получается кубическое уравнение:

$$n^3 - \frac{(M_c + 4) \cdot n^2}{14} - \frac{1}{98} \cdot [6 + (y_F - 2 \cdot y_H - 3 \cdot y_{II}) \cdot M_c] \cdot n + \frac{3}{686} \cdot y_H \cdot M_c = 0 \quad (11)$$

Подставив в уравнение известные значения M_c , y_A , y_H и y_{II} , получим:

$$n^3 - 122,54 \cdot n^2 - 252,708 \cdot n + 14,889 = 0 \quad (12)$$

Получается $n = 8,5165$.

Если состав сырья задан в мольных долях, то для расчета углеродного числа можно воспользоваться формулой:

$$n = \frac{1}{14} \cdot (M_c - 2 \cdot y'_{II} + 6 \cdot y'_A), \quad (13)$$

где y'_{II} и y'_A – содержание парафиновых и ароматических углеводородов в сырье, мол. доли.

Числовые значения молекулярных масс углеводородов (таблица 7):

$$M_A = 14 \cdot 9,432 - 6 = 113,231$$

$$M_H = 14 \cdot 9,432 = 119,231$$

$$M_{II} = 14 \cdot 9,432 + 2 = 121,231$$

Перерасчет состава сырья представлен в таблице 8.

Таблица 8 – Пересчет массового состава сырья в мольный

Компоненты	Молекулярная масса, M_i	Содержание в сырье	
		y_i , масс. доли	$y'_i = y_i \cdot \frac{M_c}{M_i}$, мол. доли
C_nH_{2n-6}	113,231	0,15	0,1581
C_nH_{2n}	119,231	0,29	0,2904
C_nH_{2n+2}	121,231	0,56	0,5515
Сумма	–	1,00	1,0000

Парциальные давления компонентов в сырье ввиду не очень высокого давления и значительного разбавления водородом рассчитаются по формуле:

$$p_i = \pi \cdot y'_i, \quad (14)$$

где π – общее давление в аппарате, Па;

y'_i – содержание i -го компонента в смеси газов, мольн. доли.

Количество сырья (в кмоль/ч) равно:

$$n_{c1} = \frac{G_c}{M_c}, \quad (15)$$

где G_c – количество сырья, кг/ч.

Рассчитывается величина G_c :

$$G_c = \frac{450000 \cdot 1000}{330 \cdot 24} = 56818,18 \text{ кг/ч,}$$

где 330 – число рабочих дней в году.

Подставив числовое значение величины G_c в предыдущую формулу, получим:

$$n_{c1} = \frac{56818,18}{119,4} = 475,86 \text{ кмоль/ч}$$

Расчет по количеству и составу сырья приведен в таблице 9.

Таблица 9 – Количество и состав сырья

Компонент	Мольная доля	Количество $n_{cli} = n_c \cdot y'_{cli}$, кмоль/ч
C_nH_{2n-6}	0,1581	75,23
C_nH_{2n}	0,2904	138,19
C_nH_{2n+2}	0,5515	262,44
Сумма	1,0000	475,86

Количество водородсодержащего газа:

$$G_r = \frac{G_c}{\rho_c} \cdot n_r, \quad (16)$$

где n_r – кратность циркуляции газа, m^3/m^3 ;

ρ_c – плотность сырья в жидком виде (при н.у.), $кг/m^3$.

Плотность сырья:

$$\rho_c = p_4^{20} \cdot 1000 \quad (17)$$

$$\rho_c = 0,746 \cdot 1000 = 746 \text{ кг/м}^3$$

Подставив в формулу (16) числовые значения величин, найдем:

$$G_r = \frac{56818,18}{746} \cdot 1600 = 121862,05 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество циркулирующего газа равно:

$$n'_r = \frac{G_r}{22,4} = \frac{121862,05}{22,4} = 5440,27 \text{ кмоль/ч} \quad (18)$$

Данные по определению состава циркулирующего газа приведены в таблице 10.

Таблица 10 – Состав циркулирующего газа

Компонент	Молекулярная масса M_i	Содержание y'_{ri} , мол. доли	$M_i \cdot y'_{ri}$	Количество $n_{ri} = n'_r \cdot y'_{ri}$, кмоль/ч
H ₂	2	0,85	1,7	4624,23
CH ₄	16	0,06	0,96	326,42
C ₂ H ₆	30	0,04	1,2	217,61
C ₃ H ₈	44	0,03	1,32	163,21
C ₄ H ₁₀	58	0,01	0,58	54,40
C ₅ H ₁₂	72	0,01	0,72	54,40
Сумма	–	1,00	$M_r = 6,48 \approx 6,5$	5440,27

Общее количество парафиновых углеводородов в циркулирующем газе:

$$5440,27 - 4624,23 = 816,04 \text{ кмоль/ч.}$$

Данные расчета по определению состава смеси сырья и ВСГ и парциальные давления ее компонентов приведены в таблице 11.

Количество катализатора, необходимое для проведения реакции:

$$v_k = \frac{G_c}{p_c \cdot v_0} \quad (19)$$

$$v_k = \frac{56818,18}{746 \cdot 1,6} = 47,60 \text{ м}^3$$

Насыпная масса катализатора равна $\rho_c = 650 - 750 \text{ кг/м}^3$. Приняв насыпную массу катализатора $\rho_c = 750 \text{ кг/м}^3$, найдем количество катализатора:

$$G_k = v_k \cdot \rho_k; \quad (20)$$

$$G_k = 47,60 \cdot 750 = 35700 \text{ кг.}$$

Таблица 11 – Парциальные давления компонентов и циркулирующего ВСГ

Компоненты	Количество n_{zi} , кмоль/ч	Содержание $y'_{zi} = \frac{n_{zi}}{\sum n_{zi}}$, мол. доли	Парциальное давление $p_c = p_1 \cdot y'_{zi} = 3,42 \cdot 10^6 \cdot y'_{zi}$, Па
C _n H _{2n-6}	75,23	0,0127	43434,00
C _n H _{2n}	136,19	0,0230	78660,00
C _n H _{2n+2}	262,44	0,0444	151848,00
H ₂	4624,23	0,7819	2674098,00
C _n H _{2n+2*}	816,04	0,1380	471960,00
Сумма	5914,13	1,0000	3420000,00

*Здесь и далее звездочкой обозначены парафиновые углеводороды циркулирующего водородсодержащего газа.

Примем число реакторов $n_p = 3$. Катализатор между реакторами распределяют в отношении 1:2:4. Общее количество катализатора первоначально распределим между тремя реакторами в указанном отношении (таблица 12). Последующим расчетом уточним распределение катализатора между реакторами.

Таблица 12 – Предварительное распределение катализатора по реакторам

Номер реактора	Количество катализатора	
	$v_{ki}, \text{ м}^3$	$G_{ki}, \text{ кг}$
1	6,8	5100,00
2	13,6	10200,00
3	27,2	20400,00
Сумма	47,60	35700,00

2.4.2.1 Расчет первого реактора

2.4.2.1.1 Материальный баланс первого реактора

Определим константу скорости реакции ароматизации, зная температуру подачи сырья в первый реактор $T_{\text{вх.1}} = 808 \text{ К}$, при:

$$\frac{1000}{T_{\text{вх1}}} = \frac{1000}{808} = 1,238$$

Получим $k_1 = 344,5 \cdot 10^{-9}$ кмоль/(ч·Па·кг катализатора).

Определяем константу химического равновесия реакции ароматизации при температуре $T_{\text{вх.1}} = 808 \text{ К}$ по уравнению (5) найдем:

$$k_{p1} = 9,81^3 \cdot 10^{12} \cdot e^{46,15 - \frac{25600}{808}} = 18,11 \cdot 10^{20} \text{ Па}$$

Определяем уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции ароматизации. Подставив числовые значения величин в уравнение (1), определим относительное уменьшение количества нафтеновых углеводородов в реакторе в результате первой реакции, кмоль/ч·кг катализатора:

$$-\frac{dN_H}{dv_R} = 344,5 \cdot 10^{-9} \cdot 78660 - \frac{344,5 \cdot 10^{-9}}{18,11 \cdot 10^{20}} \cdot 43434 \cdot (2674098)^3 = 0,027$$

После разделения переменных и интегрирования имеем:

$$-N_{H11} = 0,027 \cdot v_{R1} \quad (21)$$

Знак «минус» в левой части полученного уравнения указывает на уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции их ароматизации, знак плюс в правой части – на преобладание прямой реакции. Если бы

в правой части уравнения был получен знак минус, то преобладала бы обратная реакция.

Величина v_{R1} для первого реактора:

$$v_{R1} = \frac{G_{k1}}{n_{c1}} = \frac{5100}{475,86} = 10,71 \text{ катализатора/}(\text{кмоль/ч}) \text{ сырья,} \quad (22)$$

где $n_{c1} = n_c$ – количество сырья, подаваемого в первый реактор, кмоль/ч.

Доля нафтеновых углеводородов, подвергнутых ароматизации:

$$-N_{H11} = 0,027 \cdot 10,71 = 0,289$$

Количество нафтеновых углеводородов, которое осталось после реакции ароматизации:

$$n_{H11} = (y'_{CH1} - N_{H11}) \cdot n_{c1}, \quad (23)$$

где y'_{CH1} – мольная доля нафтеновых углеводородов в сырье (таблица 9).

$$n_{H11} = (0,2904 - 0,289) \cdot 475,86 = 0,67 \text{ кмоль/ч}$$

Количество нафтеновых углеводородов, которое превратилось в ароматические углеводороды:

$$n_{Ha1} = n_{CH1} - n_{H11}, \quad (24)$$

где n_{CH1} – количество нафтеновых углеводородов в сырье (таблица 9).

$$n_{H11} = 136,19 - 0,67 = 135,52 \text{ кмоль/ч.}$$

Определяем константу скорости реакции превращения нафтеновых углеводородов в парафиновые при температуре сырья $T_{Bx.1} = 808 \text{ К}$ и при:

$$\frac{1000}{T_{Bx1}} = \frac{1000}{808} = 1,238$$

$$k_2 = 2,498 \cdot 10^{-15} \text{ кмоль/}(\text{ч} \cdot \text{Па} \cdot \text{кг катализатора})$$

Определяем константу химического равновесия реакции превращения нафтеновых углеводородов в парафиновые при температуре $T_{Bx.1} = 808 \text{ К}$ по уравнению (5):

$$k_{p2} = 9,81^{-1} \cdot 10^{-3} \cdot e^{\frac{4450}{808} - 7,12} = 0,00203 \cdot 10^{-3} \text{ Па}$$

Величина $k_{p2} < 1$ указывает на преобладание обратной реакции – превращение парафиновых углеводородов в нафтеновые.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		48

Определяем увеличение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции превращения парафиновых углеводородов в нафтеновые. Подставив числовые значения величин в уравнение (2), вычислим относительное увеличение количества нафтеновых углеводородов в реакторе в результате второй реакции, кмоль/(ч·кг катализатора):

$$\frac{dN_{H12}}{dv_{R1}} = 2,498 \cdot 10^{-15} \cdot 78660 \cdot 2674098 - \frac{2,498 \cdot 10^{-15}}{0,00203 \cdot 10^{-3}} \cdot 43434 = 0,000472$$

Разделяя переменные и интегрируя, получим долю парафиновых углеводородов, подвергнутых превращению в результате второй реакции:

$$N_{H11} = 0,000472 \cdot v_{R1} \quad (25)$$

$$N_{H12} = 0,000472 \cdot 10,71 = 0,0051$$

Количество нафтеновых углеводородов после проведения первой и второй реакций:

$$n_{H12} = (y'_{CH1} - N_{H13} + N_{H12}) \cdot n_{C1} \quad (26)$$

$$n_{H12} = (0,2904 - 0,289 + 0,0051) \cdot 475,86 = 3,09 \text{ кмоль/ч}$$

Количество парафиновых углеводородов, превращенных в нафтеновые:

$$n_{H11} = n_{H12} - n_{H11} \quad (27)$$

$$n_{H11} = 3,09 - 0,67 = 2,42 \text{ кмоль/ч}$$

Определяем константы скорости реакции гидрокрекинга нафтеновых углеводородов. При $T_{вх.1} = 808 \text{ К}$ и при:

$$\frac{1000}{T_{вх1}} = 1,238$$

$$k_3 = 0,15 \text{ кмоль/(ч·кг катализатора)}$$

Определяется уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции гидрокрекинга. Подставив числовые значения величин в уравнение (3), определим относительное уменьшение количества нафтеновых углеводородов в реакторе в результате третьей реакции:

$$-\frac{dN_{H13}}{dv_{R1}} = 0,15 \cdot \frac{78660}{3,42 \cdot 10^6} = 0,00345 \text{ кмоль/(ч · кг катализатора)}$$

Разделяя переменные и интегрируя, получим долю нафтеновых углеводородов, оставшихся после проведения первых трех реакций:

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		49

$$-N_{H13} = 0,00345 \cdot v_{R1} \quad (28)$$

$$-N_{H13} = 0,00345 \cdot 10,71 = 0,0369$$

Количество нафтеновых углеводородов, которое осталось после проведения первых трех реакций:

$$n_{H13} = (y'_{CH1} - N_{H13} + N_{H12} - N_{H13}) \cdot n_{C1} \quad (29)$$

$$n_{H13} = (0,2904 - 0,289 + 0,0051 - 0,0369) \cdot 475,86 = -14,47 \text{ кмоль/ч}$$

Если величина $n_{H13} \leq 0$, то необходимо уменьшить объемную скорость подачи сырья v_0 .

Количество нафтеновых углеводородов, подвергнутые гидрокрекингу:

$$n_{НГ1} = n_{H12} - n_{H13} \quad (30)$$

$$n_{H13} = 3,09 - 14,47 = -11,38 \text{ кмоль/ч}$$

Определяем уменьшение количества парафиновых углеводородов в результате реакции гидрокрекинга. По уравнению (4) вычислим относительное уменьшение количества парафиновых углеводородов в реакторе в результате четвертой реакции:

$$-\frac{dN_{n1}}{dv_{R1}} = 0,15 \cdot \frac{151848}{3,42 \cdot 10^6} = 0,00666 \text{ кмоль/(ч·кг катализатора)}$$

При этом следует иметь в виду, что константы скоростей реакций гидрокрекинга нафтеновых и парафиновых углеводородов равны $k_3 = k_4 = 0,15 \text{ кмоль/(ч·кг катализатора)}$.

Доля парафиновых углеводородов, подвергнутых гидрокрекингу:

$$-N_{П1} = 0,00666 \cdot 10,71 = 0,0713$$

Количество парафиновых углеводородов питания, которое осталось после реакции гидрокрекинга:

$$n_{П14} = (y'_{СП1} - N_{П1}) \cdot n_{C1} \quad (31)$$

$$n_{П14} = (0,5515 - 0,0713) \cdot 475,86 = 228,51 \text{ кмоль/ч,}$$

где $y'_{СП1}$ – мольная доля парафинов в сырье реактора (таблица 9).

Количество парафиновых углеводородов, которое подверглось гидрокрекингу и превратилось в газ:

$$n_{ПГ1} = n_{П1} - n_{П14} \quad (32)$$

$$n_{ПГ1} = 262,44 - 228,51 = 33,93 \text{ кмоль/ч}$$

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		50

На основе рассчитанного количества прореагировавшего сырья и уравнений в таблице 13 сделан расчет материального баланса реакций.

Таблица 13 – Материальный баланс реакций первого реактора

Количество компонентов, вступивших в реакцию, кмоль/ч	Количество продуктов реакции, кмоль/ч
$135,52 \cdot C_nH_{2n}$	$135,52 \cdot C_nH_{2n-6} + 135,52 \cdot 3 \cdot H_2$
$2,42 \cdot C_nH_{2n+2}$	$2,42 \cdot C_nH_{2n} + 2,43 \cdot H_2$
$11,38 \cdot C_nH_{2n} + 11,38 \cdot \frac{n}{3} \cdot H_2$	$- 11,38 \cdot \frac{n}{15} (C_2H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$
$33,93 \cdot C_nH_{2n+2} + 33,93 \cdot \frac{n-3}{3} \cdot H_2$	$33,93 \cdot \frac{n}{15} (C_2H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$

Из таблицы 13 следует, что в результате гидрокрекинга получается углеводородный газ, который обогатит циркулирующий газ. Количество углеводородного газа, образовавшегося в реакторе, при $n = 8,5165$ равно:

$$(11,38 + 33,93) \cdot \frac{8,5165}{15} \cdot (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) = 25,73 \cdot (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}).$$

Состав газа, покидающего реактор (таблица 14), рассчитывается на основе данных таблиц 7, 9, 10 и 13. Этот расчет необходим для составления материального баланса реактора. Материальный баланс реактора составляется для определения выхода продуктов риформинга.

Таблица 14 – Состав газа, покидающего первый реактор

Компонент	Приход, кмоль/ч	Расход, кмоль/ч
C_nH_{2n-6}	75,23	$75,23 + 135,52 = 210,75$
C_nH_{2n}	138,19	$138,19 - 135,52 + 2,42 + 11,38 = 16,47$
C_nH_{2n+2}	262,44	$262,44 - 2,42 - 33,93 = 226,09$
Сумма	475,86	453,31
Циркулирующий газ		
H_2	4624,23	$4624,23 + 135,52 \cdot 3 + 2,42 + 11,38 \cdot \frac{8,5165}{3} - 33,93 \cdot \frac{8,5165-3}{3} = 5003,12$
CH_4	326,42	$326,42 + 25,73 = 352,15$
C_2H_6	217,61	$217,61 + 25,73 = 241,34$
C_3H_8	163,21	$163,21 + 25,73 = 188,94$
C_4H_{10}	54,40	$54,4 + 25,73 = 80,13$
C_5H_{12}	54,40	$54,4 + 25,73 = 80,13$
Сумма	5440,27	5945,81
Всего	5916,13	6399,12

Расчет средней молекулярной массы водородсодержащего газа на выходе из реактора представлен в таблице 15. Средние молекулярные массы парафиновых, нафтеновых и ароматических углеводородов, покидающих реактор, не будут равны соответствующим значениям величин на входе в реактор. Рассчитываются новые значения средних молекулярных масс указанных углеводородов.

Количество циркулирующего газа на выходе из реактора:

$$5945,81 \cdot 6,98 = 41501,75 \text{ кг/ч}$$

Таблица 15 – Расчет средней молекулярной массы ВСГ

Компоненты	Молекулярная масса, M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_{rli} = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. доли	$M_i \cdot y'_{rli}$
H ₂	2	5003,12	0,8414	1,68
CH ₄	16	352,15	0,0592	0,93
C ₂ H ₆	30	241,34	0,0406	1,22
C ₃ H ₈	44	188,94	0,0318	1,40
C ₄ H ₁₀	58	80,13	0,0135	0,78
C ₅ H ₁₂	72	80,13	0,0135	0,97
Сумма	–	5945,81	1,0000	6,98

В таблице 16 представлен материальный баланс первого реактора.

Таблица 16 – Материальный баланс первого реактора

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол. доли	Средняя молекулярная масса M_i	Количество $G_i = n_i \cdot M_i$, кг/ч
Приход				
C _n H _{2n-6}	75,23	0,0127	113,231	8518,37
C _n H _{2n}	138,19	0,0234	119,231	16476,53
C _n H _{2n+2}	262,44	0,0444	121,231	31815,86
H ₂	4624,23	0,7816	6,48	35252,93
C _n H _{2n+2*}	816,04	0,1379		
Сумма	5916,13	1,0000	–	92063,69
Расход				
C _n H _{2n-6}	210,75	0,0329	107,33	22619,80
C _n H _{2n}	16,47	0,0026	113,33	1866,55
C _n H _{2n+2}	226,09	0,0353	115,33	26074,96
H ₂	5003,12	0,7818	6,98	41501,75
C _n H _{2n+2*}	942,69	0,1474		
Сумма	6399,12	1,0000	–	92063,69

Из материального баланса реактора следует, что количество углеводородов, покидающих реактор, равно разности между количеством всего газового потока и количеством обогащенного водородсодержащего газа:

$$92063,69 - 41501,75 = 50561,94 \text{ кг/ч}$$

Уравнение материального баланса для углеводородов, покидающих первый реактор:

$$50561,94 = 210,75 \cdot C_n H_{2n-6} + 16,47 \cdot C_n H_{2n} + 226,09 \cdot C_n H_{2n+2}$$

С учетом данных таблицы 16 это уравнение принимает вид:

$$50561,94 = 210,75 \cdot (14 \cdot n - 6) + 16,47 \cdot 14 \cdot n + 226,09 \cdot (14 \cdot n + 2)$$

После выполненных вычислений найдем, что углеродное число равно $n = 8,0951$.

Числовые значения молекулярных масс углеводородов, покидающих первый реактор (таблица 16):

$$M_A = 14 \cdot n - 6 = 14 \cdot 8,0951 - 6 = 107,33$$

$$M_H = 14 \cdot n = 14 \cdot 8,0951 = 113,33$$

$$M_{II} = 14 \cdot n + 2 = 14 \cdot 8,0951 + 2 = 115,33$$

2.4.2.1.2 Тепловой баланс первого реактора

Основные реакции риформинга протекают с поглощением тепла. Перепад температуры в реакторах зависит от группового углеводородного состава сырья и температуры реакции. В первом реакторе перепад температуры может достигать от 20 К до 80 К, во втором от 5 К до 40 К и в третьем от 5 К до 25 К.

Уравнение теплового баланса реактора в общем виде:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4 \quad (33)$$

Левая часть уравнения учитывает приход тепла с сырьем и циркулирующим газом (в кВт). Правая часть уравнения учитывает расход тепла (в кВт),

где Q_2 – на реакции риформинга;

Q_3 – с продуктами реакции и циркулирующим газом;

Q_4 – потери в окружающую среду.

Рассчитаем энтальпию газового потока на входе в аппарат. Предварительный расчет показывает, что ввиду не очень высокого давления и значительного разбавления водородом поправка на давление величины энтальпии не требуется. Состав потока в мольных долях пересчитаем в массовые доли. Энтальпию при температуре $T_{вх.1} = 808 \text{ К}$ для водорода, метана, этана, пропана, октана и

пентана найдем в [33]. Для удобства определения энтальпии компонентов ВСГ при температурах от 700 К до 850 К представим зависимость теплосодержаний углеводородов от температуры в следующем виде:

$$H = (a \cdot T + b) \cdot t, \quad (34)$$

где H – теплосодержание компонента, кДж/кг;

a, b – коэффициенты, рассчитанные на основе справочных данных, представленные в источнике [33], (таблица 17);

T – температура, при которой определяем теплосодержание, К;

t – температура, при которой определяем теплосодержание, °С.

Таблица 17 – Коэффициенты уравнения (34)

Коэффициент	Водород	Метан	Этан	Пропан	Бутан	Пентан
a	0,00038	0,00150	0,00174	0,00181	0,00177	0,00176
b	12,86388	2,24761	1,84776	1,78125	1,80493	1,80117

Для ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов сырья в парообразном состоянии числовые значения энтальпии определяются по таблицам [34] или по формуле (в кДж/кг):

$$q_T^n = 209,2 - 130,25 \cdot \rho_{15}^{15} + (0,543 - 0,134 \cdot \rho_{15}^{15}) \cdot T + (0,00234 - 0,00059 \cdot \rho_{15}^{15}) \cdot T^2 \quad (35)$$

При этом возникает необходимость расчета относительной плотности углеводородов ρ_{15}^{15} по известной величине их молекулярной массы.

Для этого воспользуемся формулой Крэга:

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1,03 \cdot M}{44,29 + M} \quad (36)$$

Найденные значения относительной плотности углеводородов представлены в таблице 18.

Таблица 18 – Относительные плотности углеводородов в первом реакторе

Углеводороды	Относительная плотность ρ_{15}^{15}	
	на входе в реактор	на выходе из реактора
Ароматические	0,740	0,729
Нафтеновые	0,751	0,741
Парафиновые	0,754	0,744

Расчет энтальпии питающей смеси по формулам (34) и (35) приведен в таблице 19.

Таблица 19 – Энтальпия питающей смеси первого реактора

Компонент	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол. доли	$M_i \cdot y'_i$	Содержание $y_i = \frac{M_i \cdot y'_i}{M_{см}}$, масс. доли	Энтальпия, кДж/кг	
						q_{Ti}^r	$q_{Ti}^r \cdot y_i$
H ₂	2,16	4624,23	0,7816	1,6883	0,1071	8524,84	913,01
CH ₄	16,33	326,42	0,0552	0,9014	0,0572	1850,89	105,87
C ₂ H ₆	30,50	217,61	0,0368	1,1224	0,0712	1740,72	123,94
C ₃ H ₈	44,67	163,21	0,0275	1,2284	0,0779	1735,40	135,19
C ₄ H ₁₀	58,84	54,40	0,0092	0,5413	0,0344	1730,77	59,54
C ₅ H ₁₂	73,01	54,40	0,0092	0,6717	0,0426	1724,44	73,46
C _n H _{2n-6}	113,23	75,23	0,0128	1,4493	0,0919	1714,10	157,53
C _n H _{2n}	119,23	138,19	0,0234	2,7900	0,1770	1707,24	302,18
C _n H _{2n+2}	121,23	262,44	0,0443	5,3705	0,3407	1705,37	581,02
Сумма	–	5916,13	1,0000	15,7633	1,0000	–	2451,74

Тепловой эффект реакций, пользуясь законом Гесса, рассчитать нельзя из-за незнания детального химического состава сырья и продуктов реакции. Поэтому воспользуемся следующей формулой:

$$q_p = -335 \cdot x, \quad (37)$$

где x – выход водорода в расчете на исходное сырье, % масс.

Из материального баланса реактора (таблица 16) следует, что в результате риформинга получен водород в количестве:

$$G_{H_2} = 5003,12 - 4624,23 = 378,89 \text{ кмоль/ч}$$

или

$$G_{H_2} = 356,52 \cdot M_{H_2} \quad (38)$$

$$G_{H_2} = 378,89 \cdot 2 = 757,78 \text{ кмоль/ч}$$

Тогда

$$x = \frac{G_{H_2}}{G_c} \cdot 100\% \quad (39)$$

$$x = \frac{757,78}{56818,18} \cdot 100\% = 1,33\% \text{ масс.},$$

а тепловой эффект реакции по формуле (37):

$$q_p = -335 \cdot 1,33 = -379,56 \text{ кДж/кг}$$

Величина теплового эффекта процесса риформинга зависит от концентрации нафтеновых углеводородов в сырье. Для парафинистого бензина значение теплового эффекта лежит в пределах от 200 кДж/кг до 300 кДж/кг исходного

сырья, для нафтенового от 400 кДж/кг до 600 кДж/кг исходного сырья [12]. Это относится к риформингу широких бензиновых фракций с целью получения высокооктанового бензина. При переработке узких фракций с целью получения индивидуальных ароматических углеводородов значения теплоты реакций могут быть еще больше, особенно при большой концентрации в сырье нафтенов.

Величину потерь тепла в окружающую среду примем равной:

$$Q_4 = 0,01 \cdot Q_1 \quad (40)$$

Величина Q_3 равна:

$$Q_3 = 92063,69 \cdot q_{T_{\text{вых.1}}}^r$$

Тепловой баланс реактора приведен в таблице 20.

Таблица 20 – Тепловой баланс первого реактора

Поток	Температура, К	Количество, кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q_1	$T_{\text{вх.1}} = 808$	92063,69	2451,74	62698,95
Сумма	–	92063,69	–	62698,95
Расход				
Q_2	–	–	379,56	5548,65*
Q_3	$T_{\text{вых.1}}$	92063,69	$q_{T_{\text{вых.1}}}^r$	Q_3
Q_4	принимается		–	626,99
Сумма	–	92063,69	–	62698,95

Из теплового баланса реактора имеем (таблица 20):

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 \quad (41)$$

$$Q_3 = 62698,95 - 5548,65 - 629,99 = 56523,31 \text{ кВт}$$

$$q_{T_{\text{вых.1}}}^r = \frac{56523,31 \cdot 3600}{92063,69} = 2210,25 \text{ кДж/кг}$$

Состав газа, покидающего реактор, рассчитан на основе данных таблицы 14, представлен в таблице 21. Для определения температуры потока по известному значению энтальпии задаемся двумя ориентировочными числовыми значениями температуры 700 К и 800 К. Значения энтальпии при этих температурах представлены в таблице 22.

Таблица 21 – Состав газа, покидающего первый реактор

Компонент	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол. доли	$M_i \cdot y'_i$	Содержание $y_i = \frac{M_i \cdot y'_i}{M_{см}}$, масс. доли
H ₂	2	5003,12	0,7819	1,5638	0,1086
CH ₄	16	352,15	0,0551	0,8816	0,0613
C ₂ H ₆	30	241,34	0,0377	1,1310	0,0786
C ₃ H ₈	44	188,94	0,0295	1,2980	0,0902
C ₄ H ₁₀	58	80,13	0,0125	0,7250	0,0504
C ₅ H ₁₂	72	80,13	0,0125	0,9000	0,0626
C _n H _{2n-6}	107,33	210,75	0,0329	3,5212	0,2448
C _n H _{2n}	113,33	16,47	0,0026	0,2947	0,0205
C _n H _{2n+2}	115,33	226,09	0,0353	4,0711	0,2830
Сумма	–	6399,12	1,0000	14,3864	1,0000

Таблица 22 – Теплосодержание потока при 700 К и 800 К, кДж/кг

Компоненты	Содержание y_i , масс. доли	Энтальпия			
		при 700 К		при 800 К	
		q_{Ti}^r	$q_{Ti}^r \cdot y_i$	q_{Ti}^r	$q_{Ti}^r \cdot y_i$
H ₂	0,1086	5606,44	608,86	6939,44	753,62
CH ₄	0,0613	1408,06	86,31	1816,86	111,37
C ₂ H ₆	0,0786	1310,09	102,97	1708,78	134,31
C ₃ H ₈	0,0902	1301,31	117,38	1701,40	153,47
C ₄ H ₁₀	0,0504	1298,19	65,43	1695,21	85,44
C ₅ H ₁₂	0,0626	1295,34	81,09	1691,48	105,89
C _n H _{2n-6}	0,2448	1359,36	332,77	1689,88	413,68
C _n H _{2n}	0,0205	1353,66	27,75	1683,05	34,50
C _n H _{2n+2}	0,2830	1351,85	382,57	1680,89	475,69
Сумма	1,0000	–	1805,13	–	2267,97

Представим зависимость энтальпии смеси, покидающей реактор, от температуры в следующем виде:

$$q_{T_{\text{вых1}}}^r = a \cdot T_{\text{вых1}} + b \quad (42)$$

Зная значения теплосодержаний потока при температурах 700 К и 800 К (таблица 22), можем найти коэффициенты а и b:

$$\begin{cases} q_{T_1}^r = a \cdot T_1 + b, \\ q_{T_2}^r = a \cdot T_2 + b. \end{cases}$$

Откуда

$$a = \frac{q_{T_2}^r - q_{T_1}^r}{T_2 - T_1}$$

$$b = q_{T_1}^2 - T_1 \cdot \frac{q_{T_2}^2 - q_{T_1}^2}{T_2 - T_1}$$

Получим: $a = 4,63$, $b = -1434,75$ и функция (42) примет вид:

$$q_{T_{\text{вых.1}}}^2 = 4,63 \cdot T_{\text{вых.1}} - 1434,75 \quad (43)$$

Отсюда найдем, что энтальпии $q_{T_{\text{вых.1}}}^r = 2210,25$ кДж/кг соответствует температура $T_{\text{вых.1}} = 787,26$ К.

Перепад температуры в первом реакторе равен:

$$\Delta T_1 = T_{\text{вх.1}} - T_{\text{вых.1}} \quad (44)$$

$$\Delta T_1 = 808 - 787,26 = 20,74 \text{ К}$$

Оптимальное снижение температуры процесса в первом реакторе составляет от 20 К до 80 К. В данном случае значение перепада температуры близко к оптимальному.

2.4.2.1.3 Основные размеры первого реактора

Диаметр реактора рассчитаем так, чтобы перепад давления $\Delta \pi_{\text{сл1}}$ в слое катализатора не превышал допустимого значения $[\Delta \pi_{\text{сл1}}]$.

На современных установках применяют реакторы с радиальным вводом сырья, где величина $[\Delta \pi_{\text{сл1}}]$ принимается:

$$[\Delta \pi_{\text{сл1}}] = 0,5 \cdot \frac{0,435 \cdot 10^6}{n_p} \quad (45)$$

где 0,5 – доля гидравлического сопротивления слоя в общем гидравлическом сопротивлении реактора;

n_p – количество реакторов.

$$[\Delta \pi_{\text{сл1}}] = 0,5 \cdot \frac{0,435 \cdot 10^6}{3} = 72500 \text{ Па} = 0,0725 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Последующим расчетом принятое значение должно быть подтверждено.

Для расчета величины $\Delta \pi_{\text{сл1}}$ используют формулу:

$$\frac{\Delta \pi_{\text{сл1}}}{H_1} = \frac{255 \cdot (1 - \lambda)^{1,35}}{\lambda^{0,29}} \cdot \frac{w^2 \cdot p_{\text{см}}}{d_3} \cdot \left(\frac{v_{\text{см}}}{d_3 \cdot w} \right)^{0,35} \quad (46)$$

где $\frac{\Delta \pi_{\text{сл1}}}{H_1}$ – потери напора на 1 м высоты (толщины) слоя катализатора в реакторе, Па/м ;

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		58

λ – порозность слоя;

w – скорость фильтрования, м/с;

$\rho_{см}$ – плотность газов, кг/м³;

$\nu_{см}$ – кинематическая вязкость, м²/с;

$d_э$ – эквивалентный диаметр частиц катализатора, м.

Порозность слоя катализатора при допущении упорядоченного расположения частиц катализатора:

$$\lambda = \frac{v_{III}}{v_{куб}}, \quad (47)$$

где v_{III} – объем шара, эквивалентный объему частиц катализатора цилиндрической формы, м³;

$v_{куб}$ – объем куба, описанного вокруг шара, м³.

Цилиндрические частицы платинорениевого катализатора риформинга имеют диаметр от 1,5 мм до 1,7 мм и высоту от 4 мм до 5 мм. Если принять диаметр цилиндрика равным $d = 0,0016$ м и высоту $H = 0,005$ м, то:

$$v_{III} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot H = \frac{3,14 \cdot 0,0016^2}{4} \cdot 0,005 = 10,05 \cdot 10^{-9} \text{ м}^3 \quad (48)$$

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

$$d_э = \frac{\sqrt[3]{6 \cdot v_{III}}}{\pi} \quad (49)$$

$$d_э = \frac{\sqrt[3]{6 \cdot 10,05 \cdot 10^{-9}}}{3,14} = 1,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Гидравлическое сопротивление промышленных реакторов установок каталитического риформинга показано в таблице 23

Таблица 23 – Гидравлическое сопротивление промышленных реакторов

Установка	Гидравлическое сопротивление реакторов, 10 ⁶ Па
Каталитического риформинга	0,445
Комбинированная установка – секция риформинга	0,530
Укрупненная установка – секция риформинга	0,168

Числовое значение порозности при $v_{куб} = d_э^3$:

$$\lambda = \frac{10,05 \cdot 10^{-9}}{(1,25 \cdot 10^{-3})^3} = 5,146$$

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

$$w = \frac{v_c}{F_c}, \quad (50)$$

где v_c – объем газов, проходящих через свободное сечение реактора;

F_c – площадь сетки у трубы, m^2 .

$$v_c = \frac{22,4 \cdot G \cdot T_{cp1} \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot Z}{3600 \cdot M_{cp} \cdot 273 \cdot \pi_{cp1}}, \quad (51)$$

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

T_{cp1} – средняя температура в реакторе, К;

$Z=1$ – коэффициент сжимаемости газа, значительно разбавленного водородом;

M_{cp} – средняя молекулярная масса газовой смеси;

$\Delta\pi_{сл1}$ – среднее давление в реакторе, Па.

Средняя температура в реакторе:

$$T_{cp1} = \frac{T_{вх1} + T_{вых1}}{2} \quad (52)$$

$$T_{cp1} = \frac{808 + 787,26}{2} = 797,63 \text{ К}$$

Среднее давление в реакторе:

$$\pi_{cp.1} = \frac{\pi_1 + \pi_2 - [\Delta\pi_{сл.1}]}{2} \quad (53)$$

$$\pi_{cp1} = \frac{3,42 \cdot 10^6 + 3,42 \cdot 10^6 - 0,0725 \cdot 10^6}{2} = 3,38 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Тогда

$$v_{сек} = \frac{22,4 \cdot 92063,69 \cdot 797,63 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1}{3600 \cdot 14,39 \cdot 273 \cdot 3,38 \cdot 10^6} = 3,44 \text{ м}^3/\text{с}$$

Площадь сетки у трубы

$$F_c = \pi \cdot D_c \cdot H_c, \quad (54)$$

где D_c – диаметр сетки у трубы, м;

H_c – высота сетки, м.

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		60

Примем диаметр реактора $D_{p1} = 2,0$ м, диаметр сетки $D_c = 0,5$ м, тогда высота сетки:

$$H_c = H_{сл.1} - 0,4, \quad (55)$$

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

Высота слоя катализатора в стакане:

$$H_{сл.1} = \frac{v_{к1}}{F}, \quad (56)$$

где F – площадь кольцевого сечения между стаканами, м.

Площадь кольцевого сечения между стаканами:

$$F = \frac{\pi \cdot [(D_{p1} - 2 \cdot \delta - 2 \cdot 0,02)^2 - D_c^2]}{4} \quad (57)$$

$$F = \frac{3,14 \cdot [(2 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - 0,5^2]}{4} = 2,58 \text{ м}^2$$

Тогда

$$H_{сл.1} = \frac{6,8}{2,58} = 2,64 \text{ м}$$

$$H_c = 2,64 - 0,4 = 2,24 \text{ м},$$

а площадь сетки у трубы:

$$F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 2,24 = 3,52 \text{ м}^2$$

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

$$\omega = \frac{3,44}{3,52} = 0,98 \text{ м/с}$$

Плотность газовой смеси на выходе из реактора:

$$\rho_{см} = \sum \rho_i \cdot y'_i, \quad (58)$$

где ρ_i – плотность компонентов газовой смеси, кг/м³;

y'_i – содержание компонентов в газовой смеси, масс. доли.

Плотность компонентов газовой смеси при средней температуре $T_{ср.1} = 774,88$ К в реакторе:

$$\rho_i = \frac{M_i \cdot \pi_{ср1} \cdot 273}{22,4 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot T_{ср1}}, \quad (59)$$

где M_i – средние молекулярные массы компонентов.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		61

Результаты расчета плотности газовой смеси даны в таблице 24.

Таблица 24 – Расчет плотности газовой смеси в первом реакторе

Компонент	Содержание y'_i , мол. доли	Плотность ρ_i , кг/м ³	$y'_i \cdot \rho_i$, кг/м ³
H ₂	0,7819	1,0329	0,8076
CH ₄	0,0551	8,2632	0,4553
C ₂ H ₆	0,0377	15,4936	0,5841
C ₃ H ₈	0,0295	22,7239	0,6704
C ₄ H ₁₀	0,0125	29,9542	0,3744
C ₅ H ₁₂	0,0125	37,1845	0,4648
C _n H _{2n-6}	0,0329	55,4308	1,8237
C _n H _{2n}	0,0026	58,5295	0,1522
C _n H _{2n+2}	0,0353	59,5624	2,1026
Сумма	1,0000	–	7,4351

Кинематическая вязкость газовой смеси вычисляется по формуле Манна:

$$v_{см} = \frac{1}{\frac{y'_1}{v_1} + \frac{y'_2}{v_2} + \dots + \frac{y'_n}{v_n}}, \quad (60)$$

где y'_1, y'_2, \dots, y'_n – содержание компонентов и газовой смеси, покидающей реактор, мольн. доли;

v_1, v_2, \dots, v_n – кинематическая вязкость компонентов при средней температуре в реакторе, м/с².

Кинематическая вязкость углеводородов при температуре $T = T_{ср1}$:

$$v_{см} = \frac{\mu_T}{\rho_T}, \quad (61)$$

где μ_T – динамическая вязкость, Па·с;

ρ_T – плотность углеводородов, кг/м³.

Для расчета динамической вязкости газов используем формулу:

$$\mu_T = \mu_{кип} \cdot \left(\frac{T}{T_{кип}}\right)^{\frac{3}{2}} \cdot \frac{T_{кип} + C}{T + C}, \quad (62)$$

где $\mu_{кип}$ – вязкость при температуре кипения;

C – постоянная Сатерленда.

Постоянную Сатерленда рассчитаем по формуле:

$$C = 1,47 \cdot T_{кип} \quad (63)$$

Вязкость при температуре кипения рассчитаем по формуле Мейсснера:

$$\mu_{\text{кип}} = 0,128 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{T_{\text{кип}}^{\frac{3}{4}} \cdot M^{\frac{1}{6}}}{m^{\frac{1}{3}}}, \quad (64)$$

где m – число атомов в молекуле газа.

Температуру кипения компонентов ВСГ определим по таблицам в источнике [33]. Для определения средней температуры кипения ароматических, нафтеных и парафиновых углеводородов воспользуемся номограммой в методике [32], зная молекулярную массу и p_{15}^{15} .

Среднее число атомов в молекуле газа для ароматических, нафтеных и парафиновых углеводородов определим, зная среднюю молекулярную массу углеводородов и их структурные формулы, т.к. под средней молекулярной массой подразумевается молекулярная масса гипотетического углеводорода, имеющего усредненные значения элементного состава, температуры кипения и плотности. Например, ароматические углеводороды в первом реакторе имеют среднюю молекулярную массу 107,33. Значит,

$$n \cdot 12 + (2 \cdot n - 6) \cdot 1 = 107,33$$

$$n = 8,095$$

Следовательно, структурная формула усредненного ароматического углеводорода C_8H_{10} , т.е.

$$m = 8 + 10 = 18$$

Аналогично определяется и число атомов, усредненных нафтенного и парафинового углеводородов.

Далее необходимо учесть повышенное давление в реакторе. Для этого воспользуемся формулой Гарднера:

$$\mu_p = \mu_T \cdot (1 + 0,175 \cdot b \cdot p + 0,8651 \cdot (b \cdot p)^2), \quad (65)$$

где p – плотность газа, г/см³;

b – поправка, см³/г.

$$b = 1,783 \cdot 10^{-7} \cdot T^{0,75} \cdot \mu_T^{1,5} \cdot M^{-0,25} \quad (66)$$

Результаты расчетов динамической вязкости компонентов реакционной смеси представлены в таблице 25.

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		63

Таблица 25 – Расчет динамической вязкости первого реактора

Компоненты	$T_{кин}$	C	m	$\mu_{кип}, 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$	$\mu_r, 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$	b, 10^{-12}	$\mu_p, 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$
H ₂	20,23	29,74	2	1,09	1,60	1,41	1,60
CH ₄	111,51	163,92	5	4,08	2,19	1,34	2,19
C ₂ H ₆	184,37	271,02	8	5,64	2,12	1,09	2,12
C ₃ H ₈	230,93	339,47	11	6,41	2,02	0,90	2,02
C ₄ H ₁₀	272,50	400,58	14	7,01	1,92	0,80	1,92
C ₅ H ₁₂	300,85	442,25	17	7,33	1,85	0,72	1,85
C _n H _{2n-6}	373,00	548,31	18	9,07	1,89	0,67	1,89
C _n H _{2n}	403,00	592,41	24	8,81	1,71	0,57	1,71
C _n H _{2n+2}	402,00	590,94	26	8,59	1,67	0,54	1,67

Расчет кинематической вязкости смеси представлен в таблице 26. Кинематическая вязкость газовой смеси, согласно формуле Манна и данным таблицы 26, равна толщине слоя катализатора в стакане, которая находится по формуле:

$$H_1 = \frac{D_{p1} - 2 \cdot \delta - 2 \cdot 0,02 - D_c}{2} = \frac{2 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02 - 0,5}{2} = 1,38 \text{ м}$$

Потеря напора в слое катализатора:

$$\Delta\pi_{сл1} = 18743,89 \cdot 1,38 = 25866,57 \text{ Па}$$

$$v_{см} = \frac{1}{140556,6} = 7,11 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Таблица 26 – Расчет кинематической вязкости первого реактора

Компонент	Мольная доля y'_i	$v_i, 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$	$\frac{y'_i}{v_i}, \text{ с}/\text{м}^2$
H ₂	0,7819	15,49	50477,73
CH ₄	0,0551	4,94	11153,85
C ₂ H ₆	0,0377	3,64	10357,14
C ₃ H ₈	0,0295	2,82	10460,99
C ₄ H ₁₀	0,0125	2,34	5341,88
C ₅ H ₁₂	0,0125	1,97	6345,18
C _n H _{2n-6}	0,0329	1,63	20184,05
C _n H _{2n}	0,0026	1,51	1721,85
C _n H _{2n+2}	0,0353	1,44	24513,89
Сумма	1,0000	–	140556,6

Подставив в формулу для расчета потери напора числовые значения величин, получим:

$$\frac{\Delta\pi_{сл1}}{H_1} = \frac{255 \cdot (1 - 0,524)^{1,35}}{0,524^{0,29}} \cdot \frac{0,98^2 \cdot 7,4351}{4,06 \cdot 10^{-3}} \cdot \left(\frac{7,11 \cdot 10^{-6}}{4,06 \cdot 10^{-3} \cdot 0,98} \right)^{0,35} = 21785,71 \text{ Па}/\text{м}$$

Полученная числовая величина $\Delta\pi_{сл1} = 30064,28$ Па не превышает $[\Delta\pi_{сл1}] = 72\,500$ Па. При получении $\Delta\pi_{сл1} > [\Delta\pi_{сл1}]$ необходимо уменьшить толщину слоя катализатора, что достигается уменьшением диаметра $D_{р1}$ аппарата.

Полная высота реактора равна:

$$H_{nl} = H_{сл.1} + 0,2 + D_{р1} + 0,225 + D_{р1} + 0,425;$$

$$H_{nl} = 2,64 + 0,2 + 2,0 + 0,225 + 2,0 + 0,425 = 7,49 \text{ м.}$$

2.4.2.2 Расчет второго реактора

Технологический расчет второго и третьего реактора произведем с помощью методики, изложенной в [35].

2.4.2.2.1 Материальный баланс второго реактора

Материальный баланс второго реактора рассчитаем с помощью уравнений (1 – 4). Состав смеси, подвергаемой риформингу во втором реакторе приведен в таблице 27.

Давление во втором реакторе ниже, чем в первом, на величину $\Delta\pi_1 = (0,15 - 0,30) \cdot 10^6$ Па. Тогда, давление во втором реакторе:

$$\pi_2 = \pi_1 - \Delta\pi_1 = 3,42 \cdot 10^6 - 0,2 \cdot 10^6 = 3,22 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Таблица 27 – Состав смеси сырья второго реактора

Компоненты	Количество n_{2i} , кмоль/ч	Содержание $y'_{2i} = \frac{n_{2i}}{\sum n_{2i}}$, мол. доли
C_nH_{2n-6}	210,75	0,4649
C_nH_{2n}	16,47	0,0363
C_nH_{2n+2}	226,09	0,4988
Сумма	453,31	1,0000

Расчет парциальных давлений компонентов газовой загрузки второго реактора представлен в таблице 28.

Таблица 28 – Парциальное давление углеводородов во втором реакторе

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Парциальное давление $p_2 = \pi_2 \cdot y'_i \cdot 10^3$ Па
C_nH_{2n-6}	0,0329	105,94
C_nH_{2n}	0,0026	8,37
C_nH_{2n+2}	0,0353	113,67
H_2	0,7818	2517,39
$C_nH_{2n+2}^*$	0,1474	474,63
Сумма	1,0000	3220,00

Определим константы скорости реакции ароматизации и гидрокрекинга парафинов по уравнениям (1) и (4). Реакции превращения нафтеновых углеводородов в парафиновые и гидрокрекинга нафтеновых углеводородов протекать не будут, так как мы изменили количество катализатора в реакторе так, чтобы на эти реакции не осталось сырья. Для этого найдем новое значение:

$$v'_{R2} = \frac{y'_{CH2}}{N_{H21}} = \frac{0,0363}{0,0026} = 13,96 \text{ катализатора}/(\text{кмоль}/\text{ч}) \text{ сырья}$$

Количество катализатора во втором реакторе:

$$G'_{k2} = v'_{R2} \cdot n_{C2} = 13,96 \cdot 453,31 = 6328 \text{ кг}$$

Необходимо уменьшить объем катализатора во втором реакторе за счет третьего на $10200 - 6328 = 3872$ кг.

Количество нафтеновых углеводородов, которое останется после реакции ароматизации:

$$n_{H21} = (y'_{CH2} - N_{H21}) \cdot n_{C2} = (0,0363 - 0,0363) \cdot 453,31 = 0 \text{ кмоль}/\text{ч}$$

Количество парафиновых углеводородов, которое останется после реакции превращения нафтеновых углеводородов и реакции гидрокрекинга:

$$n_{П24} = (y'_{СП2} - N_{П24}) \cdot n_{C2} = (0,4988 - 0,074) \cdot 453,31 = 192,57 \text{ кмоль}/\text{ч}$$

Количество парафиновых углеводородов, которое превратилось в газ во втором реакторе:

$$n_{ПГ2} = N_{П24} \cdot n_{C2} = 0,074 \cdot 453,31 = 33,55 \text{ кмоль}/\text{ч}$$

На основе рассчитанного количества прореагировавшего сырья и стехиометрических уравнений в таблице 29 сделан расчет материального баланса реакций, протекающих во втором реакторе.

Таблица 29 – Материальный баланс реакций во втором реакторе

Количество компонентов, вступивших в реакцию, кмоль/ч	Количество продуктов реакции, кмоль/ч
$16,47 \cdot C_nH_{2n}$	$16,47 \cdot C_nH_{2n-6} + 16,47 \cdot 3 \cdot H_2$
$33,55 \cdot C_nH_{2n+2} + 33,55 \cdot \frac{n-3}{3} \cdot H_2$	$33,55 \cdot \frac{n}{15} (C_2H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$

Из таблицы 29 следует, что в результате гидрокрекинга получается углеводородный газ. Количество углеводородного газа при $n = 8,0951$ равно:

$$33,55 \cdot \frac{8,0951}{15} \cdot (\text{CH}_4 + \text{C}_2\text{H}_6 + \text{C}_3\text{H}_8 + \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{C}_5\text{H}_{12}) =$$

$$= 18,11 \cdot (\text{CH}_4 + \text{C}_2\text{H}_6 + \text{C}_3\text{H}_8 + \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{C}_5\text{H}_{12})$$

Состав газа, покидающий второй реактор (таблица 30), рассчитывается на основе данных таблиц 14, 16, 29.

Таблица 30 – Состав газа, покидающего второй реактор

Компонент	Приход, кмоль/ч	Расход, кмоль/ч
$\text{C}_n\text{H}_{2n-6}$	210,75	$210,75 + 16,47 = 227,22$
C_nH_{2n}	16,47	$16,47 - 16,47 = 0$
$\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$	226,09	$226,09 - 33,55 = 192,54$
Сумма	453,31	419,76
Циркулирующий газ		
H_2	5003,12	$5003,12 + 16,47 \cdot 3 - 33,55 \cdot \frac{8,0951-3}{3} = 4995,55$
CH_4	352,15	$352,15 + 18,11 = 370,26$
C_2H_6	241,34	$241,34 + 18,11 = 259,45$
C_3H_8	188,94	$188,94 + 18,11 = 207,05$
C_4H_{10}	80,13	$80,13 + 18,11 = 98,24$
C_5H_{12}	80,13	$80,13 + 18,11 = 98,24$
Сумма	5945,81	6028,79
Всего	6399,12	6448,55

Расчет средней молекулярной массы компонентов циркулирующего ВСГ на выходе из второго реактора представлен в таблице 31.

Таблица 31 – Количество циркулирующего газа во втором реакторе

Компоненты	Молекулярная масса, M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_{r2i} = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. доли	$M_i \cdot y'_{r2i}$
H_2	2	4995,55	0,8286	1,66
CH_4	16	370,26	0,0614	0,98
C_2H_6	30	259,45	0,0430	1,29
C_3H_8	44	207,05	0,0344	1,51
C_4H_{10}	58	98,24	0,0163	0,95
C_5H_{12}	72	98,24	0,0163	1,17
Сумма	–	6028,79	1,0000	7,56

Количество обогащенного циркулирующего газа на выходе из реактора представлено в таблице 31.

$$6028,79 \cdot 7,56 = 45577,65 \text{ кг/ч}$$

Из материального баланса второго реактора следует, что количество углеродородов, покидающих реактор, равно разности между количеством всего газового потока и количеством обогащенного водородсодержащего газа:

$$92063,69 - 45577,65 = 46486,04 \text{ кг/ч}$$

Уравнение материального баланса для углеводородов, покидающих второй реактор:

$$46486,04 = 227,22 \cdot C_nH_{2n-6} + 0 \cdot C_nH_{2n} + 182,54 \cdot C_nH_{2n+2}$$

или

$$46486,04 = 227,22 \cdot (14 \cdot n - 6) + 0 \cdot 14 \cdot n + 182,54 \cdot (14 \cdot n + 2)$$

После вычисления найдем, что углеродное число равно $n = 8,2774$.

Молекулярные массы углеводородов, покидающие второй реактор:

$$M_A = 14 \cdot n - 6 = 14 \cdot 8,2774 - 6 = 109,88$$

$$M_H = 14 \cdot n = 14 \cdot 8,2774 = 115,88$$

$$M_{II} = 14 \cdot n + 2 = 14 \cdot 8,2774 + 2 = 117,88$$

В таблице 32 представлен материальный баланс второго реактора.

Таблица 32 – Материальный баланс втором реактора

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол. доли	Средняя молекулярная масса M_i	Количество $G_i = n_i \cdot M_i$, кг/ч
Приход				
C_nH_{2n-6}	210,75	0,0329	107,33	22619,80
C_nH_{2n}	16,47	0,0026	113,33	1866,55
C_nH_{2n+2}	226,09	0,0353	115,33	26074,96
H_2	5003,12	0,7818	6,98	41502,38
$C_nH_{2n+2}^*$	942,69	0,1474		
Сумма	6399,12	1,0000	–	92063,69
Расход				
C_nH_{2n-6}	227,22	0,0353	109,88	24966,93
C_nH_{2n}	0	0	115,88	0
C_nH_{2n+2}	182,54	0,0284	117,88	21517,82
H_2	4995,55	0,7759	7,56	45577,65
$C_nH_{2n+2}^*$	1033,24	0,1604		
Сумма	6438,55	1,0000	–	92063,69

2.4.2.2.2 Тепловой баланс второго реактора

Метод расчета теплового баланса второго реактора не отличается от метода расчета первого реактора. Расчет теплового баланса представлен в таблицах 33 – 37, который был произведем с помощью уравнений (33 – 40).

Таблица 33 – Относительные плотности углеводородов

Углеводороды	Относительная плотность ρ_{15}^{15}	
	на входе в реактор	на выходе из реактора
Ароматические	0,729	0,734
Нафтеновые	0,741	0,745
Парафиновые	0,744	0,749

Таблица 34 – Энтальпия питающей смеси

Компонент	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол. доли	$M_i \cdot y'_i$	Содержание $y_i = \frac{M_i \cdot y'_i}{M_{см}}$, масс. доли	Энтальпия, кДж/кг	
						q_{Ti}^r	$q_{Ti}^r \cdot y_i$
H ₂	2,16	5003,12	0,7819	1,6889	0,1156	8524,84	985,47
CH ₄	16,33	352,15	0,0550	0,8982	0,0615	1850,89	113,83
C ₂ H ₆	30,50	241,34	0,0377	1,1499	0,0787	1740,72	136,99
C ₃ H ₈	44,67	188,94	0,0295	1,3178	0,0902	1735,40	156,53
C ₄ H ₁₀	58,84	80,13	0,0125	0,7355	0,0503	1730,77	87,06
C ₅ H ₁₂	73,01	80,13	0,0125	0,9126	0,0625	1724,44	107,78
C _n H _{2n-6}	107,33	210,75	0,0330	3,5419	0,2424	1714,10	415,50
C _n H _{2n}	113,33	16,47	0,0026	0,2947	0,0202	1707,24	34,49
C _n H _{2n+2}	115,33	226,09	0,0353	4,0712	0,2786	1705,37	475,12
Сумма	–	6399,12	1,0000	14,6107	1,0000	–	2512,77

Таблица 35 – Тепловой баланс второго реактора

Поток	Температура, К	Количество, кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q ₁	T _{вх.1} = 808	92063,69	2512,77	64259,69
Сумма	–	92063,69	–	64259,69
Расход				
Q ₂	–	–	41,87	5907,48*
Q ₃	T _{вых.1}	92063,69	$q_{T\text{вых.1}}^r$	Q ₃
Q ₄	принимается		–	642,6
Сумма	–	92063,69	–	64259,69

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 64259,69 - 5907,48 - 642,6 = 57709,61 \text{ кВт}$$

Тогда:

$$q_{T\text{вых.1}}^r = \frac{57709,61 \cdot 3600}{92063,69} = 2256,64 \text{ кДж/кг}$$

Таблица 36 – Количество компонентов смеси продуктов второго реактора

Компонент	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол. доли	$M_i \cdot y'_i$	Содержание $y_i = \frac{M_i \cdot y'_i}{M_{см}}$, масс. доли
H ₂	2	4995,54	0,7759	1,5518	0,1085
CH ₄	16	370,25	0,0575	0,9200	0,0643
C ₂ H ₆	30	259,45	0,0403	1,2090	0,0846
C ₃ H ₈	44	207,05	0,0322	1,4168	0,0991
C ₄ H ₁₀	58	98,24	0,0152	0,8816	0,0617
C ₅ H ₁₂	72	98,24	0,0152	1,0944	0,0765
C _n H _{2n-6}	109,88	227,22	0,0353	3,8788	0,2712
C _n H _{2n}	115,88	0	0	0	0
C _n H _{2n+2}	117,88	182,54	0,0284	3,3478	0,2341
Сумма	–	6399,12	1,0000	14,3002	1,0000

Таблица 37 – Энтальпия потока при 700 К и 800 К, кДж/кг

Компоненты	Содержание y_i , масс. доли	Энтальпия			
		при 700 К		при 800 К	
		q_{Ti}^r	$q_{Ti}^r \cdot y_i$	q_{Ti}^r	$q_{Ti}^r \cdot y_i$
H ₂	0,1085	5606,44	608,30	6939,44	752,93
CH ₄	0,0643	1408,06	90,54	1816,86	116,82
C ₂ H ₆	0,0846	1310,09	110,83	1708,78	144,56
C ₃ H ₈	0,0991	1301,31	128,96	1701,40	168,61
C ₄ H ₁₀	0,0617	1298,19	80,10	1695,21	104,60
C ₅ H ₁₂	0,0765	1295,34	99,09	1691,48	129,40
C _n H _{2n-6}	0,2712	1359,36	368,66	1689,88	458,30
C _n H _{2n}	0	1353,66	0	1683,05	0
C _n H _{2n+2}	0,2341	1351,85	316,47	1680,89	393,50
Сумма	1,0000	–	1802,95	–	2268,72

Из уравнения (42) найдем, что энтальпии $q_{T_{\text{вых1}}}^r = 2256,64$ кДж/кг соответствует температура $T_{\text{вых1}} = 797,41$ К при $a = 4,6577$; $b = -1457,44$.

Перепад температуры во втором реакторе равен:

$$\Delta T_2 = 808 - 797,41 = 10,59 \text{ К}$$

2.4.2.2.3 Основные размеры второго реактора

Во втором реакторе, как и в первом, принят радиальный ввод сырья. Методика расчета диаметра второго реактора не отличается от методики расчета первого реактора:

$$[\Delta \pi_{\text{сл2}}] = 0,5 \cdot \frac{0,435 \cdot 10^6}{3} = 72500 \text{ Па}$$

$$T_{\text{ср2}} = \frac{808 + 797,41}{2} = 802,71 \text{ К}$$

$$\Delta \pi_{\text{ср2}} = \frac{\pi_2 + \pi_2 - [\pi_{\text{лр2}}]}{2} = \frac{3,22 \cdot 10^6 + 3,22 \cdot 10^6 - 0,072 \cdot 10^6}{2} = 3,184 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$$v_{\text{сек}} = \frac{22,4 \cdot 92063,69 \cdot 802,71 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1}{3600 \cdot 14,3 \cdot 273 \cdot 3,184 \cdot 10^6} = 3,7 \text{ м}^3/\text{с}$$

Примем диаметр реактора $D_{p2} = 2,2$ м, диаметр сетки $D_c = 0,5$ м, тогда высота сетки:

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

Найдем количество катализатора, необходимое для проведения реакции во втором реакторе:

$$v_{k2} = \frac{6328}{620} = 10,21 \text{ м}^3 \quad (67)$$

$$H_{сл2} = \frac{10,21}{3,2} = 3,2 \text{ м}$$

$$H_c = 3,2 - 0,4 = 2,8 \text{ м}$$

площадь сетки у трубы:

$$F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 2,8 = 4,4 \text{ м}^2$$

$$\omega = \frac{3,7}{4,4} = 0,84 \text{ м/с}$$

Результаты расчета плотности по формуле (59) даны в таблице 38.

Таблица 38 – Расчет плотности газовой смеси второго реактора

Компонент	Содержание y'_i , мол. доли	Плотность p_i , кг/м ³	$y'_i \cdot p_i$, кг/м ³
H ₂	0,9363	3,6547	3,4219
C _n H _{2n+2} *			
C _n H _{2n-6}	0,0353	53,1187	1,8751
C _n H _{2n}	0	56,0193	0
C _n H _{2n+2}	0,0284	56,9861	1,6184
Сумма	1,0000	–	6,9154

В таблице 39 представлен расчет кинематической вязкости во втором реакторе. Кинематическая вязкость газовой смеси по формуле Манна и данным таблицы 39:

$$v_{см} = \frac{1}{378580,6} = 2,64 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Таблица 39 – Расчет кинематической вязкости второго реактора

Компонент	Мольная доля y'_i ,	v_i , 10 ⁻⁶ м ² /с	$\frac{y'_i}{v_i}$, с/м ²
H ₂	0,7759	15,78	49179,46
CH ₄	0,0575	2,71	21255,21
C ₂ H ₆	0,0403	1,40	28877,11
C ₃ H ₈	0,0322	0,91	35457,97
C ₄ H ₁₀	0,0152	0,66	23093,89
C ₅ H ₁₂	0,0152	0,51	29809,82
C _n H _{2n-6}	0,0353	0,37	96606,09
C _n H _{2n}	0	–	0
C _n H _{2n+2}	0,0284	0,31	94301,01
Сумма	1,0000	–	378580,60

Подставив в формулу для расчета потери напора числовые значения величин, получим:

$$\frac{\Delta\pi_{\text{сл1}}}{H_1} = \frac{255 \cdot (1 - 0,524)^{1,35}}{0,524^{0,29}} \cdot \frac{0,84^2 \cdot 6,9154}{4,06 \cdot 10^{-3}} \cdot \left(\frac{7,11 \cdot 10^{-6}}{4,06 \cdot 10^{-3} \cdot 0,84} \right)^{0,35} = 31795,81 \text{ Па/м}$$

Полученная числовая величина $\Delta\pi_{\text{сл1}} = 30064,28$ Па не превышает $[\Delta\pi_{\text{сл1}}] = 72\,500$ Па. При получении $\Delta\pi_{\text{сл1}} > [\Delta\pi_{\text{сл1}}]$ необходимо уменьшить толщину слоя катализатора, что достигается уменьшением диаметра $D_{\text{р1}}$ аппарата.

Полная высота реактора равна:

$$H_{\text{н1}} = H_{\text{сл.1}} + 0,2 + D_{\text{р1}} + 0,225 + D_{\text{р1}} + 0,425;$$

$$H_{\text{н1}} = 3,2 + 0,2 + 2,2 + 0,225 + 2,2 + 0,425 = 8,45 \text{ м.}$$

2.4.2.3 Расчет третьего реактора

2.4.2.3.1 Материальный баланс третьего реактора

В третьем реакторе протекает только реакция гидрокрекинга парафиновых углеводородов. Состав смеси, подвергаемой риформингу в третьем реакторе приведен в таблице 40.

Давление в третьем реакторе ниже, чем в первом и во втором, на величину $\Delta\pi_2 = (0,1 - 0,3) \cdot 10^6$ Па. Следовательно, давление в третьем реакторе:

$$\pi_3 = \pi_2 - \Delta\pi_2 = 3,22 \cdot 10^6 - 0,12 \cdot 10^6 = 3,1 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Таблица 40 – Состав смеси сырья третьего реактора

Компоненты	Количество n_{2i} , кмоль/ч	Содержание $y'_{2i} = \frac{n_{2i}}{\sum n_{2i}}$, мол. доли
C_nH_{2n-6}	227,22	0,5545
C_nH_{2n+2}	182,54	0,4455
Сумма	409,76	1,0000

Расчет парциальных давлений компонентов газовой загрузки третьего реактора представлен в таблице 41.

Таблица 41 – Парциальное давление углеводородов в третьем реакторе

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Парциальное давление $p_2 = \pi_2 \cdot y'_i \cdot 10^3$ Па
C_nH_{2n-6}	0,0353	109,43
C_nH_{2n+2}	0,0284	88,04
H_2	0,7759	2405,29
$C_nH_{2n+2}^*$	0,1604	497,24
Сумма	1,0000	3100,00

Определяем константу скорости реакции гидрокрекинга парафиновых углеводородов по уравнению (4) при температуре 808 К. Для этого найдем величину v_{R3} для третьего реактора:

$$v_{R3} = \frac{G'_{k3}}{n_{c3}} = \frac{24272}{419,76} = 57,82 \text{ кг катализатора/кмоль} \cdot \text{ч сырья,}$$

где $G'_{k3} = G_{k3} + 3872 = 20400 + 3872 = 24272 \text{ кг}$

Количество парафиновых углеводородов, которое останется в третьем реакторе после реакции гидрокрекинга:

$$n_{ПЗ4} = (y'_{СПЗ} - N_{ПЗ4}) \cdot n_{c3} = (0,4455 - 0,2463) \cdot 419,76 = 83,62 \text{ кмоль/ч.}$$

Количество парафиновых углеводородов, которое превратилось в газ после реакции гидрокрекинга:

$$n_{ПГ4} = n_{СПЗ} - n_{ПЗ4} = 192,57 - 83,62 = 108,95 \text{ кмоль/ч.}$$

На основе рассчитанного количества прореагировавшего сырья и стехиометрических уравнений в таблице 42 сделан расчет материального баланса реакций.

Таблица 42 – Материальный баланс реакций третьего реактора

Количество компонентов, вступивших в реакцию, кмоль/ч	Количество продуктов реакции, кмоль/ч
$108,95 \cdot C_nH_{n+2} + 108,95 \cdot \frac{n-3}{3} \cdot H_2$	$108,95 \cdot \frac{n}{15} (C_2H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$

Количество углеводородного газа, образовавшегося в третьем реакторе, при $n = 8,2774$ равно:

$$108,95 \cdot \frac{8,2774}{15} \cdot (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) =$$

$$= 60,12 \cdot (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$$

Состав газа, покидающий третий реактор (таблица 43), рассчитывается на основе данных таблиц 30, 32, 42. Этот расчет понадобится при составлении материального баланса третьего реактора.

Таблица 43 – Состав газа, покидающего третьего реактор

Компонент	Приход, кмоль/ч	Расход, кмоль/ч
C_nH_{2n-6}	227,22	227,22
C_nH_{2n+2}	192,54	$217,17 - 108,95 = 108,22$
Сумма	419,76	335,44
Циркулирующий газ		
H_2	4995,55	$4995,55 - 108,95 \cdot \frac{8,2774-3}{3} = 4803,89$
CH_4	370,26	$370,26 + 60,12 = 430,38$
C_2H_6	259,45	$259,45 + 60,12 = 319,57$
C_3H_8	207,05	$207,05 + 60,12 = 267,17$
C_4H_{10}	98,24	$98,24 + 60,12 = 158,36$
C_5H_{12}	98,24	$98,24 + 60,12 = 158,36$
Сумма	6028,79	6137,73
Всего	6448,55	6473,17

Расчет средней молекулярной массы компонентов циркулирующего водородсодержащего газа на выходе из третьего реактора представлен в таблице 44.

Таблица 44 – Количество компонентов циркулирующего газа третьего реактора

Компоненты	Молекулярная масса, M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_{r2i} = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. доли	$M_i \cdot y'_{r2i}$
H_2	2	4803,89	0,7827	1,57
CH_4	16	430,38	0,0701	1,12
C_2H_6	30	319,57	0,0521	1,56
C_3H_8	44	267,17	0,0435	1,91
C_4H_{10}	58	158,36	0,0258	1,50
C_5H_{12}	72	158,36	0,0258	1,86
Сумма	–	6137,73	1,0000	9,52

Количество обогащенного циркулирующего газа на выходе из третьего реактора представлено в таблице 44.

$$6137,73 \cdot 9,52 = 58431,19 \text{ кг/ч}$$

Количество углеводородов, покидающих третий реактор:

$$92063,69 - 58431,19 = 33632,5 \text{ кг/ч}$$

Средняя молекулярная масса парафиновых углеводородов:

$$M_{\Pi} = \frac{(92063,69 - 58431,19 - 24966,93)}{108,22} = 90,07$$

В таблице 45 представлен материальный баланс третьего реактора.

Таблица 45 – Материальный баланс третьего реактора

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол. доли	Средняя молеку- лярная масса M_i	Количество $G_i = n_i \cdot M_i$, кг/ч
Приход				
C_nH_{2n-6}	227,22	0,0353	109,88	24966,93
C_nH_{2n+2}	182,54	0,0284	117,88	21517,82
H_2	4995,55	0,7759	7,56	45578,94
$C_nH_{2n+2}^*$	1033,24	0,1604		
Сумма	6438,55	1,0000	–	92063,69
Расход				
C_nH_{2n-6}	227,22	0,0351	109,88	24966,93
C_nH_{2n+2}	108,22	0,0167	90,07	9747,38
H_2	4803,89	0,7421	9,52	58431,19
$C_nH_{2n+2}^*$	1333,84	0,2061		
Сумма	6473,17	1,0000	–	92063,69

2.4.2.3.2 Тепловой баланс третьего реактора

Расчет теплового баланса третьего реактора представлен в таблицах 46 – 49, который был произведем с помощью уравнений (33 – 40).

Таблица 46 – Относительные плотности углеводородов

Углеводороды	Относительная плотность ρ_{15}^{15}	
	на входе в реактор	на выходе из реактора
Ароматические	0,734	0,734
Парафиновые	0,749	0,690

Таблица 47 – Тепловой баланс третьего реактора

Поток	Температура, К	Количество, кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q_1	$T_{вх.1} = 808$	92063,69	2602,36	66550,80
Сумма	–	92063,69	–	66550,80
Расход				
Q_2	–	–	68,93	6932,83*
Q_3	$T_{вых.1}$	92063,69	$q_{T\text{ вых.1}}^r$	Q_3
Q_4	принимается		–	665,51
Сумма	–	92063,69	–	66550,80

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 66550,8 - 6932,83 - 665,51 = 58952,46 \text{ кВт}$$

Тогда:

$$q_{T\text{ вых.3}}^r = \frac{58952,46 \cdot 3600}{92063,69} = 2305,88 \text{ кДж/кг}$$

Таблица 48 – Количество компонентов смеси продуктов

Компонент	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол. доли	$M_i \cdot y'_i$	Содержание $y_i = \frac{M_i \cdot y'_i}{M_{см}}$, масс. доли
H ₂	2	4803,89	0,7421	1,4842	0,1031
CH ₄	16	430,38	0,0665	1,0640	0,0739
C ₂ H ₆	30	319,57	0,0493	1,4790	0,1028
C ₃ H ₈	44	267,17	0,0413	1,8172	0,1263
C ₄ H ₁₀	58	158,36	0,0245	1,4210	0,0988
C ₅ H ₁₂	72	158,36	0,0245	1,7640	0,1226
C _n H _{2n-6}	109,88	227,22	0,0351	3,8568	0,2680
C _n H _{n+2}	90,07	108,22	0,0167	1,5042	0,1045
Сумма	–	6473,17	1,0000	14,3904	1,0000

Из уравнения (42) найдем, что энтальпии $q_{T_{\text{вых3}}}^r = 2305,88$ кДж/кг соответствует температура $T_{\text{вых3}} = 813,23$ К при $a = 4,6992$; $b = -1515,67$.

Перепад температуры в третьем реакторе равен:

$$\Delta T_3 = 813,23 - 808 = 5,23 \text{ К}$$

Рассчитанный перепад давления соответствует реальным значениям перепада давления между реакторами.

Таблица 49 – Энтальпия потока при 700 К и 800 К, кДж/кг

Компоненты	Содержание y_i , масс. доли	Энтальпия			
		при 700 К		при 800 К	
		$q_{T_i}^r$	$q_{T_i}^r \cdot y_i$	$q_{T_i}^r$	$q_{T_i}^r \cdot y_i$
H ₂	0,1031	5606,44	578,02	6939,44	715,46
CH ₄	0,0739	1408,06	104,06	1816,86	134,27
C ₂ H ₆	0,1028	1310,09	134,68	1708,78	175,66
C ₃ H ₈	0,1263	1301,31	164,36	1701,40	214,89
C ₄ H ₁₀	0,0988	1298,19	128,26	1695,21	167,49
C ₅ H ₁₂	0,1226	1295,34	158,81	1691,48	207,38
C _n H _{2n-6}	0,2680	1359,36	364,31	1689,88	452,89
C _n H _{2n+2}	0,1045	1351,85	141,27	1680,89	175,65
Сумма	1,0000	–	1773,77	–	2243,69

2.4.2.3.3 Основные размеры третьего реактора

В третьем реакторе, как и в остальных, принят радиальный ввод сырья. Найдем размеры реактора по методике расчета первого и второго реактора.

$$[\Delta \pi_{\text{сл3}}] = 0,5 \cdot \frac{0,435 \cdot 10^6}{3} = 72500 \text{ Па}$$

$$T_{\text{ср3}} = \frac{808 + 813,23}{2} = 810,62 \text{ К}$$

$$\Delta\pi_{\text{срз}} = \frac{\pi_3 + \pi_3 - [\pi_{\text{лрз}}]}{2} = \frac{3,1 \cdot 10^6 + 3,1 \cdot 10^6 - 0,072 \cdot 10^6}{2} = 3,064 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$$v_{\text{сек}} = \frac{22,4 \cdot 92063,69 \cdot 810,62 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1}{3600 \cdot 14,39 \cdot 273 \cdot 3,064 \cdot 10^6} = 3,86 \text{ м}^3/\text{с}$$

Примем диаметр реактора $D_{\text{р2}} = 2,4$ м, диаметр сетки $D_c = 0,5$ м, тогда высота сетки:

$$F = \frac{3,14 \cdot [(2,4 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - 0,5^2]}{4} = 3,9 \text{ м}^2$$

Найдем количество катализатора, необходимое для проведения реакции в третьем реакторе:

$$H_{\text{сл.з}} = \frac{27,2}{3,9} = 6,87 \text{ м}$$

$$H_c = 6,87 - 0,4 = 6,37 \text{ м}$$

площадь сетки у трубы:

$$F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 6,37 = 10 \text{ м}^2$$

$$\omega = \frac{3,86}{10} = 0,39 \text{ м/с}$$

Результаты расчета плотности по формуле (59) даны в таблице 50.

Таблица 50 – Расчет плотности газовой смеси третьего реактора

Компонент	Содержание y'_i , мол. доли	Плотность p_i , кг/м ³	$y'_i \cdot p_i$, кг/м ³
H ₂	0,9482	4,39	4,1584
C _n H _{2n+2} *			
C _n H _{2n-6}	0,0351	50,62	1,7768
C _n H _{2n+2}	0,0167	41,49	0,6929
Сумма	1,0000	–	6,6281

Расчет кинематической вязкости дан в таблице 51

Таблица 51 – Расчет кинематической вязкости третьего реактора

Компонент	Мольная доля y'_i ,	ν_i , 10 ⁻⁶ м ² /с	$\frac{y'_i}{\nu_i}$, с/м ²
H ₂	0,7421	15,94	46544,75
CH ₄	0,0665	2,74	24261,09
C ₂ H ₆	0,0493	1,42	34808,19
C ₃ H ₈	0,0413	0,92	44772,58
C ₄ H ₁₀	0,0245	0,67	36620,10
C ₅ H ₁₂	0,0245	0,52	47248,88
C _n H _{2n-6}	0,0351	0,39	89926,93
C _n H _{2n+2}	0,0167	0,42	39644,45
Сумма	1,0000	–	363826,97

Кинематическая вязкость газовой смеси по формуле Манна и данным таблицы 51:

$$\nu_{см} = \frac{1}{363826,97} = 2,75 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Подставив в формулу для расчета потери напора числовые значения величин, получим:

$$\frac{\Delta\pi_{сл1}}{H_1} = \frac{255 \cdot (1 - 0,524)^{1,35}}{0,524^{0,29}} \cdot \frac{0,39^2 \cdot 6,6281}{4,06 \cdot 10^{-3}} \cdot \left(\frac{2,75 \cdot 10^{-6}}{4,06 \cdot 10^{-3} \cdot 0,39} \right)^{0,35} = 15675,36 \text{ Па/м}$$

Полученная числовая величина $\Delta\pi_{сл3} = 19437,45 \text{ Па}$ не превышает $[\Delta\pi_{сл3}] = 72\,500 \text{ Па}$.

Полная высота третьего реактора равна:

$$H_{н3} = H_{сл.3} + 0,2 + D_{P3} + 0,225 + 0,425;$$

$$H_{н3} = 6,87 + 0,2 + 2,4 + 0,225 + 0,425 = 10,12 \text{ м.}$$

2.4.3 Результаты расчетов реакторного блока

В результате выполнения расчетов установки каталитического риформинга ЛГ-35-11/300-95 были получены основные размеры трех реакторов с радиальным вводом сырья, имеющей проектную мощность 450 тыс. т/год. В ходе проведения расчета были рассчитаны материальные и тепловые балансы трех реакторов реакторного блока установки. Полученные значения основных размеров реакторов установки каталитического риформинга представлены в таблице 52.

Таблица 52 – Основные размеры реакторов

Параметр	1-й реактор	2-й реактор	3-й реактор
Эквивалентный диаметр частиц катализатора, м	$1,25 \cdot 10^{-3}$	$1,25 \cdot 10^{-3}$	$1,25 \cdot 10^{-3}$
Диаметр реактора, м	2,0	2,2	2,4
Высота слоя катализатора в стакане, м	2,64	3,2	6,87
Полная высота реактора, м	7,49	8,45	10,12

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

Установка каталитического риформинга относится к пожаровзрывоопасным объектам, требующим особого внимания и контроля, как и все остальное оборудование нефтеперерабатывающих заводов [36].

К основным опасным и вредным производственным факторам при эксплуатации установки каталитического риформинга относятся:

1. Наличие пожаро- и взрывоопасных веществ, таких как легковоспламеняющиеся газы (водород, сухой газ) и жидкости (прямогонный бензин, стабильный катализат).

2. Неблагоприятные условия эксплуатации и несоблюдение технических требований.

3. Неконтролируемый выброс опасных веществ в окружающую среду во время процесса реакции риформинга. Например, метан, сероводород, окись углерода и другие химические вещества могут быть выброшены в атмосферу.

4. Утечки нефтепродуктов или химических веществ из емкостей и трубопроводов на установке, которые могут привести к серьезному загрязнению окружающей среды, и возникновению пожара или взрыва.

5. Отравление вредными веществами, повышение уровня вибрации, возможность падения с высоты.

6. Воздействие внешних факторов: Пожар, взрыв, землетрясение или другие внешние факторы могут привести к аварийной ситуации.

Все вышперечисленные факторы могут привести к возникновению различных неполадок, которые могут привести к возгоранию, взрыву и образованию взрывоопасных смесей в помещениях, поражению обслуживающего персонала. Особое внимание стоит уделить наличие на установке пожаровзрывоопасных веществ с которыми необходимо соблюдать все процедуры и правила

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Шуранова П.К.</i>			<i>Расчет установки каталитического риформинга</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Лескова С. А.</i>				<i>У</i>	<i>79</i>	<i>2</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИКиИИ, 0107-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А</i>						

по безопасности их хранения. Помимо этого, соблюдение параметров процесса и правильная эксплуатация оборудования приведет к минимизации аварийных ситуаций.

3.1 Требования безопасности эксплуатации установок каталитического риформинга

Основные причины, способные привести к аварии:

- отступление от норм установленного технологического режима эксплуатации;
- разгерметизация фланцев трубопроводов или аппаратов с нефтепродуктами и создание на площадке любой степени загазованности;
- прекращение подачи на установку электроэнергии, воздуха, технологического воздуха, водяного пара, азота, топлива;
- неисправность средств сигнализации и блокировки технологического процесса.

Наибольшая вероятность риска пожаров и взрывов исходят от нефтепродуктов, такие как: газ и бензин.

Фракция прямогонного бензина с температурами выкипания от 110 °С до 180 °С является одним из основных сырьевых компонентов для процесса каталитического риформинга. Наличие его на установке каталитического риформинга может представлять опасность из-за его легковоспламеняющихся свойств. По степени воздействия на организм человека относится к 4 классу опасности по ГОСТ 12.1.007-76 [37]. При взаимодействии с теплом, искрами или открытым пламенем, бензин может загореться и вызвать пожар или взрыв. Обладает наркотическим действием, поражает центральную нервную систему.

Для минимизации опасностей, связанных с бензином на установке каталитического риформинга, необходимо соблюдать все процедуры и правила по безопасности, проводить регулярную проверку оборудования на предмет течей или повреждений, обучать персоналу правилам безопасного обращения с бензином и другими опасными веществами, а также иметь в наличии средства индивидуальной защиты и оборудование для тушения возможных пожаров.

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		80

Помимо бензина, на установке каталитического риформинга присутствуют еще опасные продукты, которые могут включать в себя:

– *газообразные вещества*, такие как ВСГ, углеводородный газ (метан, этилен и пропилен), которые могут быть взрывоопасными при неправильном хранении или обращении. По степени воздействия на организм человека ВСГ и углеводородный газ относится к 4 классу опасности [37];

– *высокотемпературные катализаторы*, которые могут выделять токсичные пары при нагревании или взаимодействии с другими веществами. Платинорениевый катализатор ПР-81D каталитического риформинга по степени воздействия на организм человека относится к 3 классу опасности [37].

В процессе эксплуатации установки возможно возникновение различных неполадок, которые могут привести к возгоранию, взрыву и образованию взрывоопасны смесей в помещениях. Пожар на установке риформинга может представлять серьезную опасность из-за наличия высокотемпературных процессов, использования взрывоопасных веществ и наличия каталитических материалов, которые могут стать источником возгорания.

По пожарной и взрывопожарной опасности установки каталитического риформирования относятся к категории А согласно статье 27: «Определение категории зданий, сооружений и помещений по пожарной и взрывоопасной опасности», Федерального закона: «Технический регламент о требованиях пожарной безопасности», от 22.07.2008 N 123-ФЗ. К категории А относятся помещения, в которых находятся горючие газы, легковоспламеняющиеся жидкости, которые могут образовывать взрывоопасные газовоздушные смеси или вещества [38]. От категории пожарной и взрывной опасности зависит правильное проектирование и установка пожарной сигнализации, обеспечение требуемого количества противопожарного оборудования.

Для обеспечения пожарной безопасности на установке каталитического риформинга предусматривается:

- 1) Размещение технологического оборудования, сооружений и

трубопроводов в границах технологической установки с учетом категории взрывоопасности блоков и с обеспечением противопожарных разрывов;

2) Обеспечение пожарных проездов внутри территории установки с двумя въездами на внутривозовские автодороги;

3) Ограничение площади разлива легковоспламеняющихся и горючих жидкостей на постаментах и открытых площадках с оборудованием ограждающими бортиками;

4) Огнезащита стальных конструкций постаментов и пролетных строений эстакад;

5) Сбор и отведение атмосферных осадков и случайных проливов технологических продуктов с отбортованных площадок в закрытую подземную сеть канализации;

6) Проведение обязательных мероприятий по пожарной безопасности на установке, а также инструктаж сотрудников;

7) Обеспечение установки автоматических установок пожарной сигнализации;

8) Обеспечение системами пожаротушения (система пенообразования, инертизации, порошкового пожаротушения и другие).

Для предотвращения аварийных ситуаций на установке каталитического риформинга необходимо строго соблюдать все правила техники безопасности, обеспечивать регулярное обслуживание и проверку оборудования, а также иметь планы и меры по предотвращению чрезвычайных ситуаций.

Согласно ГОСТ 12.3.002-2014 «Система стандартов безопасности труда. Процессы производственные. Общие требования безопасности» безопасного ведения производственного процесса предусматривается ряд мероприятий [39]:

- ведение технологического процесса в герметичных аппаратах;
- сброс продуктов из аппаратов на факел при аварийных ситуациях;
- полная автоматизация процесса;
- защита от повышенного давления в аппаратах, работающих под давлением;

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		82

- строгое соблюдение норм предусмотренного технологического режима;
- при повышении концентрации взрывоопасных паров и газов на установке, предусмотрена звуковая и световая сигнализация;
- обязательное соблюдение рабочим персоналом норма охраны труда и своевременная проверка знаний;
- на жидкостных и газовых линиях установлены обратные клапан
- дренирование аппаратов и трубопроводов выполнено в заглубленные герметичные емкости, с последующей переработкой продуктов;
- наличие исправной системы заземления всей аппаратуры;
- бесперебойное снабжение установки сырьем, паром, водой и всем необходимым для бесперебойной работы.

3.2 Охрана труда на установке каталитического риформинга

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).

Согласно статье 212 Трудового кодекса Российской Федерации «Обязанности работодателя в области охраны труда», работодатель на предприятии обязан:

1. Обеспечить безопасность работников при эксплуатации зданий, сооружений, оборудования, осуществлении технологических процессов, а также применяемых в производстве инструментов, сырья и материалов.
2. Обеспечить создание и функционирование системы управления охраной труда.
3. Обеспечить применение прошедших обязательную сертификацию или декларирование соответствия в установленном законодательством Российской Федерации о техническом регулировании порядке средств индивидуальной и коллективной защиты работников.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		83

4. Обеспечить приобретение и выдачу за счет средств предприятия специальной одежды, специальной обуви и других средств индивидуальной защиты, смывающих и обезвреживающих средств, прошедших обязательную сертификацию или декларирование соответствия в установленном законодательством Российской Федерации о техническом регулировании порядке, в соответствии с установленными нормами работникам, занятым на работах с вредными и (или) опасными условиями труда, а также на работах, выполняемых в особых температурных условиях или связанных с загрязнением.

5. Проводить обучения безопасным методам и приемам выполнения работ, и оказанию первой помощи пострадавшим на производстве, проведение инструктажей по охране труда, стажировки на рабочем месте и проверки знания требований охраны труда.

6. Принять меры по предотвращению аварийных ситуаций, сохранению жизни и здоровья работников при возникновении таких ситуаций, в том числе по оказанию пострадавшим первой помощи; расследование и учет в установленном настоящим Кодексом, другими федеральными законами и иными нормативными правовыми актами Российской Федерации порядке несчастных случаев на производстве и профессиональных заболеваний.

В соответствии с пунктом 5.2.73 Положения о Министерстве здравоохранения и социального развития Российской Федерации, утвержденного постановлением Правительства Российской Федерации от 30 июня 2004 года № 321, с изменениями, утвержденными постановлением Правительства Российской Федерации от 7 апреля 2008 года № 248 выдача специальной индивидуальной одежды (СИЗ) и средств индивидуальной защиты работникам нефтяной промышленности [41], работающие на термokatалитических процессах должны иметь защитную одежду, которая представлена в таблице 53. Специальная индивидуальная одежда предназначена для работников таких профессий как: оператор технологических установок; старший оператор технологических установок; машинист технологических насосов; машинист компрессорных установок; начальник смены.

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		84

Таблица 53 – Выдача бесплатных СИЗ работникам термokatалитических процессов нефтяной промышленности

Наименование СИЗ, обуви и других средств индивидуальной защиты	Норма выдачи на год (штуки, пары)
Костюм из смешанных тканей для защиты от общих производственных загрязнений и механических воздействий с маслoводоотталкивающей пропиткой	2 на 2 года
Плащ для защиты от воды	До износа
Ботинки кожаные с жестким подноском	1 пара
Перчатки с полимерным покрытием	6 пар
Каска защитная	1 на 2 года
Очки защитные	До износа
Костюм из смешанных тканей для защиты от общих производственных загрязнений и механических воздействий с маслoводоотталкивающей пропиткой на утепляющей прокладке (в зимний период)	По поясам
Перчатки шерстяные (в зимний период)	6 пар
Валенки с резиновым низом (в зимний период)	По поясам

Нарушение условий охраны труда на любом предприятии способно повлечь за собой рост травматизма, повышение риска профзаболеваний, несчастных случаев и летальных исходов. Некоторые шаги и меры, которые могут уменьшить риски аварий и травм на установке:

1) Обязательное проведение инструктажей по технике безопасности для всех работников, включая инструктаж по правилам пожарной безопасности.

2) Проведение периодических медицинских осмотров работников, занятых на опасных участках предприятия.

3) Проведение обучения и тренингов по охране труда для всех работников на предприятии.

4) Регулярная проверка и обязательное использование средств индивидуальной защиты (СИЗ) для всех работников, включая защитные очки, наушники, респираторы и др.

5) Проведение регулярной проверки электрооборудования и электроустановок на предприятии, а также обучение работников правилам безопасного использования электроприборов.

6) Введение аварийных планов и процедур эвакуации в случае возникновения чрезвычайных ситуаций, таких как пожар, утечка газа и т.д.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате выполнения бакалаврской работы для расчета установки каталитического риформинга была выбрана установка каталитического риформинга со стационарным слоем и периодической регенерацией катализатора ЛГ-35-11/300-95, производительностью 450 млн т/год.

Рассмотрены физико-химические основы процесса; представлены сырье, катализатор и продукция, выбранной установки; указаны основные параметры и их влияние на результат проведения процесса; изучены виды промышленных установок каталитического риформинга (со стационарным слоем катализатора, с движущимся слоем катализатора, с регенерацией катализатора).

В технологической части, исходя из задания, осуществлен расчет реакторного блока установки каталитического риформинга, рассчитан материальный и тепловой баланс трех реакторов. В конце расчета представлены габаритные размеры реакторов, которые сопоставимы с реальными размерами аппарата на заводе. Описана принципиальная технологическая схема установки каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора и представлен ее чертеж.

В части экологичность и безопасность изучены требования пожарной безопасности, охраны труда, охраны экологии на установке каталитического риформинга.

Таким образом, поставленные цели и задачи в полном объеме реализованы.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Шуранова П.К.</i>			<i>Расчет установки каталитического риформинга</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Лескова С.А.</i>				У	86	91
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИКиИИ, 0107-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Молотов, К. В. Повышение эффективности работы реакторов риформинга большой единичной мощности с применением информационно-моделирующих комплексов : дис. на соиск. уч. степ. канд. техн. наук: 05.17.08 / К. В. Молотов. – Томск : Изд-во нац. исслед. Томск. политехн. ун-та, 2012. – 137 с.

2 История развития и современное состояние процесса каталитического риформинга в России. Опыт промышленного производства и эксплуатации новых катализаторов риформинга серии ПР / Д. И. Кирьянов [и др.] // Рос. хим. журнал. – 2018. – Т. 62. – № 1. – С. 12-23.

3 Суханов, В. П. Каталитические процессы в нефтепереработке / В. П. Суханов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Изд-во «Химия», 1973.

4 Рудин, М. Г. Карманный справочник нефтепереработчика / М. Г. Рудин, В. Е. Сомов, А. С. Фомин ; под ред. М. Г. Рудина. – М. : ЦНИИТЭнефтехим, 2004. – 336 с.

5 Хатмуллина, Д. Д. Каталитический риформинг / Д. Д. Хатмуллина // Технические науки: теория и практика: материалы II Междунар. науч. конф. – 2014. – январь : Общ. вопр. техн. наук. – С. 106-109.

6 Мейерс, Р. А. Основные процессы нефтепереработки. Справочник : пер. с англ. 3-го издания / Р. А. Мейерс [и др.]. ; под ред. О. Ф. Глаголевой, О. П. Лыкова. – СПб. : ЦОП «Профессия», 2011. – 944 с.

7 Смидович, Е. В. Технология переработки нефти и газа. Часть 2-я. / Е. В. Смидович. – 3-е изд. перераб. и доп. – М. : Химия, 1980. – 328 с.

8 Пат. 2280062 Российская Федерация, МПК C10G 35/04, C10G 59/02. Способ получения высокооктанового бензина / Д. О. Кондрашев, А. Ф. Ахметов; УГНТУ. – № 2005101164 ; Заявл. 19.01.2005; Оpubл. 20.07.2006, Бюл. № 20.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Шуранова П.К.</i>			<i>Расчет установки каталитического риформинга</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Лескова С.А.</i>				У	87	91
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>			<i>АмГУ, ИКиИИ, 0107-об гр.</i>			
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

9 Заботин, Л. И. Химия и технология вторичных процессов переработки нефти : учеб. пособие / Л. И. Заботин. – Самара : Самар. гос. техн. ун-т, 2014. – 332 с.

10 Косарева, М. А. Основные технологии переработки нефтегазового сырья: учеб. пособие / М. А. Косарева, С. Г. Стахеев, Н. А. Третьякова. – Урал. федер. ун-т. – Екатеринбург : Изд-во Урал. ун-та, 2022. – 110 с.

11 Магарил, Р. З. Теоретические основы химических процессов переработки нефти : учеб. пособие для вузов / Р. З. Магарил. – Л. : Химия, 1985. – 280 с.

12 Мановян, А. К. Технология переработки природных энергоносителей : учеб. пособие для студ. высш. учеб. завед. / А. К. Мановян. – М. : Химия, КолосС, 2004. – 456 с.

13 Бенитес, В. М. Влияние содержания индия на свойства катализатора риформинга бензина на основе Pt-Re/Al₂O₃ : пер. с англ. / В. М. Бенитес, К. Л. Пик // Каталонская летта. – 2010. – № 136. – С. 45-51.

14 Картер, Дж. Л. Биметаллические катализаторы : применение в каталитическом риформинге : пер. с англ. / Дж. Л. Картер [и др.] // Прикладной катализ. – 1982. – С. 321-346.

15 Эпрон, Ф. Каталитические свойства при n-гептановом риформинге катализаторов Pt-Sn и Pt-Ir-Sn/Al₂O₃, полученных методом поверхностной окислительно-восстановительной реакции / Ф. Эпрон, К. Карневилье, П. Марекот // Приложение каталонского поколения. – 2005. – С. 57-69.

16 Башкирцева, Н. Ю. Нефтеперерабатывающий комплекс мира / Н. Ю. Башкирцева // Вестник технологического ун-та – 2015. – Т. 16. – № 6. – С. 63-68.

17 Капустин, В. М. Технология переработки нефти. В 4-х частях. Часть вторая. Физико-химические процессы : учеб. пособие для студ. высш. учеб. заведений / В. М. Капустин, А. А. Гуреев. – М. : Химия, 2015. – 400 с.

18 Вержинская, С. В. Химия и технология нефти и газа : учеб. пос. / С. В. Вержинская, Н. Г. Дигуров, С. А. Синицин. – 2-е изд., испр. и доп. – М. :

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		88

ФОРУМ, 2009. – 400 с.

19 Рудин, М. Г. Карманный справочник нефтепереработчика / М. Г. Рудин, В. Е. Сомов, А. С. Фомин ; под ред. М. Г. Рудина. – М. : ЦНИИТЭнефтехим, 2004. – 336 с.

20 Ахметов, С. А. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: учеб. пос. / С. А. Ахметов [и др.]; под ред. С. А. Ахметова. – Спб. : Недра, 2006. – 672 с.

21 Пат. 2542959 Российская Федерация, МПК С21В 13/00, С01В 3/38. Трубчатая установка риформинга с переменной толщиной стенок и соответствующий способ получения / Ф. Крауч [и др.]. – № 2013125779/02 ; Заявл. 05.11.2010; Опубл. 27.02.2015, Бюл. № 6.

22 Скобло, А. И. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии : учебник для вузов / А. И. Скобло [и др.]. – 3-е изд. перераб. и доп. – М. : ООО «НедраБизнесцентр», 2000. – 677 с.

23 Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов / А. Г. Касаткин. – 10-е изд. – М. : ООО ТИД «Альянс», 2004. – 753 с.

24 Гужель, Ю. А. Процессы и аппараты химической технологии: учебное пособие. Часть вторая. Тепловые процессы и аппараты / Ю. А. Гужель. – Благовещенск: Амурский гос. ун-т, 2020. – 65 с.

25 Филимонова, И. К. Российская нефтепереработка на современном этапе развития / И. К. Филимонова [и др.] // Институт нефтегаз. геол. и геофиз. им А. А. Трофимука СО РАН, Новосибирск. – 2020. – № 17 : «Нефтегазовая вертикаль». – С. 8-20.

26 ГОСТ 326507-2013. Бензины автомобильные и жидкие углеводородные смеси. Определение индивидуального и группового углеводородного состава методом капиллярной газовой хроматографии ; – М.: Стандартиформ, 2015. – 31 с.

27 ГОСТ Р 52714 – 2018. Бензины автомобильные. Определение индивидуального и группового углеводородного состава методом капиллярной газовой

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		89

хроматографии ; М. : Стандартинформ, 2018. – 11 с.

28 ТУ 38.10281-88. Цеолиты общего назначения формованные СО связующим. – Взамен ТУ38 10281-80 ; введ. 16.01.1989. – Российский институт стандартизации, 1989. – 37 с.

29 Пат. 2616606 Российская Федерация, МПК С10L 1/06, С10L 1/18, С10L 1/182, С10L 1/185, С10L 1/16. Высокооктановый автомобильный бензин и антидетонационная добавка для его получения / М. А. Ершов, Г. Н. Романова, Е. В. Александрова, Д. А. Потанин; Акц-ое общ. "Всероссийский научно-исследовательский институт по переработке нефти" (АО "ВНИИ НП"). – № 2016114447 ; Заявл. 14.04.2016 ; Оpubл. 18.04.2017, Бюл. № 11.

30 Панов, А. В. Вторичные процессы – неотъемлемая часть процессов нефтепереработки / А. В. Панов, А. К. Филиппов // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2010. – № 7. – С. 29-30.

31 Прокофьева, Т. В. Технологический расчет реакторного блока установки каталитического риформинга с платиновым катализатором: учебно-методическое пособие / Т. В. Прокофьева, С. С. Круглов (ст.), С. С. Круглов (мл.) – М. : Изд-ий центр РГУ нефти и газа (НИУ) имени И. М. Губкина, 2019. – 42 с.

32 Евдокимова, Н. Г. Технологические расчеты химических реакторов переработки углеводородного сырья : учебно-методическое пособие для студентов. Часть 2. Каталитические процессы / Н. Г. Евдокимова [и др.]. – Уфа: Уфимский гос. нефт. техн. ун-т. – 2011. – 66 с.

33 Варгафтик, Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н. Б. Варгафтик – М. : ГРФМЛ, 1972. – 720 с.

34 Сарданашвили, А. Г., Львова А. И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. / А. Г. Сарданашвили, А. И. Ливова. – 2-е изд. – М. : Химия, 1980. – 256 с.

35 Кондрашева, Н. К. Технологические расчеты и теория каталитического риформинга бензина : учеб. пособие / Н. К. Кондрашева [и др.]. – Уфа: ООО «Монография», 2008. – 160 с.

					ВКР.947535.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		90

36 Каталитический риформинг. Техника безопасности и противопожарная профилактика [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <https://e-him.ru/?page=dynamic§ion=32&article=388>. – 20.05.24.

37 ГОСТ 12.1.007-76. Система стандартов безопасности труда. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности. ; М. : Стандартинформ, 2007. – 7 с.

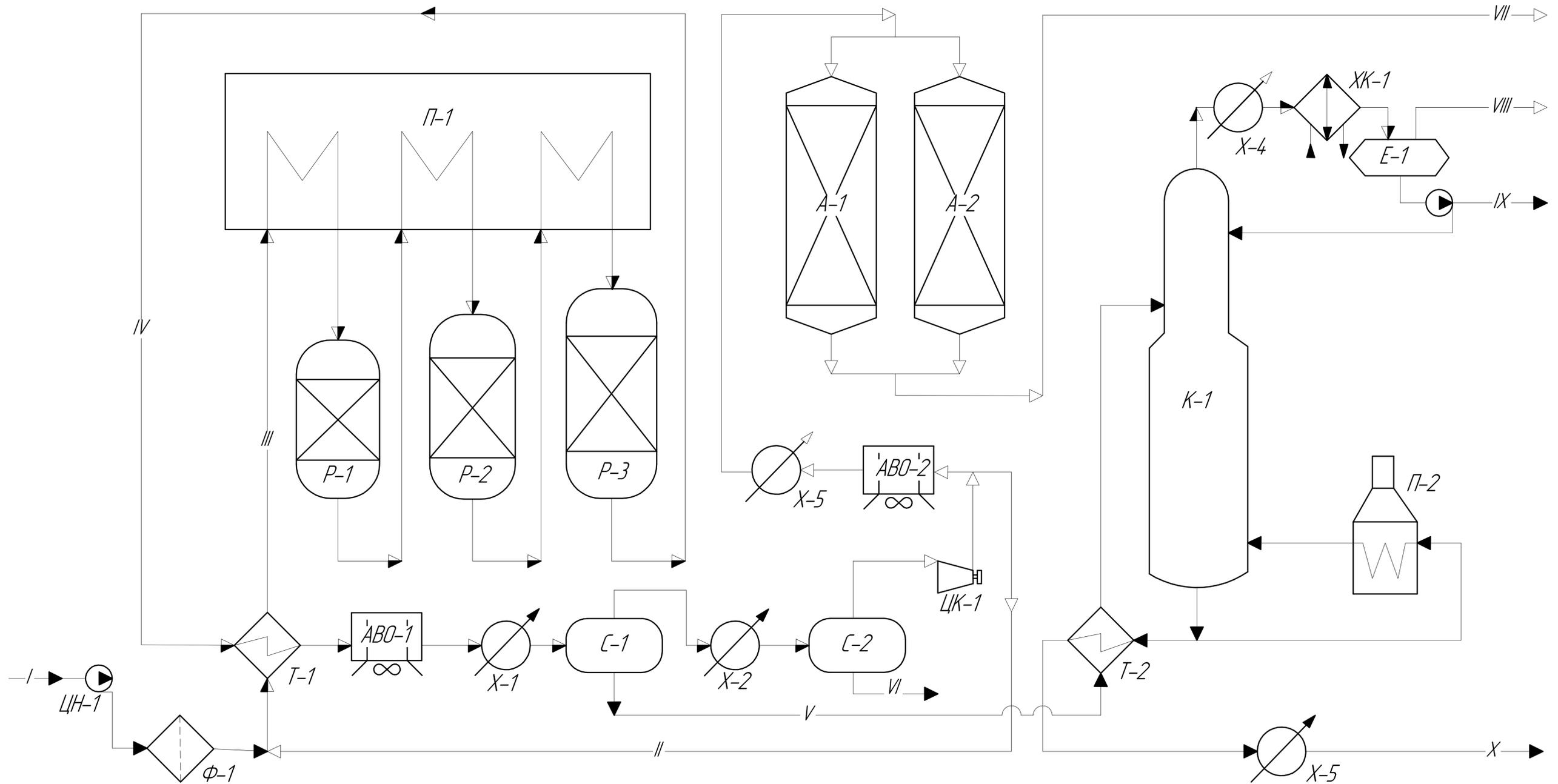
38 Федеральный закон от 22.07.2008 N 123-ФЗ (ред. От 30.04.2021) «Технический регламент о требованиях пожарной безопасности» // Собр. Законодательства Российской Федерации. – 2008. – № 123. – ст. 27.

39 ГОСТ 12.3.002-2014. Система стандартов безопасности труда. Процессы производственные. Общие требования безопасности. ; М. : Стандартинформ, 2016. – 12 с.

40 ТК РФ Статья 212. Обязанности работодателя по обеспечению безопасных условий и охраны труда от 30.12.2001 № 197-ФЗ (ред. От 29.12.2020) // Собр. Законодательства Российской Федерации. – 2020. – № 197. – ст. 212.

41 Постановление Правительства Российской Федерации от 30 июня 2004 г. (с изм. от 7 апреля 2008 г. № 248) «Об утверждении Типовых норм бесплатной выдачи специальной одежды, специальной обуви и других средств индивидуальной защиты работникам нефтяной промышленности, занятым на работах с вредными и (или) опасными условиями труда, а также на работах, выполняемых в особых температурных условиях или связанных с загрязнением». – 2004. – № 321. – ст. 2898.

					<i>ВКР.947535.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		91



Обозначение	Наименование	Количество
A-1-2	Адсорбер	2
ABO-1-2	Аппарат воздушного охлаждения	2
E-1	Рефлюксная емкость	1
K-1	Колонна-стабилизатор	1
П-1-2	Печь	2
P-1-3	Реактор	3
C-1-2	Сепаратор	2
T-1-2	Теплообменник	2
X-1-5	Холодильник воздушного и водяного охлаждения	5
XK-1	Холодильник-конденсатор	1
ЦН-1-2	Центробежный насос	2
ЦК-1	Центробежный компрессор	1
Ф-1	Фильтр	1

Потоки	Наименование
-I-	Сырье
-II-	Водородсодержащий газ
-III-	Газосырьевая смесь
-IV-	Газопродуктовая смесь
-V-	Нестабильный катализат
-VI-	Конденсат
-VII-	Осушенный и очищенный водородсодержащий газ
-VIII-	Углеводородный газ
-IX-	"Стабильная головка"
-X-	Стабильный катализат

				ВКР.94.7535.180301.ТС			
				Расчет установки каталитического риформинга			
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лист	Масштаб	
Разраб.	Шкорова Г.К.				у	1:1	
Проб.	Лескова С.А.				Лист 1	Листов 1	
Т.контр.							
Исполн.	Радына Т.А.	Технологическая схема установки каталитического риформинга с неподвижным слоем катализатора				АМГУ ИЖИИ	
Удб.	Гижель Ю.А.	Копиробал				0107-ад	
				Формат А1			

Лист 1 из 1
 Дата: 10.08.2018
 Проект: 0107-ад
 Исполнитель: Радына Т.А., Гижель Ю.А.
 Проверенный: Шкорова Г.К., Лескова С.А.
 Составитель: Шкорова Г.К.