

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

Институт природных ресурсов
Направление подготовки (специальность) 18.04.01 Химическая технология
Кафедра химической технологии топлива и химической кибернетики

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы
Снижение коксообразования в реакторах риформинга оптимальной подачей воды и хлорсодержащих соединений в реакционную зону

УДК 665.73.092.89-044.57

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ5Б	Глик Павел Андреевич		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Иванчина Э.Д.	д.т.н.		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Креницына З.В.	к.т.н		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Раденков Т.А.	–		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Зав. кафедрой	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
ХТТ и ХК	Юрьев Е.М.	к.т.н., доцент		

Томск – 2017 г.

ПЛАНИРУЕМЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ОБУЧЕНИЯ ПО ООП

Код результата	Результаты образовательной деятельности
P1	Применять глубокие, математические, естественнонаучные, социально-экономические и профессиональные знания в области энерго- и ресурсосберегающих процессов химической технологии, нефтехимии и биотехнологии в профессиональной деятельности.
P2	Ставить и решать инновационные задачи производственного анализа, связанные с созданием и переработкой материалов с использованием моделирования объектов и процессов химической технологии, нефтехимии и биотехнологии с учетом минимизации антропогенного воздействия на окружающую среду.
P3	Разрабатывать новые технологические процессы на основе математического моделирования, проектировать и использовать энерго- и ресурсосберегающее оборудование химической технологии, нефтехимии и биотехнологии
P4	Проводить теоретические и экспериментальные исследования в области разработки и оптимизации технологических процессов и систем с позиций энерго- и ресурсосбережения.
P5	Внедрять и эксплуатировать современное высокотехнологичное оборудование, обеспечивать его высокую эффективность, соблюдать правила охраны здоровья и безопасности труда на производстве, выполнять требования по защите окружающей среды.
P6	Демонстрировать глубокие знания социальных, этических и культурных аспектов инновационной профессиональной деятельности.
P7	Самостоятельно учиться и непрерывно повышать квалификацию в течение всего периода профессиональной деятельности.
P8	Активно владеть иностранным языком на уровне, позволяющем работать в иноязычной среде, разрабатывать документацию, презентовать результаты профессиональной деятельности.
P9	Эффективно работать индивидуально и в коллективе, демонстрировать ответственность за результаты работы и готовность следовать корпоративной культуре организации.

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

Институт природных ресурсов
Направление подготовки (специальность) 18.04.01 Химическая технология
Кафедра химической технологии топлива и химической кибернетики

УТВЕРЖДАЮ:
Зав. кафедрой ХТТ и ХК

(Подпись) (Дата) (Ф.И.О.)

**ЗАДАНИЕ
на выполнение выпускной квалификационной работы**

В форме:

магистерской диссертации
(бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)

Студенту

Группа	ФИО
2ДМ5Б	Глику Павлу Андреевичу

Тема работы:

Снижение коксообразования в реакторах риформинга оптимальной подачей воды и хлорсодержащих соединений в реакционную зону	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	№ 762/с от 13.12.2016 г.

Срок сдачи студентом выполненной работы:	24 мая 2017 г.
--	----------------

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

<p>Исходные данные к работе</p> <p><i>(наименование объекта исследования или проектирования; производительность или нагрузка; режим работы (непрерывный, периодический, циклический и т. д.); вид сырья или материал изделия; требования к продукту, изделию или процессу; особые требования к особенностям функционирования (эксплуатации) объекта или изделия в плане безопасности эксплуатации, влияния на окружающую среду, энергозатратам; экономический анализ и т. д.).</i></p>	<p>Объект исследования – установки каталитического риформинга прямогонных бензинов ЛЧ-35-11/1000 и Л-35-11/600 в составе ООО «Киришинефтеоргсинтез» в г.Кириши. В качестве сырья установок выступают прямогонные бензиновые фракции 80-180 °С, производительность установок 1000 тыс. т/год (ЛЧ-35-11/1000) и 600 тыс. т/год (Л-35-11/600). Режим работы установок – с периодической регенерацией катализатора. Основное назначение установок каталитического риформинга является производство высокооктанового компонента автомобильного бензина. Основная проблема эксплуатации установок – быстрая</p>
---	---

	деактивация катализатора риформинга коксов ввиду неоптимальной подачи в реакторный блок деминерализованной воды и хлорорганических соединений.
<p>Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов</p> <p><i>(аналитический обзор по литературным источникам с целью выяснения достижений мировой науки техники в рассматриваемой области; постановка задачи исследования, проектирования, конструирования; содержание процедуры исследования, проектирования, конструирования; обсуждение результатов выполненной работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</i></p>	<ol style="list-style-type: none"> 1 Патентный обзор 2 Аналитический обзор <ol style="list-style-type: none"> 2.1 Теоретические основы процесса 2.2 Сырье процесса 2.3. Химизм процесса 2.4 Основные факторы процесса риформинга 3 Характеристика исходного сырья, готовой продукции и вспомогательных материалов 4 Описание технологической схемы <ol style="list-style-type: none"> 4.1 Блоки деаэрации, гидроочистки и риформинга 4.2 Узел промывки тракта блока гидроочистки от солей аммония 4.3 Блок утилизации тепла отходящих дымовых газов 4.4 Цикл регенерации 4.5 Узел приготовления и подачи хлорорганического и сераорганического соединений 4.6 Узел увлажнения системы каталитического риформинга 5 Технико-технологический расчет <ol style="list-style-type: none"> 5.1 Мониторинг работы установки риформинга ЛЧ-35-11/1000 5.2 Влияние состава сырья на показатели свойств катализата 5.3 Направления дезактивации катализатора и методы сохранения активности 5.4 Окисление аморфного кокса водой. Методология расчета оптимального расхода воды в реактор 5.5 Коррекция баланса металлических и кислотных центров катализатора с целью оптимизации эксплуатационных характеристик катализатора 5.6 Динамика изменения скорости коксонакопления в условиях оптимальной подачи воды в реакторный блок 5.7 Регулирование содержания хлора на Pt/Al₂O₃-катализаторе 5.8 Сравнительная характеристика методов расчета расходов воды и хлорорганики в реакторы риформинга 6 Аналитический контроль технологического процесса 7 Автоматизация технологического процесса 8 Обеспечение производственной и экологической безопасности <ol style="list-style-type: none"> 8.1 Производственная безопасность 8.2 Санитарно-гигиенические условия труда на

	установке 8.3 Экологическая безопасность 8.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях 8.5 Средства индивидуальной и коллективной защиты на установке 8.6 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности 9 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение 9.1 Предпроектный анализ 9.2 Инициация проекта 9.3 Планирование научно-исследовательских работ 9.4 Бюджет научного исследования 9.5 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования
--	--

Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы

(с указанием разделов)

Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Креницына Зоя Васильевна, к.т.н., доцент
Социальная ответственность	Раденков Тимофей Алесандрович, ассистент

Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:

1. Патентный обзор
2. Аналитический обзор

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	15 февраля 2017 г.
---	--------------------

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Иванчина Эмилия Дмитриевна	д.т.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ5Б	Глик Павел Андреевич		

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

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ5Б	Глик Павлу Андреевичу

Институт	ИПР	Кафедра	ХТТ и ХК
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	Химическая технология

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

1. <i>Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих</i>	<i>Бюджет научного исследования должен обеспечить полное и достоверное отражение всех видов планируемых расходов. В процессе формирования бюджета, планируемые затраты группируются по статьям.</i>
2. <i>Нормы и нормативы расходования ресурсов</i>	<i>Методические указания по разработке раздела</i>
3. <i>Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования</i>	<i>Отчисления на социальные нужды в 2017 году составляет 30 %</i>

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. <i>Оценка коммерческого и инновационного потенциала НТИ</i>	<i>1.1 Потенциальные потребители результатов исследования 1.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения 1.3 SWOT-анализ 1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации 1.5 Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования</i>
2. <i>Разработка устава научно-технического проекта</i>	<i>2.1. Устав проекта 2.2. Организационная структура проекта 2.3 Ограничения и допущения проекта</i>
3. <i>Планирование процесса управления НТИ: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок</i>	<i>3.1. Иерархическая структура проекта 3.2. Контрольные события проекта 3.3. План проекта 3.4. Бюджет научного исследования 3.5. Организационная структура проекта</i>
4. <i>Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности</i>	<i>4.1 Оценка сравнительной эффективности исследования</i>

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

<ol style="list-style-type: none"> 1. Сегментирование рынка 2. SWOT-анализ 3. Оценка конкурентоспособности технических решений 4. График проведения и бюджет НТИ 5. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НТИ

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

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент кафедры менеджмента	Креницына Зоя Васильевна	к.т.н., доцент		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ5Б	Глик Павел Андреевич		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ5Б	Глик Павлу Андреевичу

Институт	ИПР	Кафедра	ХТТ и ХК
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	Химическая технология

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

<p>1. Описание рабочего места (рабочей зоны, технологического процесса, механического оборудования) на предмет возникновения:</p> <ul style="list-style-type: none"> – вредных проявлений факторов производственной среды (метеоусловия, вредные вещества, освещение, шумы, вибрации, электромагнитные поля, ионизирующие излучения) – опасных проявлений факторов производственной среды (механической природы, термического характера, электрической, пожарной и взрывной природы) – негативного воздействия на окружающую природную среду (атмосферу, гидросферу, литосферу) – чрезвычайных ситуаций (техногенного, стихийного, экологического и социального характера) 	<p>Рабочей зоной является центральная операторная установки риформинга ЛЧ-35-11/1000 Киришского НПЗ ООО «КИНЕФ», а также территория самой установки. В рабочей зоне могут влиять следующие вредные факторы: опасные химические реагенты, плохая освещенность помещения, электромагнитное излучение, высокий уровень шума. Опасные факторы: повышенная температура поверхностей оборудования, поражение электрическим током, возникновение пожаров в результате работы с легковоспламеняющимися жидкостями и газами. Выбросы вредных веществ в атмосферу: серосодержащие соединения, предельные и непредельные углеводороды и т.д. Основной угрозой является возникновение чрезвычайных ситуаций техногенного характера.</p>
<p>2. Знакомство и отбор законодательных и нормативных документов по теме</p>	<p>Федеральный закон № 426-ФЗ от 28 декабря 2013 года «О специальной оценке условий труда». Федеральный закон №184-ФЗ «о техническом регулировании от 27 декабря 2002 года. Федеральный закон № 123-ФЗ от 22 июля 2008 г (ред от 10.07 2012 г) «Технический регламент о требованиях к пожарной безопасности»</p>

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

<p>1. Анализ выявленных вредных факторов проектируемой производственной среды в следующей последовательности:</p> <ul style="list-style-type: none"> – физико-химическая природа вредности, её связь с разрабатываемой темой; – действие фактора на организм человека; – приведение допустимых норм с необходимой размерностью (со ссылкой на соответствующий нормативно-технический документ); – предлагаемые средства защиты (коллективной защиты, индивидуальные защитные средства). 	<p>Наличие вредных веществ (бензины, сероводород, углеводородные газы, щелочи, кислоты, кислые воды). Недостаточная освещенность помещений. Повышенный уровень шума. Неоптимальные микроклиматические условия в летнее и холодное время года. Средства защиты коллективные и индивидуальные.</p>
<p>2. Анализ выявленных опасных факторов проектируемой</p>	<p>К опасным факторам относят</p>

<p><i>произведённой среды в следующей последовательности, промышленная санитария:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> – механические опасности (источники, средства защиты); – термические опасности (источники, средства защиты); – электробезопасность (в т.ч. статическое электричество, молниезащита – источники, средства защиты); – пожаровзрывобезопасность (причины, профилактические мероприятия, первичные средства пожаротушения) 	<p><i>оборудования с повышенной или пониженной температурой поверхности, токоведущие части электрооборудования, повышенное значение напряжения в электрической цепи, молниезащита (необходимо заземление), возникновение пожара. Использование средств защиты коллективных и индивидуальных.</i></p>
<p><i>3. Охрана окружающей среды, экологическая безопасность:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> – защита селитебной зоны; – анализ воздействия объекта на атмосферу (выбросы); – анализ воздействия объекта на гидросферу (сбросы); – анализ воздействия объекта на литосферу (отходы); – разработать решения по обеспечению экологической безопасности со ссылками на НТД по охране окружающей среды. 	<p><i>Селитебная зона должна располагаться с наветренной стороны выше по течению реки.</i></p> <p><i>На окружающую среду воздействуют вредные вещества: углеводороды, сероводород, щелочи, кислоты. Они используются в процессе проведения исследования.</i></p> <p><i>Химическое загрязнение водотоков в результате отмывания химических отходов в канализационную сеть</i></p>
<p><i>4. Защита в чрезвычайных ситуациях:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> – перечень возможных ЧС на объекте; – выбор наиболее вероятных ЧС; – разработка превентивных мер по предупреждению ЧС; – разработка мер по повышению устойчивости объекта к данным ЧС; – разработка действий в результате возникшей ЧС и мер по ликвидации её последствий. 	<p><i>Возможные ЧС: пожар, взрыв, разрушение зданий в результате разрядов атмосферного электричества, ураган, землетрясение.</i></p> <p><i>Наиболее актуальная ЧС – возникновение пожара со взрывом. Для его ликвидации необходимо использовать лафетные стволы, дренчерные системы пожаротушения, пенотушение, огнетушители, песок.</i></p>
<p><i>5. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> – специальные (характерные для проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; – организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны на установке. 	<p><i>Каждому работающему с вредными химическими веществами выдается молоко и средства индивидуальной защиты. Проводятся инструктажи, обучение.</i></p> <p><i>Организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны: технический перерыв, полная изоляция от производственных источников шума и вибрации.</i></p>

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

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Раденков Т.А.	–		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ5Б	Глик Павел Андреевич		

Реферат

Выпускная квалификационная работа студента содержит 157 страниц, 25 рисунков, 40 таблиц, 50 литературных источников, 1 приложение.

Ключевые слова: риформинг, высокооктановый компонент, моделирование, гидроочистка, товарный бензин, катализатор риформинга, октановое число.

В представленной работе осуществлены исследования в области повышения эффективности работы установки риформинга прямогонных бензиновых фракций.

Для достижения указанной цели были поставлены и достигнуты следующие задачи:

- проанализировать работу установок риформинга ЛЧ-35-11/1000 и Л-35-11/600 ООО «Киришинефтеоргсинтез» в г.Кириши;
- осуществить анализ оптимальной работы реакторных блоков указанных установок;
- рассмотреть пути максимизации ресурса катализатора риформинга путем оптимизации подачи деминерализованной воды и хлорорганических соединений в реакционную зону;
- оценить экономический эффект предлагаемого проекта на основании существующих методик оптимизации.

По итогам исследований были сформулированы рекомендации по оптимальному режиму ведения процесса, разработана собственная методика расчета оптимальных расходов воды и хлора с учетом коксонакопления на катализаторе.

Магистерская диссертация выполнялась в рамках научно-исследовательской практики на установке ЛЧ-35-11/1000 цеха № 4 ООО «КИНЕФ» под руководством доктора технических наук, профессора кафедры ХТТ и ХК НИ ТПУ Иванчиной Э.Д студентом группы 2ДМ5Б Глик П.А.

Оглавление

Реферат	10
Введение	14
1 Патентный обзор	15
2 Аналитический обзор	24
2.1 Теоретические основы процесса	24
2.2 Сырье процесса	25
2.3 Химизм процесса	26
2.3.1 Гидрирование сернистых соединений	27
2.3.2 Гидрирование кислородсодержащих соединений	28
2.3.3 Гидрирование азотсодержащих соединений	29
2.3.4 Гидрирование олефиновых соединений	29
2.3.5 Гидрирование хлорорганических соединений	29
2.3.6 Дегидрирование нафтеновых углеводородов с образованием ароматических.....	30
2.3.7 Дегидроизомеризация пятичленных нафтенов с образованием ароматических углеводородов.....	30
2.3.8 Дегидроциклизация парафиновых углеводородов до ароматики	30
2.3.9 Изомеризация парафиновых углеводородов (алканов).....	30
2.3.10 Гидрокрекинг (деструктивная гидрогенизация) алканов.....	31
2.3.11 Гидрогенолиз	31
2.4 Основные факторы процесса риформинга	32
2.4.1 Температура	32
2.4.2 Давление.....	34
2.4.3 Кратность циркуляции водородсодержащего газа	34
2.4.4 Объемная скорость подачи сырья	36
2.4.5 Содержание хлора на катализаторе.....	36
2.4.6 Активность катализатора	36
3 Характеристика исходного сырья, готовой продукции и вспомогательных материалов	38
4 Описание технологической схемы.....	41
4.1 Блоки деаэрации, гидроочистки и риформинга.....	41
4.2 Узел промывки тракта блока гидроочистки от солей аммония	45
4.3 Блок утилизации тепла отходящих дымовых газов	45
4.4 Цикл регенерации	47
4.4.1 Регенерация алюмокобальтмолибденового катализатора блока гидроочистки	47
4.4.2 Регенерация полиметаллического катализатора риформинга	53

4.4.3 Регенерация цеолитов	59
4.5 Узел приготовления и подачи хлорорганического и сераорганического соединений ...	60
4.6 Узел увлажнения системы каталитического риформинга	62
5 Техничко-технологический расчет	63
5.1 Мониторинг работы установки риформинга ЛЧ-35-11/1000	63
5.2 Влияние состава сырья на показатели свойств катализата.....	69
5.3 Направления дезактивации катализатора и методы сохранения активности	72
5.4 Окисление аморфного кокса водой. Методология расчета оптимального расхода воды в реактор	75
5.5 Коррекция баланса металлических и кислотных центров катализатора с целью оптимизации эксплуатационных характеристик катализатора.....	78
5.6 Динамика изменения скорости коксонакопления в условиях оптимальной подачи воды в реакторный блок	79
5.7 Регулирование содержания хлора на Pt/Al ₂ O ₃ -катализаторе	83
5.8 Сравнительная характеристика методов расчета расходов воды и хлорорганики в реакторы риформинга.....	86
6 Аналитический контроль технологического процесса	88
7 Автоматизация технологического процесса	94
8 Обеспечение производственной и экологической безопасности	111
8.1 Производственная безопасность	111
8.2 Санитарно-гигиенические условия труда на установке.....	113
8.3 Экологическая безопасность	120
8.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях.....	122
8.5 Средства индивидуальной и коллективной защиты на установке.....	123
8.6 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности.....	125
9 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	127
9.1 Предпроектный анализ.....	127
9.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования.....	127
9.1.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	128
9.1.3 SWOT-анализ.....	130
9.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации	131
9.1.5 Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования	133
9.2 Инициация проекта.....	133
9.2.1 Цели и результаты проекта	134
9.2.2 Организационная структура проекта	134

9.2.3 Ограничения и допущения проекта.....	135
9.3 Планирование научно-исследовательских работ	136
9.3.1 Иерархическая структура работ проекта	137
9.3.2 Контрольные события проекта	137
9.3.3 План проекта.....	138
9.4 Бюджет научного исследования.....	140
9.4.1 Сырье, материалы, покупные изделия и полуфабрикаты (за вычетом отходов)....	140
9.4.2 Расчет затрат на специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ	141
9.4.3 Расчет затрат на электроэнергию	142
9.4.4 Расчет заработной платы исполнителей темы	142
9.4.5 Дополнительная заработная плата научно-производственного персонала.....	144
9.4.6 Отчисления на социальные нужды.....	145
9.4.7 Накладные расходы.....	145
9.4.8 Формирование бюджета затрат научно-исследовательского проекта.....	145
9.4.9 Организационная структура проекта.....	147
9.5 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования	147
9.5.1 Оценка сравнительной эффективности исследования	147
Заключение.....	151
Список публикаций студента	152
Список использованных источников.....	153

Введение

В связи с усовершенствованием технологий и усилением контроля экологического воздействия топлив при сгорании на окружающую среду возникает ряд проблем, с которыми сталкиваются нефтеперерабатывающие компании. Одной из таких проблем является быстрая дезактивация катализаторов риформинга в виду неоптимальной подачи деминерализованной воды и хлорорганических соединений в реакционную зону.

К решению данной проблемы нефтяные компании подходят по-разному, но наиболее быстрый и рациональный способ – компьютерное моделирование процессов риформинга.

Каталитические системы являются довольно сложными в описании, поскольку представляют собой многофакторные динамические объекты, при этом состоящие из каскада процессов или объектов. В частности, реакторный блок риформинга – трех или четырех реакторная система, в каждом реакторе протекают различные процессы, поэтому метод моделирования обеспечивает индивидуальный подход к каждому из реакторов.

На сегодняшний день большинство нефтеперерабатывающих компаний стремятся к математическому и компьютерному моделированию процессов нефтепереработки и нефтехимии, поскольку это открывает новые возможности в оптимизации всего процесса, блока процессов и завода в целом.

Таким образом, крупные нефтяные компании стремятся к развитию теоретической и практической базы знаний путем интегрирования с научно-исследовательскими центрами или на основании школ моделирования при высших учебных заведениях. Такая интеграция на сегодняшний день позволяет не только успешно сотрудничать ВУЗам и нефтяным компаниям, но и обеспечивает отработку практических навыков студентов еще в момент обучения в университете.

1 Патентный обзор

Наиболее важным документом при проведении технологического процесса наряду с технологическим регламентом и технологическим руководством является патент. Современное патентное право определяет исключительное правомерное использование оригинальных изобретений, методов и усовершенствований.

Целями патентных исследований являются:

- определения уровня развития техники и технологии направления;
- анализ применения прогрессивных решений предлагаемого проекта по сравнению с выявленными наиболее совершенными разработками в процессе патентного поиска.

Период патентного поиска составил 24 года – с 1994 по 2017 гг. В качестве предмета поиска выступал «катализатор риформинга бензинов».

Согласно Международной патентной классификации определено, что изобретения относятся к разделу «C10G» - Крекинг углеводородных масел; производство жидких углеводородных смесей, например путем деструктивной гидрогенизации, олигомеризации, полимеризации; извлечение углеводородных масел из горючих сланцев, нефтеносных песков или газов; очистка смесей, состоящих в основном из углеводородов; риформинг бензинолигроиновых фракций; минеральные воски.

Патентный поиск осуществлялся по бюллетеням «Изобретения. Полезные модели» патентного фонда Российской Федерации по базам данным Федерального института промышленной собственности (ФИПС) [1].

За указанный период поиска было выявлено 169 патентов на изобретения, способствующие усовершенствованию работы катализатора риформинга бензиновых фракций, в свою очередь было отобрано 24 изобретения наиболее значимых в данной работе.

Перечень найденных и выбранных изобретений представлен ниже в таблицах 1 и 2.

Таблица 1 – Перечень изобретений близких к представленному проекту

№	МПК (51)	№ охранных документов (11) или (21)	Дата опубликования (45)	Название изобретения (54)
1	C10G59/00 C10G59/02	2 451 058	20.05.2012	Способ получения высокооктанового компонента моторного топлива
2	C07C2/86 C10C15/02 C10G35/04	2 558 955	10.08.2015	Способ получения концентрата ароматических углеводородов из жидких углеводородных фракций и установка для его осуществления
3	C10G59/00 C10G69/08	2 387 699	27.04.2010	Способ получения высокооктанового бензина
4	C10G45/04 C10G35/06	2 608 775	24.01.2017	Способ получения сфероидальных частиц оксида алюминия
5	C10G59/02	2 091 436	27.09.1997	Способ получения автомобильного бензина
6	C10G35/09 B01J37/02	2 289 475	20.12.2006	Катализатор для риформинга бензиновых фракций и способ его приготовления
7	C10G59/02	1 426 070	27.09.1999	Способ подготовки сырья для каталитического риформинга бензинов
8	C10G35/06 B01J35/06	2 109 791	27.04.1998	Способ получения высокооктанового бензина
9	C10G63/04	1 817 465	10.10.1995	Способ получения высокооктанового бензина
10	C10G59/00 C10G69/08	2 119 527	27.09.1998	Способ получения высокооктанового компонента моторного топлива
11	C10G35/09	2 097 404	27.11.1997	Способ каталитического риформинга бензиновых фракций
12	C10G35/04 C10G39/02	2 280 062	20.07.2006	Способ получения высокооктанового бензина
13	C10G35/085	2 404 227	20.11.2010	Способ риформинга прямогонных бензиновых фракций
14	C10G59/02	2 044 760	27.09.1995	Способ получения высокооктанового бензина
15	C10G35/085	2 337 127	27.10.2008	Способ каталитического риформинга бензиновых фракций
16	C10G35/04 B01J23/46	2 344 877	27.01.2009	Катализатор для риформинга бензиновых фракций
17	C10G59/02 C10G69/08	2 487 161	10.07.2013	Способ получения высокооктанового бензина
18	C10G35/06 B01J21/04 B01J35/04	2 560 161	20.08.2015	Носитель, способ его приготовления, способ приготовления катализатора риформинга и способ риформинга бензиновых фракций
19	C10G35/085 C10G35/095	2 471 854	10.01.2013	Катализатор для риформинга бензиновых фракций и способ его приготовления
20	C10G35/24 C10D27/00	2 486 227	27.06.2013	Способ управления процессом каталитического риформинга
21	B01J21/04 B01J37/02	2 177 826	10.01.2002	Способ приготовления платиносодержащего катализатора для риформинга бензиновых фракций
22	B01J37/02 B01J23/67	2 010 601	22.09.1994	Способ приготовления катализатора риформинга бензиновых фракций
23	B01J23/67 C10G35/085	2 594 482	20.08.2016	Катализатор для риформинга бензиновых фракций
24	C10G59/06 C10G63/06	2 524 213	27.07.2014	Способ получения высокооктанового автомобильного бензина

Таблица 2 – Публикация изобретений за весь период поиска по годам

Объект техники	Страна	Количество патентов за год											
		1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
Катализатор риформинга бензинов	РФ	9	13	11	7	9	10	10	4	3	4	5	5
Объект техники	Страна	Количество патентов за год											
		2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Катализатор риформинга бензинов	РФ	9	3	4	4	7	5	6	7	7	11	8	9

После анализа изобретений, представленных в таблице 1, были отобраны 7 наиболее схожих с предметом поиска. Характеристика выбранных изобретений следующая:

1. Способ риформинга прямоугольных бензиновых фракций

(11) 2 404 427

(21) 2009120006/04

(22) 26.05.2009

(51) C10G35/058

(72) Лавренев А.В., Казаков М.О., Дуплякин В.К., Лихолобов В.А.

(73) Министерство промышленности и торговли РФ (RU)

(57) Изобретение относится к области нефтепереработки, в частности к технологиям производства моторных топлив. Изобретение касается способа риформинга прямоугольных бензиновых фракций в присутствии водородсодержащего газа в системе из нескольких последовательно соединенных реакторов с платиносодержащими катализаторами при повышенном давлении и температуре, осуществляемый в три стадии при давлении на входе системы реакторов риформинга 1,5 МПа, мольном отношении водород/сырье не менее 8. На первой стадии ароматизацию циклоалканов и алканов контактированием углеводородных компонентов с

алюмоплатинорениевым катализатором проводят при массовой скорости подачи сырья в расчете на массу катализатора 2 ч^{-1} и температуре $490\text{-}500 \text{ }^\circ\text{C}$, на второй стадии гидроизомеризацию аренов, циклоалканов и алканов проводят на цирконоалюмосульфатном катализаторе, содержащем платину, при массовой скорости подачи сырья в расчете на массу катализатора $4\text{-}8 \text{ ч}^{-1}$ и температуре 300°C и на третьей стадии ароматизацию циклоалканов на алюмоплатинорениевом катализаторе проводят при массовой скорости подачи сырья $4\text{-}8 \text{ ч}^{-1}$ и температуре $420\text{-}440 \text{ }^\circ\text{C}$. Технический результат – получение высокооктанового компонента с пониженным содержанием ароматических углеводородов и повышение эффективности приготовления современных экологически чистых бензинов.

2. Носитель, способ его приготовления, способ приготовления катализатора риформинга и способ риформинга бензиновых фракций

(11) 2 560 161

(21) 2014114651/04

(22) 15.04.2014

(51) C10G35/06

(72) Иванова А.С., Носков А.С., Корнеева Е.В., Карасюк Н.В., Корякина Г.И., Белых А.С., Удрас И.Е., Кирьянов Д.И.

(73) ОАО НК «Роснефть» (RU)

(57) Изобретение относится к способу приготовления носителя $\text{Sn}(\text{Zr})\text{-}\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ для катализатора риформинга бензиновых фракций, при этом носитель готовят осаждением раствора азотнокислого алюминия водным раствором аммиака, с последующими стадиями фильтрации суспензии и промывки осадка, его пептизации кислотой с одновременным введением модифицирующей добавки $\text{Sn}(\text{Zr})$ жидкофазным формованием псевдозоля в виде гранул сферической формы, с последующей промывкой сферических гранул, сушкой и термической обработкой, при этом получают сферический носитель диаметром $1,7\pm 0,1 \text{ мм}$, характеризующийся мономодальным распределением пор по размерам с величиной удельной поверхности, равной $(265\div 326) \text{ м}^2/\text{г}$, объемом

пор - $(0,6 \div 0,68)$ см³/г, средним диаметром пор - $(8,0 \div 9,6)$ нм, насыпным весом - $(0,53 \div 0,59)$ г/см³ и механической прочностью - $(148 \div 205)$ кг/см². Изобретение также относится к способу приготовления катализатора риформинга пропиткой носителя Sn- γ -Al₂O₃. раствором, содержащим платинохлористоводородную кислоту в пересчете на Pt 0,24 \div 0,26 мас. %, или пропиткой носителя Zr- γ -Al₂O₃ раствором, содержащим ренийевую кислоту в пересчете на Re 0,28-0,29 мас. % и платинохлористоводородную кислоту в пересчете на Pt 0,24 \div 0,26 мас. %. Также изобретение относится к способу риформинга бензиновых фракций в присутствии катализаторов, приготовленных описанными выше способами. Технический результат - высокая активность и селективность катализаторов в процессе риформинга бензиновых фракций.

3. Катализатор для риформинга бензиновых фракций и способ его приготовления

(11) 2 471 854

(21) 2011150736/04

(22) 13.12.2011

(51) C10G35/085

(72) Красий Б.В., Козлова Е.Г., Сорокин И.И., Марышев В.Б., Осадченко А.И.

(73) ООО НПФ «ОЛКАТ» (RU)

(57) Изобретение относится к катализаторам риформинга. Описан катализатор для риформинга бензиновых фракций, включающий платину, (возможно) рений, хлор, цеолит и гамма оксид алюминия, аморфный алюмосиликат при следующем содержании указанных компонентов, мас. %: платина - 0,1-1,0; (возможно) рений - 0,1-0,5; хлор - 0,1-1,0; цеолит - 0,5-3,9; аморфный алюмосиликат - 1-2; гамма оксид алюминия - остальное. Описан способ приготовления указанного выше катализатора путем смешения порошков гидроксида алюминия с цеолитом, пептизации смеси водным раствором кислоты, гранулирования, термообработки полученных гранул носителя с последующим нанесением на поверхность носителя активных

компонентов - платины в виде водного раствора платинохлористоводородной кислоты и хлора в виде соляной кислоты, сушки и прокаливания катализатора, причем пептизацию смеси порошков гидроксида алюминия с цеолитом осуществляют 0,5-20 % водным раствором органической кислоты, например лимонной, уксусной, щавелевой, а термообработку носителя проводят при температуре 630-700 °С. Технический результат - увеличение активности, стабильности и селективности катализатора.

4. Способ управления процессом каталитического риформинга

(11) 2 486 227

(21) 2012119748/04

(22) 14.05.2012

(51) C10G35/24

(72) Веревкин А.П., Муртазин Т.М., Денисов С.В., Нигматуллин В.Р., Теляшев Э.Г.

(73) ГУП ИНХП Республики Башкортостан (RU)

(57) Изобретение относится к области нефтеперерабатывающей промышленности, в частности к способам управления процессом каталитического риформинга при получении высокооктанового бензина. Изобретение касается способа, включающего в себя регулирование температурного профиля последовательности реакторов, расчет приращения октанового числа на каждом реакторе, температуру на вводе сырья в реакторы, прогнозируемое время пробега катализатора, оценку относительной активности катализатора и подбор скорости изменения дезактивации катализатора, которая прогнозирует одинаковую (с заданной точностью) продолжительность эксплуатации катализатора по каждому реактору до наступления критических значений дезактивации, при этом осуществляют регулирование режима таким образом, чтобы время межрегенерационного пробега катализатора по реакторам было максимальным при условии обеспечения заданных значений показателей качества, а достижение требуемых температур сырья на входах в реакторы определяют из заданных условий. Технический результат –

оперативная оптимизация технологического режима без использования лабораторных анализов на основе вычислительной процедуры оценки степени активности катализатора и качества целевого продукта.

5. Способ приготовления платинорениевого катализатора для риформинга бензиновых фракций

(11) 2 177 826

(21) 2000131749/04

(22) 18.12.2000

(51) B01J21/04

(72) Рабинович Г.Л., Жарков Б.Б.

(73) ОАО «ВНИИНефтехим» (RU)

(57) Изобретение относится к производству катализаторов, в частности платинорениевого катализатора риформинга бензиновых фракций. Рений наносят на свежесажженный гидроксид алюминия смешением гидроксида алюминия с водным раствором рениевой кислоты или ее аммонийной соли. Носитель формируют в гранулы, сушат при температуре 110-130 °С, прокаливают при температуре 550-550 °С, после чего носитель пропитывают водным раствором платинохлористоводородной кислоты с последующей осушкой и прокаливанием полученного катализатора. Достигается повышение стабильности катализатора в начальный период его эксплуатации. Катализатор, приготовленный по данному способу, вводят в эксплуатацию без предварительного осернения.

6. Способ приготовления катализатора риформинга бензиновых фракций

(11) 2 010 601

(21) 92 5064601

(22) 22.09.1992

(51) B01J37/02

(72) Красий Б.В., Сорокин И.И., Крачилов Д.К., Чистякова В.А., Зеленцов Ю.Н., Порублев М.А., Щекера Д.В., Бабиков А.Ф.

(73) ЗАО «ОЛКАТ» (RU)

(57) Использование: нефтепереработка. Сущность изобретения: порошок гидроксида алюминия с размером частиц 0,2-250 мкм при среднем эквивалентном диаметре 20 - 120 мкм пластифицируют. Полученную пластичную массу экструдировывают на никелевом прессе. Сушат в токе нагретого воздуха. Высушенные экструдаты прокаливают в токе воздуха, содержащего 13-69,2 об. % водяного пара. Носитель пропитывают водным раствором, содержащим платину, галоген и промотор. Катализатор сушат и прокаливают. Характеристика катализатора: выход ароматических углеводородов в среднем за цикл испытания составляет 58,2-59,3 мас. %.

7. Способ получения высокооктанового автомобильного бензина

(11) 2 524 213

(21) 2013128118/04

(22) 13.06.2013

(51) C10G59/06

(72) Шакун А.Н., Федорова М.Л., Карпенко Т.В.

(73) ОАО «НПП Нефтехим», ОАО «Газпромнефть-ОНПЗ» (RU)

(57) Изобретение относится к получению высокооктанового автомобильного бензина. Изобретение касается способа получения высокооктанового автомобильного бензина с низким содержанием ароматических углеводородов, в том числе бензола, путем фракционирования бензиновых фракций на легкую, среднюю и тяжелую фракции, каталитической изомеризации легкой фракции на сульфатированном цирконийоксидном катализаторе, средней бензиновой фракции на вольфраматированном цирконийоксидном катализаторе и каталитического риформинга тяжелой фракции на платинорениевом или платинооловянном катализаторе и смешение изомеризатов и риформата с добавлением или без добавления автокомпонентов различного происхождения. Фракционирование бензиновых фракций проводят так, что все парафиновые углеводороды C_7H_{16} в исходном сырье распределяются по трем фракциям в следующем соотношении: в легкой фракции - от 0,3 до 3 % мас.; в средней фракции - от 70 до 95 % мас.; в тяжелой

фракции - от 3 до 30 % мас. Технический результат - получение высокооктановых автомобильных бензинов, соответствующих требованиям современных стандартов.

В результате анализа семи отобранных патентов была составлена сводная таблица, в которой представлены технические результаты изобретений в процессе развития катализаторов риформинга (табл. 3).

Таблица 3 – Технические результаты изобретений

Патент №/год	Технический результат		
	Повышение активности катализатора	Повышение каталитических свойств	Увеличение ресурса катализатора
2 010 601 / 1992	-	+	-
2 177 826 / 2000	+	-	-
2 404 427 / 2009	-	-	+
2 471 854 / 2011	+	+	-
2 486 227 / 2012	+	+	-
2 524 213 / 2013	+	+	-
2 560 161 / 2014	+	+	+

Согласно анализу, представленному в таблице 3, следует, что совершенствование катализаторов риформинга, а также поддержание рабочих параметров процесса определяется повышением активности катализатора риформинга, наряду с селективностью. В свою очередь малое внимание уделяется увеличению ресурса катализатора, что отмечается в сохранении срока службы катализатора на прежнем уровне в представленных патентах.

В 2010-х годах отмечается тенденция к управлению активностью катализатора риформинга таким образом, чтобы увеличить ресурс загружаемого катализатора с сохранением качества получаемой продукции (патенты № 2400427/2009, № 2560161/2014).

Согласно динамике патентной активности (табл. 2) отмечается тенденция к увеличению патентования в 2015-17 гг после экстремума 2007-2009 гг.

2 Аналитический обзор

2.1 Теоретические основы процесса

Риформинг бензиновых фракций – каталитическое риформирование прямогонных бензиновых фракций при умеренных температурах и повышенных давлениях водорода в реакторном блоке на полифункциональном катализаторе с целью получения высокооктанового компонента для приготовления товарных автобензинов, а также комплекса ароматических углеводородов (бензол, толуол, ксилолы – ВТК) и водорода.

Современная нефтеперерабатывающая промышленность выделяет несколько типов риформинга бензиновых фракций [2]:

1) Платформинг – процесс с непрерывной регенерацией катализатора на платиносодержащем катализаторе, лицензиаром которой является компания UOP (США), первая промышленная установка запущена в 1971 году; процесс ориентирован на высокий выход катализата – компонента автобензинов.

2) Каталитический риформинг – процесс с периодической регенерацией, в последовательных реакторах с кратным соотношением объемов катализатора, разработанный компанией IFP (Франция), первая промышленная установка запущена в 1964 году; ориентирован процесс на получение высокоароматизированного риформата при высоком давлении (до 10 МПа), и умеренных температурах 380 – 460 °С.

3) Аромайзинг – процесс с непрерывной регенерацией катализатора, разработан компанией IFP (Франция), впервые реализован в 1977 году, имеет промышленное назначение в получении ароматического концентрата (БТК) либо высокоароматизированного риформата, используются лифт-реакторы.

Основными лицензиарами и патентообладателями, а также компаниями с собственными технологиями риформинга бензиновых фракций являются «Exxon Mobil», «PetroChina», «Chevron», «Total», «Sinopec», «Shell», «Газпром», «Роснефть», «Reliance Industries», «Лукойл» [3].

Риформинг является базовым процессом переработки нефтяного сырья, поэтому установка каталитического риформинга является неотъемлемой для нефтеперерабатывающего завода (НПЗ) мощностью по исходному сырью – нефти – свыше 0,5 – 1 млн. т в год. Ценность установок риформинга на интегрированных НПЗ заключается в большей степени не только получением высокооктанового компонента автомобильных бензинов, но и производства дешевого водорода, потребность которого высока в таких процессах, как гидроочистка, деароматизация и деметаллизация, гидрокрекинг, а также в самом процессе риформинга [4].

2.2 Сырье процесса

В качестве сырья процесса риформинга выступают прямогонные бензиновые фракции (с октановым числом не превышающим 65 пунктов) с установки фракционирования нефти (температуры кипения 80 – 180 °С) [5], при этом в целях предотвращения отравления катализатора каталитическими ядами перед реакторным блоком риформинга всегда присутствует блок гидроочистки.

Органические соединения серы, кислорода, азота, а также металлорганические соединения являются ядами для применяемых в процессе риформирования полиметаллических катализаторов. Блок гидроочистки предназначен для очистки сырья установки от этих соединений. Предварительно, на блоке деаэрации методом адсорбции водородсодержащим газом производится очистка сырья от растворенного кислорода.

Процесс гидроочистки основывается на реакциях гидрогенизации, в результате которых органические соединения серы (тиолы, сульфиды, дисульфиды, тиофены и др.), кислорода (фенолы и др.) и азота (пиррол, пиридин, хинолин и др.) превращаются в углеводороды с выделением сероводорода, воды и аммиака.

Металлорганические соединения также подвергаются превращению. При этом металлы практически полностью адсорбируются на применяемом в процессе гидроочистки катализаторе.

Газообразные продукты реакций (сероводород, аммиак, пары воды, хлористый водород, углеводородный газ) удаляются из гидрогенизата путем отпарки.

В процессе гидроочистки одновременно с реакциями превращения органических соединений серы, кислорода, азота и металлоорганических соединений протекают также реакции изомеризации парафиновых и нафтеновых углеводородов, насыщения непредельных углеводородов, гидрокрекинга, гидрирования хлорорганических соединений и реакции, приводящие к образованию хлористого аммония и кокса. При повышенных температурах возможно частичное дегидрирование нафтеновых углеводородов.

Интервал кипения сырья определяет направление переработки углеводородов. В случае интервалов кипения 80 – 110 °С сырье направляют на получение концентрата БТК, в случае утяжеленного сырья 150 – 180 °С – сырье ориентируют на производство полиароматики и более чистого водород содержащего газа (ВСГ). В рамках получения компонента автомобильного бензина в качестве сырья используют фракцию 85 – 180 °С, поскольку конечный продукт будет удовлетворять широкому спектру требований к компоненту автомобильного топлива, от октанового числа (ОЧ) и давления насыщенных паров (ДНП), до группового состава продукта.

Таким образом, установку риформинга можно ориентировать на выпуск той или иной продукции (БТК, полиароматика, высокоароматизированный компонент бензинов) в зависимости от исходного сырья и технологических параметров процесса.

2.3 Химизм процесса

Как отмечалось выше, перед реакторным блоком риформинга необходимо осуществить гидроочистку сырья с получением гидрогенизата.

При этом протекает ряд химических превращений с целью получения гидрогенизата требуемого качества.

Сущность каталитического риформинга заключается в реакциях дегидрирования и дегидроизомеризации нафтеновых углеводородов, дегидроциклизации и изомеризации парафиновых (алкановых) углеводородов, содержащихся в бензиновых фракциях, в связи с чем, октановое число бензинов значительно возрастает. Кроме указанных реакций частично протекают реакции деструктивной гидрогенизации (гидрокрекинга и гидрогенолиза) [6].

Реакции прямого дегидрирования насыщенных углеводородов протекают со значительным поглощением тепла (эндотермический эффект). Несмотря на то, что другие реакции, связанные с гидрированием, имеют противоположный характер (экзотермичны) – в целом процесс риформирования протекает с большим потреблением тепла. Поэтому процесс проводится в три ступени с промежуточным подогревом реакционной смеси.

При каталитическом риформинге протекают реакции превращения практически всех групп углеводородов, находящихся в сырье.

Ниже представлены последовательно реакции, протекающие в блоках гидроочистки и риформинга [7].

2.3.1 Гидрирование сернистых соединений

В результате реакций из сераорганических соединений образуется сероводород и углеводороды, строение которых зависит от строения исходных сернистых соединений.

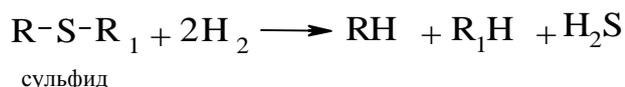
Из всех сернистых соединений легче гидрируются алифатические (тиолы, сульфиды) и труднее ароматические (тиофены и бензотиофены). При этом общий объем алифатических сернистых соединений кратно превышает ароматические в составе исходного сырья гидроочистки.

1. Тиолы гидрируются до сероводорода и соответствующего углеводорода:

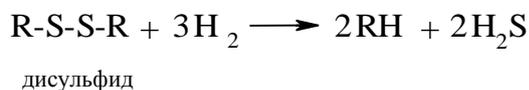


2. Сульфиды:

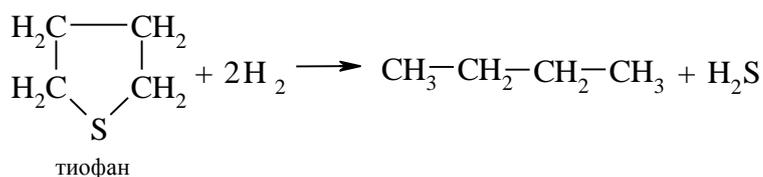
а) алифатические гидрируются через стадию образования тиолов:



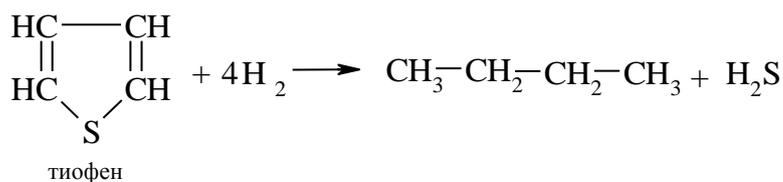
б) дисульфиды гидрируются аналогичным образом:



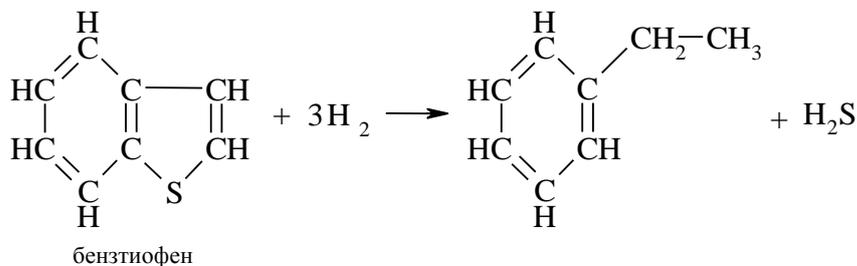
в) тиофаны моноциклического строения гидрируются с образованием алифатического углеводорода:



г) тиофены гидрируются до алифатических углеводородов:

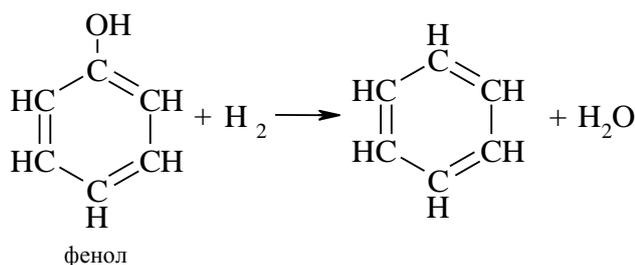


д) бензтиофены гидрируются с образованием этилбензола:



2.3.2 Гидрирование кислородсодержащих соединений

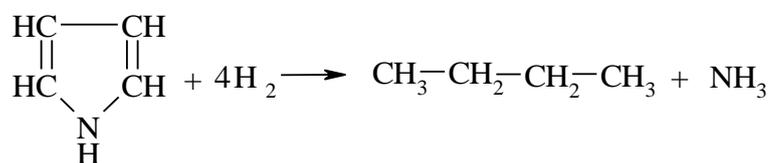
Из возможных кислородсодержащих соединений в прямогонном бензине обнаруживают только фенол и растворенный кислород:



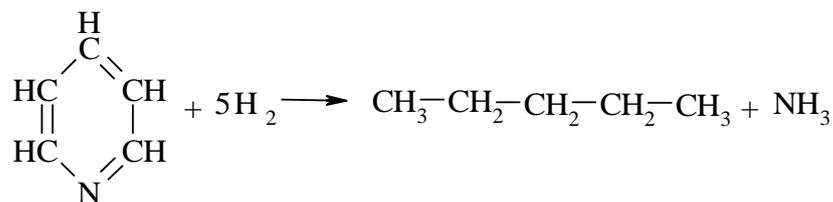
2.3.3 Гидрирование азотсодержащих соединений

Основными азотсодержащими соединениями являются пиррол, пиридин и хинолин, которые гидрируются следующим образом:

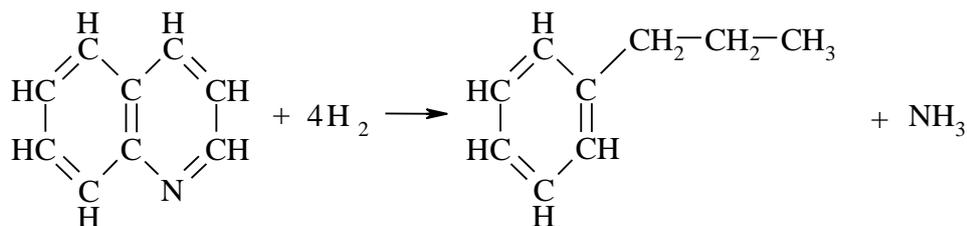
а) пиррол:



б) пиридин:

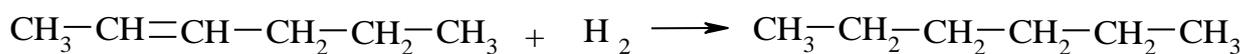


в) хинолин:



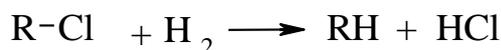
2.3.4 Гидрирование олефиновых соединений

Гидрирование олефиновых соединений протекает до полного насыщения молекулы водородом:



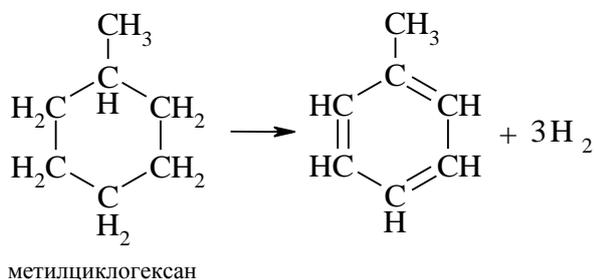
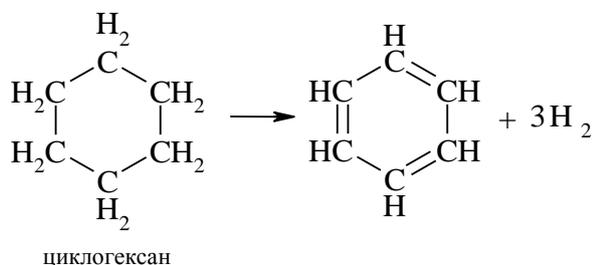
2.3.5 Гидрирование хлорорганических соединений

Имеющиеся хлорорганические соединения (в следовом количестве) гидрируются с образованием хлороводорода:

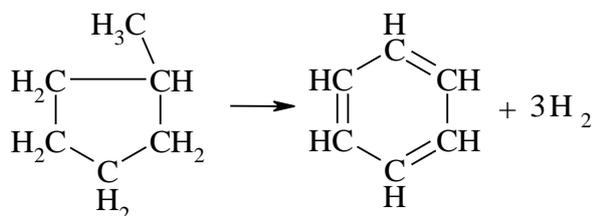


2.3.6 Дегидрирование нафтеновых углеводородов с образованием ароматических

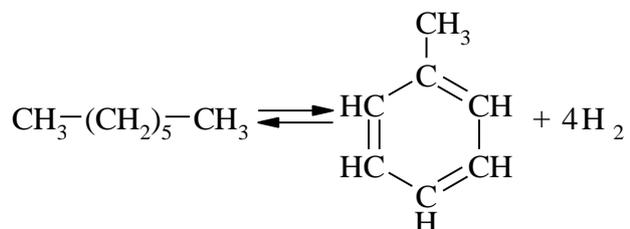
Базовыми реакциями, протекающими в реакторах риформинга, являются реакции образования бензола и этилбензола:



2.3.7 Дегидроизомеризация пятичленных нафтенов с образованием ароматических углеводородов



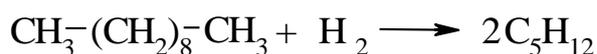
2.3.8 Дегидроциклизация парафиновых углеводородов до ароматики



2.3.9 Изомеризация парафиновых углеводородов (алканов)



2.3.10 Гидрокрекинг (деструктивная гидрогенизация) алканов



Гидрокрекингу подвергаются парафиновые углеводороды и, в меньшей степени, нафтеновые.

Реакции протекают на кислотных центрах катализатора, однако, начальная и конечная стадии процесса: образование олефинов и гидрирование продуктов распада – протекают на металлических участках катализатора, которым свойственны дегидрирующая и гидрирующая функции.

2.3.11 Гидрогенолиз



Реакции гидрогенолиза получают развитие при пуске свежих и отрегенерированных катализаторов в процессе риформинга и приводят, в отличие от гидрокрекинга, к преимущественному образованию метана в газообразных продуктах. Реакции гидрогенолиза протекают на металлических участках катализатора.

Вызывая утяжеление циркулирующего водородсодержащего газа и снижение концентрации водорода в нем, реакции гидрогенолиза в пусковой период могут привести к полной дезактивации катализатора.

Реакции гидрокрекинга и гидрогенолиза нежелательны с точки зрения создания помех протеканию основных реакций: дегидрирования нафтеновых и дегидроциклизации парафиновых углеводородов. Указанные реакции снижают технико-экономические показатели процесса.

Кроме того, в процессе риформинга протекает целый ряд других реакций:

а) гидрирование сернистых соединений (следов с установки гидроочистки);

б) расщепление и деалкилирование ароматических углеводородов, образовавшихся в первых реакторах реакторного блока;

в) реакции уплотнения (поликонденсации) ароматических углеводородов, что приводит к закоксовыванию катализатора.

Преобладание той или иной реакции и глубина ее протекания зависят от состава сырья, условий процесса и применяемого катализатора. Например, при работе блока риформинга на катализаторах серии «RG» содержание серы в гидрогенизате не должно превышать 0,5 ppm. Важнейшим условием нормальной эксплуатации блока риформинга является также низкая влажность в зоне реакции, так как катализаторы этой серии содержат в качестве кислотного промотора – хлор.

2.4 Основные факторы процесса риформинга

Основными параметрами, влияющими на процесс риформирования бензинов, являются: температура, давление, кратность циркуляции водородсодержащего газа, объёмная скорость подачи сырья, водно-хлорный баланс и активность катализатора [8]. Рассмотрим индивидуально влияние каждого из них.

2.4.1 Температура

Температура на входе в реакторы является основным регулирующим параметром процесса, определяющим жесткость процесса и получение катализата заданной октановой характеристики [9].

На всех этапах эксплуатации катализатора температуры на входе в реакторы должны поддерживаться на минимально возможном уровне, соответствующем степени активности катализатора и определяющем длительность рабочего цикла.

Температура должна быть снижена перед уменьшением загрузки по сырью и повышена после повышения загрузки по сырью.

При повышении температуры в реакторах ускоряются все реакции риформинга. Наиболее чувствительными к повышению температуры являются

реакции гидрокрекинга, приводящие к снижению выхода катализата и повышению плотности циркулирующего водородсодержащего газа.

При нормальной скорости подъема температуры в реакторах плотность циркулирующего водородсодержащего газа плавно растет (концентрация водорода плавно снижается) и является одним из критериев активности катализатора при прочих равных условиях его эксплуатации.

Разность между температурами в реакторах I-ой и III-ей ступени при восходящем или нисходящем распределении не должна превышать 10 °С.

Чувствительность к изменению температуры повышается от I-ой ступени к III-ей и зависит от состава сырья и распределения катализатора.

Для установок риформинга чаще всего принимается распределение катализатора по ступеням 1:2,5:5 или 1:2:4, реже 1:3:7.

Для сравнения работы установки в различные периоды, с целью определения скорости дезактивации катализатора, определяется средняя температура процесса по формуле [10]:

$$T_{\text{ср.}} = q_1(t_1 + 0,8\Delta t_1) + q_2(t_2 + 0,7\Delta t_2) + q_3(t_3 + 0,5\Delta t_3),$$

где: t_1, t_2, t_3 - температуры на входе в реакторы I, II, III ступеней;

$\Delta t_1, \Delta t_2, \Delta t_3$ - температурные перепады в реакторах I, II, III ступеней;

q_1, q_2, q_3 - количество катализатора в реакторах I, II, III ступеней.

Температурный перепад по реакторам определяется групповым составом сырья, селективностью катализатора, параметрами процесса и уменьшается по мере отработки (дезактивации) катализатора и развития реакций гидрокрекинга.

Температурный перепад по ступеням риформирования реакторного блока (платформинг – стационарный слой катализатора) может достигать:

I ступень - до минус 80 °С;

II ступень - до минус 50 °С;

III ступень - до минус 30 °С.

2.4.2 Давление

На установках риформинга предусматривается снижение давления в системе каталитического риформинга к последнему по ходу сырья реактору.

При снижении давления усиливаются реакции ароматизации (дегидрирования нафтенов и дегидроциклизации парафинов) при одновременном увеличении коксообразования. Однако использование высокостабильных катализаторов позволяет свести коксообразование до минимума и обеспечить длительность межрегенерационного цикла до 12 месяцев и более [11].

Давление на входе в реактор I ступени определяется гидравлическим сопротивлением системы между ним и реактором III-ей ступени и повышается по мере дезактивации катализатора, роста коксоотложений и плотности циркулирующего водородсодержащего газа. При этом колебания давления должны быть минимальными, а давление на всех этапах эксплуатации катализатора должно поддерживаться на минимальном уровне, т.к. при повышении давления увеличивается скорость реакций гидрокрекинга и подавляются реакции ароматизации.

С повышением общего давления в системе повышается парциальное давление водорода. Увеличение парциального давления водорода замедляет реакции, приводящие к коксообразованию, снижается содержание непредельных углеводородов в жидких продуктах реакции. Повышение давления увеличивает скорости реакций гидрокрекинга и деалкилирования, при этом равновесие реакции сдвигается в сторону образования парафинов, газообразование всегда возрастает и, следовательно, снижается выход катализата. Таким образом, процесс следует проводить при умеренных давлениях, чаще всего 1,3 – 1,5 МПа.

2.4.3 Кратность циркуляции водородсодержащего газа

Кратность циркуляции водородсодержащего газа и концентрация водорода в нем определяют мольное соотношение «водород/сырье» в системе. Этот параметр является определяющим интенсивность коксообразования,

длительность межрегенерационного цикла и срок службы катализатора в целом.

Увеличение мольного соотношения «водород/сырье» ведет к подавлению реакций ароматизации, хотя и снижает коксоотложение на катализаторе.

При уменьшении мольного соотношения «водород/сырье» коксоотложение на катализаторе увеличивается, что приводит к сокращению срока службы катализатора, но, с другой стороны, ускоряются реакции дегидрирования нафтеновых и дегидроциклизации парафиновых углеводородов.

Например, для установки ЛЧ-35/11-1000 предусматривается мольное соотношение «водород/сырье» - 5:1, что в пересчете на кратность циркуляции водородсодержащего газа составляет $1000 \div 1200 \text{ м}^3$ газа на 1 м^3 сырья в час в зависимости от концентрации водорода в циркуляционном газе.

Мольное соотношение (М) связано с кратностью циркуляции водородсодержащего газа (W, $\text{м}^3/\text{м}^3$ сырья) следующим соотношением [12]:

$$M = 4,46 \times 10^{-4} \frac{W \cdot C_{\text{H}_2} \cdot m}{\rho}, \text{ где:}$$

M - мольное соотношение «водород/сырье»;

W - кратность циркуляции водородсодержащего газа (по приборам);

C_{H_2} - концентрация водорода, % об.;

ρ - плотность сырья, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Средний молекулярный вес сырья определяется по формуле:

$$m = 60 + 0,3t_{50} + 0,001(t_{50})^2, \text{ где:}$$

t_{50} - температура отгона 50% объемных сырья по ГОСТ 2177.

Минимально допустимая кратность, соответствующая минимальному мольному соотношению, должна выдерживаться на всех этапах эксплуатации установки. Данный параметр оперативно контролируется.

2.4.4 Объемная скорость подачи сырья

Объемная скорость подачи сырья на катализатор определяет глубину превращения сырья и получение катализата заданного качества.

При увеличении объемной скорости увеличивается выход катализата, а степень его ароматизации уменьшается. Достижение требуемой степени ароматизации возможно в этом случае повышением температуры, что, в конечном счете, приводит к сокращению цикла реакции.

Уменьшение объемной скорости способствует усилению реакций ароматизации, а также реакций гидрокрекинга и коксоотложения. При уменьшении объемной скорости предварительно должна снижаться и температура до уровня, обеспечивающего получение качественного катализата и подавление реакций гидрокрекинга.

Объемная скорость подачи сырья по блоку риформинга для ряда отечественных и зарубежных установок поддерживается по верхнему предельному значению на уровне 1,5–2,0 час⁻¹ [13].

2.4.5 Содержание хлора на катализаторе

Содержание хлора на катализаторе можно регулировать непосредственно в условиях его эксплуатации, изменяя подачу хлорорганического соединения в зону катализа. Тем самым можно ослаблять или усиливать кислотную функцию катализатора и таким образом воздействовать на скорости кислотно-катализируемых реакций (дегидроциклизация, гидрокрекинг, дегидроизомеризация). Оптимальное содержание хлора на катализаторе приводит к наиболее выгодному соотношению скорости реакций при риформинге [14].

2.4.6 Активность катализатора

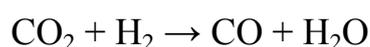
Высокая степень активности катализатора способствует преимущественному протеканию реакций дегидроциклизации алканов и дегидрирования нафтенев. При снижении активности увеличивается удельный вес прочих реакций, особенно деструктивной гидрогенизации.

Полиметаллический катализатор чувствителен к ряду веществ, которые отравляют его, снижая эффективность работы и срок службы. Ядами катализатора являются сера и азот, содержащиеся в сырье в виде органических соединений.

Для их удаления сырье подвергается гидроочистке. Содержание сероводорода в циркулирующем газе не должно превышать 10 ppm. Содержание в гидрогенизате серы выше 0,5 ppm и азота выше 1 ppm не допускается.

Ядом для катализатора является также вода, которая может вноситься с гидрогенизатом. При влажности в системе риформинга более 50 ppm происходит быстрое дехлорирование катализатора и снижение его активности. Переосушка системы также вредна, поскольку при этом усиливаются реакции распада парафинов и нафтенов, снижается концентрация водорода в циркулирующем газе, уменьшается октановое число и выход катализата.

Сильнейшим ядом катализатора является окись углерода, адсорбция которой на поверхности кристаллов платины влечет за собой необратимую дезактивацию катализатора. На алюмоплатиновых катализаторах при температуре 150÷200 °С протекает реакция образования окиси углерода по схеме [14]:



Не допускается попадание на катализатор разного рода масел, которые приводят к закоксовыванию и снижению активности полиметаллических катализаторов.

Из рассмотренных факторов наибольшее влияние на результаты риформинга оказывают два – это температура и давление. В процессе работы активность катализатора постепенно падает. Поэтому для получения продуктов нужного качества в запланированных количествах приходится по мере снижения активности катализатора повышать входные температуры в реакторах.

3 Характеристика исходного сырья, готовой продукции и вспомогательных материалов

Характеристика исходного сырья классического риформинга на примере установки ЛЧ-35/11-1000 представлена в таблице 1.

Таблица 1 – Характеристика исходного сырья установки риформинга

№ п/п	Наименование сырьевого потока	Номер государственного отраслевого стандарта, технических условий, стандарта организации	Показатели качества, подлежащие к проверке	Норма по ГОСТ
1	Фракция бензиновая прямогонная 85-180 °С	СТП 401046, СТП.СК П-К-47	1. Фракционный состав, °С: - начало кипения, не ниже - 10 % перегоняется в пределах - 50 % перегоняется в пределах - 90 % перегоняется в пределах - конец кипения, не выше 2. Содержание бициклических ароматических углеводородов, % масс. 3. Углеводородный состав, % масс. 4. Содержание серы, % масс., не более 5. Октановое число, моторный метод 6. Давление насыщенных паров, кПа 7. Плотность при 20 °С, кг/м ³	90 95-115 112-128 165-175 175 0,05 55 - 75 660 – 740
2	Гидрогенизат	СТП.СК П-К-48	1. Содержание микропримесей серы, ppm, не более 2. Содержание сероводорода 3. Содержание влаги, ppm 4. Фракционный состав, °С 5. Углеводородный состав, % масс. 6. Плотность при 20 °С, кг/м ³ 7. Октановое число, моторный метод 8. Давление насыщенных паров, кПа	0,5 отсутствие 5 - 20 660 - 740 60 - 80
3	Циркулирующий ВСГ блока гидроочистки	СТП.СК П-К-92	1. Содержание водорода, % об., не менее 2. Углеводородный состав, % об. 3. Плотность, кг/м ³ 4. Содержание сероводорода, ppm	70
4	Циркулирующий ВСГ блока риформинга	СТП.СК П-К-93	1. Содержание водорода, % об., не менее 2. Углеводородный состав, % об. 3. Плотность, кг/м ³ 4. Содержание сероводорода, ppm, не более 5. Содержание хлороводорода, мг/м ³	70 10

В результате риформирования и сепарирования полученных продуктов получается набор углеводородных газовых погонков и катализата (таблица 2).

Таблица 2 – Характеристика получаемой продукции установки ЛЧ-35/11-1000

№ п/п	Наименование продукта	Номер государственного отраслевого стандарта, технических условий, стандарта организации	Показатели качества, подлежащие к проверке	Норма по ГОСТ
1	Стабильный катализат	СТП.СК II-K-48	1. Фракционный состав, °С: - начало кипения, не ниже - 10 % - 50 % - 90 % - конец кипения Выход, % об. 2. Октановое число - по моторному методу, не менее: а) при выработке компонента А-76 б) при выработке компонента А-92 - по исследовательскому методу, не менее а) при выработке компонента А-92 б) при выработке компонента А-96 в) при выработке компонента А-98 3. Содержание сероводорода 4. Давление насыщенных паров, Па, не более - лето - зима 5. Углеводородный состав, % масс. 6. Плотность при 20 °С, кг/м ³	35 82,0 84,0 92,0 96,0 96,5 отсутствие 39996 53329
2	Газ отпарки	СТП.СК II-K-94	1. Содержание водорода, % об. 2. Углеводородный состав, % об. 3. Плотность, кг/м ³ 4. Содержание сероводорода, ppm	
3	Конденсат отпарки (отгон)	СТП.СК II-K-49	1. Углеводородный состав, % об. 2. Плотность, тн/м ³ 3. Содержание сероводорода, % масс.	
4	Газ углеводородный сухой	СТП.СК II-K-95	1. Углеводородный состав, % об.: - содержание C ₄ и выше, не более 2. Содержание водорода, % об. 3. Плотность, кг/м ³ 4. Содержание сероводорода, ppm	10
5	Головка стабилизации	СТП.СК II-K-96	1. Углеводородный состав, % масс.: - содержание пропана (C ₃ H ₈), не менее - содержание C ₅ и выше, не более 2. Плотность, тн/м ³ 3. Содержание сероводорода, % масс.	20 5
6	Сероводород	СТП.СК II-K-8	1. Содержание углеводородов, % об. 2. Плотность, кг/м ³ 3. Содержание аммиака, % об. 4. Влажность, ppm	

Характеристика вспомогательных материалов, используемых на установке ЛЧ-35-11/1000, а также катализатора представлена в таблице 3.

Таблица 3 – Характеристика вспомогательных материалов, катализатора

№ п/п	Наименование вспомогательного материала, вещества	Номер государственного отраслевого стандарта, технических условий, стандарта организации	Показатели качества, подлежащие к проверке	Норма по ГОСТ
1	Азот с АЗКС	СТП.СК II-K-7	1. Содержание кислорода, % об., не более	0,4
2	Газ инертный с установки инертного газа	СТП.СК II-K-9	1. Содержание кислорода, % об., не более 2. Содержание оксида углерода, % об., не более 3. Содержание диоксида углерода, % об., не более 4. Содержание углеводородов, % об., не более	0,5 0,1 1,0 0,5
3	Топливный газ	СТП.СК II-K-11	1. Углеводородный состав, % об. 2. Содержание водорода, % об. 3. Плотность, кг/м ³ 4. Удельная теплота сгорания, ккал/нм ³	
4	Водный раствор Na ₂ CO ₃ или NaOH	СТП. СМК II-K-4	1. Массовая доля Na ₂ CO ₃ % 2. Массовая доля NaOH, % 3. Массовая доля свободной щелочи, % 4. Массовая доля активной щелочи, %	
5	Вода питательная	СТП. СМК II-K-2	1. Маслосодержание, мг/кг, не более 2. Значение pH	5 6,5-10,5
6	Смазочные масла	-	Качество определяется в соответствии требованиям фирмы – поставщика насосно-компрессорного оборудования	
7	Катализатор риформинга (сирии KP-104A, RG-492, RG-582)	ТУ 38 101380-78 СТП. СМК II-K-74	1. Диаметр гранул, мм 2. Массовая доля компонентов катализатора в пресчете на прокаленный при 1100 °С продукт, %: - платины - рения - кадмия - хлора 3. Массовая доля примесей в пересчете на прокаленный при 1100 °С продукт, %: - оксида натрия, не более - железа, не более 4. Массовая доля потерь при прокаливании при 1100 °С, %, не более 5. Коэффициент прочности катализатора, кг/мм, - средний, не менее - минимальный, не менее 6. Массовая доля пыли, %, не более 7. Насыпная плотность, г/см ³ 8. Удельная поверхность, м ² /г 9. Каталитические свойства: - активность, не менее - селективность, не менее	2,8 ± 0,2 0,36 ± 0,02 0,20 ± 0,02 0,25 ± 0,05 1,35 ± 0,15 0,02 0,02 3,5 0,97 0,55 0,1 0,64 ± 0,04 195 89 81

4 Описание технологической схемы

Технологическая установка периодического риформинга прямогонных бензинов ЛЧ-35-11/1000 состоит из следующих блоков [15]:

- деаэрации,
- гидроочистки,
- риформинга,
- утилизации дымовых газов,
- регенерации катализатора,
- увлажнения.

Рассмотрим индивидуально каждый из блоков.

4.1 Блоки деаэрации, гидроочистки и риформинга

Сырье из резервуаров Е-289, 290 насосами Н-100/1,2 подается в верхнюю часть колонны К-100. Колонна снабжена тремя слоями керамической насадки типа «Инталокс». С линии вывода водородосодержащего газа (ВСГ) с блока риформинга на блок гидроочистки в нижнюю часть колонны К-100 подается ВСГ для десорбции растворенного кислорода из сырья. После этого ВСГ с верха колонны К-100 выводится в сепаратор Е-125, где происходит отделение унесенного углеводородного конденсата, и далее газ выводится с установки в топливную сеть завода.

Обезкислороженное сырье с низа колонны К-100 через фильтры Ф-100/1,2 насосами Н-101/1,2 подается на тройник смешения с циркуляционным ВСГ, поступающим с выкида поршневых компрессоров ПК-101/1,2.

В технологической схеме предусмотрена возможность работы установки ЛЧ-35-11/1000 без узла десорбции. В этом случае сырье из парка проходит через фильтры Ф-100/1,2 и поступает на прием сырьевых насосов гидроочистки Н-101/1,2.

Резервуары Е-289,290 оборудованы системой поддавливания инертным газом (техническим азотом), исключающей контактирование сырья с кислородом воздуха и снижающей образование коксовых отложений в сырьевых теплообменниках блока гидроочистки.

Газосырьевая смесь (ГСС) проходит по межтрубному пространству теплообменников Т-101/1÷4, где нагревается до 210÷250°С встречным

потоком, идущим из реактора Р-101. После Т-101/1÷4 газосырьевая смесь поступает в печь блока гидроочистки П-101, подогревается до 310÷360 °С и поступает в реактор Р-101, где на алюмокобальтмолибденовом катализаторе происходят реакции гидрогенизации.

Газопродуктовая (ГПС) смесь из Р-101 проходит трубное пространство теплообменников Т-101/4÷1, нагревая газосырьевую смесь, затем охлаждается в аппаратах воздушного охлаждения Х-101, водяных холодильниках Х-105/1,2 и поступает в сепаратор С-101 на разделение фаз. Часть ВСГ с верха сепаратора С-101 идет в сепаратор С-108а или в С-108б и далее на прием компрессоров ПК-101/1,2. Избыточный ВСГ через клапан регулятора давления выводится на установку гидроочистки дизельных топлив.

Конденсат, выделившийся в сепараторе С-108а (С-108б), через клапан регулятора уровня сбрасывается в линию топливного газа установки или в факельный трубопровод. ВСГ с выкида компрессоров ПК-101/1,2 через воздушный холодильник Х-109 и сепаратор С-109 подается на тройник смешения. Зачистка конденсата из С-109 ведется через дренаж в факельную емкость Е-108.

Схемой предусмотрена подпитка ВСГ из сепаратора С-602 блока гидроочистки установки ЛЧ-35-11/600 в С-108а (С-108б) для пуска блока гидроочистки и увеличения ресурсов избыточного ВСГ повышенного давления.

Нестабильный гидрогенизат с низа С-101, после нагрева в теплообменнике Т-102/1,2 до 150-170 °С, подается в отпарную колонну К-101 для выделения растворенных газов и влаги.

С верха отпарной колонны К-101 выводится газ отпарки вместе с парами орошения и воды. После охлаждения и конденсации в аппаратах воздушного охлаждения ХК-101 и водяном холодильнике-конденсаторе ХК-102 смесь поступает в емкость Е-101, где разделяется на углеводородный газ и бензин.

Углеводородный газ из емкости Е-101 вместе с газом стабилизации катализатора используется в качестве топлива на установке, а избыток сбрасывается в топливную сеть завода.

Жидкая фаза с низа Е-101 подается в виде орошения насосами Н-103/1,2 наверх колонны К-101. Режим колонны подбирается таким образом, что исключается избыточное образование отгона, а на период пуска предусмотрен вывод отгона на ГФУ до обеспечения минимального содержания влаги в гидрогенизате.

Необходимое для отпарки количество тепла вводится в колонну циркуляцией стабильного гидрогенизата через печь П-102 насосами Н-102/1,2.

Стабильный гидрогенизат с низа колонны К-101 проходит межтрубное пространство теплообменников Т-102/1,2, подогревая встречный поток нестабильного гидрогенизата, и через фильтры Ф-101, 102 поступает на прием насосов Н-104/1,2.

Для обеспечения пуска блока риформинга на стабильном гидрогенизате с содержанием серы не более 0,5 ppm предусмотрен вывод стабильного гидрогенизата через холодильник Х-112А в сырьевой парк установки.

С выкида насосов Н-104/1,2 стабильный гидрогенизат подается на тройники смешения с ВСГ блока риформинга, с концентрацией водорода в циркулирующем газе не менее 70 % об.

Газосырьевая смесь двумя параллельными потоками проходит межтрубное пространство теплообменников Т-103/1,2 и Т-103/3,4, нагреваясь до 380-460 °С встречным потоком из реактора Р-104, и поступает в конвекцию печи П-103, затем в печь П-103/1.

Нагретая в печи до 460-530 °С, газосырьевая смесь поступает в реактор Р-102, где на полиметаллическом катализаторе протекают реакции риформирования. Из реактора Р-102 газосырьевая смесь поступает во II секцию печи П-103, а затем в реактор Р-103. Из Р-103 газосырьевая смесь поступает в III секцию печи П-103, а затем в реактор Р-104.

Газопродуктовая смесь после Р-104 проходит двумя параллельными потоками трубное пространство теплообменников Т-103/2,1 и Т-103/4,3, нагревая газосырьевую смесь риформинга, охлаждается в воздушных

холодильниках X-102, водяных холодильниках X-106/1,2 и поступает в сепаратор С-102.

В сепараторе С-102 происходит разделение газопродуктовой смеси на нестабильный катализат и ВСГ. ВСГ с верха сепаратора С-102 направляется на осушку цеолитами в адсорберы К-103, К-104 или, в зависимости от влажности системы риформинга, в приемный сепаратор С-107 турбокомпрессора ТК-101.

С выкида ТК-101 осушенный ВСГ направляется в систему блока риформинга. Избыточное количество ВСГ из сепаратора С-102 через клапан регулятора давления на выходе из Р-104 поступает в приемный сепаратор С-108а (С-108б) компрессоров блока гидроочистки ПК-101/1,2.

После башен К-103, 104 установлен анализатор химического состава водородосодержащего газа блока риформинга, а конденсат, выделившийся в башнях-адсорберах К-103, 104, зачищается через факельный трубопровод в Е-108. Конденсат, выделившийся в сепараторе С-107, через клапан регулятора уровня сбрасывается в факельную линию или в топливную сеть установки.

Нестабильный катализат с низа сепаратора С-102 насосами Н-112/1,2 подается в трубное пространство теплообменников Т-104/1,2, где подогревается за счет тепла встречного потока стабильного катализата до 130-165 °С и поступает в колонну стабилизации К-102.

В колонне К-102 происходит стабилизация катализата. С верха колонны К-102 выводятся газы стабилизации, а также пары «нестабильной головки» и орошения, которые охлаждаются в аппарате воздушного охлаждения ХК-103, водяных холодильниках ХК-104/1,2 и поступают в емкость орошения Е-102.

Газ стабилизации из Е-102 выводится в топливную сеть установки.

Жидкая фаза с низа Е-102 насосами Н-105/1,2 возвращается в колонну К-102 в качестве орошения. Балансовый избыток «нестабильной головки» через клапан регулятора уровня в Е-102 выводится на ГФУ. Схемой предусмотрена возможность подачи в качестве орошения нестабильного катализата с выкида Н-112/1,2 в линию орошения К-102.

Необходимое для стабилизации количество тепла вводится в колонну К-102 циркуляцией стабильного катализата через печь П-104 насосами Н-106/1,2.

Стабильный катализат с низа стабилизационной колонны К-102 проходит межтрубное пространство теплообменников Т-104/2,1, где отдает тепло встречному потоку нестабильного катализата, охлаждается в аппаратах воздушного охлаждения Х-103, в водяных холодильниках Х-104/1,2 и выводится с установки.

4.2 Узел промывки тракта блока гидроочистки от солей аммония

Аммиачный раствор с реagentного хозяйства поступает в емкость Е-131N, затем на прием насосов Н-121N/1,2 и Н-122N/1,2, с выкида которых подается на прием насосов Н-123N/1,2 и Н-124N/1,2 соответственно.

Хим.очищенная вода (ХОВ) с приема насосов Н-115/1,2 или паровой конденсат с установки поступает в емкость Е-132N, затем на прием насосов Н-123N/1,2 и Н-124N/1,2. ХОВ (конденсат) в смеси с аммиачным раствором подается насосом Н-123N/1,2 в шлемовый трубопровод К-101, насосом Н-124N/1,2 в трубное пространство Т-101/2 или на выход Т-101/1.

Промывная вода из Е-101 и С-101 выводится в линию сернисто-щелочных стоков на установку карбонизации. Имеется возможность направить стоки в промышленную канализацию второй системы по линии соледержащих стоков с КУ-101/1,2 или в колодец промышленной канализации первой системы (по согласованию с цехом № 13).

4.3 Блок утилизации тепла отходящих дымовых газов

В состав узла утилизации тепла входят два параллельно работающих котла-утилизатора, использующих тепло дымовых газов от печей П-101, 102, 103, 104 установки.

Назначение и теплофизические характеристики вырабатываемого котлами-утилизаторами водяного пара определяются условиями его

использования на установке в соответствии с требованиями технологического процесса.

Производительность 25 тн/час является максимальной при работе двух котлов-утилизаторов за период цикла, когда печи имеют максимальную тепловую нагрузку.

При работе через один котел-утилизатор (на время ликвидации неполадок на другом) установка может работать на производительности по сырью 75-80 % от номинальной.

Котлы-утилизаторы однобарабанные, водотрубные, с естественной циркуляцией, снабженные пароперегревателями и экономайзерами.

Тяга осуществляется дымососами Д-101/1,2 (по одному на каждый котел). Движение дымовых газов: сверху-вниз. Дымовые газы поступают в котлы-утилизаторы по дымоходам. На входных фланцах установлены шестилепестковые поворотные заслонки, закрывающие при необходимости доступ дымовых газов в котлы-утилизаторы.

Для питания котлов-утилизаторов используется химически очищенная вода (ХОВ), подаваемая в котельную из сетей завода под давлением до 8,0 кгс/см² и с температурой до 90 °С.

Перед поступлением в деаэратор Е-115 ХОВ подогревается в теплообменниках Т-107/1,2 до 100÷130 °С. В деаэраторе, путем подачи пара на деаэрационные колонки, с постоянным отдувом водяного пара на свечу, происходит выпаривание кислородсодержащих газов, растворенных в ХОВ, для предотвращения коррозии трубного тракта котлов-утилизаторов.

Питательная вода из деаэратора Е-115 питательными насосами Н-115/1,2, из которых один – рабочий, а другой – резервный, подается в теплообменник Т-109, где подогревается до температуры не ниже 165 °С.

Производительность каждого из насосов обеспечивает работу двух котлов-утилизаторов.

Питательная вода после Т-109 двумя параллельными потоками подается на вход экономайзеров котлов-утилизаторов. Выйдя из коллектора

экономайзера, питательная вода поступает в барабаны, где происходит разделение жидкой и паровой фаз.

Жидкая фаза с барабана поступает четырьмя потоками в распределительный коллектор испарителя, откуда, за счет естественной циркуляции, насыщенный пар поступает в барабан. Паровая фаза с барабана тремя потоками поступает в распределительный коллектор пароперегревателя. Перегретый пар из пароперегревателя выводится в заводскую сеть.

Для предотвращения отложения солей на стенках барабанов и всего трубного тракта предусмотрены непрерывная и периодическая продувки котлов-утилизаторов ХОВ через расширители Е-116 и А-109 с последующим охлаждением в холодильнике Х-112/2 перед сбросом в емкость Е-118, откуда насосом Н-118 вода продувки откачивается в колодец промышленной канализации II системы. Полученный расширением в Е-116 пар направляется в деаэратор.

Количество воды непрерывной продувки от двух котлов-утилизаторов составляет не более 5,0 тн в час, количество воды периодической продувки – до 4 тн в сутки.

4.4 Цикл регенерации

Регенерации подвергаются: алюмокобальтмолибденовый катализатор гидроочистки, полиметаллический катализатор риформинга и цеолиты блока осушки водородсодержащего газа риформинга.

4.4.1 Регенерация алюмокобальтмолибденового катализатора блока гидроочистки

Регенерация катализатора проводится при значительном падении его активности, которая не может быть компенсирована изменением параметров процесса в допустимых пределах, и увеличении перепада давления в реакторе Р-101 за счёт коксовых отложений.

Целью процесса регенерации является выжиг кокса и серы, отложившихся на катализаторе в процессе реакции.

Регенерация производится газоздушной смесью при давлении 10-30 кгс/см² и температуре в слое катализатора не выше 500 °С. Циркуляция газоздушной смеси осуществляется поршневыми компрессорами ПК-101/1,2.

Процессу регенерации катализатора предшествуют мероприятия по подготовке системы. После водородной обработки производится замена водородсодержащего газа на азот (инертный газ). При наличии на предприятии качественного азота, замена водородсодержащего газа и промывка системы может быть начата при температуре 200-250 °С до содержания горючих газов не более 0,5% об.

Для более полного удаления адсорбированных на катализаторе углеводородов схемой предусматривается вакуумирование блока гидроочистки до остаточного давления 160 мм рт. ст. парэжекторным насосом А-101.

После эжекции и продувки система заполняется азотом (инертным газом) до давления 10 кгс/см² и налаживается циркуляция по схеме:

ПК-101/1,2 → Х-109 → С-109 → Т-101 → П-101 → Р-101 → Т-101 → А-105 →
→ Х-101 → Х-105 → С-101 → С-108а (С-108б) → ПК-101/1,2

При налаженной циркуляции повышается давление в системе, одновременно зашуровываются форсунки печи П-101 и постепенно, со скоростью 25-30 °С в час, поднимается температура на входе в реактор Р-101 до 340 °С.

При достижении температуры на входе в реактор Р-101 240 °С собирается схема:

Е-110 → Н-111/3,4 → А-105 → Х-101 → байпас Х-105 → С-101

и начинается подача 10 % содового или 5 % щелочного раствора.

При появлении уровня в С-101 включается насос Н-111/1,2 для налаживания циркуляции защитного раствора по схеме:

С-101 → Ф-111/1,2 → Н-111/1,2 → А-105 → Х-101 → байпас Х-105 → С-101

При достижении нормального рабочего уровня в С-101 насос Н-111/3,4 останавливается.

Содовый (щелочной) раствор циркулирует в системе для селективного поглощения реакционноспособных окислов серы и адсорбированного катализатором сероводорода, большая часть которого удаляется при температуре 300 °С, а также для промывки газов регенерации от выносимых сажевых частиц.

Отработка содового раствора ведется до 2%-ной концентрации (щелочного до 1%-ной), после чего необходимое количество раствора выводится из трубопровода С-101 → Н-111/1,2 по линии отработанного содового (щелочного) раствора на установку карбонизации СЩС. При отработке защитного раствора подпитка свежим 10 % раствором соды (5 % раствором щелочи) осуществляется насосом Н-111/3,4.

При снижении уровня в Е-110 закачка свежего 10 % раствора соды (5% раствора щелочи) осуществляется с реагентного хозяйства в емкость Е-110.

При температуре 340 °С на входе в реактор Р-101 подается воздух в таком количестве, чтобы содержание кислорода в циркулирующем газе не превышало 0,5 % об.

Начальный период окислительного выжига кокса является наиболее ответственным и требует от персонала большого внимания и высокой квалификации.

Кокс неравномерно откладывается в слоях катализатора. Максимальное скопление кокса встречается, главным образом, в местах с плохим разделением потока, поэтому, в начальный период большое значение имеет температура на входе в реактор и концентрация кислорода в циркулирующем газе.

При температуре 340-370 °С за счет кислорода, содержащегося в циркулирующем газе, начинается окисление пирофорных соединений, отложившихся в верхней части реактора. Концентрация кислорода более 0,5% об. при окислении пирофорных соединений обычно вызывает чрезмерно высокое, неуправляемое повышение температуры.

Для обеспечения плавного подъема температуры в слоях катализатора в начальный период регенерации максимальная температура на входе в реактор не должна превышать 370 °С. Если горение кокса не начинается при указанных условиях, то осторожно повышается концентрация кислорода путем увеличения подачи воздуха в циркулирующий газ, сохраняя неизменной температуру на входе в реактор. Количество подаваемого воздуха регулируется с таким расчетом, чтобы температура в зоне выжига кокса плавно повышалась до 470 °С. Следует избегать температур более 470 °С в слое катализатора, т.к. не каждый локальный очаг горения может быть проконтролирован с помощью многозонных термопар.

Установившийся режим горения характеризуется постоянным расходом воздуха. В этот период практически не приходится регулировать процесс выжига ввиду стабильности всех параметров.

По мере снижения интенсивности горения кокса, при соответствующем контроле за температурой, концентрация кислорода в циркулирующем газе плавно увеличивается до 2% об. Температурные вспышки в зонах горения в данный период ликвидируются сокращением подачи воздуха.

Если концентрация кислорода на входе и выходе из реактора выравнивается, а температуры в зонах горения и на выходе из реактора снижаются – это свидетельствует об окончании выжига поверхностного кокса и серы.

Следующий период регенерации, связанный с дальнейшим подъемом температуры, необходим для выжига глубинного трудноокисляемого кокса.

При концентрации кислорода $\approx 2\%$ об. температура на входе в реактор плавно повышается до 440 °С со скоростью 25-30 °С в час. Регулировка процесса горения кокса на данном этапе производится подбором температуры на входе в реактор (не более 440°С) и концентрацией кислорода (до 3% об.) с таким расчетом, чтобы температуры в зонах горения были близки, но не превышали 500 °С.

Температурные вспышки в данный период ликвидируются как сокращением подачи воздуха, так и снижением температуры на входе в реактор Р-101.

Если при температуре 440 °С на входе в реактор и концентрации кислорода $\approx 3\%$ об., горение в зонах катализатора не наблюдается, то регенерация близка к завершению. Об окончании регенерации судят по следующим признакам:

- снижение температуры в слоях катализатора и на выходе из реактора;
- выравнивание концентраций кислорода на входе и выходе из реактора;
- увеличение концентрации кислорода в циркулирующем газе при одновременном снижении концентрации двуокиси углерода.

Контрольной операцией на полноту выжига кокса является прокалка катализатора при температуре 500 °С и концентрации кислорода 4-8 % об.

В начальный период прокалики концентрация кислорода доводится до 4 % об., затем плавно поднимается температура до 500 °С со скоростью 25-30 °С в час. Температурные вспышки в данный период гасятся в основном снижением температуры на входе в реактор.

При отсутствии горения концентрация кислорода увеличивается до 8 % об., и производится выдержка катализатора в течение 3-4 часов, после чего регенерация считается законченной.

Во время регенерации для поддержания давления в системе и отдува двуокиси углерода производится подпитка системы азотом. После окончания регенерации, не снижая циркуляции газа, со скоростью 30-40 °С в час понижается температура до 450 °С, прекращается подача содового (щелочного) раствора и настраивается промывка водой аппаратов и трубопроводов от солевых отложений по схеме циркуляции насосами Н-111/1,2 с выводом насыщенного раствора на установку карбонизации. Подача хим. очищенной воды (ХОВ) на промывку низкотемпературного оборудования и защитного контура осуществляется по схеме подачи защитного раствора из емкости Е-110 насосом Н-111/3,4.

При 250 °С прекращается промывка, гасится печь П-101, останавливается компрессор, и давление сбрасывается до атмосферного, параллельно производится тщательное дренирование аппаратов и трубопроводов от влаги. Система эжектируется пароежекторным насосом А-101 до остаточного давления 160 мм рт. ст. и промывается качественным инертным газом (азотом) до содержания кислорода не более 0,5 % об. С получением удовлетворительного анализа система готова к пуску.

При необходимости выгрузки отрегенерированного катализатора из реактора Р-101 охлаждение слоев катализатора ведется до температуры 50 °С.

В случае возникновения необходимости выгрузки активного катализатора перед ремонтом реактора, а также перед выгрузкой отработанного катализатора, может производиться его пассивация. Пассивация производится по схеме регенерации с циркуляцией инертного газа (азота) при температуре не более 100 °С в реакторе и содержании кислорода в циркуляционном газе 0,5-0,6 % об. Если не наблюдается роста температуры в реакторе, то повышается концентрация кислорода до 5 % об., и циркуляция осуществляется до тех пор, пока содержание кислорода в газе на входе и выходе из реактора не станет одинаковым, но не менее 6 часов.

Температурный режим регенерации:

1. Температура в слое катализатора – не выше 500 °С – регулируется подачей воздуха в реактор Р-101, температурой входа в реактор и контролируется многозонными термопарами. Скорость изменения температуры в слое катализатора не более 40 °С/час.

2. Температура газов перед узлом смешения с содовым (щелочным) раствором (перед А-105) поддерживается в пределах 280-290 °С, во избежание конденсации сернистого газа в аппаратах и трубопроводах до узла смешения с содовым (щелочным) раствором. Температура потока после смешения с содовым (щелочным) раствором в А-105 должна быть не выше 70 °С, т.к. при более высокой температуре происходит испарение воды, и возрастает концентрация содового (щелочного) раствора выше рекомендуемой.

3. Температура смеси газа с содовым (щелочным) раствором после холодильника X-101 должна быть не ниже 40 °С во избежание выпадения кристаллов солей из защитного раствора.

4. Максимальный температурный градиент между температурой газовоздушной смеси и температурой в слое катализатора должен быть не более 150 °С.

4.4.2 Регенерация полиметаллического катализатора риформинга

Регенерация проводится в том случае, когда падение активности или селективности катализатора не может быть компенсировано изменением параметров технологического режима в пределах, предусмотренных технологическим регламентом (изменением температуры, дозировкой подачи хлорорганического соединения и т.д.).

Признаки падения активности катализатора:

- понижение отбора целевых продуктов – понижение выхода катализата, рост выхода углеводородных газов;

- изменение качества катализата – снижение октанового числа, снижение концентрации ароматических углеводородов, повышение концентрации нафтеновых углеводородов, появление зеленовато-желтой окраски;

- резкое снижение концентрации водорода в циркуляционном газе риформинга;

- снижение температурного перепада в реакторах риформинга.

Окислительная регенерация заключается в выжиге отложившегося кокса газо-воздушной смесью при давлении до 20 кгс/см² и температуре на входе в реакторы 400 °С.

За 7-14 суток до вывода установки на регенерацию проводится интенсивное хлорирование из расчета 2÷5 ppm хлора на сырье. В этот период наблюдается повышение концентрации сероводорода в циркуляционном газе, что говорит об удалении сульфидной серы с поверхности катализатора.

Снижается температура на входе в реакторы P-102, 103, 104 до 460 °С со скоростью 25 °С в час. Одновременно снижается расход сырья до 100 м³/час. При снижении температуры и загрузки необходимо контролировать концентрацию водорода в циркулирующем газе риформинга, которая не должна превышать 95 % об., для исключения помпажа компрессора ТК-101.

При температуре в реакторах риформинга 460 °С снимается сырье, установка переводится на газовую циркуляцию. Настраивается подпитка свежим ВСГ, содержание сероводорода в котором не должно превышать 10 ppm.

С целью десорбции углеводородов с поверхности катализатора проводится его водородная обработка.

Температура в реакторах P-102, 103, 104 поднимается до 510 °С в течение одного часа. При данной температуре делается выдержка не менее двух часов с зачисткой от накопившегося бензина сепараторов С-102, С-107, адсорбера К-103(104) через дренажный и факельный трубопроводы в емкости Е-107, Е-108. Температура 510 °С по реакторам риформинга поддерживается до прекращения выделения углеводородов.

После этого снижается температура на входе в реакторы P-102, 103, 104 до 350 °С со скоростью 50 °С в час, гасятся форсунки печи П-103, останавливается компрессор ТК-101.

Давление из системы риформинга сбрасывается в сеть топливного газа или на факел, затем на свечу. Производится дренирование нефтепродукта из всех нижних точек трубопроводов и аппаратов в заглубленную емкость Е-107.

Вытеснение паров бензина и газов из системы производится продувкой азотом с последующей эжекцией до остаточного давления 160 мм рт. ст. пароэжекторным насосом А-102.

Продувка осуществляется до содержания горючих газов в системе не более 0,5 % об. Система риформинга отглушается от всех коммуникаций, содержащих углеводороды.

Перед началом регенерации к системе подключается адсорбер с отрегенированными цеолитами. Адсорбер продувается азотом до подключения в систему риформинга и вместе с системой.

Допускается проведение регенерации без подключения адсорберов.

Регенерацию катализатора можно проводить как поочередно по ступеням, начиная с Р-102 и кончая Р-104, так и параллельно, что значительно сокращает сроки проведения регенерации, но требует более тщательного контроля за ходом процесса горения.

После окончания операций по подготовке к регенерации, система риформинга заполняется качественным техническим азотом до давления 10 кгс/см², и налаживается циркуляция двумя поршневыми компрессорами по схеме:

ПК-101/1,2 → Х-109 → С-109 → трубопровод № 186 → Т-103 → П-103/1 →
→ Р-102 → П-103/2 → Р-103 → П-103/3 → Р-104 → Т-103 → Х-102 → Х-106 →
→ С-102 → К-103(104) → трубопровод № 185 → трубопровод № 145 →
→ С-108а (С-108б) → ПК-101/1,2

Давление в реакторах риформинга устанавливается в диапазоне от 10 до 20 кгс/см².

При налаженной циркуляции зашуровываются форсунки печи П-103. Температура на входе в реакторы Р-102, 103, 104 поднимается до 400 °С со скоростью 50 °С в час.

При достижении температуры на входе в реакторы риформинга 350 °С включается схема защиты низкотемпературного оборудования, для чего начинается подача 2-5% щелочного раствора из емкости Е-110 насосом Н-111/3,4 на вход в воздушные холодильники Х-102. При появлении уровня в С-102 включается насос Н-111/1,2 для налаживания циркуляции защитного раствора по схеме:

С-102 → Ф-111/1,2 → Н-111/1,2 → Х-102 → байпас Х-106 → С-102

При достижении нормального рабочего уровня в С-102 насос Н-111/3,4 останавливается. Ведется лабораторный контроль за рН отработанного

раствора. При отработке защитного раствора необходимое количество его выводится с трубопровода С-102 → Н-111/1,2 по линии отработанного щелочного раствора на установку карбонизации СЩС, а насосом Н-111/3,4 настраивается подкачка свежего раствора из Е-110.

Адсорбер с цеолитами, подключенный до начала окислительной регенерации, должен оставаться в системе до полного завершения процесса.

Включенный в схему адсорбер с цеолитами на весь период регенерации обеспечивает снижение влажности, способствует очистке газов от хлористого водорода и сернистых соединений. Использование адсорбера исключает попадание щелочи и солей натрия на компрессоры ПК-101/1,2 и катализатор риформинга (при подаче раствора происходит образование мельчайших капель и их вынос потоком газа из сепаратора С-102).

Подключение адсорбера на стадии регенерации возможно лишь в том случае, если регенерация цеолитов проведена инертным газом (азотом), и адсорбер не подключался в схему реакции, в противном случае в реакторах неизбежна температурная «вспышка».

После подачи защитного раствора при температуре 350 °С начинается подача хлорирующего агента. Расход хлорорганического соединения зависит от расхода циркулирующего газа, температуры и давления в сепараторе С-102 и подбирается по нижеследующей таблице.

Таблица 1 - Скорость подачи хлора на этапах выжига и окислительного хлорирования

Температура в сепараторе С-102, °С	Давление в сепараторе С-102, кгс/см ²					
	4	6	8	10	12	14
30	5,1	3,7	2,9	2,4	2,0	1,7
25	3,8	2,7	2,1	1,8	1,4	1,3
20	2,8	2,0	1,6	1,3	1,1	0,9
15	2,0	1,5	1,1	0,9	0,8	0,7
10	1,5	1,1	0,8	0,7	0,6	0,5

Примечание: Значения выражены в кг/ч хлора на 10000 нм³/ч газа рецикла.

Подача хлорирующего агента с подобранным расходом ведется до окончания стадии окислительного хлорирования.

Когда температура по слоям катализатора достигнет 400 °С, начинается подача воздуха в Р-102 из расчета 0,1% об. кислорода на циркулирующий газ. Постепенно концентрация кислорода на входе в Р-102 доводится до 0,5% об.

В течение всего периода выжига расход воздуха должен контролироваться и регулироваться так, чтобы не допускать повышение температуры в слоях катализатора выше 475 °С, а на выходе из реакторов – выше 450 °С. В случае необходимости расход воздуха снижается (возможно прекращение подачи воздуха).

Выжиг будет выполняться последовательно, реактор за реактором, за исключением случая, когда воздух подается одновременно более чем в один реактор.

Выжиг считается завершенным, когда отсутствует подъем температуры в реакторах, а концентрация кислорода на выходе реактора равна концентрации кислорода на входе.

После окончания выжига температура на входе в реакторы постепенно увеличивается до 480 °С со скоростью 20 °С в час при концентрации кислорода в циркулирующем газе 0,5 % об., при этом следят за тем, чтобы не начался повторный выжиг.

Если этого происходит, то максимально допустимый подъем температуры в слое катализатора может быть 30 °С, что соответствует максимальной температуре в реакторах (по многозонным термопарам) 510 °С. Концентрация кислорода на данном этапе доводится до 1 % об.

Когда повторный выжиг завершен, температура на входе в реакторы увеличивается до 510 °С. При температуре 510 °С на входе в реакторы Р-102, 103, 104 повышается концентрация кислорода в газе рецикла до 5% об. в течение двух часов, при этом необходимо избегать температурных «вспышек». В случае необходимости снижается или прекращается подача воздуха.

В течение 4 часов поддерживается режим: температура на входе в реакторы – 510 °С, концентрация кислорода – 5 % об., с ежечасным контролем содержания хлористого водорода в газе на выходе из реактора Р-104, которое должно быть в пределах 20-100 ppm. Затем, в течение часа, концентрация кислорода повышается с 5 % до 10 % об., и данный режим, с температурой на входе в реакторы 510 °С, выдерживается еще 4 часа, при этом температура на выходе из реакторов не должна превышать 520 °С.

После окончания этапа оксихлорирования – прокалки, при температуре 510 °С на входе в реакторы прекращается подача хлоророрганического соединения, затем защитного раствора, после чего антикоррозийный контур должен быть незамедлительно промыт водой. На этой стадии обязателен дренаж жидкости из всех низкорасположенных точек с целью удаления максимального количества воды из системы.

Поддерживая концентрацию кислорода в циркулирующем газе 10% об., входные температуры по реакторам Р-102, 103, 104 снижаются до 350 °С со скоростью 50 °С в час. При этой температуре гасится печь П-103, останавливаются компрессоры ПК-101/1,2, из системы сбрасывается давление через дымовую трубу в атмосферу, и производится продувка азотом до остаточного содержания кислорода не более 0,5% об. После этого система считается готовой к пуску. Процесс восстановления катализатора в среде водорода, его осернение и пуск должны начинаться незамедлительно.

До пуска блока гидроочистки (получения качественного стабильного гидрогенизата) систему риформинга желательно держать под давлением азота.

В том случае, когда между выжигом и оксихлорированием – прокаливанием катализатора необходимо проведение ремонтных работ, то эти операции разделяются.

Выжиг кокса проводится по методике, описанной выше, и считается завершенным, когда, при температуре 480 °С и содержании кислорода 1% об. в циркулирующем газе, отсутствует подъем температуры в каталитических слоях.

При данной температуре прекращается подача нейтрализующего раствора и хлорорганического соединения, и проводится водная промывка. Одновременно, катализатор в реакторах Р-102, 103, 104 охлаждается до 350 °С или до 50 °С, в зависимости от характера работ, которые будут проводиться на установке.

Операция оксихлорирование – прокаливание начинается при циркуляции азота в системе риформинга с концентрацией кислорода 2 % об. Зашуровываются форсунки печи П-103, и поднимается температура на входе в реакторы Р-102, 103, 104 до 510 °С со скоростью 50 °С в час.

При температуре 350 °С возобновляется подача защитного раствора и хлорирующего агента.

Достигнув температуры на входе в реакторы 510 °С и при условии отсутствия горения в слоях катализатора, концентрация кислорода в циркулирующем газе доводится до 5 % об., после чего процедура оксихлорирования – прокаливания продолжается в последовательности, описанной ранее в этом разделе.

4.4.3 Регенерация цеолитов

Период регенерации цеолитов (восстановление адсорбционной способности осушителя) – весьма важный этап в технологическом процессе осушки циркуляционного водородсодержащего газа блока риформинга. Процесс регенерации сводится к отпарке поглощенных углеводородов и воды.

Регенерация может проводиться углеводородным газом стабилизации катализата, инертным газом или водородсодержащим газом блока риформинга по схеме:

П-105 → К-103(104) → Х-108 → С-106 → трубопровод топливного газа →
→ трубопровод факельных сбросов

Давление регенерации – 2 ÷ 6 кгс/см², в зависимости от давления в трубопроводе топливного газа. Однако, давление в период регенерации должно

быть постоянным, т.к. колебание давления в адсорбере влияет на механическую прочность цеолитов.

Газ, поступающей в качестве теплоносителя, нагревается до 270-380 °С в вертикальной печи П-105 и далее проходит слой цеолитов в адсорберах К-103(104) в обратном направлении относительно подачи циркуляционного газа, отпаривая влагу и поглощенные углеводороды.

Скорость подъема температуры в слое адсорбента должна быть не более 1-2 °С в минуту, особенно до достижения температуры 150 °С. Более быстрый подъем температуры в слое адсорбента может вызвать растрескивание и измельчение гранул цеолита.

При достижении температуры на выходе из адсорбера 250-300 °С производится выдержка в течение 6-8 часов, и регенерация считается законченной. Температура на выходе газов из К-103(104) контролируется прибором поз. ТИ-13с.

Парогазовая смесь охлаждается до 40 °С в холодильнике Х-108, сепарируется в сепараторе С-106, с верха которого углеводородный газ направляется в топливную сеть или в линию факельных сбросов, а вода дренируется в заглубленную емкость Е-107.

После выдержки, температура в адсорбере снижается со скоростью не более 1-2 °С в минуту. Температура, при которой можно подключать адсорбер в цикл адсорбции, не должна превышать 70 °С.

Охлаждение адсорбера можно производить естественным путем при полной герметизации аппарата и с помощью циркуляции холодного сухого газа-носителя, что значительно сокращает время охлаждения.

4.5 Узел приготовления и подачи хлорорганического и сераорганического соединений

Для поддержания активности катализатора в период реакции осуществляется подача хлорорганического соединения на вход в реактор Р-102.

При необходимости подача может осуществляться и на вход в реакторы Р-103, 104.

Количество подаваемого хлорорганического соединения устанавливается из расчета весового количества хлора на сырье.

Хлорорганическое соединение принимается на установку в бочках, из которых насосом Н-107 закачивается в мерник Е-106 и через дозатор Е-105 отпускается в емкости Е-103 или Е-104. Вся система хлорорганики работает под избыточным давлением, создаваемым инертным газом.

После отпуска дозы хлорорганики, емкость Е-103 или Е-104 из теплообменника Т-102 через холодильник Х-112А заполняется стабильным гидрогенизатором. Перемешивание раствора осуществляется насосом Н-107. Смесь перепускается в емкость Е-128 (129, 130).

Хлорсодержащий агент из бочки (200 литров) может заливаться в емкости Е-128, 129, 130 непосредственно с помощью мерного стакана, а стабильный гидрогенизатор добавляться из емкостей Е-103, 104.

Из емкости Е-128 (129, 130) дозировочным насосом Н-108/1,2 раствор хлорорганического соединения подается на вход в реакторы риформинга.

Осернению подвергается как свежий, так и регенерированный катализатор с целью подавления реакций метанирования в пусковой период, результатом которых является падение концентрации водорода в циркулирующем газе и интенсивное коксование катализатора.

В качестве источника серы используются сераорганические соединения, поставляемые на установку в металлических бочках непосредственно перед проведением операции.

Сульфидирующий агент подается в реакторы в чистом виде или в смеси с гидрогенизатором в количестве 0,2 % масс. в пересчете на серу от веса катализатора, находящегося в реакторе Р-102, и 0,15% масс. – от веса катализатора в Р-103, 104.

Приготовление раствора сераорганики осуществляется в емкостях Е-128, 129, 130 так же, как и раствора хлорорганического соединения.

Приготовленная смесь из емкостей подается в реакторы Р-102, 103, 104 насосом Н-108 при температуре в реакторах 400-430 °С. Подача смеси или чистого сераорганического соединения производится последовательно в каждый реактор, начиная с первой ступени. По окончании операции осернения емкости Е-128, 129, 130 и трубопроводы приема и выкида насосов Н-107 и Н-108 вторично заполняются стабильным гидрогенизатом с целью их промывки от сераорганического соединения и полного поступления дозированного количества серы в реакторы.

Промывка (прокачка) трубопроводов может быть выполнена раствором хлорорганики, приготовленным для цикла реакции.

Операция осернения катализатора риформинга может быть проведена передвижным дозирочным насосом, что исключает конечную операцию промывки трубопроводов и емкостей от сераорганического соединения.

4.6 Узел увлажнения системы каталитического риформинга

Увлажнение системы каталитического риформинга проводится в том случае, когда влажность циркулирующего водородсодержащего газа после сепаратора риформинга С-102 достигает уровня ниже 15 ppm и повысить его изменением параметров работы отпарной колонны с отключенными башнями-адсорберами невозможно.

Увлажнение производится химически очищенной водой, заливаемой в емкость Е-132 и подаваемой дозирочным насосом Н-121 в трубопровод стабильного гидрогенизата. Вода должна подаваться с расходом от 3 до 5 ppm в пересчете на весовой расход сырья.

5 Техничко-технологический расчет

В качестве исследуемых объектов нефтепереработки в рамках магистерской диссертации выступают установки риформинга ЛЧ-35-11/600 и ЛЧ-35-11/1000 Киришского НПЗ ООО «КИНЕФ» в г.Кириши.

Процессы риформинга моделировались в среде Delphi в моделирующей программе Activ+C (рис. 1).

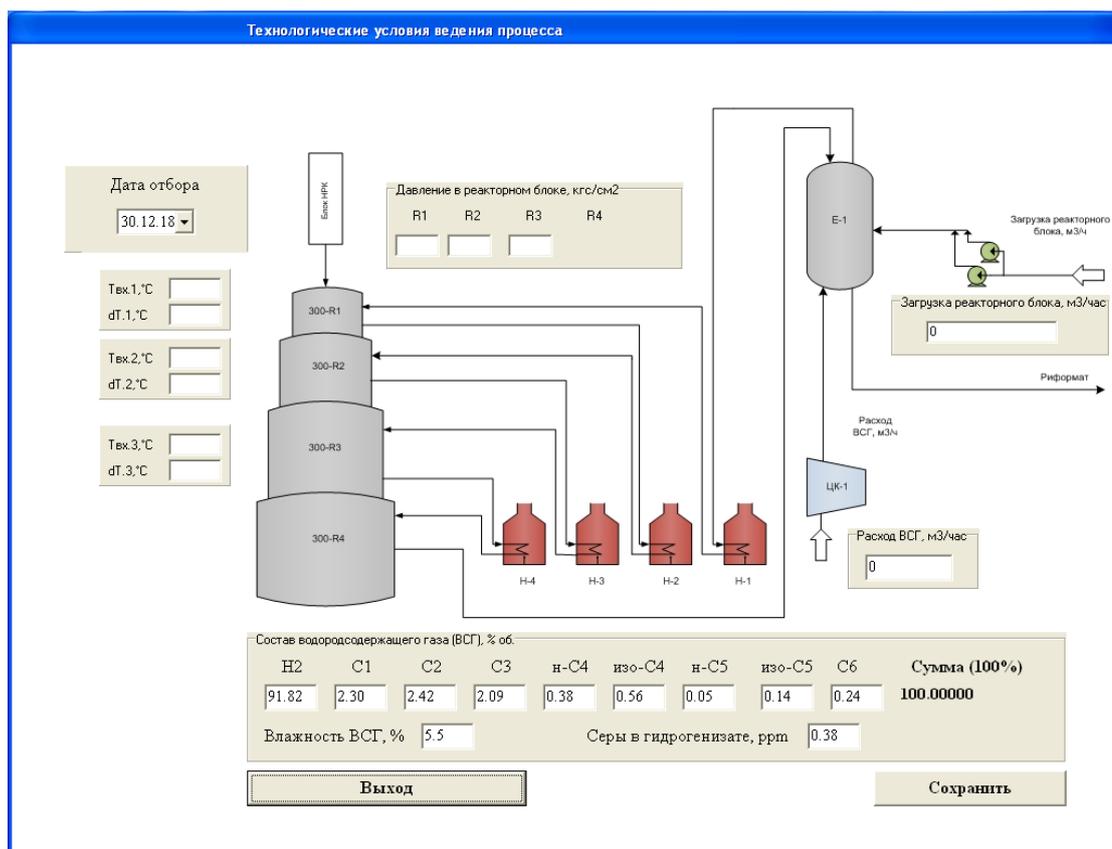


Рисунок 1 – Интерфейс моделирующей программы риформинга Activ+C

На начальном этапе проведения технико-технологического расчета проводился мониторинг работы установки с целью оценки активности катализатора риформинга.

5.1 Мониторинг работы установки риформинга ЛЧ-35-11/1000

Выполненные на математической модели расчеты позволили оценить изменение активности и производительности катализатора в период его работы с 01.04.2015 по 01.03.2016 с использованием экспериментальных данных с промышленной установки риформинга ЛЧ-35-11/1000.

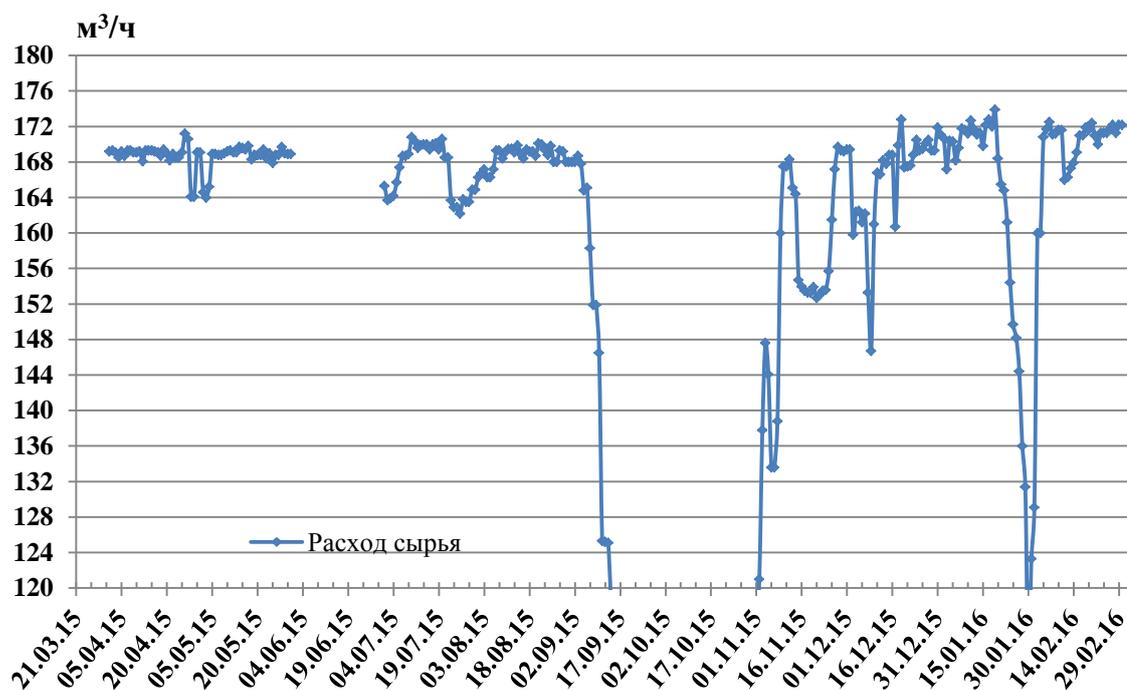


Рисунок 2 – Динамика изменения расхода сырья в реактор риформинга

На протяжении всего анализируемого периода расход сырья на установке ЛЧ-35-11/1000 поддерживался на уровне в 168 – 170 м³/ч (рис. 2), при этом наблюдаются периоды снижения загрузки реакторного блока, связанные либо с ремонтными работами на установке (10.2015), либо со снижением потребностей в получаемом риформате (08.2015).

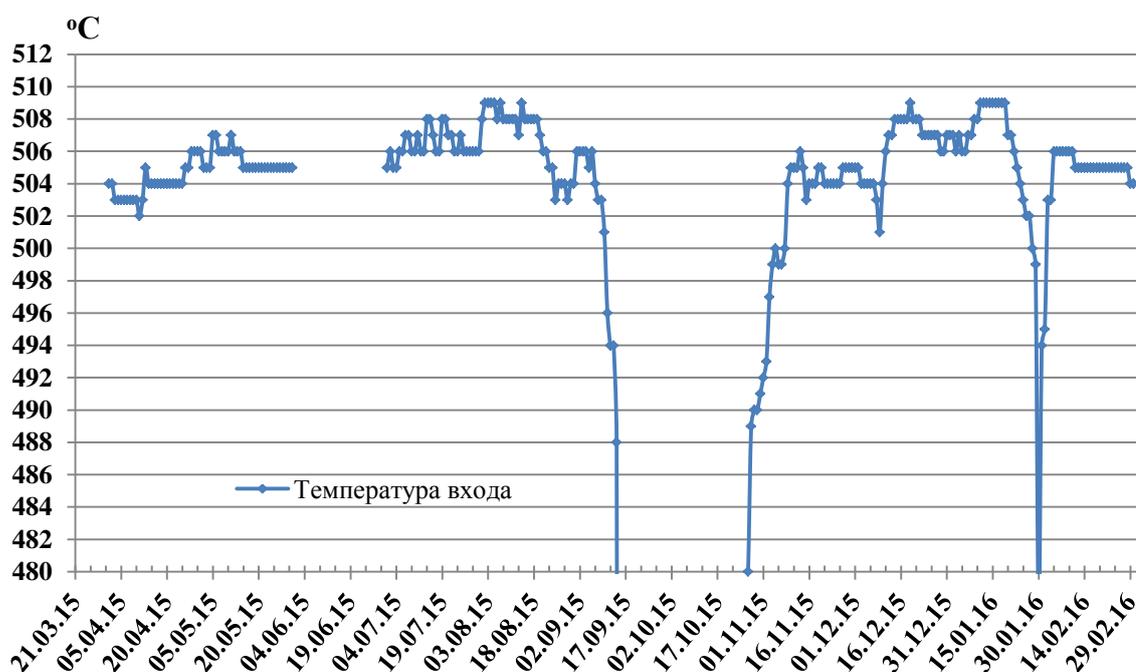


Рисунок 3 – Температура на входе в первый реактор риформинга

Температура на входе в первый реактор поддерживалась на уровне 504 – 508 °С (рис. 3), что с точки зрения регламента данной установки является наиболее приемлемым. При этом имеются периоды с повышенными значениями температур (что соответствует увеличенным расходом сырья, высокой загрузкой реакторов).

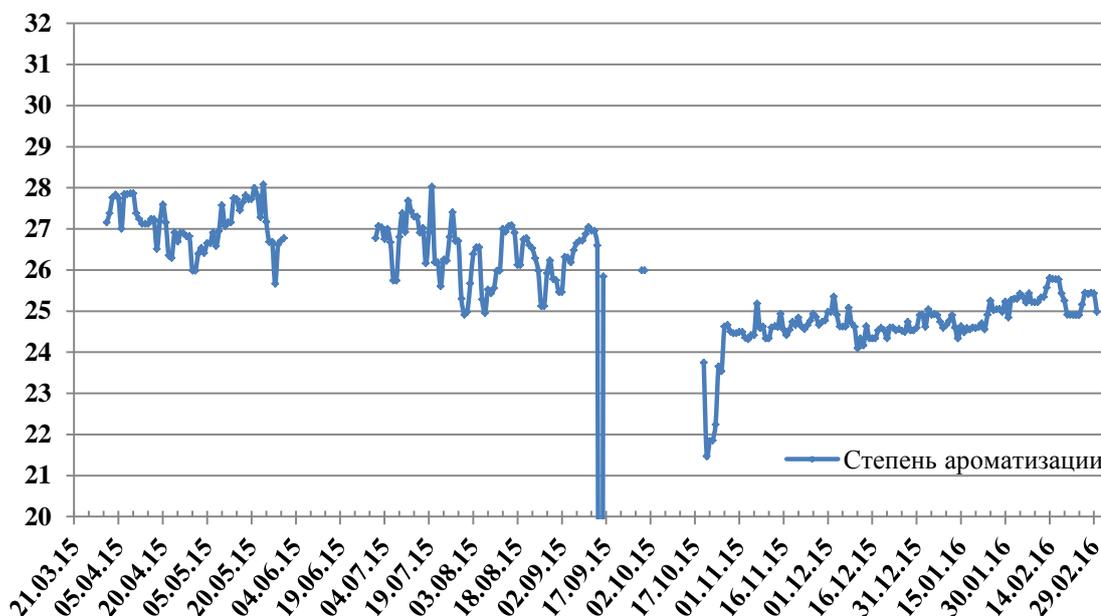


Рисунок 4 – Степень ароматизации катализатора установки ЛЧ-35-11/1000

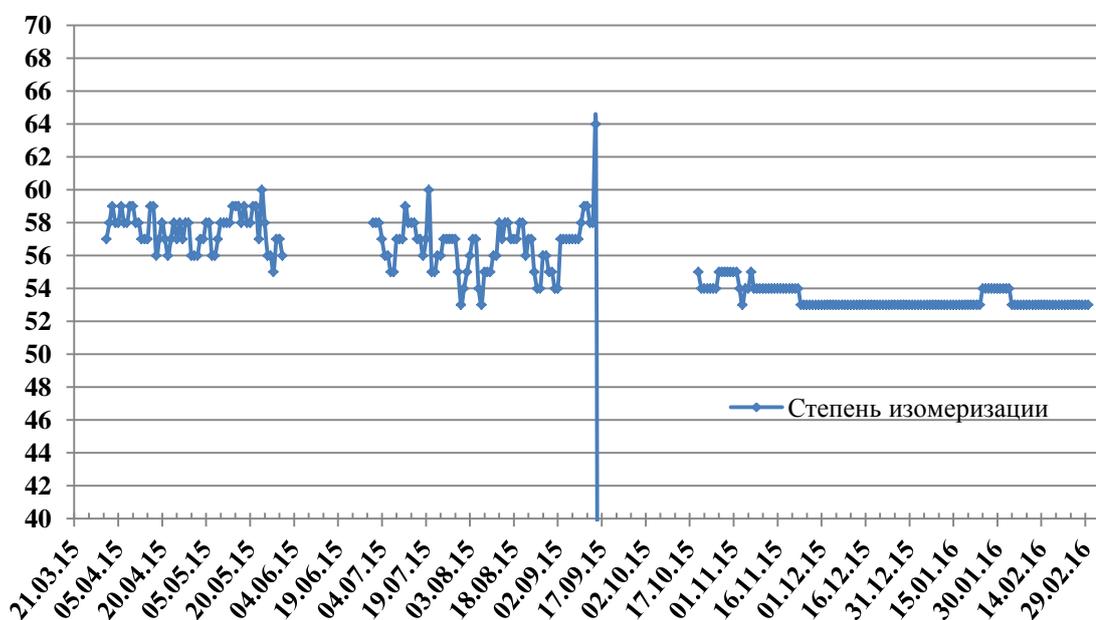


Рисунок 5 – Степень изомеризации катализатора установки ЛЧ-35-11/1000

Степень изомеризации (рис. 4) и ароматизации (рис. 5) имеет аналогичную динамику и определяет качество получаемого риформата, в

первой половине анализируемого периода происходит незначительное снижение данных показателей, что отражается на снижении концентрации ароматики в катализате с 80 до 78,5 % мас. Во второй половине анализируемого периода отмечается незначительное увеличение степени ароматизации и изомеризации, что также отразилось на концентрации ароматики в катализате, значение которой возросло с 78 до 80 % мас. При этом, следует отметить, что вторая половина анализируемого периода в целом является более стабильной и не наблюдается резких перепадов на графиках анализируемого периода по всем исследуемым параметрам.

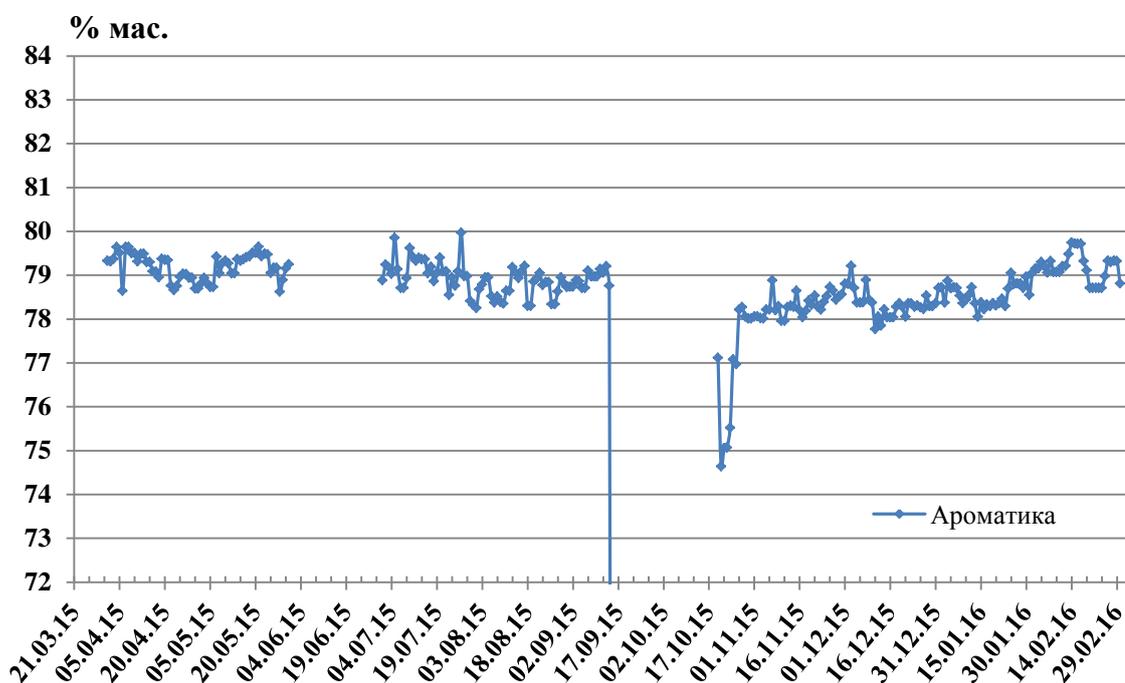


Рисунок 6 – Концентрация ароматических углеводородов в катализате

Графики по концентрации ароматики (рис. 6) в катализате и по значению октанового числа катализата (рис. 7) имеют идентичную тенденцию, и позволяют сделать вывод, что катализат имеет высокое качество, которое наряду с перепадами температур и расхода в реактор имеет стабильное значение: ОЧ – 104, содержание ароматики – 79 – 80 % мас.

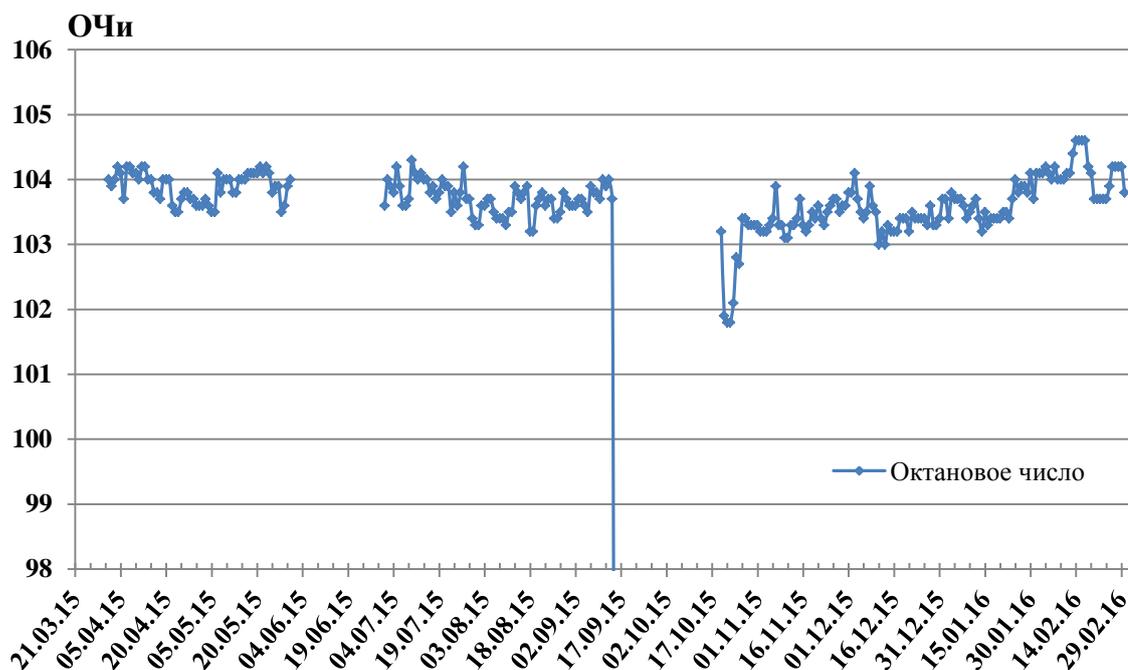


Рисунок 7 – Октановое число катализата установки ЛЧ-35-11/1000

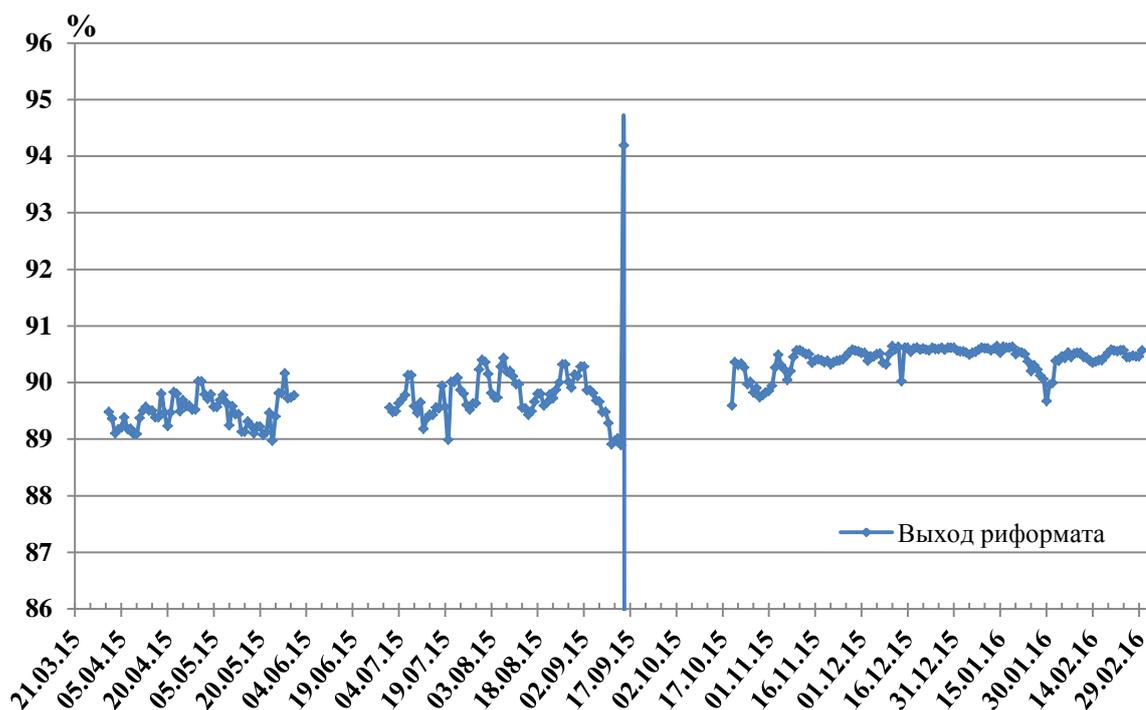


Рисунок 8 – Выход риформата установи ЛЧ-35-11/1000

Выход риформата (рис. 8) на протяжении всего исследуемого периода увеличивается динамично с 89 до 90,5 %, что в рамках работы установки является положительной тенденцией и определяет более высокую конверсию гидрогенизата в целевой продукт.

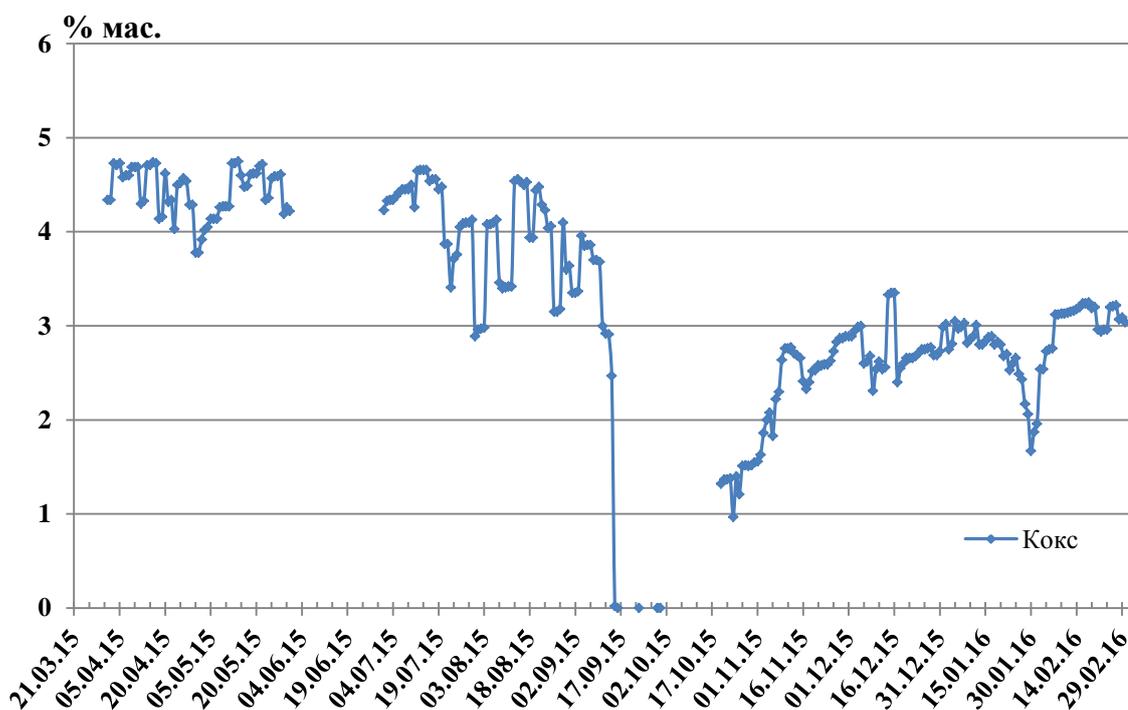


Рисунок 9 – Концентрация кокса на катализаторе риформинга

Концентрация кокса на катализаторе в первой половине анализируемого периода была критичной и составила 4,5 % (рис. 9), что является допустимым, но говорит про высокую долю реакций коксообразования на поверхности катализатора, что в свою очередь также определило и выход риформата с установки. Во второй половине анализируемого периода концентрация кокса на катализаторе возрастает с 1,5 до 3,0 %, что также прослеживается на более высоком качестве и количестве получаемого катализата в исследуемом периоде, наряду с этим концентрация кокса на катализаторе определяет его активность в направлении целевых реакций

Таким образом, вторая половина исследуемого периода является наиболее эффективной с точки зрения производительности и работы катализатора блока риформинга, активность катализатора и качество получаемого продукта были на более высоком уровне, чем для первой половины исследуемого периода.

5.2 Влияние состава сырья на показатели свойств катализатора

На втором этапе работы проводились исследования по зависимости состава сырья на показатели качества катализатора. В процессе анализа индивидуального состава сырья было определено, что наиболее значимыми из 61 компонента с точки зрения изменения свойств газосырьевой смеси являются 4 следующие углеводорода: н-гептан, метилциклогексан (МЦГ), н-октан и диметилциклопентан (ДМЦП). Концентрация перечисленных углеводородов может колебаться в различных пределах, но на основании данных хроматограмм за 2016 год не превышает 12,0 % для н-октана и ДМЦП, и 14,0 % для н-гептана и МЦГ.

При моделировании составов сырья был определен усредненный состав сырья за 2016 год установки риформинга ЛЧ-35-11/1000, после чего концентрация в исходном модельном составе сырья изменялась в диапазоне от 2,0 до 12,0 (14,0) % с нормировкой по остальным компонентам. Результаты расчета позволяют оценить влияние концентрации индивидуального компонента на количественные характеристики катализатора.

На рисунке 10 представлен график зависимости выхода риформата от изменения концентрации выбранных компонентов.

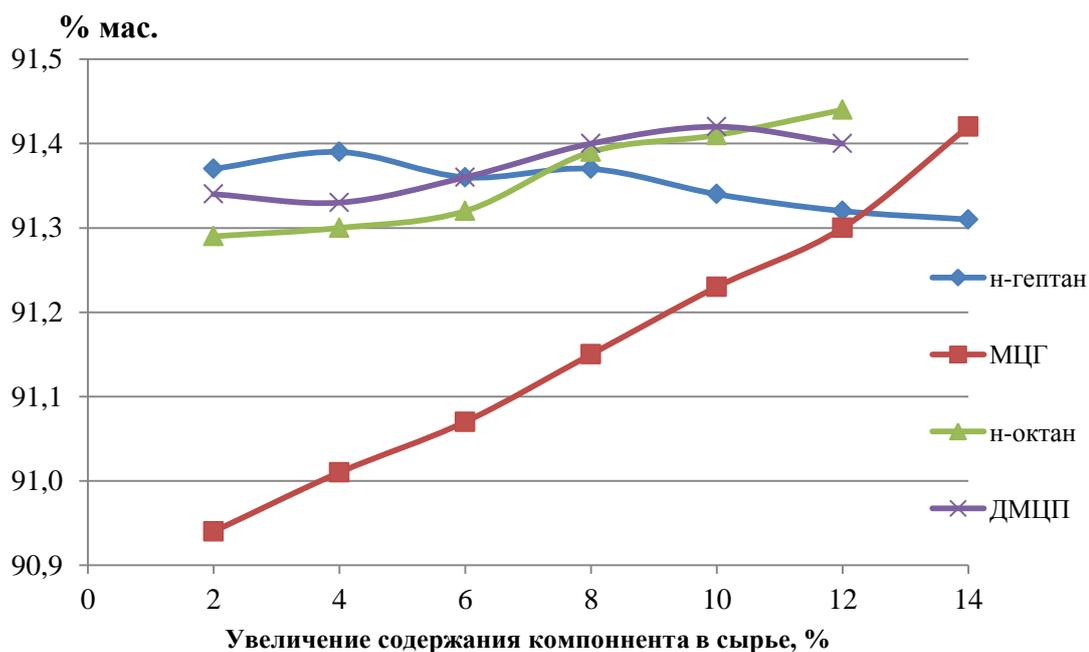


Рисунок 10 – Зависимость выхода риформата от концентрации компонента

Согласно рисунку 10 прослеживается наибольшее увеличение выхода риформата при увеличении метилциклогексана (с 90,94 до 91,42 %, при увеличении концентрации МЦГ в сырье с 2,0 до 14,0 %). При этом для н-октана прослеживается динамика незначительного снижения выхода риформата всего на 0,1 %.

Оценка изменения концентрации ароматических углеводородов представлена на рисунке 11.

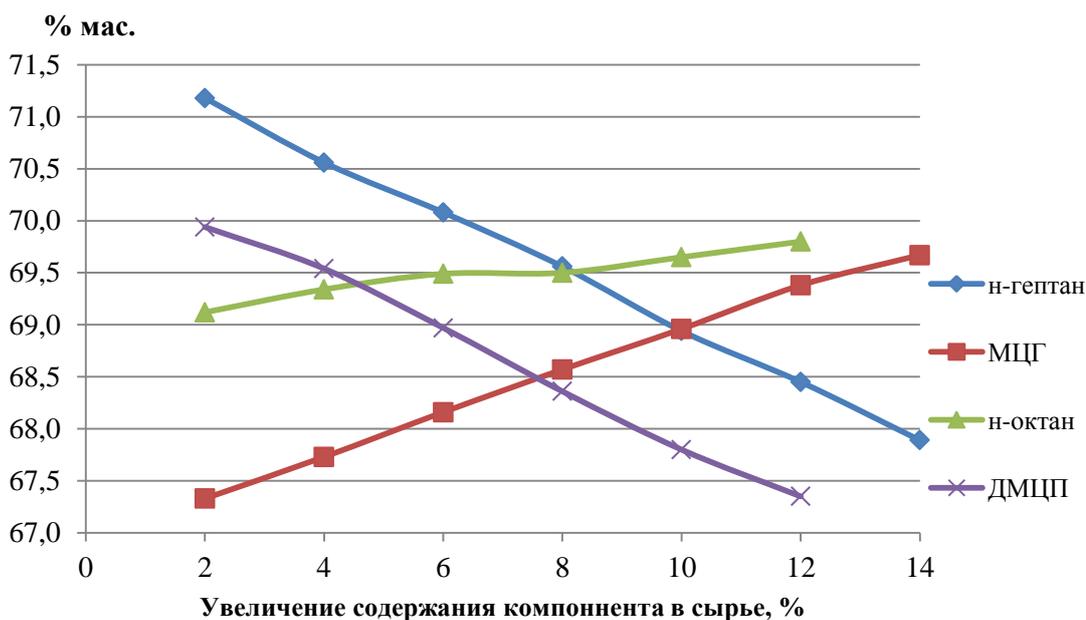


Рисунок 11 – Влияние состава сырья на концентрацию ароматических углеводородов в риформате

Наибольшее влияние на концентрацию ароматических углеводородов в риформате оказывает метилциклогексан, также увеличение концентрации н-октана в сырье способствует увеличению ароматизации углеводородного потока.

Степень ароматизации сырьевого потока при изменении количественной характеристики сырья представлена на рисунке 12.

Согласно рисунку 12 общая динамика увеличения степени ароматизации углеводородного потока наблюдается при увеличении концентрации н-гептана и н-октана.

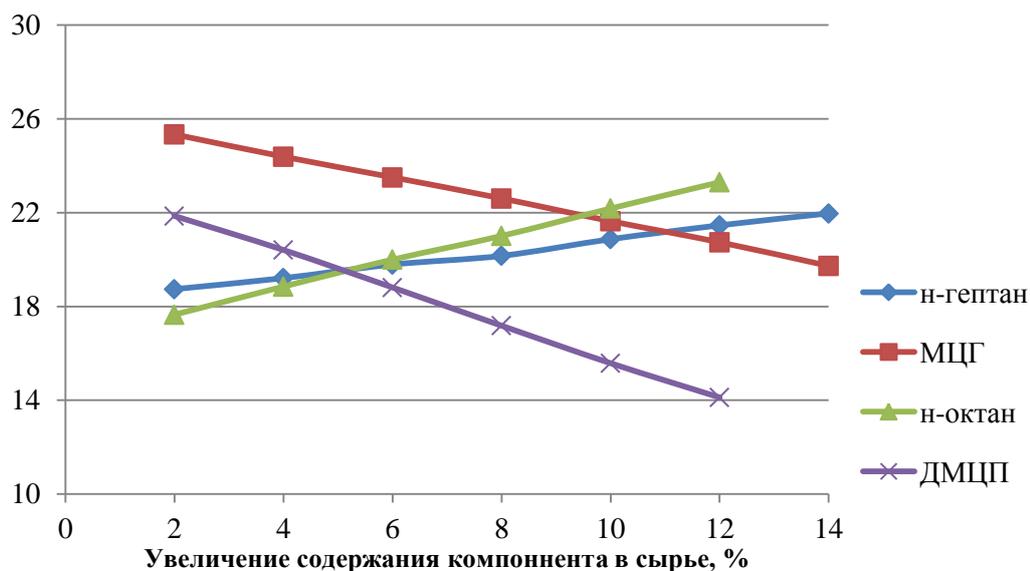


Рисунок 12 – Зависимость степени ароматизации риформата

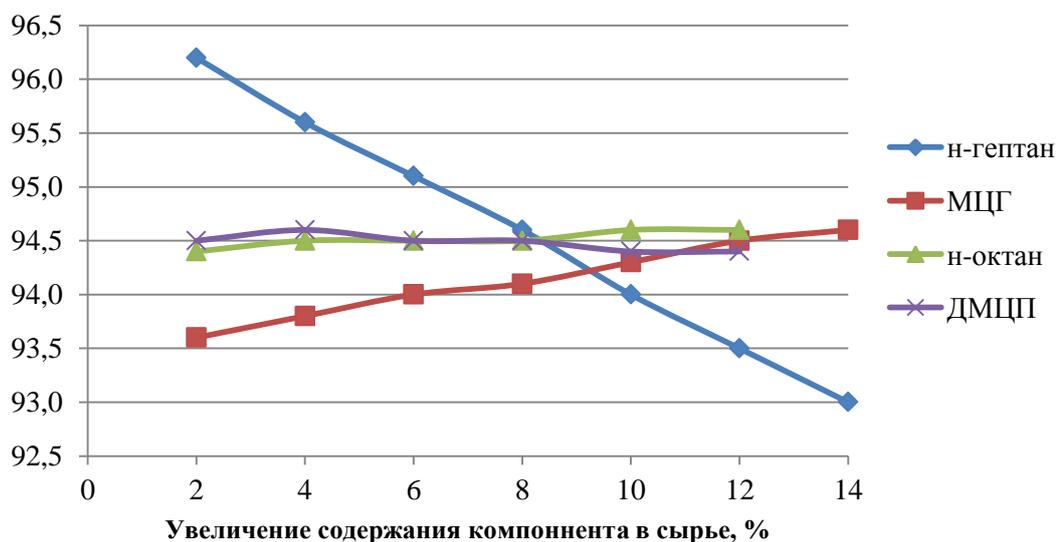


Рисунок 13 – Октановое число риформата в зависимости от состава сырья

В реакциях риформинга наибольший эффект на октановое число оказывает концентрация n-гептана в газосырьевой смеси, при этом чем ниже значение концентрации, тем выше значение октанового числа стабильного риформата (рис. 13).

5.3 Направления дезактивации катализатора и методы сохранения активности

Нестационарный характер протекания промышленного процесса выражается изменением активности катализатора в течение межрегенерационного периода и общего срока службы. Отлагающиеся на каталитической поверхности соединения блокируют активные центры, снижая их доступность для реакций, но не изменяют характер активности этих центров. Активность катализатора определяется отношением наблюдаемой скорости реакции к ее скорости на катализаторе с первоначальной активностью. Важнейшим условием оптимальной эксплуатации бифункциональных катализаторов риформинга является сбалансированность их кислотной и металлической активности. Хлорорганические соединения, подаваемые в реакторный блок, превращаясь в хлористый водород, способствуют повышению селективности превращения углеводородов на поверхности и, тем самым увеличивают глубину переработки углеводородного сырья [16]. Количество хлора на поверхности катализатора определяется термодинамическим равновесием процесса хемосорбции атомов хлора и зависит от мольного соотношения воды и хлороводорода в реакционной зоне, от температуры в слое катализатора, а также от степени дезактивации каталитической поверхности в следствие коксообразования, отравления и старения. Для повышения ресурсоэффективности реакторов риформинга необходима методика для расчета количества подаваемого хлора в реакторы риформинга в течение сырьевого цикла с учетом как непостоянства состава углеводородного сырья, так и изменения активности катализатора.

Опыт промышленной эксплуатации установок риформинга показал, что недостаток хлора приводит к снижению активности катализатора в важных реакциях изомеризации алканов, что негативно сказывается на качестве производимого риформата. Потеря хлора с поверхности катализатора приводит также к ускорению процесса дезактивации платиновых центров, а значит и к потере каталитической активности в реакциях дегидроциклизации парафинов и

снижению селективности процесса. Наоборот, чрезмерное количество хлора может привести к увеличению кислотной активности катализатора и, как следствие, ускорению реакции гидрокрекинга парафинов, что будет вызывать снижение селективности процесса, увеличение доли легких углеводородов (метана и этана) в циркулирующем водородсодержащем газе и повышенный расход водорода. Решение задачи оптимизации подачи хлорорганических соединений в реакторы установки Л-35-11/600 (рис.14) возможно изменением мольного соотношения вода/хлороводород на математической модели.

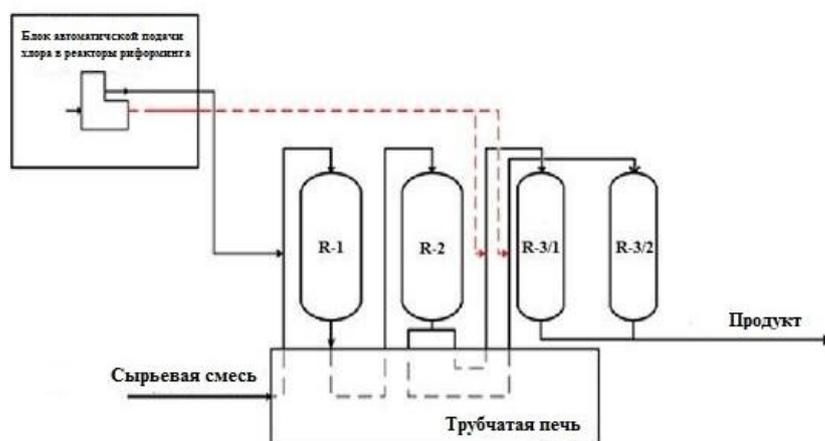


Рисунок 14 – Схема подачи хлора реакторного блока Л-35-11/600 [17]:

R-1, R-2, R-3 – 1-й, 2-й и 3-й реакторы риформинга, соответственно

Преобразование углеводородов в реакторах риформинга описывается формализованной схемой превращения (рис.15).

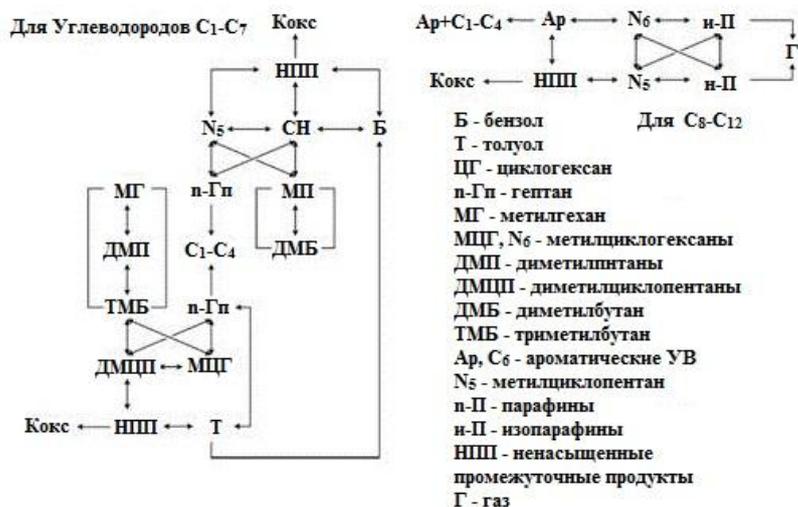


Рисунок 15 – Формализованная схема превращения углеводородов на Pt-катализаторе

В результате нестационарная кинетическая модель представляет собой систему материального и теплового балансов:

$$\begin{cases} G \frac{\partial C_i}{\partial z} + G \frac{\partial C_i}{\partial V} = \sum_{j=1}^n a_j w_j \\ G \frac{\partial T}{\partial z} + G \frac{\partial T}{\partial V} = \frac{\sum_{j=1}^n (\Delta H_j a_j w_j)}{C_p \cdot \rho} \end{cases} \quad \begin{matrix} a_j = a_j^m \\ a_j = a_j^{cl} \end{matrix}$$

Разработанная математическая модель нестационарного процесса каталитического риформинга обусловлена двумя факторами: постоянно меняющимися технологическими условиями и дезактивацией катализатора коксом [18].

Математическая модель учитывает как закономерности превращения УВ на бифункциональных катализаторах, а также дает возможность решать производственные проблемы, связанные с уменьшением электроэнергии за счет снижения кратности циркуляции ВСГ, изменением расходов стабильного бензина, определением параметров процесса гидрохлорирования.

Разработанный и программно реализованный метод динамичной подачи хлорорганических соединений в реакторный блок обеспечивает увеличение селективности по реакциям ароматизации на 1,5 – 2,0 %.

Для того чтобы достичь баланса кислотных и металлических центров катализатора, диапазон расхода хлорорганического потока может варьироваться в диапазоне от 1,0 до 4,0 мг/кг сырья в зависимости от влажности системы, скорости потока и углеводородного состава сырья, активности катализатора и технологического режима работы установки.

Возникающая нестационарность ведения процесса из-за состава среды и активности катализатора за счет образования полиароматических соединений приводит к необходимости регулирования режима, повышения эффективности гетерогенных катализаторов на основе благородных металлов [19].

Тем не менее, 15-20 % катализаторов, ежегодно используемых в промышленности, заменяются новыми из-за ресурсного истощения. В связи с этим, фактическое направление развития химической науки определяется в

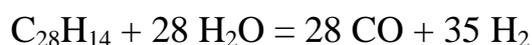
создании технологии сохранения активности катализаторов с целью увеличения их ресурса за счет использования прикладных математических моделей каталитических процессов, принимая во внимание условия эксплуатации катализаторов.

5.4 Окисление аморфного кокса водой. Методология расчета оптимального расхода воды в реактор

Оксид алюминия имеет высоко развитую удельную площадь поверхности в пределах 200 – 400 м²/г. γ -Al₂O₃ – типичный кислотный оксид, который имеет протонные центры кислот Бренстеда (-ОН⁻, -Н⁺), а также апротонные центры Льюиса (-Al³⁺) на поверхности кристалла. На кислотных центрах Бренстеда есть протон, перераспределяющийся с поверхности оксида алюминия и адсорбированными углеводородами [20].

Поэтому наряду с дезактивацией катализатора коксом и отравления серой, активность катализатора зависит от подачи воды и дозирования хлора в реакционную зону. Положительное влияние на баланс металлических и кислотных центров бифункционального катализатора риформинга оказывает поддержание оптимального расхода воды и соотношения H₂O/HCl [21].

Определение механизма действия воды на процесс термодинамической деструкции кокса проводилось с помощью программ Gaussian'03 и HyperChem на основе метода кванто-химического моделирования реакции:



Поскольку аморфная структура кокса не имеет определенный состав и характеризуется индексом водорода, который изменяется в диапазоне 0,2 – 2,0; то принималось, что кокс в каталитическом процессе риформинга имеет брутто-формулу C₂₈H₁₄. Это предположение не противоречит литературным данным и дериватографическому результату анализа катализатора. Термодинамические характеристики реакции представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Термодинамическая характеристика реакции конверсии кокса

ΔG_r , кДж/моль	ΔH_r , кДж/моль	ΔS_r , кДж/(моль·К)
-50,84	145,0	0,26

Величина энергии Гиббса равная -50,84 кДж/моль означает возможность протекания реакции при заданных технологических условиях процесса [22].

Была получена зависимость степени конверсии кокса водой, а также предложена методика, которая позволяет рассчитать оптимальный расход воды в реактор. Константа равновесия вычисляется следующим образом:

$$\ln K_p = -\frac{\Delta G}{RT} \Rightarrow K_{ip} = \exp\left(-\frac{\Delta G}{RT_i}\right)$$

Уравнение зависимости степени конверсии от константы равновесия:

$$K_p = \frac{P_{CO}^{28} \cdot P_{H_2}^{35}}{P_{H_2O}^{28}} = \frac{P_{com}^{35} \cdot x_{CO}^{28} \cdot x_{H_2}^{35}}{x_{H_2O}^{28}} = \frac{P_{com}^{35} \cdot n_{CO}^{28} \cdot n_{H_2}^{35}}{n_{H_2O}^{28}} \cdot \frac{1}{n_{com}^{35}}$$

где x – мольная доля компонента в смеси.

Согласно уравнению конверсии кокса водой имеем:

$$K_p = \frac{P_{CO}^{28} \cdot P_{H_2}^{35}}{P_{H_2O}^{28}} = \frac{P_{com}^{35} \cdot x_{CO}^{28} \cdot x_{H_2}^{35}}{x_{H_2O}^{28}} = \frac{P_{com}^{35} \cdot n_{CO}^{28} \cdot n_{H_2}^{35}}{n_{H_2O}^{28}} \cdot \frac{1}{n_{com}^{35}}$$

Равновесные концентрации CO и H₂, выраженные с помощью начальной концентрации воды и после преобразования описываются уравнениями:

$$n_{iCO}^* = n_{iH_2O} \cdot x_i$$

$$n_{iH_2}^* = 1.25 \cdot n_{iH_2O} \cdot x_i$$

n_{iCO}^* – равновесная CO при T_i, моль

$n_{iH_2}^*$ – равновесная H₂ при T_i, моль

n_{iH_2O} – равновесная H₂O при T_i, моль

x_i – конверсия при T_i

Подставив значения константы равновесия в уравнение с энергией Гиббса и равновесные концентрации компонентов:

$$K_{tp} = \frac{P_{com}^{35} \cdot n_{H_2O}^{63} \cdot x_1^{63} \cdot 1.25^{35}}{(n_{iH_2O} \cdot (1-x_i))^{28}} \cdot \frac{1}{(2.25 \cdot n_{H_2O} \cdot x_1 + n_{iH_2O} \cdot (1-x_i))^{35}}$$

$$K_{tp} = \exp\left(-\frac{\Delta G}{RT_i}\right)$$

$$\frac{P_{com}^{35} \cdot n_{H_2O}^{63} \cdot x_1^{63} \cdot 1.25^{35}}{(n_{iH_2O} \cdot (1-x_i))^{28}} \cdot \frac{1}{(2.25 \cdot n_{H_2O} \cdot x_1 + n_{iH_2O} \cdot (1-x_i))^{35}} = \exp\left(-\frac{\Delta G}{RT_i}\right)$$

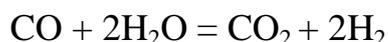
Установка каталитического риформинга Л-35-11/600 была подвергнута расчету, согласно результатам которого оптимальная подача воды составила 0,3 л/ч в начале цикла, оптимальная подача хлора составила 1 ppm. При указанных расходах мольное соотношение вода/хлороводород составили 20/1 (табл. 2).

Таблица 2 – Влияние температурного режима на конверсию кокса

Температура, К	Степень конверсии X, %	Расход воды, л/ч	Оптимальная подача Cl, ppm	CO, ppm	Подача воды в реактор на CO, л/ч
753	5,10	0,30	1,00	0,2419	0,048
758	5,56	0,35	1,25	0,3126	0,060
759	5,65	0,36	1,30	0,3280	0,066
764	6,15	0,42	1,55	0,4121	0,072
775	6,79	0,48	1,85	0,5294	0,087

Согласно таблице 2, с изменением температуры процесса от 753 до 775 К степень конверсии изменяется от 5,1 до 7,1 %. Таким образом, при каждой определенной температуре существует оптимальная подача воды, необходимая для поддержания максимальной конверсии кокса. В этом случае изменение расхода воды составило от 0,3 до 0,5 л/ч.

Подаваемая в реактор вода также взаимодействует с CO, который образуется в процессе риформинга. Результаты потребления воды на CO представлены в таблице 2.



Кроме того, с изменением подачи воды необходимо регулировать подачу хлора для поддержания оптимального водно-хлорного баланса. По результатам расчета, оптимальная подача хлора колеблется от 1 до 2 ppm.

5.5 Коррекция баланса металлических и кислотных центров катализатора с целью оптимизации эксплуатационных характеристик катализатора

Металлическая функция может иметь различную силу в зависимости от методов осаждения и термической обработки, в то время как кислотная функция может быть модифицирована путем включения галогенов [23].

Константа равновесия может быть оценена исходя из термодинамических параметров компонентов, участвующих в реакции.

$$K_p = e^{-\frac{\Delta H - T\Delta S}{RT}} = e^{\frac{\Delta S}{R} - \frac{\Delta H}{RT}}$$

С использованием справочных термодинамических данных (табл. 3) была оценена зависимость константы равновесия от температуры

Таблица 3 - Термодинамические параметры процесса хлорирования

Компонент	ΔH , кДж/моль	ΔS , кДж/моль·К
H_2O	-93,9	214,5
HCl	-246,8	222,1
$Al-OH \rightarrow Al-Cl$	192,7	32,2

Дальнейшие исследования влияния теплового эффекта хемосорбции хлороводорода на выход продукта показало, что изменение энтальпии активных центров в процессе замены гидроксильной группы атомов хлора зависит от энергии связи между томами на поверхности катализатора. Поскольку поверхность катализатора неоднородна, то можно предположить и наличие активных центров с различной энергией связи между гидроксильной группой и алюминием [24]. В этом случае, прежде всего, гидроксильные группы менее связанные с Al будут заменены на атомы хлора, и тепловой эффект реакции будет ниже, чем ожидалось при расчете. Сравнение расчетных и фактических результатов выхода продукта показало, что в зависимости от вторичного сырья и коксонакопления на катализаторе эффект термической

адсорбции хлороводорода был несколько ниже, чем теоретический из таблицы 3.

$$K_p = e^{4,78 - \frac{3680}{T}}$$

С помощью представленного выражения для расчета константы равновесия были рассчитаны значения данного параметра при рабочих температурах для установки Л-35-11/600 (табл. 4).

Таблица 4 - Зависимость константы равновесия реакции хлорирования от температуры

Дата	Температура на входе в 1-й реактор, °C	K_p	Температура на входе в 3-й реактор, °C	K_p
14.01.2010	452	0,74	479	0,89
18.02.2010	455	0,76	483	0,91
18.03.2010	452	0,74	480	0,90
23.04.2010	455	0,76	481	0,90
21.05.2010	458	0,78	486	0,93
19.06.2010	463	0,80	491	0,96
24.07.2010	467	0,83	496	0,99
22.08.2010	471	0,84	499	1,01

Дальнейшие исследования показали, что с увеличением содержания хлора в объеме катализатора можно наблюдать увеличение выхода ароматических УВ, при этом общий выход продукта снижается более чем на 1,5 % масс.

5.6 Динамика изменения скорости коксонакопления в условиях оптимальной подачи воды в реакторный блок

На следующем этапе работы был проанализирован технологический режим установки риформинга Л-35-11/600. Из анализа режима следует, что с момента последней регенерации катализатора RG-682А (ноябрь 2015), установка работает в широком диапазоне параметров до 07.02.16 г. Температура процесса изменялась от 482 до 493 °C, давление от 21,5 до 24,5 кгс/см².

С 17.02.2016 г по настоящий день в качестве сырья используется прямогонная фракция 105-127 °С. Изменения температур процесса для различных сырьевых циклов представлены на рисунках 1,2.

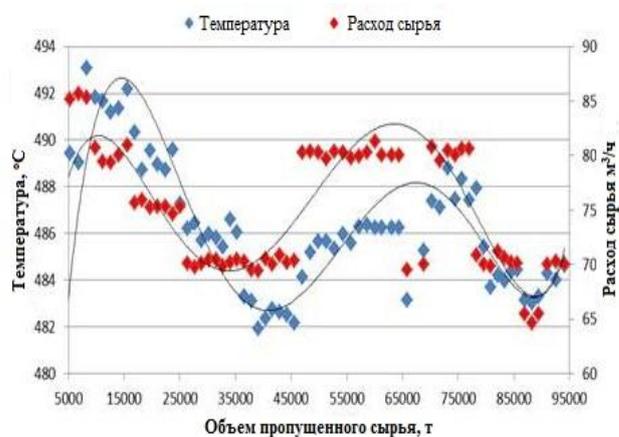


Рисунок 16 – Изменение температуры процесса для фракций 85-180 °С

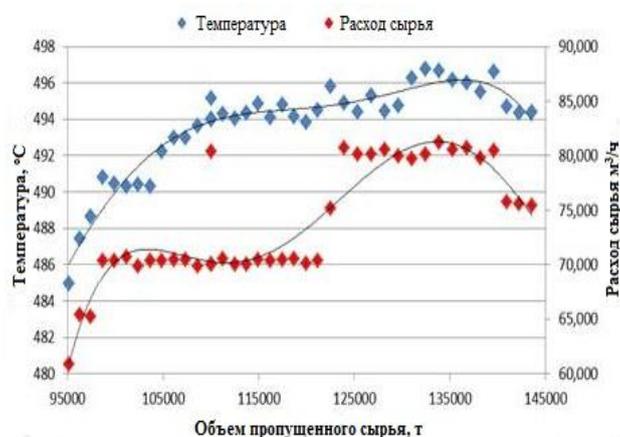


Рисунок 17 – Изменение температуры процесса для фракций 105-127 °С

Как показано на рисунках 16, 17, температура процесса выше и изменяется в диапазоне от 485 до 497 °С. Углеводородный состав сырья приведен в таблице 5.

Таблица 5 – Углеводородный состав сырья и продуктов

Компоненты	03.12.2015		05.01.2016		01.02.2016		04.03.2016	
	Сырье	Продукт	Сырье	Продукт	Сырье	Продукт	Сырье	Продукт
Парафины	23,38	9,87	23,55	9,46	22,67	9,36	26,41	8,23
Изопарафины	33,39	25,56	33,08	25,98	32,57	25,91	32,57	23,66
Ароматика	13,98	61,85	14,06	62,25	12,36	62,54	5,27	66,44
Нафтены	28,38	2,34	28,40	1,87	31,61	1,87	35,53	1,49
Олефины	0,12	0,34	0,20	0,16	0,25	0,19	0,14	0,12
Не идентифиц.	0,75	0,04	0,71	0,28	0,54	0,13	0,08	0,06
СУММА	100,0							

На основании данных, приведенных в таблице 5, можно заметить, что при переработке широкого дистиллята 85-180 °С состав сырья поддерживался относительно постоянным. Содержание изопарафиновых УВ в сырье составило 32,5-33,4 % мас., нафтеновых УВ – 28,0-31,0 %, мас. Концентрация ароматических УВ в продуктах составила 62,0-63,0 % мас. Когда установка

была запущена на сырье более узкой фракции (04.03.2016) содержание парафиновых УВ увеличилось до 26,0 % мас., нафтеновых УВ – до 36,0 % мас. Концентрация ароматических УВ в продуктах возросла до 66,0 % мас.

Изменение содержания кокса на катализаторе в зависимости от температуры представлено на рисунке 18.

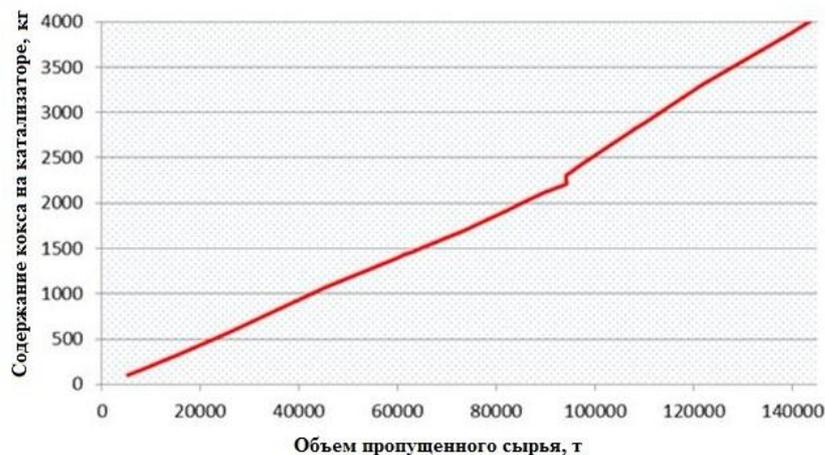


Рисунок 18 – Динамика коксонакопления на катализаторе риформинга установки Л-35-11/600 в период с 28.11.2015 г по 31.03.2016 г

В соответствии с методикой оптимальной подачи воды в реактор, рассчитанной по имеющимся технологическим данным, на рисунке 19 проведено сравнение данных по влажности реакционной смеси при текущей подаче с рассчитанными оптимальными значениями.

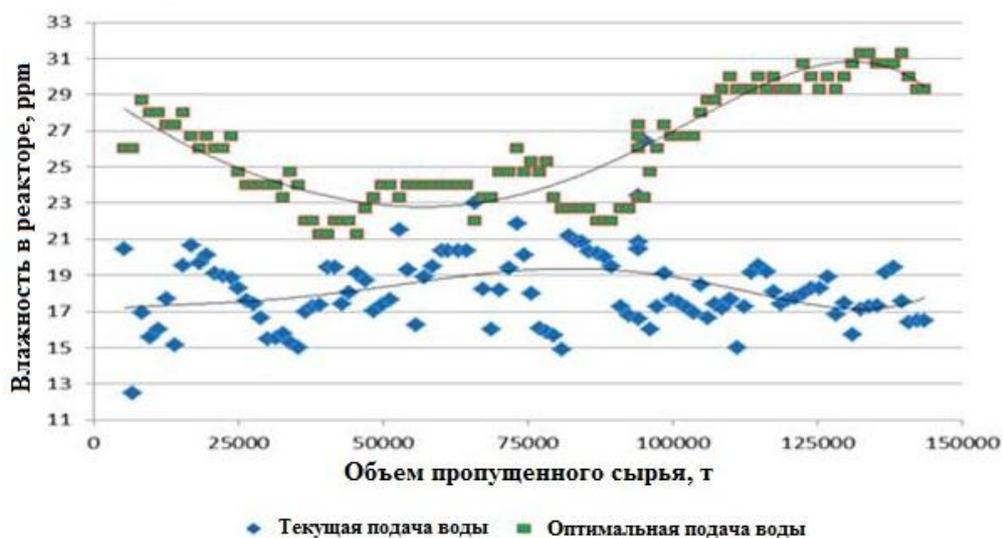


Рисунок 19 – Сравнение текущей подачи воды в реактор с оптимальными значениями

Как можно наблюдать из рисунка 4, влажность системы с оптимальными значениями расхода воды находится в диапазоне 21 – 31 ppm в зависимости от температуры.

Согласно таблице 2 и расчетов, суммарный эффект от подачи воды (на момент расчетов было переработано около 145 тыс. т. сырья) уменьшит содержание кокса на катализаторе на 300 кг по сравнению с текущим значением содержания кокса в этих условиях (рис. 20, рис. 21).

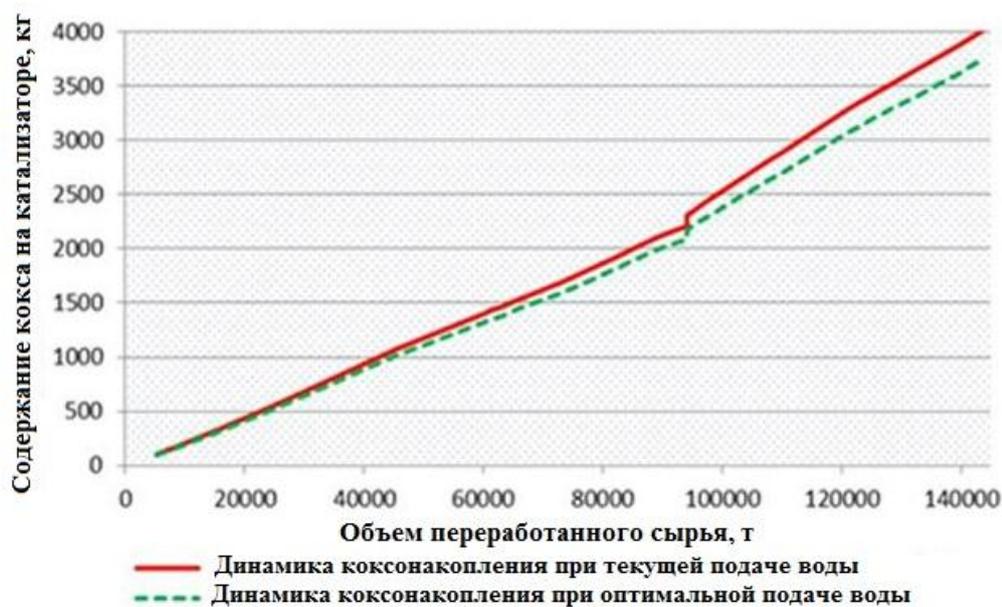


Рисунок 20 – Сравнение коксонакопления при текущей и оптимальной подаче ВОДЫ



Рисунок 21 – Сравнение текущей и оптимальной подачи хлорорганики

Как было отмечено ранее, с изменением подачи воды необходимо регулировать подачу хлора в реактор для поддержания оптимального мольного соотношения вода/хлор на катализаторе. На рисунке 6 показано текущее и оптимальное содержание хлора на катализаторе (хлорорганические соединения), согласно методологии расчета при параметрах процесса.

В соответствии с этой методикой константа равновесия и степень конверсии аморфного кокса рассчитаны в температурном диапазоне 753 – 773 К при текущей подаче воды в реактор.

Данные с установки каталитического риформинга Л-35-11/600 использовались для расчета оптимальной подачи воды, которая составила 0,3 л/ч в начале цикла, оптимальная подача хлорорганики составила 1,0 ppm. Увеличение температуры с 753 до 773 К способствовало изменению конверсии с 5,1 до 7,1 %.

5.7 Регулирование содержания хлора на Pt/Al₂O₃-катализаторе

Комплексное решение задачи оптимизации подачи хлорорганики в реакторы установки Л-35-11/600 определяется в основном за счет влияния на управляющие параметры процесса: температуру и мольное соотношение вода/хлороводород, которое выражается через константу равновесия:

$$\frac{C_{Cl}}{C'_{Cl}} = \frac{\left(\frac{K_p \frac{1}{M}}{1 + K_p \frac{1}{M}} \right)}{\left(\frac{K'_p \frac{1}{M'}}{1 + K'_p \frac{1}{M'}} \right)}$$

В результате взаимодействия хлороводорода с гидроксильными группами в реакционном объеме происходит замещение последнего на анион хлора с образованием сильной ковалентной связи между атомами алюминия и хлора [25]. Этот процесс можно рассматривать как хемосорбцию атомов хлора на поверхности катализатора, которая рассчитывается следующим образом:

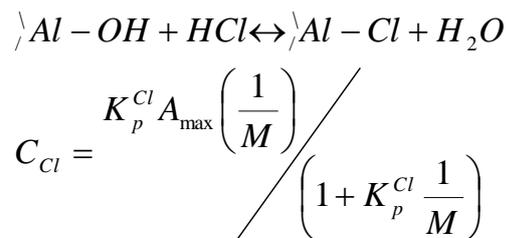
$$C_{Cl} = \frac{A_{\max} K_p \frac{1}{M}}{1 + K_p \frac{1}{M}}$$

Из уравнения следует, что величина поверхностной концентрации хлора находится в обратной зависимости от соотношения:

$$M = \frac{H_2O \text{ mol}}{HCl \text{ mol}}$$

В первом приближении считается, что изменение значения M в диапазоне от 10 до 30 изменяет значение содержание хлора от 1,03 до 1,09, то есть содержание хлора пропорционально мольному соотношению.

Количество хлора в составе катализатора определяется исходя из равновесия реакции:



Результаты расчета подачи хлора при текущей и увеличенной подаче воды, а также текущие значения подачи хлора для установки ЛЧ-35-11/1000 ООО «КИНЕФ» в г.Кириши представлены в таблице 6.

В таблице 6 представлены реальные значения подачи воды и выход катализата, представлена подача воды в режиме коксонакопления, а также рассчитана подача хлора с учетом коксонакопления для установки риформинга ЛЧ-35-11/1000 ООО «КИНЕФ». Также представлены значения выходов риформата в случае подачи хлора и воды по реальным данным и в режиме коксонакопления, т.е. увеличенные расходы хлора и воды в реакторы риформинга.

Таким образом, можно сделать вывод, что при оптимальной подаче воды с хлором наблюдается увеличение расчетного значения выхода риформата, а при учете коксонакопления выход риформата возрастает, но незначительно (последние два столбца табл. 6).

Таблица 6 - Подача хлора в первый реактор риформинга установки ЛЧ-35-11/1000

Дата	T _{вх} , °C	M	Расход воды, г/ч		Расход хлорорганики, г/ч		Текущий выход продукта % мас.	Выход катализата, % мас.	
			без учета кокса	с учетом кокса	без учета кокса	с учетом кокса		без учета кокса	с учетом кокса
28.10.2015	493	22	500,0	545,15	89,65	97,74	88,09	88,98	89,18
07.11.2015	493	22	500,0	545,45	89,65	97,80	87,95	88,84	88,97
17.11.2015	493	22	500,0	545,85	89,65	97,87	88,01	88,90	89,12
27.11.2015	493	22	500,0	543,25	89,65	97,40	87,90	88,79	88,96
05.12.2015	489	22	500,0	537,55	89,65	96,38	87,66	88,55	88,76
16.12.2015	486	22	500,0	529,60	89,65	94,95	87,12	88,00	88,21
19.01.2016	489	22	500,0	556,25	89,65	99,73	89,72	90,63	90,82
04.02.2016	488	22	400,0	432,32	71,72	77,51	90,46	91,37	91,54
04.04.2016	486	22	600,0	649,86	107,58	116,52	90,56	91,47	91,61
04.05.2016	485	22	500,0	542,15	89,65	97,20	90,94	91,86	91,98
01.06.2016	485	22	600,0	651,18	107,58	116,75	90,72	91,64	91,76
04.07.2016	483	22	600,0	648,48	107,58	116,27	90,26	91,17	91,38
09.08.2016	480	22	400,0	430,68	71,72	77,22	90,39	91,30	91,52
01.09.2016	476	22	500,0	574,95	89,65	103,08	88,54	89,43	89,64
03.10.2016	483	22	700,0	819,21	125,51	146,88	90,42	91,33	91,51

Таким образом, подтверждено предположение, что при каждой температуре существует оптимальная подача воды, при которой будет обеспечиваться максимальная конверсия кокса. При этом расход воды в диапазоне 0,3 – 0,5 л/ч имеет наиболее благоприятные результаты для установки Л-35-11/600, а 0,5 – 0,8 л/ч для установки ЛЧ-35-11/1000. Оптимальное содержание хлора в реакторе находится в диапазоне 1-2 ppm, что составляет расход хлорорганики 30,0 – 45,0 г/ч для Л-35-11/600 и 80,0 – 95,0 г/ч для установки ЛЧ-35-11/1000. При этом содержание СО в реакционном объеме не превышает 0,6 ppm, что допустимо для работы катализаторов риформинга.

Лабораторные исследования подтвердили аморфность структуры кокса дезактивированных образцов катализатора риформинга.

Расчет оптимального значения расхода воды и хлора позволяет увеличить срок службы катализатора. При увеличенной подаче воды концентрация кокса при коксонакоплении на один и тот же объем переработанного сырья существенно ниже, что достигается увеличенным значением степени конверсии кокса.

5.8 Сравнительная характеристика методов расчета расходов воды и хлорорганики в реакторы риформинга

Как отмечалось ранее, определение концентрации кокса на катализаторе при текущих параметрах процесса основывается на косвенных параметрах: температуре в реакторах при поддержании постоянного выхода риформата, степени ароматизации газосырьевого потока, на перепадах температур в реакторах и прочих параметрах. Прямое определение концентрации кокса на катализаторе требует непосредственной отгрузки пробы катализатора из объема реактора и дальнейшего исследования пробы (термогравиметрическим способом, рентгенофазовым анализом).

Таким образом, значение концентрации кокса на катализаторе, а как следствие и значение активности катализатора, определяют косвенно. В настоящее время на промышленных установках чаще всего применяют программы лицензиаров технологий риформинга для непосредственного определения требуемой (текущей) подачи воды в реакторы риформинга, также определяется оптимальное мольное соотношение вода/хлорорганика и рассчитывается расход хлорорганики в объем реакторов.

Такими методическими программами обладают Shevron, Basf, Exxon, Роснефть, Газпром, Лукойл и другие крупные нефтеперерабатывающие предприятия.

Все технологии риформинга являются в некотором роде уникальными, поскольку перерабатывают различное сырье (различных нефтей), имеют различные технологические параметры (расходы, температуры, давления). В связи с чем нет единого подхода к методике подачи воды и хлора.

В настоящий момент наиболее приемлемой и быстрой методикой для оценки активности катализатора, а также для расчета расходов воды и хлорорганики в реакторы риформинга является методика, основанная на перепадах температур в реакторах, динамике изменения (увеличения) температуры в реакторном блоке.

Одна из таких методик разработана компанией Axens. Доработана и представлена в виде методической программы ООО «КИНЕФ» для оперативной корректировки подачи воды и хлорорганики (рис. 22).

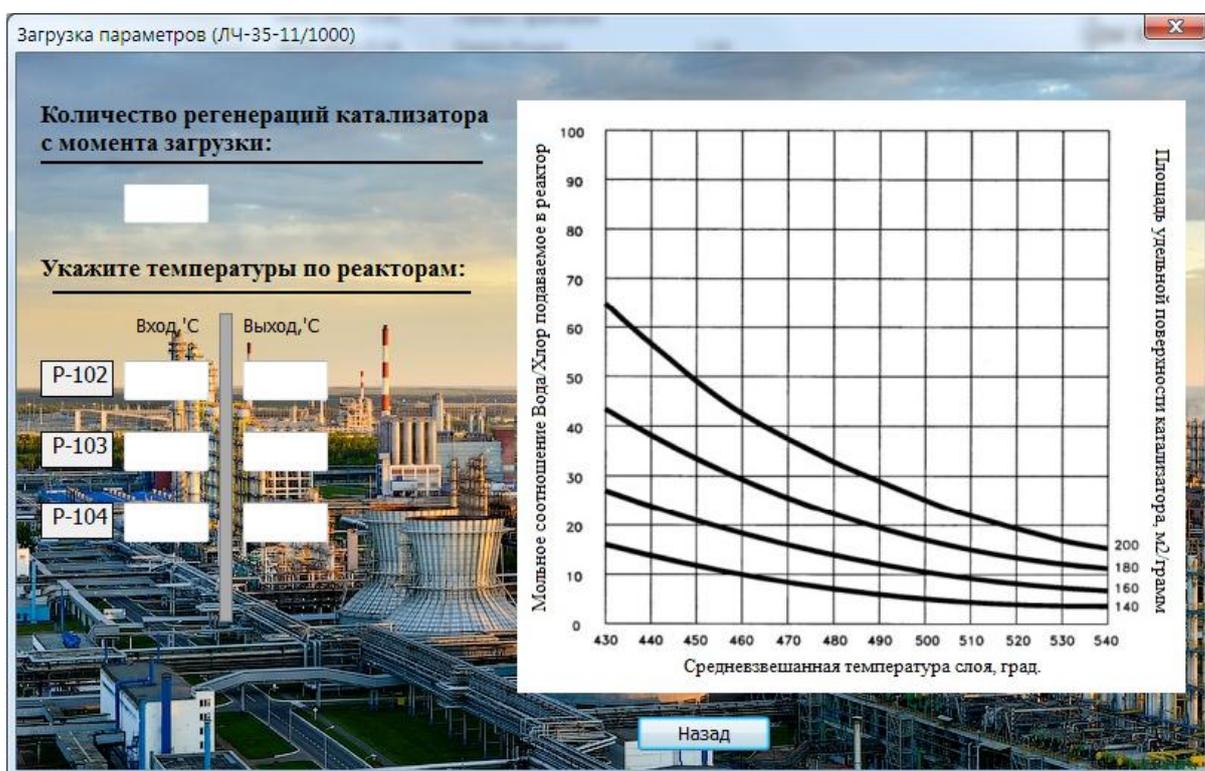


Рисунок 22 – Интерфейс программы Axens для расчета подачи воды и хлора

Программа очень удобная и наглядная в плане зависимости расхода воды и хлора от температуры в реакторах риформинга, за основу расчета берется перепад температур по реакторам. Такой подход является верным с точки зрения зависимости активности катализатора и перепада температур по реакторам, но в свою очередь он не учитывает ни состава сырья, ни времени контакта сырья с катализатором, то есть метод основан скорее на термобарических закономерностях, но не учитывает ни термодинамическую, ни кинетическую составляющие процесса.

6 Аналитический контроль технологического процесса

Для контроля над качеством получаемого продукта, промежуточных веществ, а также мониторинга технологических параметров осуществляется аналитический контроль технологического процесса. В качестве аналитического контроля выделяют контроль на основании результатов анализов лабораторий, а также косвенно на основании датчиков автоматического контроля [15].

График отбора проб на установке ЛЧ-35-11/1000 согласовывается с технологическим персоналом установки и аналитической лабораторией, утверждается техническим директором ООО «КИНЕФ».

Методы исследования, согласно которым необходимо проводить определение физико-химических параметров потоков сырья, продуктов, промежуточных веществ и вспомогательных реагентов, описаны в таблице 1. Контролируемые показатели заносятся в отчеты о ведении технологического режима, а также создаются справки о текущих параметрах технологического процесса.

На основании результатов аналитического контроля вводятся коррективы в технологический режим, производится оптимизация технологического процесса, а также в случае несоответствия нормам контролируемых показателей принимается решение о выводе полученной продукции в некондицию с установки.

Таблица 1 – Аналитический контроль технологического процесса

№№ п/п	Наименование стадий процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы	Контролируемые показатели	Методы контроля	Норма	Частота контро ля
1	2	3	4	5	6	7
1	<p>Сырьё</p> <p>(Примечание: * - показатели только для фракции бензиновой прямогонной 85-180°C (СТП 401046); ** - показатели только для фракции 85-180°C - сырьё установок риформинга (СТП.СК П-К-47). Остальные показатели общие.)</p>	<p>Приемный трубопровод насосов Н-100/1,2; сырьевые резервуары Е- 289,290</p>	<p>1. Фракционный состав, °С: – начало кипения, не ниже – 10 % перегоняется в пределах – 50 % перегоняется в пределах – 90 % – конец кипения Выход, % об. 2. Содержание бициклических ароматических углеводородов, % масс. 3. Углеводородный состав, % масс.: – непредельные – ароматические – нафтеновые – парафиновые 4. Содержание серы, % масс., не более 5. Октановое число, моторный метод 6. Давление насыщенных паров, кПа 7. Плотность при 20°C, кг/м³</p>	<p>ГОСТ 2177, ASTM D 86</p> <p>МВИ-11-96</p> <p>МВИ-11-95</p> <p>ГОСТ 19121, ASTM D 4294 ГОСТ 511 ГОСТ 1756, ASTM D 323 ГОСТ 3900</p>	<p>90 98-115*, 98-108** 112-128** 165-175*, не выше 175**</p> <p>0,05</p>	<p>В соответствии с графиком лабораторного контроля, утвержденным директором техническим</p>

1	2	3	4	5	6	7
2	Гидрогенизат	X-120	1. Содержание микропримесей серы, ppm., не более 2. Содержание сероводорода 3. Содержание влаги, ppm 4. Фракционный состав, °C 5. Углеводородный состав, % масс.: – непредельные – ароматические – нафтеновые – парафиновые 6. Плотность при 20°C, кг/м ³ 7. Октановое число, моторный метод 8. Давление насыщенных паров, кПа	ГОСТ 13380 Инструкция И.СК III-T10 ГОСТ 14870 ГОСТ 2177, ASTM D 86 МВИ-11-95 ГОСТ 3900 ГОСТ 511 ГОСТ 1756, ASTM D 323	0,5 отсутствие	В соответствии с графиком лабораторного контроля, утвержденным директором техническим
3	Стабильный катализат	X-104/1,2	1. Фракционный состав, °C: – начало кипения, не ниже – 10% – 50% – 90% – конец кипения Выход, % об. 2. Октановое число – по моторному методу, не менее: а) при выработке компонента А-76 б) при выработке компонента А-92 (АИ-92)	ГОСТ 2177, ASTM D 86 ГОСТ 511	35 82,0 84,0	

1	2	3	4	5	6	7
			<ul style="list-style-type: none"> – по исследовательскому методу, не менее: а) при выработке компонента А-92 (АИ-92) б) при выработке компонента А-96 в) при выработке компонента А-98 3. Содержание сероводорода 4. Давление насыщенных паров, Па (мм рт. ст.), не более <ul style="list-style-type: none"> - лето - зима 5. Углеводородный состав, % масс.: <ul style="list-style-type: none"> – непредельные – ароматические – нафтеновые – парафиновые 6. Плотность при 20°С, кг/м³ 	<p>ГОСТ 8226</p> <p>Инструкция И.СК III-Т10 ГОСТ 1756, ASTM D 323</p> <p>МВИ-11-95</p> <p>ГОСТ 3900</p>	<p>92,0</p> <p>96,0</p> <p>96,5</p> <p>отсутствие</p> <p>39996 (300)</p> <p>53329 (400)</p>	<p>В соответствии с графиком лабораторного контроля, утвержденным директором техническим</p>
4	Газ отпарки	Е-101	<ul style="list-style-type: none"> 1. Содержание водорода, % об. 2. Углеводородный состав, % об. 3. Плотность, кг/м³ 4. Содержание сероводорода, ppm 	<p>МВИ-11-57</p> <p>ГОСТ 14920</p> <p>МОД-11-17</p> <p>МВИ-11-69, МВИ-11-101</p>		
5	Отгон	Е-101	<ul style="list-style-type: none"> 1. Углеводородный состав, % масс. 2. Плотность, тн/м³ 3. Содержание сероводорода, % масс. 	<p>ГОСТ 10679</p> <p>ГОСТ 28656</p> <p>ГОСТ 22985</p>		
6	Газ углеводородный сухой	Е-102	<ul style="list-style-type: none"> 1. Углеводородный состав, % об.: <ul style="list-style-type: none"> – содержание С₄ и выше, не более 2. Содержание водорода, % об. 3. Плотность, кг/м³ 4. Содержание сероводорода, ppm 	<p>ГОСТ 14920</p> <p>МВИ-11-57</p> <p>МОД-11-17</p> <p>МВИ-11-69, МВИ-11-101</p>	<p>10</p>	

1	2	3	4	5	6	7
7	Головка стабилизации	E-102	1. Углеводородный состав, % масс.: – содержание пропана (C ₃ H ₈), не менее – содержание C ₆ и выше, не более 2. Плотность, тн/м ³ 3. Содержание сероводорода, % масс.	ГОСТ 10679 ГОСТ 28656 ГОСТ 22985	20 5	В соответствии с графиком лабораторного контроля, утвержденным директором техническим
8	Циркулирующий водородсодержащий газ блока гидроочистки	C-108	1. Содержание водорода, % об., не менее 2. Углеводородный состав, % об. 3. Плотность, кг/м ³ 4. Содержание сероводорода, ppm	МВИ-11-57 ГОСТ 14920 МОД-11-17 МВИ-11-69, МВИ-11-101	70	
9	Циркулирующий водородсодержащий газ блока риформинга	C-107	1. Содержание водорода, % об., не менее 2. Углеводородный состав, % об. 3. Плотность, кг/м ³ 4. Содержание сероводорода, ppm, не более 5. Содержание хлороводорода, мг/м ³	МВИ-11-57 ГОСТ 14920 МОД-11-17 МВИ-11-69, МВИ-11-101 МВИ-11-70	70 10	
10	Азот с АЗКС	На входе на установку	1. Содержание кислорода, % об., не более	ГОСТ 5439	0,4	
11	Газ инертный с установки инертного газа	Трубопровод на входе на установку	1. Содержание кислорода, % об., не более 2. Содержание окиси углерода, % об., не более 3. Содержание двуокиси углерода, % об., не более 4. Содержание углеводородов, % об., не более	ГОСТ 5439 ГОСТ 5439 ГОСТ 5439 ГОСТ 14920	0,5 0,1 1,0 0,5	

1	2	3	4	5	6	7
12	Топливный газ	Т-106	1. Углеводородный состав, % об. 2. Содержание водорода, % об. 3. Плотность, кг/м ³ 4. Удельная теплота сгорания, ккал/нм ³	ГОСТ 14920 МВИ-11-57 МОД-11-17 ГОСТ 22667		
13	Газы регенерации блока гидроочистки	Вход Р-101, из С-101	1. Содержание кислорода, % об. 2. Содержание окиси углерода (СО), % об. 3. Содержание двуокиси углерода (СО ₂), % об.	ГОСТ 5439 ГОСТ 5439 ГОСТ 5439		В соответствии с графиком лабораторного контроля, утвержденным директором
14	Газы регенерации блока риформинга	Вход Р-102, из С-102	1. Содержание кислорода, % об. 2. Содержание окиси углерода (СО), % об. 3. Содержание двуокиси углерода (СО ₂), % об.	ГОСТ 5439 ГОСТ 5439 ГОСТ 5439		
15	Водный раствор Na ₂ CO ₃ или NaOH	Е-110, прием Н-112, выход С-101	1. Массовая доля Na ₂ CO ₃ , % 2. Массовая доля NaOH, % 3. Массовая доля свободной щелочи, % 4. Массовая доля активной щелочи, %	МВИ-11-21 МВИ-11-20 МВИ-11-20 МВИ-11-20		
16	Вода питательная	Е-205, Е-206 (цех № 14)	1. Маслосодержание, мг/кг, не более 2. Значение рН	И.СК Ш-11-Л11 Инструкция к рН-метру	5 6,5 – 10,5	

7 Автоматизация технологического процесса

Температура на приеме насосов Н-100/1,2 контролируется прибором поз. TI-13R. Уровень в колонне К-100 регулируется прибором поз. LRCAHL-2127 при помощи клапана-регулятора расхода сырья от Н-100/1,2 поз. FIRCSAL-2121. Расход ВСГ в колонну К-100 регулируется клапаном поз. FIRC-2122. Давление в колонне К-100 контролируется прибором поз. PRAH-2113 и регулируется клапаном-регулятором, расположенным на линии вывода ВСГ из Е-125 поз. PIRC-2116 [15].

Температура ВСГ на входе в колонну К-100 контролируется прибором поз. TR-2101, в колонне – поз. TR-2103, на выходе из колонны – поз. TR-2102. Уровень углеводородного конденсата в Е-125 регулируется прибором поз. LRSHL-2126 при помощи клапана поз. HCAC-2134, расположенном на линии сброса конденсата в факельный коллектор. Перепад давления на фильтрах Ф-100/1,2 контролируется прибором поз. PdR-2115.

Расход сырья регулируется прибором поз. FIRCSAL-36, клапан которого расположен перед тройником смешения с ВСГ. Расход ВСГ регистрируется прибором поз. FIRSAL-49, содержание водорода в циркулирующем газе определяется автоматическим анализатором поз. QI-76.

Температура ГСС до, после Т-101/1÷4 и на входе в Т-101/3 контролируется приборами поз. TIR-12г, TIR-13б и TIR-4026-2/т соответственно.

Температура газосырьевой смеси на входе в печь П-101 регистрируется прибором поз. TIR-111. Температура на входе в реактор Р-101 регулируется прибором поз. TIRCSAH-101, клапан которого расположен на трубопроводе топливного газа к форсункам печи П-101. В П-101 контролируется разрежение дымовых газов по прибору поз. PISAH-225а, 225в. Давление на выходе из реактора Р-101 регулируется прибором поз. PIRC-18, клапан которого расположен на трубопроводе вывода избыточного ВСГ из сепаратора С-101 с установки. Перепад давления в Р-101 контролируется прибором поз. PdI-27, температура на выходе из Р-101 – прибором поз. TRAN-11в.

Давление в сепараторе С-101 контролируется по показаниям прибора поз. PI-2227.

Температура ГПС до, после Т-101/4÷1 и на входе в Т-101/2 контролируется приборами поз. TIR-88, TIRC-87 и TIR-4026-5/т соответственно.

Температура после аппаратов воздушного охлаждения Х-101 контролируется прибором поз. TI-13ж, после Х-105/1,2 – прибором поз. TIR-4. Избыточный ВСГ через клапан регулятора давления поз. PIRC-18 выводится на установки гидроочистки дизельных топлив, количество его контролируется прибором поз. FIR-45. Давление на приеме ПК-101/1,2 регулируется приборами поз. PIRC-31 и поз. PIRHC-31, клапаны которых установлены на перепуске части ВСГ из сепаратора С-101 в сепаратор С-108а (С-108б), и контролируется прибором поз. PISAL-451.

Температура на приеме ПК-101/1,2 контролируется прибором поз. TI-233. Перепад давления между входом и выходом из сепаратора С-108а (С-108б) контролируется по показаниям прибора поз. PdIAH-449а(449б).

Давление на выкиде ПК-101/1,2 контролируется по прибору поз. PI-231. Температуры на выкиде ПК-101/1,2 и на выходе из Х-109 контролируются по приборам поз. TI-232 и поз. TI-13и соответственно. Уровень в сепараторе С-109 контролируется по показаниям уровнемера поз. LIAH-60.

Контроль за перепадом давления в тракте блока гидроочистки ведется по приборам: поз. PIR-4026-1 – вход ГСС в Т-101/1, поз. PIR-4026-2 – вход ГСС в Т-101/3, поз. PIR-4026-3 – вход ГСС в П-101, поз. PIR-4026-4 – вход ГСС в Р-101, поз. PIR-4026-5 – вход ГПС в Т-101/2, поз. PIR-4026-6 – вход в ГПС в Х-101, поз. PIR-4026-7 – вход ГПС в Х-105, поз. PIR-4026-8 – ВСГ перед тройником смешения.

Расход ВСГ регулируется клапаном регулятора расхода поз. FIRC-3-15.

Температура питания К-101 контролируется прибором поз. TIR-3. Питание колонны нестабильным гидрогенизатором регулируется прибором поз. FIRCAL-35 с коррекцией по уровню в С-101 поз. LIRCSAHL-58.

Температура верха колонны К-101 контролируется прибором поз. ТРАН-11а, давление – поз. PRСАН-25а,в. Температура после ХК-101 контролируется прибором поз. ТИ-12. Температура после ХК-102 регулируется прибором поз. ТИС-1, частотой вращения электродвигателей ХК-101 (вариаторы).

Давление в емкости орошения Е-101 и колонне К-101 регулируется прибором поз. PIRC-17, клапан которого установлен на выходе газа из Е-101. Расход газа контролируется прибором поз. FI-46. Расход орошения регулируется прибором поз. FIRCSAL-33, клапан которого расположен на линии подачи орошения от Н-103/1,2 в К-101, расход избытка отгона с установки контролируется прибором поз. FIR-73, уровень в емкости орошения Е-101 регулируется прибором поз. LIRСАНL-54, клапан которого установлен на нагнетании Н-103/1,2 в линию избытка отгона с установки.

Расход гидрогенизата поддерживается регулятором расхода поз. FIRCSAL-34 а/в. Температура низа К-101 контролируется прибором поз. ТРАН-11 и регулируется прибором поз. ТИС-2.

Температура на входе в печь П-102 регистрируется прибором поз. TIR-112, на выходе – поз. ТИ-124, давление на входе в печь контролируется прибором поз. PIR-4027. В П-102 контролируется разрежение дымовых газов по прибору поз. PISАН-229а,229в.

Температура на выходе из Т-102/1,2 (м.т.п.) контролируется прибором поз. ТИ-13б. Расход гидрогенизата регулируется прибором поз. FIC-3-16.

Концентрация водорода в циркулирующем газе контролируется прибором поз. QI-80.

Расходы стабильного гидрогенизата в тройники смешения блока риформинга регулируются приборами поз. FIRCSAL-37, 38 с коррекцией по уровню в колонне К-101 от прибора поз. LIRСАНL-55. Расход ВСГ в тройники смешения регулируется с помощью редукционного устройства на приеме ТК-101 и регистрируется расходчиками поз. FIRSAL-47,48.

Температура до и после теплообменников Т-103/1,2 и Т-103/3,4 контролируется приборами поз. ТИ-12д, ТИ-12е и ТИ-13к, ТИ-13л соответственно.

Температура газосырьевой смеси риформинга на входе в конвекцию печи П-103 регистрируется прибором поз. TR-121, в I секцию печи П-103 – прибором поз. TR-119. Температура газосырьевой смеси на выходе из I секции печи П-103 регулируется прибором поз. TIRCSAH-108.

Температура на выходе из P-102 регистрируется прибором поз. TRAN-15б, перепад давления в реакторе контролируется прибором поз. PdI-30. Из реактора P-102 газосырьевая смесь поступает во II секцию печи П-103, а затем в реактор P-103. Температура на выходе из II секции печи П-103 регулируется прибором поз. TIRCSAH-186, а температура на выходе из P-103 регистрируется прибором поз. TRAN-15в, перепад давления в реакторе контролируется прибором поз. PdI-29. Температура на выходе из III секции печи П-103 регулируется прибором TIRCSAH-187, а температура на выходе из P-104 регистрируется прибором поз. TRAN-14, перепад давления в реакторе контролируется прибором поз. PdI-28. Давление после P-104 регулируется прибором поз. PIRC-92.

Температура на выходе парогазовой смеси из печей П-103/2 и П-103/3 дополнительно контролируется приборами поз. TIRC-110 и поз. TI-178 соответственно. Схемой КИП предусмотрена возможность работы клапана-регулятора на линии топливного газа к форсункам печи П-103/2 как от прибора поз. TIRCSAH-186, так и от прибора поз. TIRC-110.

Температура дымовых газов в конвекции печи П-103 контролируется приборами поз. TISAH-151, 153. Разрежение в конвекции печи П-103 контролируется прибором поз. PISAH-227.

Контроль за давлением по тракту от T-103 до P-104 ведется по поз. PIR-4028 – ГСС в П-103/1, поз. PIR-4029 – ГСС в П-103/2, поз. PIR-4030 – ГСС в П-103/3, поз. PIR-4033 – ГСС в P-102, поз. PIR-4034 – ГСС в P-103, поз. PIR-4035 – ГСС в P-104.

Газопродуктовая смесь после P-104 проходит двумя параллельными потоками трубное пространство теплообменников T-103/2,1 и T-103/4,3, нагревая газосырьевую смесь риформинга, охлаждается в воздушных

холодильниках X-102, водяных холодильниках X-106/1,2 и поступает в сепаратор С-102.

Температура после Т-103/2,1 и Т-103/4,3 контролируется приборами поз. ТИ-13м и поз. ТИ-13н, температура после X-102 контролируется приборами поз. ТИ-13о и поз. ТИ-13ф, после X-106/1,2 – поз. ТИ-5 и поз. ТИ-6.

В сепараторе С-102 происходит разделение газопродуктовой смеси на нестабильный катализат и ВСГ. Давление в сепараторе С-102 контролируется прибором поз. PI-90.

Влажность ВСГ до и после осушки контролируется приборами поз. QI-81 а/в и поз. QI-78 а/в. После башен К-103, 104 установлен анализатор химического состава водородосодержащего газа блока риформинга поз. QI-80а.

Уровень в К-103, 104 контролируется прибором поз. LIАН-64,65. Перепад давления между входом и выходом сепаратора С-107 контролируется прибором поз. PdIАН-243.

Температура ВСГ на приеме компрессора ТК-101 контролируется прибором поз. TIAN-245, на выкиде – поз. TI-246. Давление на приеме ТК-101 контролируется прибором поз. PISАНL-244, на нагнетании – поз. PI-247. Расход ВСГ от компрессора ТК-101 регулируется заслонкой поз. NHCSAL-292, расположенной на приемном трубопроводе ТК-101, и контролируется прибором поз. FИHCSAL-248.

Расход ВСГ регулируется прибором поз. FIC-217а. В случае пуска установки, свежий ВСГ принимается по этой же линии, регулируется этим же клапаном, но только прибором поз. FIC-217б.

Расход нестабильного катализата в К-102 регулируется прибором поз. FIRC-39 с коррекцией по уровню в сепараторе С-102 от прибора позиции LIRCАНL-100. Температура питания колонны К-102 контролируется прибором поз. TIR-7.

Температура после ХК-103 контролируется по прибору поз. TI-12к, после ХК-104/1,2 регулируется прибором поз. TIRC-10, частотой вращения

электродвигателей ХК-103 (вариаторы). Температура верха колонны контролируется прибором поз. TIR-16, давление – поз. PRSAH-24 а/в.

Расход газа контролируется прибором поз. FI-72. Давление в колонне К-102 и емкости Е-102 регулируется прибором поз. PIC-26, клапан которого расположен на линии сброса газа из Е-102.

Количество орошения регулируется прибором поз. FIRCSAL-42. Температура на входе в печь П-104 контролируется прибором поз. TIR-113, на выходе из печи – поз. TIR-8, давление на входе в печь – поз. PIR-4031, разрежение дымовых газов в П-104 контролируется по прибору поз. PIC-228 а/в. Количество выводимого стабильного катализата регистрируется прибором поз. FI-51. Уровень в К-102 регулируется прибором поз. LIRCAHL-67, клапан которого установлен на линии стабильного катализата после Х-104/1,2. Температура стабильного катализата после Х-103 контролируется прибором поз. TI-12н, после Х-104/1,2 - поз. TI-9. После Х-104/1,2 установлен анализатор определения октанового числа поз. QI-5-01.

Уровень в емкости Е-131N регулируется прибором поз. LRCAHL-2250, Расход аммиачной воды в Е-131N контролируется прибором поз. FIR-2240. Давление в емкости Е-131N регулируется прибором поз. PRCAHL-2217. Давление на выкиде насосов Н-121N/1 (Н-121N/2) контролируется приборами поз. PRSAH-2219 (2220), а на выкиде насосов Н-122N/1 (Н-122N/2) - поз. PRSAH-2221 (2222).

Уровень в емкости Е-132N регулируется прибором поз. LRCAHL-2251. Расход ХОВ в Е-132N контролируется прибором поз. FIR-2241. Давление в емкости Е-132N регулируется прибором поз. PRCAHL-2218. Давление на выкиде насосов Н-123N/1 (Н-123N/2) контролируется приборами поз. PRSAH-2223 (2224), а на выкиде насосов Н-124N/1 (Н-124N/2) – поз. PRSAH – 2225 (2226). Расход от Н-123N/1,2 контролируется прибором поз. FR-2242, расход от Н-124N/1,2 – поз. FR-2243.

Уровень воды в Е-101 регулируется прибором поз. LRCSAHL-53. Уровень воды в С-101 регулируется прибором поз. LRCSAHL-2253.

Давление ХОВ контролируется прибором поз. PI-319, температура – поз. TI-406, расход – поз. FI-406.

Температура ХОВ после Т-107/1,2 поддерживается автоматически регулятором температуры поз. TIC-314.

Температура в деаэраторе E-115 контролируется прибором поз. TI-353, давление – поз. PI-337. Уровень в E-115 регулируется прибором поз. LICANL-347.

Температура питательной воды после теплообменника Т-109 поддерживается автоматически регулятором температуры поз. TIRC-3-09. Давление на выкиде насосов Н-115/1,2 контролируется прибором поз. PIAL-354.

Уровень в барабанах поддерживается автоматически регуляторами уровня поз. LIRCANL-348, 349.

Давление в барабанах поддерживается автоматически регуляторами давления поз. PIRCAN-327, 328. Расход пара из КУ-101/1,2 регистрируется приборами поз. FIR-339, 340. Давление пара за пароперегревателями контролируется приборами поз. PIRAN-321, 322. Температура перегретого пара после КУ-101/1,2 контролируется приборами поз. TIR-315, 316; после обоих котлов – поз. TIAN-357.

Температура дымовых газов на выходе из котлов-утилизаторов контролируется приборами поз. TIR-305, 307; на входе в КУ-101/1,2 – поз. TIR-308, 309.

Расход содового (щелочного) раствора от Н-111/3,4 регулируется прибором поз. FIC-19.

Уровень защитного раствора в сепараторе С-101 регулируется прибором поз. LIRCANL-57. Уровень в E-110 контролируется прибором поз. LIANL-59. Расход циркуляционного содового (щелочного) раствора регулируется прибором поз. FIC-61. Контроль за рН отработанного раствора ведется прибором поз. QR-5-02.

Локальный очаг горения может быть проконтролирован с помощью многозонных термопар поз. ТРАН-11б.

Расход воздуха на регенерацию регулируется прибором поз. FIRC-43.

Давление на выходе из Р-101 регулируется прибором поз. PIC-89.

Содержание кислорода в инертном газе высокого давления контролируется прибором поз. QI-94.

Расход щелочного раствора от Н-111/3,4 регулируется прибором поз. FIC-19. Расход циркуляционного щелочного раствора регулируется прибором поз. FIC-61.

Расход воздуха в реакторы Р-102,103,104 регулируется приборами: поз. FIRC-44а, поз. FIRC-44в, поз. FIRC-44с, поз. FIRC-43.

Регулирование давления в системе регенерации осуществляется регулятором давления поз. PIRC-22.

Показания многозонных термопар поз. ТРАН-15а, ТРАН-15, ТРАН-14а в реакторах с радиальным вводом используются как дополнительная информация о равномерности горения и наличия отдельных очагов.

Температура на выходе газов из К-103(104) контролируется прибором поз. TI-13с. Температура выхода газов из Х-108 контролируется прибором поз. TI-12с. Температура газа-теплоносителя регулируется прибором поз. TIRC-104. Температура в слое адсорбента в К-103 и К-104 контролируется многозонными термопарами поз. TR-13п, TR-13р соответственно, температура газа на входе в печь – П-105 – прибором поз. TIR-114. Давление регулируется прибором поз. PIC-3-12. Расход газа-теплоносителя регулируется прибором поз. FIRC-40.

Уровень в сепараторе С-106 контролируется прибором поз. LIAN-66, давление в С-106 прибором – поз. PI-23, давление теплоносителя на входе в печь П-105 прибором – поз. PIR-4032.

Описание датчиков представлено в таблице 1.

Таблица 1 – Нормы технологического режима

№№ п/п	Наименование стадий процесса, аппараты, показатели режима	Номер позиции прибора на схеме	Единица измерения	Допускаемые пределы технологических параметров	Требуемый класс точности измерительных приборов ГОСТ 8.401	Примечание
1	2	3	4	5	6	7
Блок десорбции						
1	Расход сырья от Н-100/1,2 в десорбер К-100	FRCALS-2121	м ³ /час	125-175	2,0	
2	Расход ВСГ в десорбер К-100	FRC-2122	нм ³ /час	не более 1700	2,0	
3	Давление в десорбере К-100	PRAH-2113	кгс/см ² (МПа)	не более 5,0 (0,5)	1,5	
4	Температура в десорбере К-100	TR-2103	°С	не более 40	1,0	
Блок гидроочистки						
1	Расход сырья от Н-101/1,2	FIRCSAL-36	м ³ /час	125-175	2,0	
2	Кратность циркуляции водородсодержащего газа к сырью	<u>FIRSAL-49</u> FIRCSAL-36	нм ³ /м ³	не менее 200	2,0	Определяется расчётом
3	Концентрация водорода в циркулирующем ВСГ	QI-76	% об.	не менее 70	5,0	
4	Поршневой компрессор ПК-101/1,2 – давление: - на приеме - на нагнетании – температура: - на приеме - на нагнетании	PI-450	кгс/см ² (МПа)	не менее 10 (1,0)	1,5	
		PI-231	кгс/см ² (МПа)	не более 45 (4,5)	1,5	
		TI-233	°С	не более 45	1,0	
		TI-232	°С	не более 175	1,0	
5	Печь П-101					

1	2	3	4	5	6	7
	<ul style="list-style-type: none"> – температура дымовых газов: - на перевале - после конвекции – температурный перепад по продукту 	TISAH-154 TI-115 TIRC-101, TRC-111	°С °С °С	не более 850 не более 500 не более 105	1,0 1,0 1,0	
6	Реактор Р-101 <ul style="list-style-type: none"> – давление – перепад давления – температура на входе 	PIRC-18 PdI-27 TIRC-101	кгс/см ² (МПа) кгс/см ² (МПа) °С	не более 42 (4,2) не более 3 (0,3) не более 400	1,5 1,5 1,0	
7	Расход аммиачного раствора в Т-101/2 или на выход Т-101/1	FR-2243	м ³ /ч	не более 5,2	2,0	
8	Сепаратор С-101 <ul style="list-style-type: none"> – давление – температура – рН дренажной воды из сепаратора С-101 	PI-2227 TI-2205 QI-2260	кгс/см ² (МПа) °С единица	не более 40 (4,0) не более 40 6,5 ÷ 8,2	1,5 1,0 1,0	
9	Отпарная колонна К-101 <ul style="list-style-type: none"> – давление – температура: - верх - низ - питания – расход: - теплоносителя - орошения - отгона – расход аммиачного раствора в шлемовый - трубопровод К-101 	PRSAH-25 TRAH-11a TI-11 TIR-3 FIRCSAL-34 FIRCSAL-33 FIR-73 FR-2242	кгс/см ² (МПа) °С °С °С м ³ /час м ³ /час м ³ /час л/час	не более 14 (1,4) не более 150 не более 255 не менее 150 380 ÷ 450 не более 60 не более 10 не более 250	1,5 1,0 1,0 1,0 2,0 2,0 2,0 2,0	

1	2	3	4	5	6	7
10	Емкость орошения Е-101 – давление – температура – рН дренажной воды из емкости Е-101	PIRC-17 TIC-1 QI-2260	кгс/см ² (МПа) °С единица	не более 14 (1,4) не более 40 6,5 ÷ 8,2	1,5 1,0 1,0	
11	Печь П-102 – температура дымовых газов: - на перевале - после конвекции – температурный перепад по продукту	TISAH-155 TR-11в TIRSAH-124, TIR-112	°С °С °С	не более 850 не более 460 не более 35	1,0 1,0 1,0	
Блок риформинга и стабилизации						
1	Расход гидрогенизата от Н-101/1,2	FIRCSAL-37, 38	м ³ /час	130-200	2,0	
2	Кратность циркуляции водородсодержащего газа к сырью	<u>FIRSAL-47, 48</u> FIRCSAL-36	нм ³ /м ³	не менее 1100	2,0	Определяется расчётом
3	Концентрация водорода в циркулирующем ВСГ	QI-80	% об.	не менее 70	5,0	
4	Компрессор ТК-101 – давление: - на приеме - на нагнетании – температура на приеме	PIAHLB-244 PI-247 TIAH-245	кгс/см ² (МПа) кгс/см ² (МПа) °С	не более 13 (1,3) не более 21 (2,1) не более 40	1,5 1,5 1,0	
5	Влажность циркулирующего ВСГ до блока осушки / после блока осушки	QI-81/QI-78	ppm	– / 15 ÷ 50	5,0	
6	Температура на входе в реакторы: P-102 P-103 P-104	TIRCSAH-108 TIRCSAH-186 TIRCSAH-187	°С °С °С	460 ÷ 530 460 ÷ 530 460 ÷ 530	1,0 1,0 1,0	
7	Перепад температуры:					Определяется

1	2	3	4	5	6	7
	P-102	TIRCSAH-108, TRAH-15B	°C	не более 80	1,0	расчётом
	P-103	TIRCSAH-186, TRAH-15c	°C	не более 50	1,0	
	P-104	TIRCSAH-187, TRAH-14	°C	не более 30	1,0	
8	Перепад давления: P-102 P-103 P-104	PdI-30 PdI-29 PdI-28	кгс/см ² (МПа) кгс/см ² (МПа) кгс/см ² (МПа)	не более 2 (0,2) не более 2 (0,2) не более 2 (0,2)	1,5 1,5 1,5	
9	Давление на выходе из реактора P-104	PIRC-92	кгс/см ² (МПа)	не более 15 (1,5)	1,5	
10	Сепаратор С-102 – давление – температура	PI-90 TI-5, TI-6	кгс/см ² (МПа) °C	не более 14 (1,4) не более 40	1,5 1,0	
11	Печь П-103 Температура дымовых газов: – на перевалах П-103/1 П-103/2а, б П-103/3 – на входе в конвекцию – на выходе из конвекции	TR-157, 145 TR-158,147;159,148 TR-160, 150 TISAH-153 TR-152	°C °C °C °C °C	не более 890 не более 850 не более 850 не более 850 не более 550		
12	Стабилизационная колонна К-102 – давление – температура: - верха - низа - питания	PRSAH-24 TIR-16 TI-16A TIR-7	кгс/см ² (МПа) °C °C °C	не более 14 (1,4) не более 100 не более 240 не менее 130	1,5 1,0 1,0 1,0	

1	2	3	4	5	6	7
	– расход: - теплоносителя - орошения - нестабильной головки	FIRCSAL-41 FIRCSAL-42 FIR-50	м ³ /час м ³ /час м ³ /час	250 ÷ 320 не более 60 не более 24	2,0 2,0 2,0	
13	Емкость орошения Е-102 – давление – температура	PIRC-26 TIRC-10	кгс/см ² (МПа) °С	не более 14 (1,4) не более 4	1,5 1,0	
14	Температура стабильного катализата после Х-104	TI-9	°С	не более 40	1,0	
15	Печь П-104 – температура дымовых газов: на перевале после конвекции – температурный перепад по продукту	TR-156 TR-117 TRCSAH-8, TIR-113	°С °С °С	не более 850 не более 440 не более 35	1,0 1,0 1,0	
Блок утилизации тепла дымовых газов						
1	Температура ХОВ после Т-107	TIR-113	°С	100 ÷ 130	1,0	
2	Деаэратор Е-115 – давление – уровень	PI-337 LICAHL-347	кгс/см ² (МПа) см	не более 4 (0,4) –113 ÷ +22	1,5 1,5	
3	Давление на выкиде Н-115/1,2	PIAL-354	кгс/см ² (МПа)	не менее 18 (1,8)	1,5	
4	Температура питательной воды после Т-109	TIRC-3-09	°С	не менее 165	1,0	
5	Барабаны КУ-101/1,2 – давление – уровень	PIRCAH-327, 328 LIRCAHL-348, 349	кгс/см ² (МПа) см	не более 22 (2,2) –4 ÷ +4	1,5 1,5	
6	Расход ХОВ в КУ-101/1,2	FI-345, 346	тн/час	не более 18	2,0	
7	Расход пара из КУ-101/1,2	FI-339, 340	тн/час	не более 18	2,0	
8	Перегретый пар на выходе из КУ-101/1,2 – давление	PIRAH-321, 322	кгс/см ² (МПа)	не более 16 (1,6)	1,5	

1	2	3	4	5	6	7
	– температура	TIR-315, 316	°С	275 ÷ 325	1,0	
9	Температура пара с установки	TI-356	°С	не более 310	1,0	
10	Дымовые газы					
	– температура:					
	- на входе в КУ-101/1,2	TIR-308, 309	°С	не более 530	1,0	
	- перед Д-101/1,2	TIR-305, 307	°С	не более 250	1,0	
	– разрежение на выходе из печей:					
	П-101	PI-225	мм в. ст.	не менее –2	1,5	
	П-102	PI-228	мм в. ст.	не менее –2	1,5	
	П-103	PI-229	мм в. ст.	не менее –2	1,5	
	П-104	PI-227	мм в. ст.	не менее –2	1,5	
	– содержание кислорода:					
П-101	QI-192	% об.	4 ÷ 10	1,0		
П-102	QI-194	% об.	4 ÷ 10	1,0		
П-103	QI-198	% об.	4 ÷ 10	1,0		
П-104	QI-196	% об.	4 ÷ 10	1,0		
Блок гидроочистки						
1	Расход циркулирующего газа от ПК-101/1,2	FIRSAL-49	нм ³ /час	не менее 15000	2,0	
2	Реактор Р-101					
	– давление	PIC-89	кгс/см ² (МПа)	10 ÷ 30	1,5	
	– скорость изменения температур в слое	–	°С/час	не более 40	–	
3	I стадия выжига					
	– температура:					
	на входе в реактор Р-101	TIRC-101	°С	340 ÷ 370	1,0	
в зоне выжига кокса	ТРАН-11в	°С	не более 470	1,0		
– концентрация кислорода на входе в реактор Р-101	–	% об.	0,5 ÷ 2,0	–		Определяется лабораторным анализом
4	II стадия выжига					

1	2	3	4	5	6	7
	– температура: - на входе в реактор P-101 - в зоне выжиг кокса – концентрация кислорода на входе в реактор P-101	TIRC-101 ТРАН-11В –	°С °С % об.	370 ÷ 440 не более 500 2,0 ÷ 3,0	1,0 1,0 –	Определяется лабораторным анализом
5	Прокалка катализатора – температура: на входе в реактор P-101 в слое катализатора – концентрация кислорода на входе в реактор P-101 – время выдержки	TIRC-101 ТРАН-11В – –	°С °С % об. час	500 не более 500 4,0 ÷ 8,0 3 – 4	1,0 1,0 – –	Определяется лабораторным анализом
6	Температура – после А-105 – перед С-101	TI-13В TIR-4	°С °С	не более 70 не менее 40	1,0 1,0	
7	Расход циркуляционного содового (щелочного) раствора	FIC-61	м ³ /час	не более 65	2,0	
8	Расход свежего содового (щелочного) раствора	FIC-19	м ³ /час	не более 10	2,0	
9	Концентрация защитного раствора – содового – щелочного	– –	% масс. % масс.	7 ÷ 10 2 ÷ 5	– –	Определяется лабораторным анализом
Блок риформинга						
1	Расход циркулирующего газа от ПК-101/1,2	FIRSLE-47, 48	нм ³ /час	не менее 80000	2,0	
2	Давление в реакторе P-104	PIRC-92	кгс/см ² (МПа)	не более 20 (2,0)	1,5	
3	Выжиг кокса – температура на входе в реакторы P-102, 103, 104	TIRCSAH-108, 186, 187	°С	400	1,0	

1	2	3	4	5	6	7
	– температура в слое катализатора	ТРАН-15а ТРАН-15 ТРАН-14а	°С	не более 475	1,0	Определяется лабораторным анализом
	– температура на выходе из реакторов Р-102, 103, 104	ТРАН-15в ТРАН-15с ТРАН-14	°С	не более 450	1,0	
	– концентрация кислорода на входе в реакторы	–	% об.	не более 0,5	–	
4	Контроль полноты выжигания кокса – температура на входе в реакторы Р-102, 103, 104 – температура на выходе из реакторов Р-102, 103, 104 – концентрация кислорода на входе в реакторы	ТІРСАН-108, 186, 187 ТРАН-15в ТРАН-15с ТРАН-14	°С °С % об.	470 ÷ 480 не более 510 0,5 ÷ 1,0	1,0 1,0 –	Определяется лабораторным анализом
5	Оксихлорирование и окислительная прокатка – температура на входе в реакторы Р-102, 103, 104 – температура на выходе из реакторов Р-102, 103, 104 – концентрация кислорода на входе в реакторы	ТІРСАН-108, 186, 187 ТРАН-15в ТРАН-15с ТРАН-14	°С °С % об.	510 ÷ 515 не более 520 5 ÷ 10	1,0 1,0 –	Определяется лабораторным анализом
6	Расход циркуляционного щелочного раствора	FIC-61	м ³ /час	не более 65	2,0	
7	Расход свежего щелочного раствора	FIC-19	м ³ /час	не более 10	2,0	
8	Концентрация щелочного раствора	–	% масс.	2 ÷ 5	–	Определяется

1	2	3	4	5	6	7
9	рН дренажной воды в С-102	–	единица	5 ÷ 8	–	лабораторным анализом
10	Время промывки газового тракта после окончания регенерации	–	час	не менее 2	–	
Блок осушки циркуляционного газа						
1	Адсорберы К-103, К-104 – давление – расход теплоносителя: инертного газа газа стабилизации водородсодержащего газа – скорость подъема температуры в слое адсорбента – температура прокалки адсорбента	PI-23 FIRCSAL-40 – TI-13п, TI-13р	кгс/см ² (МПа) нм ³ /час °С/мин °С	не более 6 (0,6) 1500 ÷ 2000 2000 ÷ 4000 4000 ÷ 6000 1 ÷ 2 250 ÷ 300	1,5 2,0 – 1,0	
2	Температура теплоносителя на выходе из печи П-105	TIRCSAH-104	°С	не более 380	1,0	

8 Обеспечение производственной и экологической безопасности

В рамках магистерской диссертации ставились задачи по сбережению ресурса катализатора блока риформинга прямогонных бензинов установки ЛЧ-35-11/1000 цеха № 4 ООО «Киришинефтеоргсинтез» в г.Кириши Ленинградской области. Разрабатываемые методики управления активностью катализатора с целью продления срока его службы применяются на функционирующей установке в г.Кириши, а также могут быть применены на типовых установках риформинга. Разработка проекта осуществлялась непосредственно без отрыва от производства.

Данный раздел посвящен анализу вредных и опасных факторов производственной среды установки ЛЧ-35-11/1000 для оперативного персонала установки (операторы технологической установки, машинисты насосно-компрессорного оборудования), а также вспомогательных организаций (подрядно-ремонтные) и обслуживающего персонала (теплоизолировщики, электромонтеры, специалисты контрольно-измерительного оборудования (КИП) и автоматизации процесса).

Также данный раздел содержит оценку условий труда на рабочем месте (операторная, установка ЛЧ-35-11/1000), анализ вредных и опасных факторов труда, разработку мер защиты от них, аспекты экологической безопасности и безопасности в чрезвычайных ситуациях.

8.1 Производственная безопасность

При работе персонала непосредственно на территории установки ЛЧ-35-11/1000 следует уделить особое внимание основным опасностям на производстве.

Основные опасности производства на установке ЛЧ-35-11/1000 согласно ГОСТ 12.0.003-74 «Опасные и вредные производственные факторы. Классификация» обусловлены **следующими факторами [26]:**

а) Характерными свойствами сырья, полупродуктов, готовой продукции, отходов производства.

Процесс каталитического реформирования бензинов является пожаро- и взрывоопасным. Пожаровзрывоопасность определяется свойствами обращающихся в процессе продуктов: бензиновых фракций нефти, легких углеводородов до C_4 включительно, водородосодержащего газа, жидкого и газообразного топлива. Указанные продукты или их пары могут образовывать с кислородом воздуха смеси, взрывающиеся при наличии огня или искры.

По взрывопожарной опасности установка относится к категории «Ан». Все применяемые на установке продукты являются горючими веществами, большинство из них имеет низкую температуру вспышки. Водородосодержащий газ имеет широкий предел взрываемости. Наличие колонных аппаратов, содержащих большое количество продуктов в парообразном состоянии, может создать опасность загазованности территории.

По санитарной характеристике процесс относится к группе «Зб». На установке обращаются вещества 2 - 4 классов опасности.

б) Особенности технологического процесса или выполнения отдельных производственных операций.

Опасность производства обусловлена применением огневого нагрева продуктов в змеевиках технологических печей. Производство характеризуется применением повышенных температур (до $530\text{ }^{\circ}\text{C}$) и давлений (до 46 кгс/см^2), способностью продуктов накапливать статическое электричество, применением агрессивных жидкостей, образованием пирофорных соединений железа, необходимостью обслуживания оборудования на высоте [27].

в) Особенности используемого оборудования и условиями его эксплуатации.

На установке имеются аппараты с высокой температурой поверхностей и обращающихся в них сред, агрегаты с большим числом оборотов и высоким напряжением на электродвигателях.

Необходим регулярный контроль со стороны обслуживающего персонала за состоянием заземления, оборудования, изоляции, трубопроводов, фланцевых соединений, сальниковых уплотнений, а также за наличием и состоянием ограждающих и защитных устройств.

Наиболее **опасными зонами** на установке являются:

- газовая компрессорная;
- печи;
- реакторы;
- сырьевая и горячая насосные, постамент;
- резервуарный парк;
- оборудование блоков деаэрации, гидроочистки, отпарки, риформинга, стабилизации, утилизации тепла;
- дренажная емкость, колодцы, приямки, места отбора проб.

г) *Нарушением правил безопасности рабочим персоналом.*

При несоблюдении правил безопасности рабочий персонал подвергаются опасности отравления токсичными веществами, получения термических ожогов. Возможно травмирование при обслуживании вращающихся частей механизмов, поражение электрическим током, травмирование при работе на высоте, при работе с грузоподъемными механизмами, при отборе проб.

8.2 Санитарно-гигиенические условия труда на установке

Постоянные рабочие места установки должны соответствовать требованиям действующих федеральных санитарных правил, норм и гигиенических нормативов. Подробно рассмотрим санитарно-гигиенические условия труда, а также характер микроклимата операторной [27].

1. Перечень вредных химических веществ, выделяющихся в воздух рабочей зоны, ПДК вредных веществ, класс опасности, их токсикологические характеристики определены в соответствии с ГОСТ 12.1.005, ГОСТ 12.1.007, ГОСТ 17.2.3.02, гигиеническими нормативами ГН 2.2.5.1313 «Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны» и приведены в таблице 1 [28].

2. Уровень шума на рабочих местах должен соответствовать требованиям ГОСТ 12.1.003 и санитарным нормам СН 2.2.4/2.1.8.562 «Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и на территории жилой застройки».

Эквивалентный уровень звука не должен превышать:

- операторная – 65 дБА;
- насосные, венткамеры, аппаратный двор – 80 дБА;
- помещение КИП – 75 дБА;
- помещение для размещения шумных агрегатов вычислительных машин и аппаратуры – 85 дБА;
- помещение, где работают ИТР – 65 дБА.

3. Вибрация, воздействующая на человека, не должна превышать норм согласно требованиям ГОСТ 12.1.012 и СН 2.2.4/2.1.8.566 «Производственная вибрация в помещениях жилых и общественных зданий».

Предельно допустимые значения уровня вибрации рабочих мест составляют 92 дБ.

4. Показатели, характеризующие микроклимат в производственных помещениях (температура воздуха, относительная влажность воздуха, скорость движения воздуха), должны соответствовать требованиям ГОСТ 12.1.005 «Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны», санитарным правилам и нормам СанПиН 2.2.4.548 «Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений».

Таблица 1 – Класс опасности и ПДК вредных веществ на установке [29]

Вещество	Класс опасности (ГОСТ 12.1.007)	ПДК рабочей зоны, мг/м ³	Пределы воспламенения		Агрегатное состояние при нормальных условиях	Характеристика токсичности (воздействие на организм человека)
			нижний, % об.	верхний, % об		
1. Бензин – сырье (фр. 85÷180 °С)	4	300	1,0	6,0	жидкость	наркотическое действие
2. Стабильный катализат	4	300	1,0	6,0	жидкость	наркотическое действие
3. Головка стабилизации	4	900	1,3	16,0	жидкость	наркотическое действие
4. Газ углеводородный сухой – С ₁ -С ₄	4	900	1,3	16,0	газ	наркотическое действие
5. Газ сероводородный	2	10	4,3	46,0	газ	яд центральной нервной системы, кашель
6. Углерод четырёххлористый	2	20	-	-	жидкость	наркотическое действие
7. Дихлорэтан	2	30	6,2	16,0	жидкость	раздражает слизистые и кожу
8. Трихлорэтилен	2	10	12,0	40,7	жидкость	раздражает слизистые и кожу
9. Этилмеркаптан	2	1	2,8	18,0	жидкость	раздражает кожу, вызывает рвоту и диарею
10. Диметилсульфид	4	50	2,2	19,7	жидкость	раздражает глаза и кожу
11. Диметилдисульфид	3	-	-	-	жидкость	раздражает глаза и кожу
12. Полисульфид	3	-	-	-	жидкость	раздражает глаза и кожу
13. Натрий гидроксид	2	0,5	-	-	жидкость	химические ожоги, язвы, экземы, дерматит
14. Натрий карбонат	3	2	-	-	тв./жидкость	раздражение слизистых
15. Аммиак	4	20	15,0	18,0	газ/жидкость	раздражает кожу, слизистые, вызывает слепоту
16. Дизельное топливо	4	900	0,6	6,5	жидкость	наркотическое действие
17. Мазут	4	900	-	-	жидкость	наркотическое действие, канцероген
18. Цеолиты NaX	3	2	-	-	тв. гранулир.	канцероген, раздражает слизистые
19. Катализаторы ГО-83, ГО-86: - триоксид молибдена 12÷16% - оксид кобальта 3÷5% - оксид алюминия до 84%	1 3 1 4	0,2 (пыль) 3 0,05 6	-	-	тв. гранулир.	аллерген, раздражает слизистые, вызывает дерматиты, действует на ЦНС и органы кровообращения, органы дыхания
20. Катализатор РКФ-1: - триоксид молибдена 3÷5% - оксид никеля 1÷2% - оксид алюминия до 94%	1 3 1 4	2,5 (пыль) 3 0,05 6	-	-	тв. гранулир	раздражает дыхательные пути, аллерген, канцероген, мутаген, тератоген, раздражает слизистые
21. Катализаторы RG-492, RG-582 (платино-рениевый)	3	1,5	-	-	тв. гранулир	вызывает астму, кашель, светобоязнь, фиброз легких

Допустимые величины показателей микроклимата на рабочих местах (помещение):

- температура воздуха:
 - холодное время года* – 20÷25 °С;
 - тёплое время года* – 21÷28 °С;
- относительная влажность – 15÷75 %;
- скорость движения воздуха – не более – 0,1 м/с;
- ТНС (индекс тепловой нагрузки среды) – 22,2÷26,4.

5. Освещенность рабочих мест должна соответствовать требованиям СНиП 23-05 «Естественное и искусственное освещение»:

- операторная – 200 Лк;
- анализаторная – 200 Лк;
- насосные, венткамеры, аппаратный двор – 50 Лк;
- технологические печи – 20 Лк;
- рабочий стол – 300 Лк.

6. Напряженность электростатических полей на рабочих местах должна соответствовать требованиям ГОСТ 12.1.045.

Показатель напряжённости на рабочих местах должен быть не более 20 кВ/м.

Напряженность электрического поля:

- в диапазоне частот 5 Гц ÷ 2 кГц – не более 25 В/м;
- в диапазоне частот 2 Гц ÷ 400 кГц – не более 2,5 В/м.

Плотность магнитного потока:

- в диапазоне частот 5 Гц ÷ 2 кГц – не более 250 нТл;
- в диапазоне частот 2 Гц ÷ 400 кГц – не более 25 нТл.

7. СП 2.2.2. 1327-03 «Гигиенические требования к организации технологических процессов, производственному оборудованию и рабочему инструменту». Используемые в технологическом процессе новое промышленное оборудование, изготовленное после 1.01.2002 г., реагенты в

соответствии с приказом Минздрава РФ № 325 от 15.08.2001 должны иметь санитарно-эпидемиологические заключения.

Условия и режимы работы с ПЭВМ определяются СанПиН 2.2.2/2.4.1340 «Гигиенические требования к персональным электронно-вычислительным машинам и организации работы».

Площадь на одно рабочее место при работе с ПЭВМ должна составлять не менее 6,0 м², а объём – не менее 20,0 м³.

Поверхностный электростатический потенциал не должен превышать 500 В.

Уровни ионизации воздуха помещений при работе на ПЭВМ должны соответствовать значениям согласно таблице 2.

Таблица 2 – Значения уровней ионизации воздуха помещений ПЭВМ

Уровни	Число ионов в 1 см ³ воздуха	
	n ⁺	n ⁻
Минимально необходимые	400	600
Оптимальные	1 500÷3 000	3 000÷5 000
Максимально допустимые	50 000	50 000

8. Гигиена, токсикология, санитария производственных помещений согласно ГН 1.1.725 «Перечень веществ, продуктов, производственных процессов, бытовых и природных факторов, канцерогенных для человека» приведены в таблице 1.

Санитарная характеристика производственных зданий, помещений, зон и наружных установок, а также взрывопожарная и пожарная опасности представлены в таблице 3. В таблице 3 представлены типы средств пожаротушения, а также категория взрывопожарной и пожарной опасности помещений, зданий. Основу характеристики определяет СНиП 2.09.04, а также наименование веществ, образующих группы взрывоопасных смесей [30].

Таблица 3 – Санитарная характеристика производственных зданий, зон

Наименование производственных зданий, помещений	Категория взрывопожарной и пожарной опасности помещений, зданий, установок (НПБ-105)	Класс взрывоопасной зоны	Наименование веществ, определяющих категорию и группу взрывоопасных смесей	Средства пожаротушения
Компрессорная	А	В-1а	ВСГ	Дренчерная система, пожарные краны, ОП
Маслосклад	В4	П-1	масла	Паротушение, огнетушители ОУ
РТП-56	Д	норм.	-	Газовое пожаротушение
Кислотная аккумуляторная	Д	норм.	-	Огнетушители ОУ, ОП
Операторная, склады	Д	норм.	-	Огнетушители ОУ, ОП
Машинный зал	Д	норм.	-	Огнетушители ОУ, ОП
Насосные	Д	норм.	-	Огнетушители ОУ, ОП
Вентиляционные камеры	Д	норм.	-	Огнетушители ОУ, ОП
Реакторы Р-101, Р-102, Р-103, Р-104	Ан	В-1г	ВСГ, УВ, УВГ, бензин	Паротушение фланцев, паровые рукава
Печи П-101, П-102, П-103, П-104, П-105	Ан	В-1г	ВСГ, УВ, УВГ, бензин	Пар в камеры сгорания паровая завеса
Колонны К-100, К-101, К-102, К-103, К-104	Ан	В-1г	ВСГ, УВ, УВГ, бензин	Кольца орошения
Теплообменники Т-101 – Т-106	Ан	В-1г	ВСГ, УВ, УВГ, бензин, мазут	Паротушение фланцев, лафетные стволы,
Емкости Е-101 – Е-110 Е-121, Е-123, Е-128, Е-129, Е-130, Е-132, Е-133, Е-131N	Ан	В-1г	ВСГ, УВ, УВГ, бензин	Пенотушение - Пенотушение -
Сепараторы С-101, С-102, С-105 – С-110	Ан	В-1г	ВСГ, УВ, УВГ, бензин	Дренчерная система Первичные средства
Холодильники Х-101 – Х-112	Ан	В-1г	ВСГ, УВ, УВГ, бензин	Дренчерная система, пенотушение
Насосы Н-100 – Н-112 Н-114, Н-121	Ан	В-1г	бензин, УВГ бензин/вода	пенотушение -
Фильтры Ф-100 Ф-101, Ф-102 Ф-107 – Ф-110 Ф-103, Ф-104	Ан	В-1г	бензин бензин мазут ВСГ, УВГ, бензин, пар	Первичные средства Пенотушение Паровая завеса -
Резервуары Е-289, Е-290	Ан	В-1г	бензин	Лафетные стволы, подача азота
Котлы утилизаторы КУ-101, Д-101, Н-118, Т-109	Дн	норм.	-	-
Смеситель А-105	Ан	В-1г	вода	-

9. Контроль физических и химических факторов при переработке нефти и нефтепродуктов.

9.1 Контроль за содержанием вредных веществ в рабочей зоне осуществляется в соответствии с требованиями ГН 2.2.5.1313 и проводится по «Программе производственного контроля за выполнением санитарных правил и выполнением санитарно-профилактических мероприятий на ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез» (табл. 4) [31].

Таблица 4 - Перечень вредных веществ, выделяемых в воздух рабочей зоны

№ п/п	Наименование исходного сырья, материалов, реагентов, полуфабрикатов, изготавливаемой продукции	Наименование выделяемых вредных веществ
1	Бензин – сырье	Бензин
2	Стабильный катализат	Бензин
3	Головка стабилизации с блока риформинга, отгон с блока гидроочистки	Углеводороды
4	Газ углеводородный сухой C ₁ -C ₄	Углеводороды
5	Сероводород	Сероводород
6	Углерод четыреххлористый	Углерод четыреххлористый
7	Дихлорэтан	1,2-Дихлорэтан
8	Трихлорэтилен	Трихлорэтилен
9	Этилмеркаптан	Этилмеркаптан
10	Диметилсульфид	Диметилсульфид
11	Диметилдисульфид	Диметилдисульфид
12	Полисульфид	Полисульфид
13	Натрий гидроксид (раствор водный 2,0 – 5,0 % масс.)	Щелочи едкие (гидроксид натрия)
14	Натрий карбонат (раствор водный 7,0 – 10,0 % масс.)	Натрий карбонат (кальцинированная сода)
15	Аммиак (раствор аммиака водный 0,3÷1,0 % масс.)	Аммиак
16	Дизельное топливо	Углеводороды
17	Мазут топливный	Углеводороды Бензапирен
18	Цеолиты NaX	Кремний диоксид (пыль)
19	Катализаторы ГО-83, ГО-86	Пыль катализатора
20	Катализатор РКФ-1	Пыль катализатора
21	Катализаторы RG-492, RG-582	Пыль катализатора
20	Катализатор РКФ-1	Пыль катализатора
21	Катализаторы RG-492, RG-582	Пыль катализатора

9.2. Контроль за показателями микроклимата на рабочих местах, изложенными выше в п. 4, осуществляется в соответствии с требованиями СанПиН 2.2.4.548 «Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений» по показателям, указанным в пункте 4, проводится по «Программе производственного контроля за выполнением санитарных правил и выполнением санитарно-профилактических мероприятий на ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез».

9.3. Контроль за показателями физических факторов, изложенных выше в п.п. 2, 3, 5, 6, проводится по «Программе производственного контроля за выполнением санитарных правил и выполнением санитарно-профилактических мероприятий на ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез».

8.3 Экологическая безопасность

В ходе разрабатываемого проекта отмечается жесткая регламентация в отношении экологической безопасности. Связано это в первую очередь с возможными выбросами сероводорода в окружающую среду, а также разливом нефтепродуктов – бензинов (сырье и стабильный риформат) [32].

Таким образом, первоначально определяется санитарно-защитная зона, согласно СанПиН 2.2.1/2.1.1.1200-03, на основании применяемого сырья, получаемого продукта и используемого оборудования. Ввиду того, что установка ЛЧ-35-11/1000 находится территориально в центре всего завода «Киришский НПЗ», то санитарно-защитная зона имеет место быть не для отдельной установки, а для всего НПЗ в целом. Поэтому на площадке Киришского НПЗ принята санитарно-защитная зона на протяжении 1 км (1000 м) от границ предприятия, а не от отдельно взятой установки.

Согласно технологии риформинга используются материалы, сырье, вспомогательные компоненты и получают продукты, которые имеют различное агрегатное состояние при нормальных условиях.

Таким образом, установка ЛЧ-35-11/1000 в случае возникновения различных техногенных и случайных аварийных ситуаций способна нанести

вред как атмосфере, гидросфере и литосфере, так и технологическому персоналу установки и завода в целом.

Рассмотрим подробно возможные источники загрязнений и методы борьбы с ними.

Защита атмосферы. В качестве возможных источников загрязнения выступают углеводородный газ (УВГ), сероводород, аммиак и пары серосодержащих углеводородов (полисульфида, дисульфида и пр.). Причиной выброса перечисленных газов в атмосферу может послужить разгерметизация оборудования, «свищи» в трубопроводах газа в результате внутритрубной коррозии, неплотности во фланцевых соединениях, а также человеческий фактор [33].

С целью защиты атмосферы от возможных выбросов проводят ультразвуковой контроль трубопроводов с целью обнаружения утоньшения стенок труб, омыление фланцевых соединений на стадии запуска установки с использованием продувки трубопроводов инертным газом – азотом, проводят плановые проверки и контроль за технологическим оборудованием – периодический внутренний осмотр и гидроиспытания реакторов, колонных аппаратов.

Защита гидросферы. Установка риформинга ЛЧ-35-11/1000 находится в непосредственной близости от реки Волхов (на расстоянии около 1,5 км), что определяет принятие дополнительных мер по снижению вероятности пролива нефтепродуктов в литосферу с дальнейшим попаданием с грунтовыми водами в бассейн реки Волхов. В качестве источников загрязнений могут выступать бензины риформинга, едкий натр, сульфиды, а также кислая вода с установки.

Возможность пролива нефтепродукта обуславливается разгерметизацией резервуаров, переполнением канализационных емкостей заводской сети, а также нарушением целостности трубопроводного транспорта и неплотностями в насосном оборудовании [34].

Ввиду высокого запаса объема канализационных емкостей, свыше 50 тыс. м³ на соседних установках, то загрязнения гидросфере нанесено не будет,

поскольку в случае аварийных ситуаций, весь жидкий продукт и сырье будут сброшены в систему заводской канализации, а газы на факел высокого давления.

Также на установке имеется блок очистки воды от кислых солей в нейтрализационных бассейнах, что обеспечивает отсутствие возможности пролива кислых вод, а также их накопление на установке.

Защита литосферы. Наиболее главным твердым отходом установки является отработанный катализатор риформинга. Ранее его после использования полного ресурса утилизировали путем захоронения в герметичных запаянных металлических бочках. На сегодняшний день весь отработанный катализатор установки отправляется на переработку, в частности катализатор риформинга перерабатывают с полным восстановлением исходных функций на отечественных заводах производства катализаторов.

8.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях

Под возможными чрезвычайными ситуациями на установке риформинга ЛЧ-35-11/1000 подразумеваются аварийные ситуации [35-38].

Характерными и возможными аварийными ситуациями на установке могут быть:

- прекращение подачи сырья,
- прекращение подачи электроэнергии,
- прекращение подачи охлаждающей воды,
- прекращение подачи топлива к печам установки,
- остановка компрессоров,
- прекращение подачи пара,
- прекращение подачи воздуха КИП,
- разгерметизация системы,
- повышение давления в аппаратах выше допустимого и срабатывания предохранительных клапанов,
- прекращение подачи химочищенной воды на установку.

С целью предотвращения и вероятности возникновения аварийной ситуации разрабатываются ситуационные руководства на предприятии (на установке) в виде «Плана ликвидации и локализации аварийной ситуации» (ПЛАС, с 01.01.2017 года ПЛА).

Перечень руководств ПЛАС на установке утверждается директором техническим, с представленным перечнем персонал установки ознакомливается под роспись и ежеквартально отрабатываются действия оперативного персонала в случае возникновения аварийной ситуации на установке.

В случае ситуаций, связанных с возникновением пожара, взрывопожарной опасности, срабатывают датчики оповещения, которые направляют сигнал в центральную операторную, а также в военизированный газоспасательный отряд (ВГСО). В случае обнаружения пожара, возгорания, утечек горючих и токсичных газов персонал установки должен неотложно оповестить пожарную часть по телефонам 01, 21-01, 22-01, 28-01, а отряд ВГСО по номерам 02, 22-02 и 22-03. В случае обнаружения пострадавших (ожоги, ранения), а также в случае необратимой аварии с возможной угрозой для здоровья и жизни персонала необходимо вызвать скорую медицинскую помощь по номерам телефона: 03, 22-03, 23-03, 95-308.

8.5 Средства индивидуальной и коллективной защиты на установке

Согласно Постановлению Министерства труда от 26.12.97 N167, п.540, 564 ПБЭ НП-2001 г, раздел 9 оперативному персоналу установки (оператор технологической установки) предоставляются с ежеквартальной чисткой, стиркой следующие средства индивидуальной защиты [39-41]:

- костюм лавсано-вискозный,
- куртка на утепляющей прокладке,
- брюки на утепляющей прокладке,
- очки защитные,
- фильтрующий противогаз с коробкой марки БКФ,
- ботинки кожаные,

- каска защитная с подшлемником,
- галоши диэлектрические,
- перчатки диэлектрические,
- наушники (беруши),
- фартук брезентовый,
- валенки,
- перчатки резиновые типа «Хайкрон»,
- ботинки кожаные (зимние),
- плащ водостойкий.

Перечисленный перечень СИЗ является необходимым и достаточным для осуществления трудовой деятельности на территории установки и снижения вероятности травмирования работников.

Кроме индивидуальных фильтрующих противогазов коллектив установки обеспечивается аварийным запасом фильтрующих противогазов в количестве, обеспечивающем состав одной бригады. Для производства газоопасных работ на установке должны быть шланговые противогазы, не менее 4-х комплектов марки ПШ-1.

От воздействия опасных и вредных производственных факторов установка снабжена эффективными средствами коллективной защиты, позволяющими безопасно проводить технологические операции или переводить установку на режим, удобный для останова, к ним относятся:

1. Систему сигнализаций и блокировок.
2. Эффективные системы пожаротушения.
3. Системы приточной и вытяжной вентиляции для поддержания в помещениях воздушной среды, соответствующей требованиям санитарных норм.
4. Сигнализаторы до взрывоопасных концентраций – для своевременного оповещения о создании взрывоопасной концентрации воздушной среды – установлены в сырьевом парке, открытых насосных, в помещении компрессорной. При превышении содержания углеводородов в

воздухе выше установленного предела (11% НПВ по метану) срабатывает сигнализация и включается аварийная вентиляция.

5. Для защиты работающих от воздействия высоких температур трубопроводы и аппараты в местах возможного соприкосновения с ними защищены изоляционным материалом. Реакторы ограждены защитными кожухами.

6. Для снижения вредного воздействия производственного шума от работающих компрессоров в помещении компрессорной установлена шумозащитная кабина.

7. Замер уровня в резервуарах производится средствами КИП с выводом показаний в операторную.

8. Предусмотрена возможность групповой или индивидуальной остановки электрооборудования из операторной.

8.6 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности

В соответствии с трудовым кодексом РФ работники нефтехимической отрасли, проходят за счет средств работодателя обязательные предварительные и периодические медицинские осмотры для определения профпригодности этих работников для выполнения поручаемой работы и предупреждения профессиональных заболеваний. В соответствии с медицинскими рекомендациями указанные работники проходят внеочередные медицинские осмотры. На предприятии осуществляется выдача работникам специальной рабочей одежды и обуви, а также иных средств индивидуальной защиты, перечисленных в разделе 8.5 [42-46].

Продолжительность рабочего дня не должна превышать 40 часов в неделю. Рабочее время зависит от условий труда: для работников, работающих на рабочих местах с **вредными условиями труда** - не больше 36 часов в неделю. Заработная плата работника пропорциональна отработанному времени. Организация обязана предоставлять ежегодный отпуск продолжительностью не

менее 28 календарных дней. Работникам, занятым на работах с вредными или опасными условиями труда, работникам имеющими особый характер работы, работникам с ненормированным рабочим днем и работающим в условиях Крайнего Севера и приравненных к нему местностях предоставляются дополнительные отпуска согласно действующему трудовому законодательству РФ.

На территории завода существует перечень обязательных инструкций, необходимых для обеспечения безопасности при ведении технологического процесса на установке, выполнения производственных операций и обслуживания оборудования.

Таблица 5 – Инструкции по безопасности на установке ЛЧ-35-11/1000

Индекс	Наименование инструкции
	Правила внутреннего трудового распорядка для рабочих и служащих ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез»
ИОТ КИНЕФ 001-00	Инструкция по общим вопросам охраны труда и пожарной безопасности для работающих в ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез»
ИОТ КИНЕФ 002-00	Положение о порядке расследования и учёте причин аварий и производственных неполадок (инцидентов) в ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез»
ИОТ КИНЕФ 003-03	Инструкция о расследовании и учёте несчастных случаев на производстве
ИОТ КИНЕФ 004-02	Инструкция по организации безопасного проведения огневых работ на объектах ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез»
ИОТ КИНЕФ 005-00	Инструкция по организации безопасного проведения газоопасных работ в ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез»
ИОТ КИНЕФ 006-00	Инструкция по газобезопасности
ИОТ КИНЕФ 007-00	Инструкция по организации безопасного проведения земляных работ в ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез»
ИОТ КИНЕФ 008-00	Инструкция по эксплуатации химических пенных, углекислотных, воздушно-пенных, порошковых и водно-мелкодисперсных огнетушителей
ИОТ КИНЕФ 010-00	Инструкция по охране труда для слесарей
ИОТ КИНЕФ 013-00	Инструкция по охране труда и пожарной безопасности при работе на металлорежущих станках
ИОТ КИНЕФ 015-00	Инструкция по охране труда и пожарной безопасности при погрузочно-разгрузочных работах
ИОТ КИНЕФ 018-00	Инструкция по эксплуатации автоматических систем газового пожаротушения
ИОТ КИНЕФ 025-02	Инструкция по охране труда при косьбе средствами малой механизации и вручную
ИОТ КИНЕФ 026-00	Инструкция по организации и безопасному производству ремонтных работ
ИОТ КИНЕФ 033-00	Инструкция по охране труда для операторов и пользователей электронно-вычислительных машин и работников, занятых эксплуатацией ПЭВМ и видеодисплейных терминалов (ВДТ)
ИОТ КИНЕФ 04.5-00	Инструкция по эксплуатации системы пенного тушения, дренчерной системы и колец орошения на установке ЛЧ-35-11/1000
ИОТ КИНЕФ 04.7-00	Инструкция по охране труда и пожарной безопасности для рабочих каталитического риформирования бензинов, изоселектоформинга и гидроочистки дизельных топлив
ИОТ КИНЕФ 04.8-00	Инструкция по эксплуатации систем автоматического пожаротушения и пожарной сигнализации на установке ЛЧ-35-11/1000
	План локализации аварийных ситуаций

9 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

9.1 Предпроектный анализ

9.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Для анализа потребителей результатов исследования необходимо рассмотреть целевой рынок и провести его сегментирование [47].

Целевой рынок – сегменты рынка, на котором будет продаваться в будущем разработка. Для данного проекта целевым рынком являются предприятия нефтеперерабатывающей отрасли.

Продуктом (результат НИР) – процесс риформирования прямогонных бензинов для получения высокооктанового и высоко ароматизированного компонента автомобильного топлива с методикой подачи воды и хлорорганики в реакционный объем.

Сегментирование – это разделение покупателей на однородные группы, для каждой из которых может потребоваться определенный товар (услуга).

Таблица 1 – Карта сегментирования рынка услуг

Размер нефтяной компании	Предлагаемый товар (услуга)		
	Оптимизация процесса риформинга прямогонных бензинов	Применение математического моделирования процесса риформинга	Разработка методики подачи хлорорганики и деминерализованной воды в реакционную зону
Малые	+	-	-
Средние	+	+	-
Крупные	+	+	+

«+» - данный товар необходим и рационален, «-» - данный товар не требуется предприятию

Из приведенной карты сегментирования рынка (таблица 1) видно, что предлагаемые товары и услуги на предприятиях нефтяной отрасли не являются универсальными и наибольшая потребность в закупке данных товаров у предприятий крупных, с высокой производительностью.

9.1.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения

Детальный анализ конкурирующих разработок и товаров, которые существуют на рынке, необходим для оценки сравнительной эффективности научной разработки с целью определения направления для ее будущего совершенствования.

Такой анализ необходимо проводить систематически, поскольку рынки пребывают в постоянном движении. Анализ помогает вносить коррективы в научное исследование, чтобы успешнее противостоять своим конкурентам. Главное реалистично оценить сильные и слабые стороны разработок конкурентов.

С этой целью может быть использована вся имеющаяся информация о конкурентных разработках:

- технические характеристики разработки;
- конкурентоспособность разработки;
- уровень завершенности научного исследования (наличие макета, прототипа и т.п.);
- бюджет разработки;
- уровень проникновения на рынок;
- финансовое положение конкурентов, тенденции его изменения и т.д.

Целесообразно проводить данный анализ с помощью оценочной карты, пример которой приведен в табл. 2.

В качестве конкурентов выступают разработки двух крупных нефтяных компаний, таких как ОАО «Газпромнефть» Омский НПЗ (Конкурент 1 – **К1**), а также ОАО «Роснефть» Ангарский нефтехимический комбинат – АНХК (Конкурент 2 – **К2**). Разработка Омского НПЗ установки риформинга ЛЧ-35-11/1000 заключается в математическом моделировании процесса с автоматическим расчетом расходов хлора и воды. Расчет проводится на основании косвенных показателей, характеризующих закоксованность

катализатора. Разработка Ангарского НХК также нацелена на продление срока службы катализатора, в основе методики заключено определение активности катализатора в текущем режиме, на основании которой определяются расходы воды и хлора. Конкурирующие разработки являются при этом также и аналогами, поскольку разработаны в виде математических моделей, с применением в качестве анализатором аналогичного оборудования. А конкурирующими разработки являются на основании того, что эффективность применения расчетных методов различна и стоимость реализации проекта варьируется.

Таблица 2 – Оценочная карта для сравнения конкурентных технических решений (разработок)

Критерий оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность		
		Б _ф	Б _{к1}	Б _{к2}	Б _ф	Б _{к1}	Б _{к2}
1	2	3	4	5	6	7	8
Технические критерии оценки ресурсоэффективности							
1. Энергосбережение	0,15	5	4	4	0,75	0,6	0,6
2. Надежность	0,1	5	3	4	0,5	0,3	0,4
3. Безопасность процесса	0,1	5	5	5	0,5	0,5	0,5
4. Возможность прогнозирования и хранения данных на заводских серверах	0,1	4	4	4	0,4	0,4	0,4
5. Качество интеллектуального интерфейса	0,05	4	5	4	0,2	0,25	0,2
6. Простота эксплуатации	0,1	5	4	4	0,5	0,4	0,4
Экономические критерии							
1. Конкурентоспособность продукта	0,15	5	4	4	0,75	0,6	0,6
2. Цена	0,1	4	4	4	0,4	0,4	0,4
3. Финансирование научной разработки	0,05	4	3	4	0,2	0,15	0,2
4. Наличие сертификации разработки	0,1	5	4	4	0,5	0,4	0,4
Итого	1	46	40	41	4,7	4,0	4,1

Анализ конкурентных технических решений определяется по формуле:

$$K = \sum V_i \cdot B_i \quad (1)$$

где K – конкурентоспособность инженерного решения или конкурента;

V_i – вес показателя (в долях единицы);

B_i – балл i -го показателя

Из таблицы 2 можно сделать вывод о том, что предлагаема разработка является конкурентоспособной, высокое качество продукта (моделирующей программы по сбережению ресурса катализатора) и энергосбережение при сравнительно небольших затратах, гарантируют спрос на данную продукцию. Указанные качества разрабатываемой продукции (методики) способны заинтересовать крупные нефтеперерабатывающие предприятия, такие как Газпром, Роснефть, Лукойл, Татнефть и др. В настоящий момент конкурирующие предприятия такие, как Киришский НПЗ и Омский НПЗ начинают сотрудничать на базе Томского политехнического университета для объединения конкурирующих разработок в одну общую – наиболее эффективную.

Отличительной чертой разрабатываемого проекта является относительно низкая доля финансирования, приводящая по мере реализации проекта к высокой конкурентоспособности продукта, ввиду снижения затрат на проведение промышленного процесса за счет увеличения срока службы катализаторов риформинга.

9.1.3 SWOT-анализ

SWOT-анализ представляет собой комплексный анализ инженерного проекта. SWOT-анализ применяют для того, чтобы перед организацией или менеджером проекта появилась отчетливая картина, состоящая из лучшей возможной информации и данных, а также сложилось понимание внешних сил, тенденций и подводных камней, в условиях которых научно-исследовательский проект будет реализовываться. Он проводится в несколько этапов [48].

Результаты SWOT-анализа проекта представлены в таблице 3.

Таблица 3 – Матрица SWOT

	<p>Сильные стороны научно-исследовательского проекта:</p> <p>С1. Экономичность</p> <p>С2. Мобильность рабочего места</p> <p>С3. Экологичность технологии</p> <p>С4. Ресурсосбережение</p>	<p>Слабые стороны научно-исследовательского проекта:</p> <p>Сл1. Отсутствие у потенциальных потребителей квалифицированных кадров по работе с научной разработкой</p> <p>Сл2. Длительный анализ</p> <p>Сл3. Индивидуальный подход при реализации на установке</p>
<p>Возможности:</p> <p>В1. Использование инновационной инфраструктуры ТПУ</p> <p>В2. Появление дополнительного спроса на новый продукт научных исследований</p> <p>В3. Переход нефтеперерабатывающей отрасли на ресурсосберегающие технологии</p> <p>В4. Быстрая реализация</p>	<p>Результаты анализа интерактивной матрицы проекта полей «Сильные стороны и возможности»</p> <p>1. Анализ позволяет использовать данные для определения направленности дальнейшей переработки прямогонного бензина</p> <p>2. Невысокая затратность проекта может привлечь больше сотрудников и исполнителей</p>	<p>Результаты анализа интерактивной матрицы проекта полей «Слабые стороны и возможности»</p> <p>1. Повышение квалификации кадров</p> <p>2. Привлечение новых заказчиков</p> <p>3. Разработка научного исследования</p> <p>4. Приобретение необходимого оборудования опытного образца</p>
<p>Угрозы:</p> <p>У1. Низкий спрос на новые технологии производства</p> <p>У2. Переход на альтернативное топливо</p> <p>У3. Исчерпание природных ресурсов (в долгосрочном периоде)</p>	<p>Результаты анализа интерактивной матрицы проекта полей «Сильные стороны и угрозы»</p> <p>1. Продвижение новой технологии с целью появления спроса</p> <p>2. Применение технологии к альтернативным топливам</p>	<p>Результаты анализа интерактивной матрицы проекта полей «Слабые стороны и угрозы»</p> <p>1. Повышение квалификации кадров</p> <p>2. Привлечение новых заказчиков</p> <p>3. Продвижение новой технологии с целью появления спроса</p> <p>4. Отсутствие прототипа научной разработки говорит об отсутствии спроса на новые технологии и отсутствии конкуренции проекта</p>

9.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации

В таблице 4 представлена оценка степени готовности научного проекта к коммерциализации [49].

Таблица 4 – Бланк оценки степени готовности научного проекта к коммерциализации

№ п/п	Наименование	Степень проработанности научного проекта	Уровень имеющихся знаний у разработчика
1	Определен имеющийся научно-технический задел	5	5
2	Определены перспективные направления коммерциализации научно-технического задела	5	5
3	Определены отрасли и технологии (товары, услуги) для предложения на рынке	5	5
4	Определена товарная форма научно-технического задела для представления на рынок	4	5
5	Определены авторы и осуществлена охрана их прав	4	5
6	Проведена оценка стоимости интеллектуальной собственности	4	5
7	Проведены маркетинговые исследования рынков сбыта	4	5
8	Разработан бизнес-план коммерциализации научной разработки	4	4
9	Определены пути продвижения научной разработки на рынок	4	4
10	Разработана стратегия (форма) реализации научной разработки	4	4
11	Проработаны вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок	2	3
12	Проработаны вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот	4	5
13	Проработаны вопросы финансирования коммерциализации научной разработки	5	5
14	Имеется команда для коммерциализации научной разработки	5	5
15	Проработан механизм реализации научного проекта	5	5
ИТОГО БАЛЛОВ		64	70

Оценка готовности научного проекта к коммерциализации (или уровень имеющихся знаний у разработчика) определяется по формуле:

$$B_{\text{сум}} = \sum B_i, \quad (2)$$

где $B_{\text{сум}}$ – суммарное количество баллов по каждому направлению;

B_i – балл по i -му показателю.

Значение $B_{\text{сум}}$ позволяет говорить о мере готовности научной разработки и ее разработчика к коммерциализации. Значение степени проработанности научного проекта составило 64, что говорит о том, что разработка является перспективной. Значение уровня имеющихся знаний у разработчика составило 70 баллов, также означает высокую перспективность разработки.

9.1.5 Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования

Методом коммерциализации научной разработки был выбран инжиниринг. Данный метод как самостоятельный вид коммерческих операций предполагает предоставление на основе договора инжиниринга одной стороной, именуемой консультантом, другой стороне, именуемой заказчиком, комплекса или отдельных видов инженерно-технических услуг, связанных с проектированием, строительством и вводом объекта в эксплуатацию, с разработкой новых технологических процессов на предприятии заказчика, усовершенствованием имеющихся производственных процессов вплоть до внедрения изделия в производство и даже сбыта продукции.

На данной стадии разработки проекта имеется организация, заинтересованная в реализации данного научного проекта – ООО «Киришинефтеоргсинтез» в г.Кириши Ленинградская область.

9.2 Инициация проекта

Группа процессов инициации состоит из процессов, которые выполняются для определения нового проекта или новой фазы существующего. В рамках процессов инициации определяются изначальные цели и содержание и фиксируются изначальные финансовые ресурсы. Устав проекта документирует бизнес-потребности, текущее понимание потребностей заказчика проекта, а также новый продукт, услугу или результат, который планируется создать.

9.2.1 Цели и результаты проекта

Таблица 5 – Заинтересованные стороны проекта

Заинтересованные стороны проекта	Ожидания заинтересованных сторон
ООО «Киришинефтеоргсинтез», г.Кириши	Реализация проекта позволит снизить затраты ресурсов на процесс риформинга (в виде снижения загрузки водород содержащего газа), увеличить срок службы катализатора, обеспечить увеличение производительности установки
Национальный исследовательский Томский политехнический университет	Сотрудничество, развитие партнерских отношений для достижения общих экономических и стратегических целей

Таблица 6 – Цели и результат проекта

Цели проекта	Модификация методики подачи хлорорганических соединений и деминерализованной воды в реакторный блок риформинга, разработка математической модели для расчета оптимального расхода хлорорганики и воды в текущем режиме
Ожидаемые результаты проекта:	Реализация проекта на установке риформинга ЛЧ-35-11/1000 Возможность применения разработанной методики на аналогичных установках риформинга крупных НПЗ России
Критерии приемки результата проекта:	Подтверждение расчетных данных в результате проведения опытного промышленного пробега согласно разработанной методике подачи воды и хлорорганики
Требования к результату проекта:	Возможность адаптации моделирующей программы на действующем НПЗ
	Результаты должны быть качественно проанализированы и должны соответствовать запланированным целям и задачам
	Положительный результат проекта должен оформлен в виде интеллектуальной собственности

9.2.2 Организационная структура проекта

Необходимо определить группу данного проекта и роль каждого участника, их функции и трудозатраты. В качестве участников выступают руководитель с исполнителями и эксперты-консультанты по разделам проекта.

Таблица 7 – Рабочая группа проекта

№ п/п	ФИО, основное место работы	Роль в проекте	Функции	Трудо- затраты, часы
1	Иванчина Эмилия Дмитриевна, НИ ТПУ, профессор кафедры ХТТ и ХК	Руководитель проекта	Координирует деятельность участников проекта	136
2	Креницына Зоя Васильевна, НИ ТПУ, доцент кафедры менеджмента	Эксперт проекта	Координирует деятельность магистранта при выполнении раздела «Финансовый менеджмент»	12
3	Раденков Тимофей Александрович, НИ ТПУ, ассистент кафедры экологии и безопасности жизнедеятельности	Эксперт проекта	Координирует деятельность магистранта при выполнении раздела «Социальная ответственность»	12
4	Сыскина Анна Александровна, НИ ТПУ, к.ф.н., доцент	Эксперт проекта	Оказание методической помощи при работе над переводом одной из глав магистерской диссертации на иностранный язык	12
5	Глик Павел Андреевич, НИ ТПУ, магистрант кафедры ХТТ и ХК	Исполнитель	Выполнение работ по проекту	960
6	Чузлов Вячеслав Алексеевич, НИ ТПУ, аспирант кафедры ХТТ и ХК	Исполнитель	Выполнение вспомогательных работ по проекту, консультирование	136
ИТОГО:				1268

9.2.3 Ограничения и допущения проекта

Ограничения проекта – это все факторы, которые могут послужить ограничением степени свободы участников команды проекта, а так же

«границы проекта» - параметры проекта или его продукта, которые не будут реализованных в рамках данного проекта.

Таблица 8 – Ограничения проекта

Фактор	Ограничения/допущения
Бюджет проекта	615723,2
Источник финансирования	НИ ТПУ, ООО «КИНЕФ»
Срок проекта	январь 2017 - июнь 2017
Дата утверждения плана управления проектом	январь 2017
Дата завершения проекта	01.06.2017

9.3 Планирование научно-исследовательских работ

Группа процессов планирования состоит из процессов, осуществляемых для определения общего содержания работ, уточнения целей и разработки последовательности действий, требуемых для достижения данных целей.

План управления научным проектом должен включать в себя следующие элементы:

- иерархическую структуру работ,
- контрольные события проекта,
- план проекта,
- бюджет научного исследования,
- организационную структуру проекта,
- сравнительную эффективность разработки.

9.3.1 Иерархическая структура работ проекта

Иерархическая структура работ (ИСР) – детализация укрупненной структуры работ. В процессе создания ИСР структурируется и определяется содержание всего проекта.



Рисунок 1 – Иерархическая структура работ по проекту

9.3.2 Контрольные события проекта

Таблица 9 – Контрольные события проекта

№ п/п	Контрольное событие	Дата	Результат (подтверждающий документ)
1	Получение задания и составления плана работ	15.01.2017-27.01.2017	Отчет о плане работы
2	Изучение теоретических материалов	28.01.2017-15.02.2017	Отчет
3	Работа с литературой	15.02.2017-16.02.2017	Литературный обзор
4	Ознакомление с экспериментальными данными	17.02.2017-03.04.2017	Отчет
5	Обработка и обсуждение результатов	04.04.2017-13.04.2017	Отчет
6	Оформление проекта	14.04.2017-07.05.2017	Пояснительная записка
7	Разработка презентации и раздаточного материала	07.05.2017-31.05.2017	Презентация, раздаточный материал

9.3.3 План проекта

Таблица 10 – Календарный план проекта

Код работы (из ИСР)	Название	Длительность, дни	Дата начала работ	Дата окончания работ	Состав участников (ФИО ответственных исполнителей)
1	Получение задания и составления плана работ	12	15.01.17	27.01.17	Иванчина Э.Д., Глик П.А.
2	Изучение теоретических материалов	18	28.01.17	15.02.17	Глик П.А.
3	Работа с литературой	28	15.02.17	16.03.17	Глик П.А.
4	Ознакомление с экспериментальными данными	18	17.03.17	03.04.17	Глик П.А.
5	Обработка и обсуждение результатов	10	04.04.17	13.04.17	Иванчина Э.Д., Глик П.А.
6	Оформление проекта	25	14.04.17	07.05.17	Глик П.А.
7	Разработка презентации и раздаточного материала	24	07.05.17	31.05.17	Глик П.А.

Диаграмма Ганта – это тип столбчатых диаграмм (гистограмм), который используется для иллюстрации календарного плана проекта, на котором работы по теме представляются протяженными во времени отрезками, характеризующимися датами начала и окончания выполнения данных работ.

На основе табл. 10 построен календарный план-график (табл. 11) по длительности исполнения работ в рамках научно-исследовательского проекта с разбивкой по месяцам и декадам за период времени дипломирования.

Таблица 11 – Календарный план-график проведения НИОКР по теме

Вид работ	Исполнители	Т _к , кал, дн.	Продолжительность выполнения работ														
			01.17		02.17		03.17		04.17		05.17						
			1	2	1	2	1	2	1	2	1	2					
Получение задания и составления плана работ	Руководитель, Магистрант	12															
Изучение теоретических материалов	Магистрант	18															
Работа с литературой	Магистрант	28															
Ознакомление с экспериментальными данными	Магистрант	18															
Обработка и обсуждение результатов	Руководитель, Магистрант	10															
Оформление	Магистрант	25															
Разработка презентации и раздаточного материала	Магистрант	24															

■ – магистрант; ■ – руководитель

9.4 Бюджет научного исследования

9.4.1 Сырье, материалы, покупные изделия и полуфабрикаты (за вычетом отходов)

При планировании бюджета научного исследования должно быть обеспечено полное и достоверное отражение всех видов планируемых расходов, необходимых для его выполнения.

Расчет стоимости материальных затрат производится по действующим прейскурантам или договорным ценам. В стоимость материальных затрат включают транспортно-заготовительные расходы (3–5 % от цены). В эту же статью включаются затраты на оформление документации (канцелярские принадлежности, тиражирование материалов). Результаты по данной статье занесем в таблицу 12.

Таблица 12 – Сырье, материалы, комплектующие изделия и покупные полуфабрикаты

Наименование затрат	Единица измерений	Кол-во	Цена за единицу, руб.	Сумма, руб.
Прямогонный бензин	л	4,0	25	100,0
Риформат	л	4,0	30	120,0
Свежий катализатор	кг	0,1	4250	425,0
Отработанный катализатор	кг	0,1	1650	165,0
Гидроксид натрия	кг	0,5	125	62,5
Соляная кислота	л	0,5	115	57,5
Бензол	л	2,0	302	604,0
Индикаторная бумага	уп	1,0	126	126,0
Всего за материалы				1660,0
Транспортно-заготовительные расходы (3-5%)				83,0
Итого по статье С_м				1743,0

9.4.2 Расчет затрат на специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ

Все расчеты по приобретению спецоборудования и оборудования, имеющегося в организации, но используемого для каждого исполнения конкретной темы, сводятся в таблице 13. Амортизационные отчисления рассчитываются на 6 месяцев, с учетом срока полезного использования оборудования 10 лет.

Таблица 13 – Расчет бюджета затрат на приобретение спецоборудования для научных работ

№ п/п	Наименование оборудования	Кол-во единиц	Цена единицы оборудования, руб.	Мощность электроприбор, кВт	Амортизационные отчисления, руб.	Общая стоимость оборудования, руб.
1	Аналитические весы	1	14285	-	715	15000
2	Хроматограф	1	423800	1,50	21200	445000
3	Электрическая плитка	1	1330	1,20	70	1400
4	Вискозиметр	1	3000			3000
5	Термометр	1	885,0			885,0
6	Штатив	2	1500			3000
7	Адсорбционные колонки	4	920			3680
8	Колба 1000 мл	5	500			2500
9	Колба 250 мл	5	170			850
10	Мерный цилиндр 100 мл	1	120			120
11	Мерный цилиндр 1000 мл	1	800			800
12	Мерный стакан 100 мл	4	150			600
13	Пипетка градуированная 10 мл	1	165			165
14	Бюретка 25 мл	2	468			936
15	Ступка с пестиком (для катализатора)	1	550			550
16	Фарфоровые чашки	3	19			57
17	Промывалка	1	120			120
Итого						478663,0

9.4.3 Расчет затрат на электроэнергию

Расчет затрат на электроэнергию определяется по формуле:

$$E_э = \sum N_i \cdot T_э \cdot Ц_э \quad (3)$$

где N_i - мощность электроприборов по паспорту, кВт;

$T_э$ – время использования электрооборудования, час;

$Ц_э$ – цена одного кВт*ч, руб.;

$Ц_э$ – 3,1 руб/ кВт*ч.

$$E_э = \sum N_i \cdot T_э \cdot Ц_э = 2,7 \cdot 128 \cdot 3,1 = 1071,36 \text{ руб}$$

9.4.4 Расчет заработной платы исполнителей темы

Статья включает основную заработную плату работников, непосредственно занятых выполнением проекта, (включая премии, доплаты) и дополнительную заработную плату.

$$C_{зп} = З_{осн} + З_{доп}, \quad (4)$$

где $З_{осн}$ – основная заработная плата;

$З_{доп}$ – дополнительная заработная плата.

Основная заработная плата ($З_{осн}$) руководителя (лаборанта, инженера) от предприятия (при наличии руководителя от предприятия) рассчитывается по следующей формуле:

$$З_{осн} = З_{дн} \cdot T_{раб}, \quad (5)$$

где $З_{осн}$ – основная заработная плата одного работника;

$T_{р}$ – продолжительность работ, выполняемых научно-техническим работником, раб. дн.;

$З_{дн}$ – среднедневная заработная плата работника, руб. Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле:

$$З_{дн} = \frac{З_м \cdot M}{F_д} \quad (6)$$

где $З_м$ – месячный должностной оклад работника, руб.;

M – количество месяцев работы без отпуска в течение года;

F_d – действительный годовой фонд рабочего времени научно-технического персонала, раб. дней.

При отпуске в 24 раб. дня $M=11,2$ месяца, 5-дневная неделя; при отпуске в 48 раб. дней $M=10,4$ месяца, 6-дневная неделя;

Таблица 14 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Руководитель	Исполнитель	Консультант
Календарное число дней	365	365	365
Количество нерабочих дней выходные дни: праздничные дни:	103 14	133 14	103 14
Потери рабочего времени отпуск: невыходы по болезни:	24 0	0 0	24 0
Действительный годовой фонд рабочего времени	225	219	225

$$Z_{\text{дн(рук.)}} = \frac{34190 \cdot 11,2}{225} = 1701,9 \text{ руб}$$

$$Z_{\text{дн(исп.)}} = \frac{2275 \cdot 12}{219} = 124,7 \text{ руб}$$

$$Z_{\text{дн(конс.)}} = \frac{34190 \cdot 11,2}{225} = 1701,9 \text{ руб}$$

Месячный должностной оклад работника:

$$Z_m = Z_b \cdot (k_{\text{пр}} + k_d) \cdot k_p, \quad (7)$$

где Z_b – базовый оклад, руб.;

$k_{\text{пр}}$ – премиальный коэффициент, (определяется Положением об оплате труда);

k_d – коэффициент доплат и надбавок (на промышленных предприятиях – за расширение сфер обслуживания, за профессиональное мастерство, за вредные условия: определяется Положением об оплате труда);

k_p – районный коэффициент, равный 1,3 (для Томска).

Таблица 15 – Расчет основной заработной платы

Исполнители	Зб, руб.	кр	Зм, руб.	Здн, руб.	Тр, раб. дн.	Зосн, руб
Руководитель	26300	1,3	34190	1701,9	22	37441,9
Консультант	26300	1,3	34190	1701,9	1,5	2552,9
Магистрант	1750	1,3	2275	124,7	135	16828,8
Итого						56823,6

9.4.5 Дополнительная заработная плата научно-производственного персонала

Дополнительная заработная плата рассчитывается исходя из 10 – 15 % от основной заработной платы, работников, непосредственно участвующих в выполнении темы:

$$Z_{\text{доп}} = K_{\text{доп}} \cdot Z_{\text{осн}} \quad (8)$$

где $Z_{\text{осн}}$ – основная заработная плата, руб.;

$Z_{\text{доп}}$ – дополнительная заработная плата, руб.;

$K_{\text{доп}}$ – коэффициент дополнительной зарплаты, примем 12,5 %.

Таблица 16 – Заработная плата исполнителей НТИ

Заработная плата	Руководитель	Консультант	Магистрант
Основная зарплата	37441,9	2552,9	16828,8
Дополнительная зарплата	4680,2	319,1	2103,6
Зарплата исполнителя	42122,1	2872,0	18932,4
Итого по статье Сзп	63926,6		

9.4.6 Отчисления на социальные нужды

Статья включает в себя отчисления во внебюджетные фонды.

$$C_{\text{внеб}} = k_{\text{внеб}} \cdot (Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}), \quad (8)$$

где $k_{\text{внеб}}$ – коэффициент отчислений на уплату во внебюджетные фонды (пенсионный фонд, фонд обязательного медицинского страхования и пр.).

Таблица 17 – Отчисления во внебюджетные фонды

Исполнитель	Основная заработная плата, руб.	Дополнительная заработная плата, руб.
Руководитель проекта	37441,9	4680,2
Консультант	2552,9	319,1
Магистрант	16828,8	2103,6
Коэффициент отчислений во внебюджетные фонды	30%	
Отчисления, руб	17047,1	2130,9
Итого	19178,0	

9.4.7 Накладные расходы

Накладные расходы составляют 80-100 % от суммы основной и дополнительной заработной платы, работников, непосредственно участвующих в выполнении темы.

Расчет накладных расходов ведется по следующей формуле:

$$C_{\text{накл}} = k_{\text{накл}} \cdot (Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}), \quad (9)$$

где $k_{\text{накл}}$ – коэффициент накладных расходов (примем 80 %).

$$C_{\text{накл}} = 0,8 \cdot 63926,6 = 51141,2 \text{ руб}$$

9.4.8 Формирование бюджета затрат научно-исследовательского проекта

Рассчитанная величина затрат научно-исследовательской работы (проекта) является основой для формирования бюджета затрат проекта, который при формировании договора с заказчиком защищается научной

организацией в качестве нижнего предела затрат на разработку научно-технической продукции. Определение бюджета затрат на научно-исследовательский проект по каждому варианту исполнения приведен в таблице 18. В качестве аналогов выбраны конкурирующие решения описанные ранее. Омский НПЗ – аналог 1, Ангарский НХК – аналог 2.

Таблица 18 – Расчет бюджета затрат НТИ

Наименование статьи	Сумма, руб.		
	Текущий проект	Аналог 1	Аналог 2
1. Материальные затраты НТИ (Сырье)	1743	3254	2840
2. Затраты на специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ	478663	588146	398160
3. Затраты на электроэнергию	1071,4	1120,0	1040,0
4. Основная заработная плата	56823,6	38920,8	65254,6
5. Дополнительная заработная плата	7103,0	4865,1	8156,8
6. Социальные отчисления	19178,0	13135,8	22023,4
7. Накладные расходы	51141,2	35028,7	58729,1
8. Итого плановая себестоимость	615723,2	684470,4	556203,9

Круговая диаграмма на рисунке отражает все основные затраты на проведение научно-технического исследования (рис. 2).



Рисунок 2 – Круговая диаграмма материальных затрат на проведение НТР

9.4.9 Организационная структура проекта

Для проводимого исследования характерна проектная организационная структура (рис. 3).



Рисунок 3 – Организационная структура проекта

9.5 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования

9.5.1 Оценка сравнительной эффективности исследования

Определение эффективности происходит на основе расчета интегрального показателя эффективности научного исследования. Его нахождение связано с определением двух средневзвешенных величин: финансовой эффективности и ресурсоэффективности [50].

Интегральный показатель финансовой эффективности научного исследования получают в ходе оценки бюджета затрат трех (или более) вариантов исполнения научного исследования. Для этого наибольший интегральный показатель реализации технической задачи принимается за базу расчета, с которым соотносятся финансовые значения по всем вариантам исполнения.

Интегральный финансовый показатель разработки определяется как:

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i} = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{\text{max}}} \quad (10)$$

где $I_{\text{финр}}^{\text{исп. } i}$ – интегральный финансовый показатель разработки;
 Φ_{ri} – стоимость i -го варианта исполнения;
 Φ_{max} – максимальная стоимость исполнения научно-исследовательского проекта.

$$\text{Для нашей разработки: } I_{\Phi}^p = \frac{615723,2}{684470,4} = 0,90$$

$$\text{Для первого аналога: } I_{\Phi}^{a1} = \frac{684470,4}{684470,4} = 1,0$$

$$\text{Для второго аналога: } I_{\Phi}^{a2} = \frac{556203,9}{684470,4} = 0,81$$

Полученная величина интегрального финансового показателя разработки отражает соответствующее численное увеличение бюджета затрат разработки в размах (значение больше единицы), либо соответствующее численное удешевление стоимости разработки в размах (значение меньше единицы).

Интегральный показатель ресурсоэффективности вариантов исполнения объекта исследования можно определить следующим образом:

$$I_m^a = \sum_{i=1}^n a_i b_i^a, \quad I_m^p = \sum_{i=1}^n a_i b_i^p, \quad (12)$$

где I_m – интегральный показатель ресурсоэффективности вариантов;

a_i – весовой коэффициент i -го параметра;

b_i^a, b_i^p – балльная оценка i -го параметра для аналога и разработки, устанавливается экспертным путем по выбранной шкале оценивания;

n – число параметров сравнения.

Расчет интегрального показателя ресурсоэффективности рекомендуется проводить в форме таблицы (табл. 19).

Интегральный показатель эффективности разработки ($I_{\text{финр}}^p$) и аналога ($I_{\text{финр}}^a$) определяется на основании интегрального показателя ресурсоэффективности и интегрального финансового показателя по формуле:

$$I_{\text{финр}}^p = \frac{I_m^p}{I_{\Phi}^p}; \quad I_{\text{финр}}^a = \frac{I_m^a}{I_{\Phi}^a} \quad (13)$$

$$\text{Для нашей разработки: } I_{\text{финр}}^p = \frac{4,6}{0,9} = 5,0$$

$$\text{Для первого аналога: } I_{\text{финр}}^{a1} = \frac{4,15}{1,0} = 4,15$$

$$\text{Для второго аналога: } I_{\text{финр}}^{a2} = \frac{3,6}{0,81} = 4,44$$

Таблица 19 – Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Критерии	Весовой коэффициент параметра	Текущий проект	I_m^p	Аналог 1	I_m^{a1}	Аналог 2	I_m^{a2}
1. Способствует увеличению производительности установки (выход риформата)	0,15	5	0,75	4	0,6	4	0,6
2. Удобство в эксплуатации (интерфейс программы, легкость обучения персонала)	0,2	4	0,8	3	0,6	3	0,6
3. Стабильная работа программного обеспечения	0,1	5	0,5	4	0,4	4	0,4
4. Энергосбережение	0,25	5	1,25	4	1,0	4	1,0
5. Надежность	0,2	5	1,0	5	1,25	4	0,8
6. Материалоемкость	0,1	3	0,3	3	0,3	2	0,2
ИТОГО	1	27	4,6	23	4,15	21	3,6

Сравнение интегрального показателя эффективности текущего проекта и аналогов позволит определить сравнительную эффективность проекта. Сравнительная эффективность проекта:

$$Э_{\text{ср}} = \frac{I_{\text{финр}}^p}{I_{\text{финр}}^a} \quad (14)$$

где $Э_{\text{ср}}$ – сравнительная эффективность проекта;

$I_{\text{финр}}^p$ – интегральный показатель разработки;

$I_{\text{финр}}^a$ – интегральный технико-экономический показатель аналога.

Таблица 20 – Сравнительная эффективность разработки

№ п/п	Показатели	Аналог 2	Разработка	Аналог 1
1	Интегральный финансовый показатель разработки	0,81	0,9	1,0
2	Интегральный показатель ресурсоэффективности разработки	3,6	4,6	4,15
3	Интегральный показатель эффективности	4,44	5,0	4,15
4	Сравнительная эффективность вариантов исполнения	1,13		1,21

Сравнение значений интегральных показателей эффективности позволило определить, что существующий вариант решения поставленной в магистерской диссертации технической задачи с позиции финансовой и ресурсной эффективности является наиболее приемлемым.

Заключение

Оптимизация подачи воды и хлора в реакционную зону позволяет увеличить ресурс катализатора риформинга до 6 месяцев, путем взаимного соответствия в расходах воды и хлора.

При этом расход воды в диапазоне 0,3 – 0,5 л/ч имеет наиболее благоприятные результаты для установки Л-35-11/600, а 0,5 – 0,8 л/ч для установки ЛЧ-35-11/1000. Оптимальное содержание хлора в реакторе находится в диапазоне 1-2 ppm, что составляет расход хлорорганики 30,0 – 45,0 г/ч для Л-35-11/600 и 80,0 – 95,0 г/ч для установки ЛЧ-35-11/1000. При этом содержание СО в реакционном объеме не превышает 0,6 ppm, что допустимо для работы катализаторов риформинга.

Лабораторные исследования подтвердили аморфность структуры кокса дезактивированных образцов катализатора риформинга.

Расчет оптимального значения расхода воды и хлора позволяет увеличить срок службы катализатора. При увеличенной подаче воды концентрация кокса при коксонакоплении на один и тот же объем переработанного сырья существенно ниже, что достигается увеличенным значением степени конверсии кокса.

Сравнение значений интегральных показателей эффективности позволило определить, что существующий вариант решения поставленной в магистерской диссертации технической задачи с позиции финансовой и ресурсной эффективности является наиболее приемлемым.

Проведён анализ условий труда оператора установки риформинга с позиций приоритета сохранения жизни и его здоровье. Изучены и выявлены вредные и опасные факторы, механические и термические опасности, которые могут возникнуть в производственном процессе, а также возможные аварийные ситуации и план их ликвидации.

Список публикаций студента

1. Ivashkina E.N., Ivanchina E.D., Frantsina E.V., Platonov V.V., Glik P.A., Volkov M.A., Kolmogorova V.A. Improving the Efficiency of Dehydrogenation Catalyst Resource while Reducing the H₂ Gas Circulation Rate // *Procedia Chemistry*. - 2014 - Vol. 10. - p. 127-136.
2. 3. Ivanchina E.D., Ivashkina E.N., Glik P.A., Platonov V.V., Dolganov I.M. Optimization of higher alkanes dehydrogenation process under conditions of decreased hydrogen containing gas flow with using mathematical modeling // *Procedia Engineering*. – 2015 – Vol. 113. – p. 26-31.
3. 8. Иванчина Э.Д., Долганов И.М., Чузлов В.А., Глик П.А., Храпов Д.В., Короткова Н.В., Есипенко Р.В., Клейманов А.В., Головачёв В.А., Кондрашев Д.О. Компьютерная система календарного планирования выпуска бензинов различных марок // *Нефтепереработка и нефтехимия*. - 2016. №. 8. - С. 3-9.
4. Иванчина Э.Д., Ивашкина (Михайлова) Е.Н., Козлов И.А., Андреев А.Б., Платонов В.В., Францина Е.В., Глик П.А. Сбережение ресурса работы катализатора на установке получения олефинов при работе на пониженном мольном соотношении водород/сырье методом математического моделирования // *Нефтепереработка и нефтехимия*. - 2015 - №. 5. - С. 11-16
5. Glik P.A. The influence of hydrogenate composition on the catalyzate quality in reforming process // *Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XVII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П.Кулева, посвященной 120-летию Томского политехнического университета, Томск, 17-20 Мая 2016*. - Томск: ТПУ, 2016 - С. 506-507.
6. Глик П.А. , Чузлов В.А. Управление активностью платиносодержащего катализатора риформинга при оптимизации состава гидрогенизата // *Труды XX Международного симпозиума имени академика М.А. Усова студентов и молодых ученых, посвященного 120-летию со дня основания Томского политехнического университета, Томск, 4-8 Апреля 2016*. - Томск: Изд-во ТПУ, 2016 - Т. 2 - С. 485-487.

Список использованных источников

1. ФИПС : офиц. сайт. – режим доступа : <http://www1.fips.ru/>
2. Резниченко И.Д., Целютина М.И., Посохова О.М., Бочаров А.П., Марышев В.Б., Красий Б.В. Опыт промышленной эксплуатации катализаторов риформинга производства ОАО «АЗК и ОС» // Катализ в промышленности. - № 1. – 2009. - с. 57-62.
3. Капустин В. М. Технология переработки нефти. В 2-х частях. Ч.2. Деструктивные процессы. Учебное пособие – М.: КолосС. – 2008. – 334 с.
4. Крачилов Д.К., Тишкина О.Б., Ёлшин А.И., Кузора И.Е., Гурдин В.И. Анализ показателей работы российских и зарубежных катализаторов риформинга на отечественных нефтеперерабатывающих заводах. // Нефтепереработка и нефтехимия. - № 3. – 2012. – с. 3-11.
5. Кравцов А.В., Иванчина Э.Д., Костенко А.В., Шарова Е.С., Фалеев С.А. Анализ эффективности эксплуатации платиносодержащих катализаторов процесса риформинга бензинов с использованием компьютерной моделирующей системы // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2009. - № 11. – с. 18 – 23.
6. Kirgina M.V., Ivanchina E.D., Dolganov I.M., Chekantsev N.V., Kravtsov A.V., Fu F. Computer Program for Optimizing Compounding of High-Octane Gasoline // Chemistry and Technology of Fuels and Oils – 2014. – Vol. 1. – P. 12-18.
7. Tsai, K.-Y., Wang, I., Tsai, T.-C. Zeolite supported platinum catalysts for benzene hydrogenation and naphthene isomerization // Catalysis Today. - № 166 (1). - pp. 73-78.
8. Обзор инновационных процессов нефтепереработки. Мир нефтепродуктов // Вестник нефтяных компаний. - № 1. - 2009. - С. 42-43.
9. Armor J.N. New catalytic technology commercialized in the USA during the 1990S // Applied Catalysis A: General. - Т. 222. № 1-2. - 2001. - С. 407-426.
10. Мириманян А.А., Вихман А.Г., Мкртычев А.А., Марышев В.Б., Борущкий П.Н., Можайко В.Н. О снижении содержания бензола в бензинах и

риформатах // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. - № 8. - 2006. - С. 11-14.

11. Шахназаров А.Р. Основные итоги работы нефтеперерабатывающей промышленности России в 2005 году // Сборник материалов 6-го международного форума «Топливоно-экономический комплекс России». Санкт-Петербург, 11-13 апреля 2006 г. – С. 81-183.

12. Крачилов Д.К., Тишкина О.Б., Ёлшин А.И., Кузора И.Е., Гурдин В.И. Анализ показателей работы российских и зарубежных катализаторов риформинга на отечественных нефтеперерабатывающих заводах // Нефтепереработка и нефтехимия. - № 3. – 2012. - с. 3-11.

13. Овчаров С.Н., Савенкова И.В. Комплексное облагораживание бензиновых фракций // Вестник Астраханского государственного технического университета. - № 6. - 2007. - С. 45-48.

14. ОАО «НПП Нефтехим» : офиц. сайт. – режим доступа : <http://www.nefthim.ru>.

15. Технологический регламент (ТР.СМК П-2-011-021-2004) установки каталитического риформирования бензинов с предварительной гидроочисткой ЛЧ-35-11/1000.

16. Mohammad Reza Rahimpour. Progress in catalytic naphtha reforming process: A review // Applied Energy. – 2013. – С.79-93.

17. Alexis Lira, Roberto Galiasso Tailleur Dehydrogenation of C₁₂–C₁₄ paraffins on PtCu/meso-structured Al₂O₃ catalyst for LAB production: Process simulation // Fuel. - 97 (2012). – С. 49–60.

18. Францина Е.В., Ивашкина Е.Н., Иванчина Э.Д., Романовский Р.В. Снижение кратности циркуляции ВСГ и увеличение срока службы катализатора дегидрирования высших парафинов C₉–C₁₄ // Chemical Engineering Journal. - 2015. –№ 282. – С. 224–232.

19. Dolganova I. O. , Dolganov I. M. , Ivanchina E. D. , Ivashkina E. N. , Belinskaya N. S. , Platonov V. V.Reactor-regenerator system joint work optimization

in benzene alkylation with higher olefins unit// *Procedia Chemistry*. - 2014 - Vol. 10. - p. 547-554.

20. Ding M, Hayakawa T, Zeng C, Jin Y, Zhang Q, Wang T, et al. Direct conversion of liquid natural gas (LNG) to syngas and ethylene using non-equilibrium pulsed discharge. *Appl Energy* 2013;104:777–82.

21. Koksharov A.G., Ivanchina E.D., Faleev S.A., Fedyushkin A.I. The way of increasing resource efficiency of naphtha reforming under conditions of catalyst acid and metal activity balance by mathematical modeling method // *Procedia Engineering*. – Vol. 113 – 2015 – pp. 1-7.

22. L. Wan, S.-P. Zhang, S.-T. Zhao, Q.-L. Xu & Y.-J. Yan Kinetic Modeling for Co-processing the High-boiling Fraction of Bio-oil with Paraffin Oil Considering the Deactivation by Coke // *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects* Volume 35, Issue 9, May 2013, pages 800-808.

23. Froment G. The kinetic of complex catalytic reactions. *Chem Eng Sci* 1987;42:1073.

24. Ancheyta-Juarez J, Villafuerte-Macias E. Kinetic modeling of naphtha catalytic reforming reactions. *Energy Fuels* 2000;14:1032–7.

25. Hongjun Z, Mingliang S, Huixin W, Zeji L. Hongbo. Modeling and simulation of moving bed reactor for catalytic naphtha reforming. *Pet Sci Technol* 2010; 28: 667–76.

26. Вредные вещества в промышленности. Справочник для химиков, инженеров и врачей. Изд.7-е, пер. и доп. В трёх томах. Том I. Органические вещества / Под ред. Н. В. Лазарева и Э. Н. Левиной. Л.: Химия, 1976.

27. Декларация безопасности ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез».

28. Пожаровзрывоопасность веществ и материалов и средства их тушения. Справ. изд.: в 2-х книгах / А. Н. Баратов, А. Я. Корольченко, Г. Н. Кравчук и др. – М.: Химия, 1990.

29. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны. ГН 2.2.5.1313-03, М: Минздрав России, 2003.

30. Федеральный регистр потенциально опасных химических и биологических веществ, 1993-2000 гг., вып. 1. – М.: РПОХВ, 2001.
31. Вредные химические вещества. Углеводороды. Галогенпроизводные углеводородов. Справочник под ред. В. А. Филова. Л.: Химия, 1990.
32. Рабинович В. А., Хавин З. Я. Краткий химический справочник. Изд. 2-е, испр. и доп. – Л.: Химия. – 1978.
33. Программа производственного контроля за выполнением санитарных правил и выполнением санитарно-профилактических мероприятий на ПО КИНЕФ, утв. 04.11.2003г.
34. Информационная карта потенциально опасного химического и биологического вещества «Бензин», серия ВТ № 000541 от 12.07.95.
35. Вредные вещества в промышленности. Справочник для химиков, инженеров и врачей. Изд.7-е, пер. и доп. В трёх томах. Том III. Неорганические и элементоорганические соединения / Под ред. Н. В. Лазарева и И. Д. Гадаскиной. Л.: Химия, 1977.
36. Вредные химические вещества. Неорганические соединения элементов V-VIII групп. Справочник под ред. В. А. Филова. Л.: Химия, 1989.
37. ГОСТ Р 12.1.019-2009. Электробезопасность. Общие требования и номенклатура видов защиты. – М.: Стандартинформ, 2010. – 28 с.
38. СанПиН 2.2.4.548-86. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений.
39. ГОСТ 12.1.005-88 Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны. - с изм.1. - принятое постановлением Госстандарта России от 20.06.2000 N 159-ст, введенное в действие с 01.12.2000 и опубликованное в ИУС N 9, 2000 г..
40. ГОСТ 12.1.007-76. ССБТ. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности. - М.: Государственный комитет СССР по стандартам, 1976 . – 10 с.

41. ГОСТ 17.2.1.03-84: Охрана природы. Атмосфера. Термины и определения контроля загрязнения. – М.: Постановлением Государственного комитета СССР по стандартам, 1984.-12 с.
42. Технический регламент о требованиях пожарной безопасности. Федеральный закон от 22 июля 2008 г. N 123-ФЗ. – М.: Москва, 2012. – 12 с.
43. Правила устройства электроустановок. – 6-ое изд. – М.: ЗАО "Энергосервис", 2002. – 330 с.
44. Об отходах производства и потребления. Федеральный закон от 24 июня 1998 г. N 89-ФЗ. – М.: Москва, 1989. – 11 с.
45. ГОСТ 12.1.030-81. Система стандартов безопасности труда. Электробезопасность. Защитное заземление, зануление, 1987.- 19 с.
46. Трудовой кодекс Российской Федерации от 30 декабря 2001г. N 197-ФЗ. – М.: Москва, 2002. – 202 с.
47. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение: учебно-методическое пособие / Н.А. Гаврикова, Л.Р. Тухватулина, И.Г. Видяев; Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2014. – 73 с.
48. Мазур И.И., Шапиро В.Д., Ольдерогге Н.Г. Управление проектами: Учебное пособие. – М.: Омега-Л, 2004. – 664 с.
49. Попова С.Н. Управление проектами. Часть I: учебное пособие / С.Н. Попова; Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2009. – 121 с.
50. Методические рекомендации по оценке эффективности инвестиционных проектов (вторая редакция), утверждено Министерство экономики РФ, Министерство финансов РФ № ВК 477 от 21.06.1999 г. [Электронный ресурс]. - Режим доступа . - <http://www.cfin.ru/>.

Приложение А

Раздел 1 Патентный обзор

Раздел 2 Литературный обзор

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ5Б	Глик Павел Андреевич		

Консультант кафедры ХТТ и ХК

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Иванчина Эмилия Дмитриевна	д.т.н.		

Консультант-лингвист кафедры ИЯПР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Сыскина Анна Александровна	к.ф.н.		

1 Patent review

A patent is the most important document during the technological process along with a technological regulations and a technological guidance. Modern patent law defines the exclusive legitimate using of original inventions, methods and improvements.

The objectives of patent research are:

- determine the level of technical development and technology;
- analysis of the progressive solutions application of the proposed project in comparison with the identified the most advanced developments in the patent search process.

The period of patent search was 24 years - from 1994 to 2017. As the subject of the search, there was a «catalyst for gasoline reforming».

According to the International Patent Classification, it is determined that the inventions relate to the section «C10G» - Cracking of hydrocarbon oils; production of liquid hydrocarbon mixtures, for example by destructive hydrogenation, oligomerization, polymerization; extraction of hydrocarbon oils from oil shales, oil sands or gases; purification of mixtures consisting mainly of hydrocarbons; *reforming of gasoline-lyotropic fractions*; mineral waxes.

Patent search was carried out by bulletins «Inventions. Useful models» of the Russian Federation patent fund on databases of the Federal Institute of Industrial Property (FIIP) [1].

During the specified search period, 169 patents for inventions were revealed that contribute to the improvement of the work of the reforming catalyst for gasoline fractions, in turn, 24 inventions of the most significant in this work were selected

The list of found and selected inventions is presented below in Tables 1 and Table 2.

Table 1 – List of inventions similar to the submitted project

№	IPC (51)	№ security document (11) or (21)	Date of publication (45)	Title of invention (54)
1	C10G59/00 C10G59/02	2 451 058	20.05.2012	Method for obtaining a high-octane component of motor fuel
2	C07C2/86 C10C15/02 C10G35/04	2 558 955	10.08.2015	A method for producing an aromatic hydrocarbon concentrate from liquid hydrocarbon fractions and an installation for performing it
3	C10G59/00 C10G69/08	2 387 699	27.04.2010	Method for obtaining high-octane gasoline
4	C10G45/04 C10G35/06	2 608 775	24.01.2017	Method for the production of spheroidal alumina particles
5	C10G59/02	2 091 436	27.09.1997	Method for obtaining motor gasoline
6	C10G35/09 B01J37/02	2 289 475	20.12.2006	Catalyst for reforming gasoline fractions and the method of its preparation
7	C10G59/02	1 426 070	27.09.1999	Method for preparing raw materials for catalytic gasoline reforming
8	C10G35/06 B01J35/06	2 109 791	27.04.1998	Method for obtaining high-octane gasoline
9	C10G63/04	1 817 465	10.10.1995	Method for obtaining high-octane gasoline
10	C10G59/00 C10G69/08	2 119 527	27.09.1998	Method for obtaining a high-octane component of motor fuel
11	C10G35/09	2 097 404	27.11.1997	Method for catalytic reforming of gasoline fractions
12	C10G35/04 C10G39/02	2 280 062	20.07.2006	Method for obtaining high-octane gasoline
13	C10G35/085	2 404 227	20.11.2010	The method for reforming straight-run gasoline fractions
14	C10G59/02	2 044 760	27.09.1995	Method for obtaining high-octane gasoline
15	C10G35/085	2 337 127	27.10.2008	Method for catalytic reforming of gasoline fractions
16	C10G35/04 B01J23/46	2 344 877	27.01.2009	Catalyst for reforming gasoline fractions
17	C10G59/02 C10G69/08	2 487 161	10.07.2013	Method for obtaining high-octane gasoline
18	C10G35/06 B01J21/04 B01J35/04	2 560 161	20.08.2015	A carrier, a method for preparing it, a method for preparing a reforming catalyst, and a method for reforming gasoline fractions
19	C10G35/085 C10G35/095	2 471 854	10.01.2013	Catalyst for reforming gasoline fractions and the method of its preparation
20	C10G35/24 C10D27/00	2 486 227	27.06.2013	Method for controlling the catalytic reforming process
21	B01J21/04 B01J37/02	2 177 826	10.01.2002	A method for preparing a platinum-containing catalyst for reforming gasoline fractions
22	B01J37/02 B01J23/67	2 010 601	22.09.1994	A method of preparing a gasoline fraction reforming catalyst
23	B01J23/67 C10G35/085	2 594 482	20.08.2016	Catalyst for reforming gasoline fractions
24	C10G59/06 C10G63/06	2 524 213	27.07.2014	Method for obtaining high-octane gasoline

Table 2 – Publication of inventions for the entire search period by years

Object of technology	Country	Number of patents per year											
		1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
Gasoline reforming catalyst	Russia	9	13	11	7	9	10	10	4	3	4	5	5
Object of technology	Country	Number of patents per year											
		2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Gasoline reforming catalyst	Russia	9	3	4	4	7	5	6	7	7	11	8	9

After analyzing the inventions presented in Table 1, 7 most similar patent searches were selected. Characteristics of selected inventions:

1. The method for reforming straight-run gasoline fractions

(11) 2 404 427

(21) 2009120006/04

(22) 26.05.2009

(51) C10G35/058

(72) Lavrenov A.V., Kazakov M.O., Dupliakin V.K., Likholobov V.A.

(73) Ministry of Industry and Trade of the Russian Federation (RU)

(57) The invention relates to the field of oil refining, in particular, to the technologies for the production of motor fuels. The invention relates to a method for reforming straight-run gasoline fractions in the presence of a hydrogen-containing gas in a system of several series-connected reactors with platinum-containing catalysts at elevated pressure and temperature, carried out in three stages at an inlet pressure of a reforming reactor system of 1.5 MPa, a hydrogen/feed molar ratio of at least 8. In the first step of cycloalkanes and aromatization of alkanes by contacting the hydrocarbon with alumo-platinum-rhenium catalyst components is carried out at a mass hourly space velocity, based on the weight of the catalyst 2 h^{-1} and a temperature of 490-500 °C, in the second stage hydroisomerization arenes, alkanes

and cycloalkanes to zirconium-alumina-sulfur performed on the catalyst, comprising platinum at a weight hourly space velocity, based on the weight of the catalyst 8.4 h^{-1} and temperature of $300 \text{ }^\circ\text{C}$ and in the third step to aromatization cycloalkanes alumina-platinum-rhenium catalyst carried out at a weight hourly space velocity of $4\text{-}8 \text{ h}^{-1}$ and a temperature of $420\text{-}440 \text{ }^\circ\text{C}$. The technical result is the production of a high-octane component with a reduced content of aromatic hydrocarbons and an increase in the efficiency of the preparation of modern environmentally friendly gasolines.

2. A carrier, a method for preparing it, a method for preparing a reforming catalyst, and a reforming method for gasoline fractions

(11) 2 560 161

(21) 2014114651/04

(22) 15.04.2014

(51) C10G35/06

(72) Ivanova A.C., Noskov A.C., Korneeva E.V., Karasiuk N.V., Koriakina G.I, Belykh A.S., Udras I.E., Kirianov D.I.

(73) Oil Company «Rosneft» (RU)

(57) The invention relates to a process for the preparation of a carrier of Sn (Zr) $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ for a reforming catalyst for gasoline fractions, wherein the carrier is prepared by precipitating a solution of aluminum nitrate with an aqueous ammonia solution, followed by filtering the suspension and washing the precipitate and acidifying it with simultaneous introduction of a modifying additive Sn (Zr) by liquid-phase pseudosol formation in the form of pellets of spherical shape, followed by washing spherical granules, drying and heat treatment, thereby obtaining a spherical support of diameter $1.7 \pm 0.1 \text{ mm}$, characterized by a monomodal pore size distribution with a specific surface area equal to $(265 \div 326) \text{ m}^2 / \text{g}$, a pore volume of $(0.6 \div 0.68) \text{ cm}^3 / \text{g}$, an average pore diameter - $(8.0 \div 9.6) \text{ nm}$, bulk density - $(0.53 \div 0.59) \text{ g} / \text{cm}^3$ and mechanical strength - $(148 \div 205) \text{ kg} / \text{cm}^2$. The invention also relates to a process for preparing a reforming catalyst by impregnating an Sn- $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ carrier. Solution containing platinum hydrochloric acid in terms of Pt $0.24 \div 0.26 \text{ wt. } \%$, or impregnation of a Zr- $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ carrier with a solution containing rhenic acid in

terms of Re 0.28-0.29 wt. % and platinum hydrochloric acid in terms of Pt 0.24 ÷ 0.26 wt. %. The invention also relates to a process for reforming gasoline fractions in the presence of catalysts prepared by the methods described above. The technical result is high activity and selectivity of catalysts in the process of reforming gasoline fractions.

3. Catalyst for reforming gasoline fractions and the method of its preparation

(11) 2 471 854

(21) 2011150736/04

(22) 13.12.2011

(51) C10G35/085

(72) Krasii B.V., Kozlova E.G., Sorokin I.I., Maryshev V.B.,
Osadchenko A.I.

(73) RPC «OLKAT» (RU)

(57) The invention relates to reforming catalysts. A catalyst for reforming gasoline fractions is described, including platinum, (optionally) rhenium, chlorine, zeolite and gamma alumina, amorphous silica-alumina with the following content of said components, %: platinum - 0,1-1,0; (possibly) rhenium - 0.1-0.5; chloro-0.1-1.0; zeolite - 0.5-3.9; amorphous aluminosilicate - 1-2; gamma alumina - the rest. A method for the preparation of the above catalyst is described by mixing the aluminum hydroxide powder with the zeolite, peptizing the mixture with an aqueous acid solution, granulating, heat treating the obtained carrier beads followed by coating the carrier surface with the active components platinum as an aqueous solution of chloroplatinic acid and chlorine in the form of hydrochloric acid, And calcining the catalyst, whereby the peptization of the mixture of aluminum hydroxide powders with the zeolite is carried out with a 0.5-20% aqueous solution of organic kis Lots, for example, citric, acetic, oxalic, and the heat treatment of the carrier is carried out at a temperature of 630-700 ° C. The technical result is an increase in the activity, stability and selectivity of the catalyst.

4. Method for controlling the catalytic reforming process

(11) 2 486 227

(21) 2012119748/04

(22) 14.05.2012

(51) C10G35/24

(72) Verevkin A.P., Murtazin T.M., Denisov S.V., Nigmatullin V.R.,
Teliashov E.G.

(73) GUP INHP of the Bashkortostan Republic (RU)

(57) The invention relates to the field of the petroleum refining industry, in particular to methods for controlling the catalytic reforming process in the production of high octane gasoline. The invention relates to a method including regulating the temperature profile of a reactor sequence, calculating the increment of the octane number at each reactor, the temperature at the feed of the feedstock to the reactors, the predicted catalyst run time, the assessment of the relative activity of the catalyst, and the rate of change in the deactivation of the catalyst, which predicts the same Accuracy) the duration of operation of the catalyst for each reactor before the onset of critical deactivation values, Regulate the regime in such a way that the catalyst regeneration time for the reactors is maximum provided that the specified values of the quality indicators are met, and the required temperatures of the raw materials at the reactor inputs are determined from the set conditions.

The technical result is the operative optimization of the technological regime without the use of laboratory analyzes on the basis of a computational procedure for estimating the degree of activity of the catalyst and the quality of the target product.

5. Method for preparing a platinum-rhenium catalyst for reforming gasoline fractions

(11) 2 177 826

(21) 2000131749/04

(22) 18.12.2000

(51) B01J21/04

(72) Rabinovich G.L., Zharkov B.B.

(73) «VNIINEFTEHIM» (RU)

(57) The invention relates to the production of catalysts, in particular a platinum catalyst for reforming gasoline fractions. The rhenium is applied to freshly precipitated aluminum hydroxide by mixing aluminum hydroxide with an aqueous solution of rhenium acid or its ammonium salt. The carrier is formed into granules, dried at a temperature of 110-130 °C, calcined at a temperature of 550-550 °C, after which the carrier is impregnated with an aqueous solution of chloroplatinic acid, followed by drying and calcination of the resulting catalyst. An increase in catalyst stability during the initial period of its operation is achieved. The catalyst prepared according to this method is put into operation without preliminary sinking.

6. A method of preparing a gasoline fraction reforming catalyst

(11) 2 010 601

(21) 92 5064601

(22) 22.09.1992

(51) B01J37/02

(72) Krasii B.V., Sorokin I.I., Krachilov D.K., Chistiakova V.A., Zelenzov U.N., Porublev M.A., Shchekera D.V., Babikov A.F.

(73) RPC «OLKAT» (RU)

(57) Use: oil refining. The inventive aluminum hydroxide powder having a particle size of 0,2-250 microns with an average equivalent diameter of 20 - 120 micron plasticized. The resulting plastic mass is extruded on a nickel press. The mass is dried in a stream of heated air. The dried extrudates are calcined in a stream of air containing 13-69.2 vol. % of water vapor. The carrier is impregnated with an aqueous solution containing platinum, halogen and a promoter. The catalyst was dried and calcined. Characteristics of the catalyst: the yield of aromatic hydrocarbons on average during the test cycle is 58.2-59.3 wt. %.

7. Method for obtaining high-octane gasoline

(11) 2 524 213

(21) 2013128118/04

(22) 13.06.2013

(51) C10G59/06

(72) Shakun A.N., Fedorova M.L., Karpenko T.V.

(73) «NPP Neftekhim», «Gazpromneft-ONPZ» (RU)

(57) The invention relates to the production of high-octane automobile gasoline. The invention relates to a process for the production of high octane gasoline with a low aromatic hydrocarbon content, including benzene, by fractionating gasoline fractions into light, medium and heavy fractions, catalytic isomerization of the light fraction on a sulfated zirconium oxide catalyst, an average gasoline fraction on a tungstate zirconia catalyst and catalytic reforming of a heavy Fractions on the platinum-rhenium or platinum-tin catalyst and the mixing of isomerate and reformat with or without the addition of auto components of various origins. Fractionation of the gasoline fractions is carried out in such a way that all C_7H_{16} paraffin hydrocarbons in the feed are distributed in three fractions in the following ratio: in the light fraction, from 0.3 to 3% by weight; in the middle fraction - from 70 to 95% by weight; in the heavy fraction, from 3 to 30% by weight. The technical result is the receipt of high-octane automobile gasolines meeting the requirements of modern standards.

As a result of the analysis of seven selected patents, a summary table was compiled, which presents the technical results of inventions in the development of reforming catalysts (Table 3).

Table 3 - Technical results of inventions

Patent №/year	Technical results		
	Increase in activity of the catalyst	Increase of catalytic properties	Increasing the life of the catalyst
2 010 601 / 1992	-	+	-
2 177 826 / 2000	+	-	-
2 404 427 / 2009	-	-	+
2 471 854 / 2011	+	+	-
2 486 227 / 2012	+	+	-
2 524 213 / 2013	+	+	-
2 560 161 / 2014	+	+	+

According to the analysis presented in Table 3, it follows that the improvement of the reforming catalysts, as well as the maintenance of the process operating parameters, is determined by the increase in the activity of the reforming catalyst, along with the selectivity. In turn, little attention is paid to increasing the life of the catalyst, which is noted in preserving the life of the catalyst at the same level in the submitted patents.

In 2010, there was a tendency to control the activity of the reforming catalyst in such a way as to increase the life of the loaded catalyst while maintaining the quality of the products (P. № 2400427/2009, P. № 2560161/2014).

According to the dynamics of patent activity (Table 2), there is a tendency to increase patenting in 2015-17 after the peak in 2007-2009.

2 Analytical review

2.1 Theoretical fundamentals of the reforming process

Reforming gasoline fractions is the catalytic reforming of straight-run gasoline fractions at moderate temperatures and high hydrogen pressures in a reactor block on a polyfunctional catalyst in order to obtain a high-octane component for the preparation of commodity gasolines and a complex of aromatic hydrocarbons (benzene, toluene and xylenes - BTX) and hydrogen.

The modern oil refining industry distinguishes several types of reforming of gasoline fractions [2]:

1) Platforming - a process with continuous regeneration of the catalyst on a platinum-containing catalyst licensed by UOP (USA), the first production facility was launched in 1971; the process is oriented to a high yield of the catalyst – a component of motor gasoline.

2) Catalytic reforming - a process with periodic regeneration, in successive reactors with a multiple ratio of catalyst volumes, developed by IFP (France), the first industrial installation was launched in 1964; oriented process for obtaining highly aromatized reformat at high pressure (up to 10 MPa), and moderate temperatures of 380-460 °C.

3) Aromaising is a process with continuous catalyst regeneration, developed by the company IFP (France), first implemented in 1977, has an industrial purpose in obtaining aromatic concentrate (BTX) or highly aromatic reformat, using elevator reactors.

The main licensors and patent holders, as well as companies with their own technologies for reforming gasoline fractions are «Exxon Mobil», «PetroChina», «Chevron», «Total», «Sinopec», «Shell», «Gazprom», «Rosneft», «Reliance Industries», «Lukoil» [3].

Reforming is the basic process for the processing of petroleum feedstock, therefore the catalytic reforming unit is an integral part of the refinery capacity (oil refinery) with a capacity of over 0.5-1.0 million tons per year for crude oil. The value

of reforming units at integrated refineries is to a large extent not only the production of a high-octane component of motor gasoline, but also the production of cheap hydrogen, the demand of which is high in such processes as hydrotreating, de-aromatization and demetallization, hydrocracking, and also in the reforming process itself [4].

2.2 Feed stock

As raw materials of the reforming process, straight-run gasoline fractions (with an octane number not exceeding 65 points) from the oil fractionation unit (boiling point 80 - 180 °C) [5] are acting, in order to prevent poisoning of catalyst by catalytic poisons, a block hydrotreatment.

Organic compounds of sulfur, oxygen, nitrogen, as well as organometallic compounds are poisons for polymetallic catalysts used in the process of reforming. The hydrotreatment unit is designed to clean the plant raw materials from these compounds. Preliminary, on the deaeration unit by the adsorption method with hydrogen-containing gas, the raw material is purified from dissolved oxygen.

The hydrotreating process is based on hydrogenation reactions, as a result of which organic sulfur compounds (thiols, sulfides, disulphides, thiophenes, etc.), oxygen (phenols, etc.) and nitrogen (pyrrole, pyridine, quinoline, etc.) are converted into hydrocarbons with isolation Hydrogen sulphide, water and ammonia.

Organometallic compounds also undergo transformation. In this case, the metals are almost completely adsorbed on the catalyst used in the hydrotreatment process.

Gaseous reaction products (hydrogen sulphide, ammonia, water vapor, hydrogen chloride, hydrocarbon gas) are removed from the hydrogenate by stripping.

In the process of hydrotreating, reactions of isomerization of paraffinic and naphthenic hydrocarbons, saturation of unsaturated hydrocarbons, hydrocracking, hydrogenation of organochlorine compounds and reactions leading to the formation of ammonium chloride and coke also occur during hydrotreating simultaneously with the reactions of organic compounds of sulfur, oxygen, nitrogen and organometallic

compounds. At elevated temperatures, partial dehydrogenation of naphthenic hydrocarbons is possible.

The boiling point of raw materials determines the direction of hydrocarbon processing. In the case of boiling intervals of 80-110 °C, the feed is directed to the production of a concentrate of BTK, in the case of a weighted feedstock of 150-180 °C, the raw materials are oriented to the production of polyaromatics and a cleaner hydrogen containing gas (HCG). As part of the production of the automotive gasoline component, the fraction of 85-180 °C is used as raw material, since the final product will satisfy a wide range of requirements for the automotive fuel component, from octane number (ON) and saturated vapor pressure (SVP), to the group composition of the product.

Thus, the reformer can be oriented to the production of a particular product (BTK, polyaromatics, highly aromatized gasoline component) depending on the feedstock and technological parameters of the process.

2.3. Process chemistry

As noted above, a hydrotreatment of the feedstock is required in front of the reformer to produce hydrogenated hydrocarbonate.

A number of chemical transformations take place in order to obtain of hydrogenate of the required quality.

The essence of catalytic reforming consists in dehydrogenation and dehydroisomerization of naphthene hydrocarbons, dehydrocyclization and isomerization of paraffin (alkane) hydrocarbons contained in gasoline fractions, so the octane number of gasolines increases significantly. In addition to these reactions, the reactions of destructive hydrogenation are flow (hydrocracking and hydrogenolysis) [6].

Reactions of direct dehydrogenation of saturated hydrocarbons proceed with significant heat absorption (endothermic effect). Despite the fact that other reactions associated with hydrogenation are of an opposite nature (exothermic), the overall

process of reforming proceeds with a large heat consumption. Therefore, the process is carried out in three stages with an intermediate heating of the reaction mixture.

During catalytic reforming, almost all hydrocarbon groups in the feed are converted.

The following are the successive reactions occurring in the hydrotreating and reforming units [7].

2.3.1 Hydrogenation of sulfur compounds

As a result of reactions from organosulfur compounds, hydrogen sulphide and hydrocarbons are formed, the structure of which depends on the structure of the initial sulfur compounds.

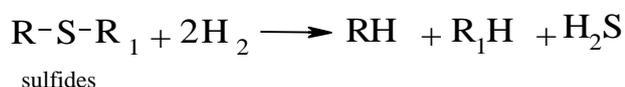
Of all the sulfur compounds, aliphatic (thiols, sulfides) are more easily hydrogenated and aromatic (thiophenes and benzothiophenes) are more difficult. At the same time, the total volume of aliphatic sulfur compounds is multiply higher than the aromatic content of the hydrotreating feedstock.

1. Thiols are hydrogenated to hydrogen sulfide and the corresponding hydrocarbon:

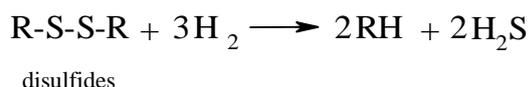


2. Sulfides:

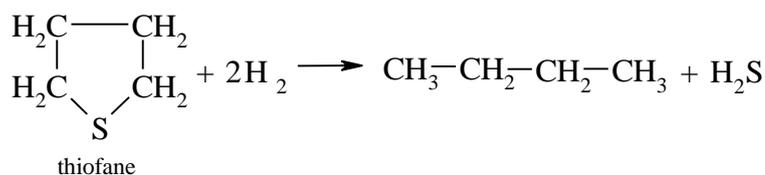
a) aliphatic hydrogenates through the thiol-formation step:



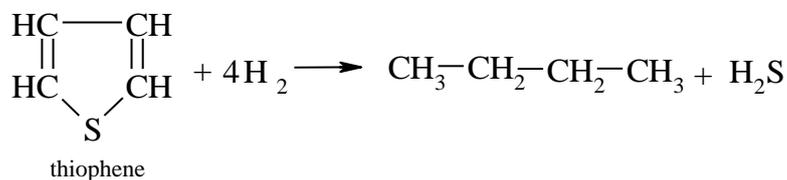
b) disulfides are hydrogenated in a similar manner:



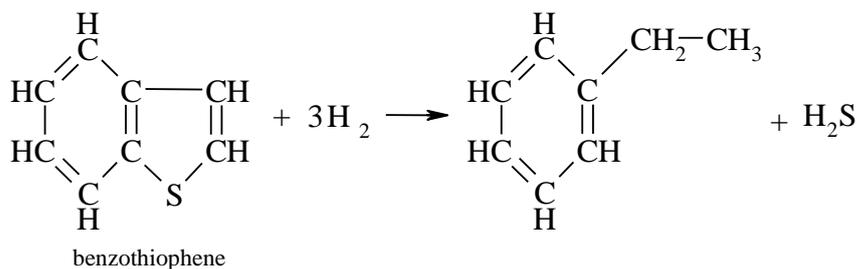
b) thiofanes of monocyclic structure are hydrogenated to form an aliphatic hydrocarbon:



г) thiophenes are hydrogenated to aliphatic hydrocarbons:

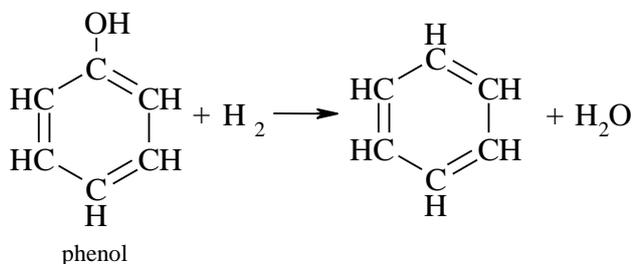


д) benzothiophenes are hydrogenated to form ethylbenzene:



2.3.2 Hydrogenation of oxygen-containing compounds

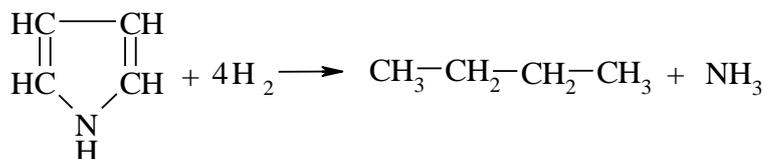
Of the possible oxygen-containing compounds in the straight-run gasoline, only phenol and dissolved oxygen:



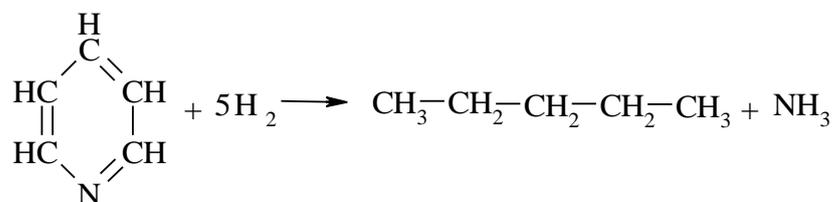
2.3.3 Hydrogenation of nitrogen-containing compounds

The main nitrogen-containing compounds are pyrrole, pyridine and quinoline, which are hydrogenated as follows:

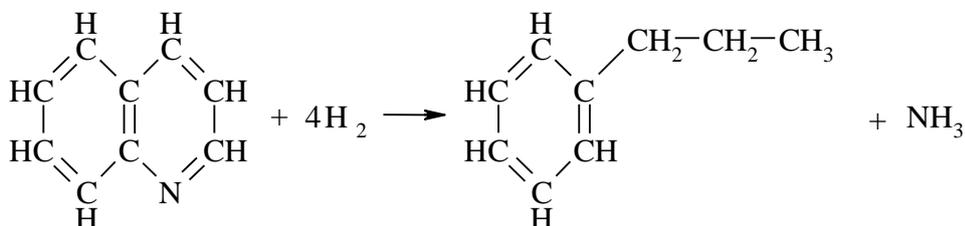
a) pyrrole:



б) pyridine:

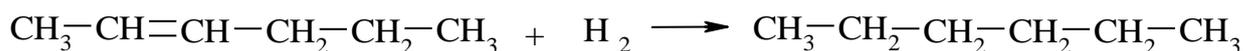


B) quinoline:



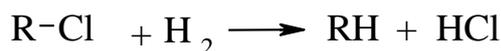
2.3.4 Hydrogenation of olefinic compounds

Hydrogenation of olefinic compounds proceeds until the molecule is completely saturated with hydrogen:



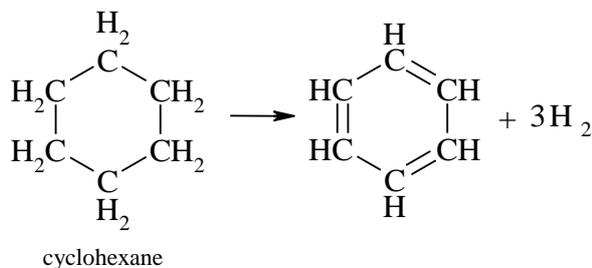
2.3.5 Hydrogenation of organochlorine compounds

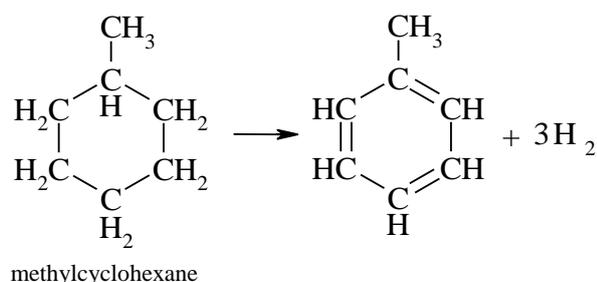
The available organochlorine compounds (in trace amounts) are hydrogenated to form hydrogen chloride:



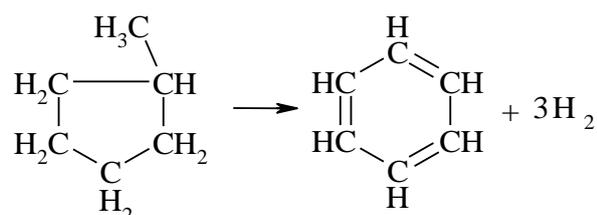
2.3.6 Dehydrogenation of naphthenic hydrocarbons to form aromatic

The basic reactions occurring in reforming reactors are the reactions of formation of benzene and ethylbenzene:

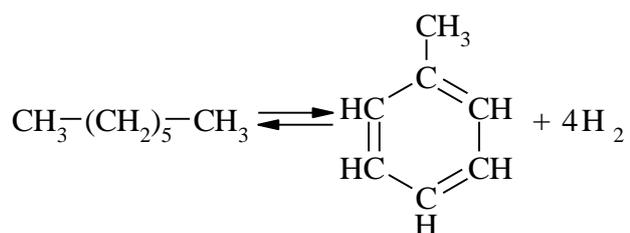




2.3.7 Dehydroisomerization of five-membered naphthenes to form aromatic hydrocarbons



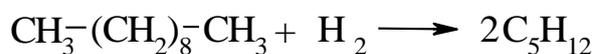
2.3.8 Dehydrocyclization of paraffinic hydrocarbons to aromatics



2.3.9 Isomerization of paraffinic hydrocarbons (alkanes)



2.3.10 Hydrocracking (destructive hydrogenation) of alkanes

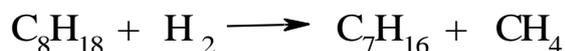


Hydrocracking is subjected to paraffin hydrocarbons and, to a lesser extent, naphthenic hydrocarbons.

The reactions take place on the acid sites of the catalyst, however, the initial and final stages of the process: the formation of olefins and the hydrogenation of the decomposition products proceed on the metal sites of the catalyst, which have a dehydrogenating and hydrogenating function.

2.3.11 Hydrogenolysis

Hydrogenolysis reactions are developed by starting up fresh and regenerated catalysts during the reforming process and, in contrast to hydrocracking, lead to the predominant methane formation in gaseous products. Hydrogenolysis reactions occur on the metal parts of the catalyst.



By causing weighting of the circulating hydrogen-containing gas and lowering the hydrogen concentration therein, the hydrogenolysis reactions during the start-up period can lead to complete deactivation of the catalyst.

The reactions of hydrocracking and hydrogenolysis are undesirable from the viewpoint of interfering with the course of the main reactions: dehydrogenation of naphthenic and dehydrocyclization of paraffinic hydrocarbons. These reactions reduce the technical and economic parameters of the process.

In addition, a number of other reactions take place in the reforming process:

- a) hydrogenation of sulfur compounds (traces from the hydrotreating unit);
- б) the cleavage and dealkylation of aromatic hydrocarbons formed in the first reactors of the reactor block;
- в) the reaction of condensation (polycondensation) of aromatic hydrocarbons, which leads to coking of the catalyst.

The predominance of a particular reaction and the depth of its course depends on the composition of the raw materials, the process conditions and the catalyst used. For example, when the reformer unit is operating on RG-type catalysts, the sulfur content of the hydrogenated hydrogenate should not exceed 0.5 ppm. The most important condition for normal operation of the reformer unit is also low humidity in the reaction zone, since the catalysts in this series contain chlorine as an acid promoter.

2.4 The main factors reforming process

The main parameters influencing the process of gasoline reforming are: temperature, pressure, hydrogen gas circulation frequency, volumetric feed rate, water-chlorine balance and catalyst activity [8]. Let's consider individually the influence of each of them.

2.4.1 Temperature

The temperature at the reactor inlet is the main regulating parameter of the process, which determines the rigidity of the process and the production of a catalyst of a given octane characteristic [9].

At all operating stages of the catalyst, the inlet temperatures of the reactors should be maintained at the lowest possible level corresponding to the degree of activity of the catalyst and determining the duration of the operating cycle.

The temperature should be lowered before the reduction in feedstock load and increased after increasing the feed load.

When the temperature in the reactors rises, all the reforming reactions are accelerated. The most sensitive to temperature increase are the reactions of hydrocracking, leading to a decrease in the yield of the catalyst and an increase in the density of the circulating hydrogen-containing gas.

At a normal rate of temperature rise in the reactors, the density of the circulating hydrogen-containing gas gradually increases (the hydrogen concentration decreases smoothly) and is one of the criteria for catalyst activity, all other conditions being equal.

The difference between the temperatures in the reactors of the I-stage and III-stage with the ascending or descending distribution should not exceed 10 °C.

The sensitivity to temperature changes rises from the first stage to the III stage and depends on the composition of the feedstock and the distribution of the catalyst. For the reformer, the distribution of the catalyst is most often taken in steps of 1:2.5:5 or 1:2:4, less often 1:3:7.

To compare the operation of the plant at different periods, in order to determine the rate of deactivation of the catalyst, the average temperature of the process is determined by formula [10]:

$$T_{cp.} = q_1(t_1 + 0,8\Delta t_1) + q_2(t_2 + 0,7\Delta t_2) + q_3(t_3 + 0,5\Delta t_3),$$

где: t_1, t_2, t_3 - temperatures at the entrance to the reactors of I, II, III stages;
 $\Delta t_1, \Delta t_2, \Delta t_3$ - temperature differences in the reactors of I, II, III stages;
 q_1, q_2, q_3 - amount of catalyst in the reactors of I, II, III stages.

The temperature drop across the reactors is determined by the group composition of the feedstock, the selectivity of the catalyst, the parameters of the process, and decreases as the catalyst is worked up (deactivated) and the development of hydrocracking reactions.

The temperature difference in the stages of reforming the reactor block (platformforming - stationary catalyst bed) can reach:

- I stage - up to minus 80 °C;
- II stage - up to minus 50 °C;
- III stage - up to minus 30 °C.

2.4.2 Pressure

Reforming units are designed to reduce the pressure in the catalytic reforming system to the last reactor in the course of the feedstock.

When the pressure decreases, the aromatization reactions (dehydrogenation of naphthenes and dehydrocyclization of paraffins) are intensified, while the coke formation increases. However, the use of highly stable catalysts makes it possible to reduce coke formation to a minimum and to ensure the duration of the regeneration cycle up to 12 months and more [11].

The pressure at the entrance to the reactor of the I stage is determined by the hydraulic resistance of the system between it and the reactor of the III stage and increases with the deactivation of the catalyst, the growth of coke deposits and the density of the circulating hydrogen-containing gas. At the same time, the pressure fluctuations should be minimal, and the pressure at all stages of the catalyst

operation should be kept at a minimum level. When the pressure increases, the rate of hydrocracking reactions increases too and the aromatization reactions are suppressed.

With increasing total pressure in the system, the partial pressure of hydrogen rises. The increase in the partial pressure of hydrogen slows down the reactions leading to coke formation, the content of unsaturated hydrocarbons in liquid reaction products decreases. The increase in pressure increases the rates of hydrocracking and dealkylation reactions, with the equilibrium of the reaction shifting towards the formation of paraffins, gas formation always increases and, consequently, the catalytic yield decreases. Thus, the process should be carried out at moderate pressures, most often 1.3 - 1.5 MPa.

2.4.3 The multiplicity of the hydrogen-containing gas

The multiplicity of the hydrogen-containing gas circulation and the hydrogen concentration in it determine the molar ratio hydrogen/feed in the system. This parameter determines the intensity of coke formation, the duration of the regeneration cycle and the life of the catalyst as a whole.

The increase in the molar ratio hydrogen/feed leads to the suppression of aromatization reactions, although it reduces the coke deposition on the catalyst.

When the molar ratio hydrogen/feed is reduced, the coke deposition on the catalyst increases, which leads to a shortened catalyst service life, but, on the other hand, the dehydrogenation of naphthene and dehydrocyclization of paraffinic hydrocarbons is accelerated.

For example, for installation of LP-35/11-1000, a molar ratio of hydrogen/feed is 5:1, which, in terms of the multiplicity of the hydrogen-containing gas circulation, is $1000 \div 1200 \text{ nm}^3$ of gas per 1 m^3 of raw material per hour, depending on the concentration of hydrogen in the circulation gas.

The molar ratio (M) is related to the multiplicity of the circulation of the hydrogen-containing gas (W, nm^3/m^3 of raw material) by the following relationship [12]:

$$M = 4,46 \times 10^{-4} \frac{W \cdot C_{H_2} \cdot m}{\rho}, \text{ where}$$

M - molar ratio hydrogen/feed;

W - the circulation of hydrogen-containing gas (according to instruments);

C_{H_2} - concentration of hydrogen, % vol.;

ρ - raw material density, kg/m³.

The average molecular weight of the raw material is determined by formula:

$$m = 60 + 0,3t_{50} + 0,001(t_{50})^2, \text{ where:}$$

t_{50} - temperature of distillation of 50 % (volumetric raw materials) in accordance with GOST 2177.

Temperature of distillation of 50 % (volumetric raw materials) in accordance with GOST 2177. The minimum permissible multiplicity corresponding to the minimum molar ratio should be maintained at all stages of plant operation. This parameter is operatively controlled.

2.4.4 Volumetric feed rate

The volumetric feed rate of the feed to the catalyst determines the depth of conversion of the feedstock and the production of a catalyst of a given quality.

As the space velocity increases, the yield of the catalyst increases, and the degree of its aromatization decreases. The attainment of the required degree of aromatization is possible in this case by raising the temperature, which ultimately leads to a reduction in the reaction cycle.

Reduction of the space velocity promotes the intensification of aromatization reactions, as well as the reactions of hydrocracking and coke removal. When the space velocity decreases, the temperature must also decrease to a level providing a qualitative catalysis and suppression of the hydrocracking reactions.

The volumetric feed rate of the feed through the reformer for a number of domestic and foreign installations is maintained at the upper limit at the level of 1.5-2.0 hour⁻¹ [13].

2.4.5 The content of chlorine on the catalyst

The chlorine content of the catalyst can be controlled directly under its operating conditions, changing the supply of the organochlorine compound to the catalytic zone. Thus, the acid function of the catalyst can be relaxed or strengthened, and thus affects the rates of acid-catalyzed reactions (dehydrocyclization, hydrocracking, dehydroisomerization). The optimum content of chlorine on the catalyst leads to the most favorable ratio of the rate of reactions during reforming [14].

2.4.6 Catalyst activity

Catalyst activity The high degree of catalyst activity promotes the preferential course of dehydrocyclization of alkanes and dehydrogenation of naphthenes. With a decrease in activity, the specific gravity of other reactions increases, especially destructive hydrogenation.

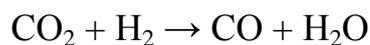
The polymetallic catalyst is sensitive to a number of substances that poison it, reducing its efficiency and durability. The catalysts are sulfur and nitrogen, contained in the raw material in the form of organic compounds.

To remove them, the raw material is hydrotreated. The content of hydrogen sulfide in the circulating gas should not exceed 10 ppm. The content of sulfur hydrogenate in excess of 0.5 ppm and nitrogen above 1 ppm is not allowed.

The catalyst poison is also water that can be introduced with hydrogenated. With humidity in the reforming system of more than 50 ppm, rapid dechlorination of the catalyst and a decrease in its activity occur. The re-drying of the system is also harmful, as the reaction of the decomposition of paraffins and naphthenes intensifies, the concentration of hydrogen in the circulating gas decreases, the octane number and the yield of the catalyst decrease.

The strongest poison of the catalyst is carbon monoxide, the adsorption of which on the surface of platinum crystals entails irreversible deactivation of the

catalyst. On alumoplatinum catalysts at a temperature of $150 \div 200$ °C the reaction of formation of carbon monoxide proceeds according to the scheme [14]:



It is not allowed to get on the catalyst various kinds of oils, which lead to coking and a decrease in the activity of polymetallic catalysts.

Of the factors considered, the greatest effect on the results of reforming has two – it is temperature and pressure. During operation, the activity of the catalyst gradually decreases. Therefore, in order to obtain products of the desired quality in the planned quantities, as the activity of the catalyst decreases, the inlet temperatures in the reactors are increased.