

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
 федеральное государственное автономное  
 образовательное учреждение высшего образования  
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов  
 Направление подготовки (специальность) 18.04.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (Процессы и аппараты химической технологии)  
 Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

### МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы
<b>Исследование и моделирование превращений углеводов на цеолитном катализаторе</b>

УДК 665.6:549.67-44

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ71	Брыль Виктория Даниловна		

Руководитель ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская Марина Анатольевна	Кандидат технических наук		

### КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОСГН ШБИП	Креницына Зоя Васильевна	Кандидат технических наук		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент ООД ШБИП	Сотникова Анна Александровна			

### ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская Марина Анатольевна	Кандидат технических наук		

## Планируемые результаты освоения ООП

Код	Результат обучения	Требования ФГОС ВО, СУОС, критериев АИОР, и/или заинтересованных сторон
Общие по направлению подготовки (специальности)		
P1	Применять глубокие математические, естественнонаучные, социально-экономические и профессиональные знания в области энерго- и ресурсосберегающих процессов химической технологии, нефтехимии и биотехнологии.	Требования ФГОС ВО (ОК-1, ОК-2, ОК-3), СУОС ТПУ (УК-1, УК-2), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: Профессиональный стандарт 40.011 – Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам. Профессиональный стандарт 19.012 – «Специалист по оперативно-диспетчерскому управлению нефтегазовой отрасли».
P2	Ставить и решать инновационные задачи производственного анализа и проектирования, 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.	Требования ФГОС ВО (ОПК-4, ОПК-5), СУОС ТПУ (УК-2, УК-6) <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: Профессиональный стандарт 40.011 – Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам. Профессиональный стандарт 19.012 – «Специалист по оперативно-диспетчерскому управлению нефтегазовой отрасли».
P3	Разрабатывать и проектировать новые технологические процессы на основе математического моделирования, проектировать и использовать энерго- и ресурсосберегающее оборудование химической технологии, нефтехимии и биотехнологии.	Требования ФГОС ВО (ОПК-2, ОПК-3, ПК-2, ПК-14), СУОС ТПУ (УК-2, УК-3, УК-5, УК-6) <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: Профессиональный стандарт 40.011 – Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам. Профессиональный стандарт 19.002 – «Специалист по химической переработке нефти и газа».
P4	Проводить теоретические и экспериментальные исследования в области разработки и оптимизации технологических процессов и систем с позиций энерго- и ресурсосбережения.	Требования ФГОС ВО (ОПК-1, ОПК-3, ПК-5), СУОС ТПУ (УК-1, УК-6), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: Профессиональный стандарт 40.011 – Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам. Профессиональный стандарт 19.002 – «Специалист по химической переработке нефти и газа».
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.	Требования ФГОС ВО (ОК-2, ОПК-2, ОПК-3, ПК-5), СУОС ТПУ (УК-5, УК-6), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: Профессиональный стандарт 19.002 – Специалист по химической переработке нефти и газа. Профессиональный стандарт 19.0024 – «Специалист по контролю качества нефти и нефтепродуктов».
P6	Демонстрировать глубокие знания социальных, этических и культурных аспектов инновационной профессиональной деятельности, заниматься педагогической деятельностью в сфере профессионального образования.	Требования ФГОС ВО (ОК-1, ОК-3), СУОС ТПУ (УК-4, УК-5), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: Профессиональный стандарт 01.004 – «Педагог профессионального обучения, профессионального образования и дополнительного профессионального образования».

Профиль «Инжиниринг нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств»		
P7	<p>Формулировать, разрабатывать и реализовывать методы решения научно-исследовательских задач, в области ресурсоэффективности и инжиниринга нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств представлять и защищать результаты.</p>	<p>Требования ФГОС ВО (ОПК -3, ПК-1, ПК-2, ПК-3, ПК-4, ПК-5, ПК-6, ПК-7, ПК-8, ПК-9, ПК-10, ПК-11, ПК-12, ПК-13, ПК-14, ПК-15, ПК-16, ПК-17), СУОС ТПУ (УК-1, УК-2, УК-3), <i>CDIO Syllabus</i>. Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>, требования профессиональных стандартов:</p> <p>Профессиональный стандарт 40.011 – «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам».</p> <p>Профессиональный стандарт 19.002 – «Специалист по химической переработке нефти и газа».</p>
P8	<p>Проводить все стадии проектирования с использованием методов математического моделирования, коммерческих симуляторов и пакетов прикладных программ, в области ресурсоэффективности и инжиниринга нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств.</p>	<p>Требования ФГОС ВО (ПК-18, ПК-19, ПК-20, ПК-21, ПК-22, ПК-23), СУОС ТПУ (УК-1, УК-2), <i>CDIO Syllabus</i>. Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>, требования профессиональных стандартов:</p> <p>Профессиональный стандарт 40.011 – «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам».</p> <p>Профессиональный стандарт 19.002 – «Специалист по химической переработке нефти и газа».</p>
P9	<p>Разрабатывать учебно-методическую документацию, ставить новые лабораторные работы, проводить практические занятия по теме, ресурсоэффективности и инжиниринга нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств.</p>	<p>Требования ФГОС ВО (ПК-25, ПК-26), СУОС ТПУ (УК-4, УК-5), <i>CDIO Syllabus</i>. Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i>, требования профессиональных стандартов:</p> <p>Профессиональный стандарт 01.004 – «Педагог профессионального обучения, профессионального образования и дополнительного профессионального образования».</p>

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
 федеральное государственное автономное  
 образовательное учреждение высшего образования  
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов  
 Направление подготовки (специальность) 18.04.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (Процессы и аппараты химической технологии)  
 Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

УТВЕРЖДАЮ:  
 Руководитель ООП  
 \_\_\_\_\_ Самборская М.А.  
 (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
2KM71	Брыль Виктории Даниловне

Тема работы:

Исследование и моделирование превращений углеводов на цеолитном катализаторе	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	от 13.02.19 г. № 1132/с

Срок сдачи студентом выполненной работы:	28.05.19 г.
--	-------------

**ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:**

<b>Исходные данные к работе</b>	
<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 style="text-align: center;"> <i>Объект исследования: процесс превращения углеводов на цеолитном катализаторе</i>  <b>КН-30</b> </p>

<p><b>Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов</b></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>	<p><i>Введение: актуальность использования цеолитов в качестве катализаторов.</i></p> <p><i>1) ТЭО: перспективное аппаратное оформление процессов превращения углеводородов на цеолитных катализаторах.</i></p> <p><i>2) Аналитический обзор: схем превращения углеводородов на цеолитных катализаторах, дезактивации цеолитных катализаторов.</i></p> <p><i>3) Экспериментальная часть</i>  – <i>Объекты и методы, постановка задачи исследования.</i>  – <i>Постановка эксперимента по дезактивации катализатора КН-30 на лабораторной установке, моделирование в Unisim Design, технологический расчет лифт-реактора.</i></p> <p><i>4) Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение.</i></p> <p><i>5) Социальная ответственность.</i></p> <p><i>Заключение.</i></p> <p><i>Список использованной литературы.</i></p>
<p><b>Перечень графического материала</b></p>	
<p><b>Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы</b></p>	
<p><b>Раздел</b></p>	<p><b>Консультант</b></p>
<p><b>Финансовый менеджмент</b></p>	<p>Креницына Зоя Васильевна</p>
<p><b>Социальная ответственность</b></p>	<p>Сотникова Анна Александровна</p>
<p><b>Раздел ВКР на английском языке</b></p>	<p>Макаровских Александра Викторовна</p>
<p><b>Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:</b></p>	
<p>Цеолитные катализаторы, дезактивация цеолитных катализаторов</p>	

<p><b>Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику</b></p>	
--	--

**Задание выдал руководитель:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская Марина Анатольевна	Кандидат технических наук		

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ71	Брыль Виктория Даниловна		

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
 федеральное государственное автономное  
 образовательное учреждение высшего образования  
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов  
 Направление подготовки (специальность) 18.04.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (Процессы и аппараты химической технологии)

Уровень образования магистратура

Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

Период выполнения осенний / весенний семестр 2018/2019 учебного года

Форма представления работы:

Магистерская диссертация

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

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

Срок сдачи студентом выполненной работы:	28.05.2019
--	------------

Дата контроля	Название раздела (модуля) / вид работы (исследования)	Максимальный балл раздела (модуля)
01.02.2019	Обзор литературы	15
01.03.2019	Объект и методы исследования	20
01.04.2019	Проведение расчетов и анализ	20
15.04.2019	Обсуждение результатов исследования	15
18.05.2019	Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	15
22.05.2019	Социальная ответственность	15

Составил преподаватель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская Марина Анатольевна	Кандидат технических наук		

**СОГЛАСОВАНО:**

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская Марина Анатольевна	Кандидат технических наук		

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

Студенту:

<b>Группа</b>	<b>ФИО</b>
2KM71	Брыль Виктории Даниловне

<b>Школа</b>	<b>ИШПР</b>	<b>Подразделение</b>	<b>Отделение химической инженерии</b>
<b>Уровень образования</b>	Магистрант	<b>Направление/специальность</b>	Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

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

<i>1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих</i>	<i>Стоимость компьютерного оборудования 30000 рублей, базовый оклад работников НИ ТПУ для доцента, к.т.н. 29779,02 рублей, для ассистентов 18667,93 рубля</i>
<i>2. Нормы и нормативы расходования ресурсов</i>	—
<i>3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования</i>	<i>Страховые взносы в размере 30%, ставка отчислений во внебюджетные фонды 27,1%</i>

**Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:**

<i>1. Оценка коммерческого и инновационного потенциала НТИ</i>	<i>Оценка готовности проекта к коммерциализации, выбор метода коммерциализации для разработанной модели реактора в Unisim Design</i>
<i>2. Разработка устава научно-технического проекта</i>	<i>Постановка целей и результатов разработанного проекта, выявление заинтересованных лиц, формирование организационной структуры проекта</i>
<i>3. Планирование процесса управления НТИ: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок</i>	<i>Определение контрольных событий проекта, составление плана проекта, формирование бюджета НТИ</i>
<i>4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности</i>	<i>Определение сравнительной эффективности разработки модели реактора установки “Цеоформинг” в Unisim Design в сравнении с аналогами, выполненными в среде PROII и Petro-Sim</i>

**Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):**

<ol style="list-style-type: none"> <li>1. «Портрет» потребителя результатов НТИ</li> <li>2. Сегментирование рынка</li> <li>3. Оценка конкурентоспособности технических решений</li> <li>4. Диаграмма Исикавы</li> <li>5. График проведения и бюджет НТИ</li> <li>6. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НТИ</li> </ol>	
---	--

<b>Дата выдачи задания для раздела по линейному графику</b>	
---	--

**Задание выдал консультант:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОСГН ШБИП	Креницына Зоя Васильевна	Кандидат технических наук		

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ71	Брыль Виктория Даниловна		

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА  
«СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»**

Студенту:

<b>Группа</b>	<b>ФИО</b>
2КМ71	Брыль Виктории Даниловне

<b>Школа</b>	<b>ИШПР</b>	<b>Подразделение</b>	<b>Отделение химической инженерии</b>
<b>Уровень образования</b>	Магистрант	<b>Направление/специальность</b>	Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

**Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:** Исследование и моделирование превращений углеводородов на цеолитном катализаторе

<i>1. Характеристика объекта исследования</i>	<p><b>Объект исследования</b> – производство высокооктановых бензинов на цеолитных катализаторах, а именно установка процесса цеоформинга;</p> <p><b>Область применения</b> – нефтеперерабатывающая промышленность;</p> <p><b>Рабочее место</b> – производственное помещение установки процесса цеоформинга.</p>
---	--

**Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:**

<i>1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности</i>	<p>– специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемого производственного помещения) правовые нормы трудового законодательства;</p> <p>– организационные мероприятия при компоновке производственного помещения.</p>
<i>2. Производственная безопасность</i>	<i>К вредным факторам относятся:</i>
<i>2.1. Анализ выявленных вредных факторов производственного помещения</i>	<ol style="list-style-type: none"> <li>Отклонение показателей микроклимата;</li> <li>Превышение уровня шума;</li> <li>Превышение уровня вибрации;</li> <li>Недостаточная освещенность.</li> </ol>
<i>2.2. Анализ выявленных опасных факторов производственного помещения</i>	<p><i>К опасным факторам относятся:</i></p> <ol style="list-style-type: none"> <li>Химически опасная среда;</li> <li>Поражение электрическим током;</li> <li>Термические опасности.</li> </ol>
<i>3. Экологическая безопасность</i>	<p><i>На установке цеоформинга имеют место:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>газовые выбросы;</li> <li>постоянные, так и периодические стоки, содержащие вредные вещества;</li> <li>твердые отходы.</li> </ul>

4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях	<p><i>Возможные ЧС на объекте исследования:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– аварий, сопровождающихся самопроизвольным выходом в окружающее пространство вещества и (или) энергии;</li> <li>– пожары, взрывы.</li> </ul>
--	--

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

**Задание выдал консультант:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент ООД ШБИП	Сотникова Анна Александровна	–		

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ71	Брыль Виктория Даниловна		

## Реферат

Выпускная квалификационная работа 118 листов, 33 рисунка, 47 источников, 3 приложения.

Ключевые слова: цеоформинг, цеолитный катализатор, активность, селективность, дезактивация, математическая модель.

Объектом исследования является процесс превращения н-гексана на цеолитном катализаторе КН-30.

Методами исследования являются метод математического моделирования, эксперимент на лабораторной каталитической установке и хроматографический анализ состава продуктов.

Целью данной работы является разработка математической модели реактора превращений углеводородов на цеолитных катализаторах, учитывающей дезактивацию катализатора, а также оценка эффективности использования реактора с движущимся слоем катализатора относительно исследуемого процесса.

В результате работы исследовано влияние технологических параметров на активность и селективность цеолитного катализатора КН-30 на лабораторной каталитической установке, разработана математическая модель реактора процесса цеоформинга в Unisim Design, учитывающая дезактивацию катализатора, оценена эффективность использования реактора с движущимся слоем катализатора.

Область применения: результаты данной работы могут быть использованы для проектирования установок превращения углеводородов на цеолитных катализаторах.

Экономическая эффективность/значимость работы: работа является экономически- и ресурсоэффективной.

## **Определения, обозначения, сокращения, нормативные ссылки**

В данной магистерской диссертации использованы следующие сокращения:

НПЗ – нефтеперерабатывающий завод;

ZSM – Zeolite Socony Mobil;

УВ – углеводороды;

СО – социальная ответственность;

ЭЧ – экономическая часть;

НИ – научное исследование;

ПДК – предельно-допустимая концентрация.

В данной магистерской диссертации использованы ссылки на следующие стандарты:

1. ГОСТ 12.1.003-88 «Шум. Общие требования безопасности».
2. ГОСТ 12.1.012-78 «Вибрация. Общие требования безопасности».
3. ГН 22.5.1313-03. Предельно-допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны.
4. ГН 2.1.5.2280-07. Предельно-допустимые концентрации (ПДК) химических веществ в воде водных объектов хозяйственно - питьевого и культурно - бытового водопользования.
5. СанПин 2.2.4.548-96 Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений.
6. СНиП 23-05-95 «Естественное и искусственное освещение».

## Содержание

Введение.....	16
1. Перспективное аппаратное оформление процессов превращения углеводов на цеолитных катализаторах.....	18
2. Превращения углеводов на цеолитных катализаторах.....	22
2.1. Цеолитные катализаторы.....	22
2.2. Основы процесса цеоформинга.....	27
2.2.1. Основные реакции процесса.....	30
2.3. Дезактивация цеолитных катализаторов.....	31
3. Экспериментальная часть.....	34
3.1. Объекты и методы, постановка задачи исследования.....	34
3.2. Постановка эксперимента по дезактивации катализатора КН-30.....	34
3.3. Моделирование в Unisim Design.....	49
3.4. Технологический расчет лифт-реактора.....	52
3.4.1. Исходные данные.....	52
3.4.2. Материальный баланс.....	54
3.4.3. Тепловой баланс.....	55
3.4.4. Расчет диаметра аппарата.....	57
3.4.5. Расчет высоты аппарата.....	58
3.4.6. Технико-экономический расчет.....	59
4. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение...	61
4.1. Предпроектный анализ.....	61
4.1.1. Потенциальные потребители результатов исследования.....	61
4.1.2. Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения.....	62
4.1.3. Диаграмма Исикавы.....	63
4.1.4. Оценка готовности проекта к коммерциализации.....	64
4.1.5. Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования.....	66

4.2. Инициация проекта.....	66
4.3. Планирование и формирование бюджета научного исследования.....	68
4.3.1. Контрольные события проекта.....	68
4.3.2. План проекта.....	69
4.3.3. Бюджет научного исследования.....	72
4.3.3.1. Расчет материальных затрат НИ.....	72
4.3.3.2. Расчет затрат на специальное оборудование для научных работ.....	72
4.3.3.3. Основная заработная плата.....	73
4.3.3.4. Дополнительная заработная плата.....	75
4.3.3.5. Отчисления на социальные нужды.....	76
4.3.3.6. Накладные расходы.....	76
4.3.4. Организационная структура проекта.....	78
4.3.5. Матрица ответственности.....	78
4.3.6. План управления коммуникациями проекта.....	79
4.4. Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности разработки.....	79
5. Социальная ответственность.....	83
5.1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности.....	83
5.2. Производственная безопасность.....	85
5.2.1. Анализ выявленных вредных факторов.....	86
5.2.1.1. Отклонение показателей микроклимата производственного помещения.....	86
5.2.1.2. Превышенный уровень шума производственного помещения.....	87
5.2.1.3. Превышенный уровень вибрации производственного помещения.....	87
5.2.1.4. Недостаточная освещенность производственного помещения.....	88
5.2.2. Анализ выявленных опасных факторов.....	89
5.2.2.1. Химически опасная среда.....	89
5.2.2.2. Поражение электрическим током.....	90
5.2.2.3. Пожаровзрывобезопасность.....	90

5.2.3. Обоснование мероприятий по снижению уровней воздействия опасных и вредных факторов .....	91
5.3. Экологическая безопасность.....	95
5.4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях.....	98
Заключение.....	100
Список публикаций студента.....	101
Список использованной литературы.....	102
Приложение I.....	106
Приложение II.....	108
Приложение III.....	112

## Введение

В схеме современного нефтеперерабатывающего завода одним из важнейших процессов получения высокооктановых бензинов является процесс риформинга и его разновидности. Одной из альтернатив процессу превращения углеводородов на бифункциональных алюмоплатиновых катализаторах является превращение на цеолитных катализаторах.

Процесс каталитической переработки низкооктановых бензиновых фракций в высокооктановые бензины на цеолитных катализаторах, отличающихся повышенной активностью, стабильностью и селективностью действия, требует меньших капитальных и эксплуатационных затрат, по сравнению с классическим процессом риформинга.

Короткий период между регенерациями и высокая крекирующая способность – основные факторы, ограничивающие промышленное применение цеолитных катализаторов. Подбор соответствующих технологических параметров и реконструкция реакторного оборудования процесса позволит учесть данные особенности высокоактивных цеолитных катализаторов, а разработка математической модели процесса позволит осуществить корректный переход от лабораторной установки к установке промышленного масштаба.

Исходя из основных недостатков исследуемого процесса, **целью данной работы** является разработка математической модели реактора процесса цеоформинга, учитывающей дезактивацию катализатора, а также оценка эффективности использования реактора с движущимся слоем катализатора относительно исследуемого процесса.

### Научная новизна

- Исследовано влияние технологических параметров на активность и селективность цеолитного катализатора КН-30 на лабораторной каталитической установке;
- Разработана математическая модель реактора процесса цеоформинга в Unisim Design, учитывающая дезактивацию катализатора;

- Оценена эффективность использования реактора с движущимся слоем катализатора.

### **Практическая значимость результатов ВКР**

Результаты данной работы могут быть использованы для проектирования установок превращения углеводородов на цеолитных катализаторах.

### **Реализация и апробация работы**

Результаты работы представлены на XIX Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулева «Химия и химическая технология в XXI веке», а также на XX Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулева «Химия и химическая технология в XXI веке».

## **1 Перспективное аппаратное оформление процессов превращения углеводородов на цеолитных катализаторах**

Особенностью процесса цеоформинга является сравнительно быстрая дезактивация высокоактивных цеолитных катализаторов в результате блокировки активных центров недесорбируемыми продуктами уплотнения (коксом).

В качестве основного аппарата процесса используется реактор с неподвижным слоем катализатора [1], основными недостатками превращений углеводородов в котором являются быстрая дезактивация катализаторов процесса коксовыми отложениями и нежелательное образование метана и этана в следствии протекания реакций крекинга.

Проведение процесса в реакторе с движущимся слоем катализатора позволит сохранить активность катализатора путем непрерывного восстановления некоторой его части.

В качестве альтернативы реактору с неподвижным слоем целесообразно использовать лифт-реактор (реактор с движущимся слоем), внедренный в процесс каталитического крекинга, который также направлен на получение высокооктановых бензинов на цеолитных катализаторах, но из другого вида сырья. Проведение процесса в установке с лифт-реактором позволит продлить срок службы катализатора и обеспечит непрерывность процесса, поскольку конструкционные особенности реактора данного типа позволяют осуществлять непрерывную регенерацию катализатора процесса.

Технология проведения процесса в установке с лифт-реактором заключается в следующем. В низ лифт-реактора из регенератора вводится поток катализатора. Сырье, предварительно нагретое в теплообменных аппаратах и трубчатой печи, впрыскивается и распыляется в поток катализатора. В восходящем движущемся потоке катализатора и паров сырья в течение нескольких секунд протекают все реакции превращения сырья. Над лифт-реактором располагается классический реактор (сравнительно большего диаметра), в котором заканчивается процесс реакции. В сепарационной секции реактора происходит

отделение от катализатора продуктов реакции, с целью предотвращения нежелательной глубины превращения сырья. Циклоны, установленные в верхней части сепарационной секции реактора, предотвращают унос катализатора с продуктами реакций. В отпарной секции реактора от катализатора водяным паром отделяются углеводороды, и он перетекает по наклонному стояку в регенератор.

Ниже представлены современные запатентованные изобретения, относящиеся к лифт-реактору.

В патенте [2] представлено изобретение, относящееся к лифт-реактору, содержащему вертикальный стояк, содержащий выпуск для углеводородного сырья; и ряд перегородок, размещенных на расстоянии более 6 м выше выпуска для углеводородного сырья, при этом передняя поверхность перегородки обращена к центру стояка, нижний конец перегородки прикреплен к стенке стояка и перегородка наклонена внутрь от стенки под углом  $90^\circ$  или менее. Использование перегородок изменяет профиль скорости потока, что способствует увеличению степени конверсии и уменьшению степени чрезмерно глубокого крекинга продуктов.

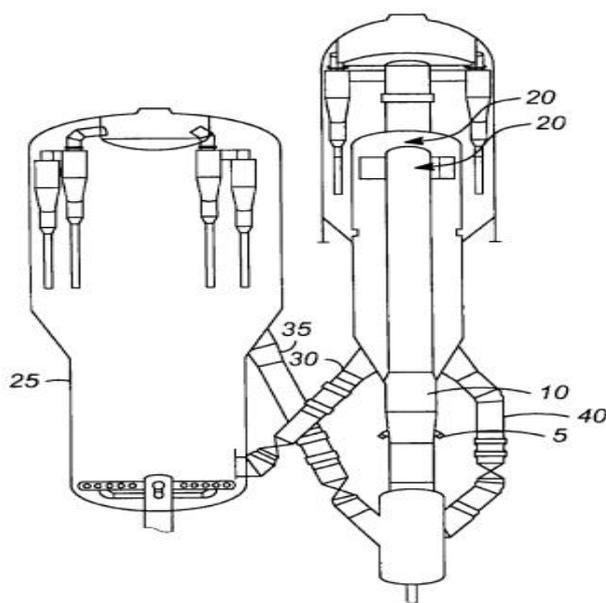


Рисунок 1.1 – Конструкция реактора [2]

5 – распределитель; 10 – лифт-реактор; 20 – зона разделения; 25 – зона регенерации; 30,35,40 – трубопроводы

В патенте [3] представлено изобретение, относящееся к способу и устройству для катализа в псевдооживленном слое. Поток парообразного углеводородного сырья подают в короб, расположенный в лифт-реакторе. Из короба, расположенного в радиальном центре упомянутого лифт-реактора, через сопла с выходным концом, направленным от радиального центра, сырье впрыскивается в лифт-реактор для контактирования с катализатором. Причем потоки регенерированного катализатора и закоксованного катализатора пропускают в лифт-реактор и смешивают вокруг вставки в нижней секции лифт-реактора. Технический результат – усовершенствованное распределение углеводородного сырья относительно катализатора в лифт-реакторе.

В патенте [4] представлено изобретение, относящееся к способу и устройству для смешивания потоков регенерированного и карбонизированного катализаторов. Способ смешивания двух потоков катализатора, включающий подачу первого потока катализатора в пространство между стенкой лифт-реактора и стенкой камеры, размещенной в указанном лифт-реакторе; подачу второго потока катализатора в указанный лифт-реактор; прохождение указанного первого потока катализатора из указанного пространства в отверстие в указанной камере и прохождение указанных первого потока катализатора и второго потока катализатора вверх в указанном лифт-реакторе; включающий прохождение указанного первого потока катализатора вдоль указанной стенки указанной камеры перед поступлением указанного первого потока в указанное отверстие. Устройство для смешивания двух потоков катализатора, содержащее лифт-реактор; первый трубопровод для катализатора, сообщаемый с лифт-реактором, причем указанный первый трубопровод для катализатора находится в сообщении ниже по потоку с регенератором; второй трубопровод для катализатора, сообщаемый с лифт-реактором, причем указанный второй трубопровод для катализатора находится в сообщении ниже по потоку с выходным отверстием указанного лифт-реактора; камеру, размещенную в указанном

лифт-реакторе, сообщающуюся с указанным первым трубопроводом для катализатора; стенку указанной камеры, расположенную на расстоянии от стенки указанного лифт-реактора; и отверстие в стенке указанной камеры. Камера способствует смешиванию потоков катализатора с уменьшением разности их температур до контакта с углеводородным сырьем.

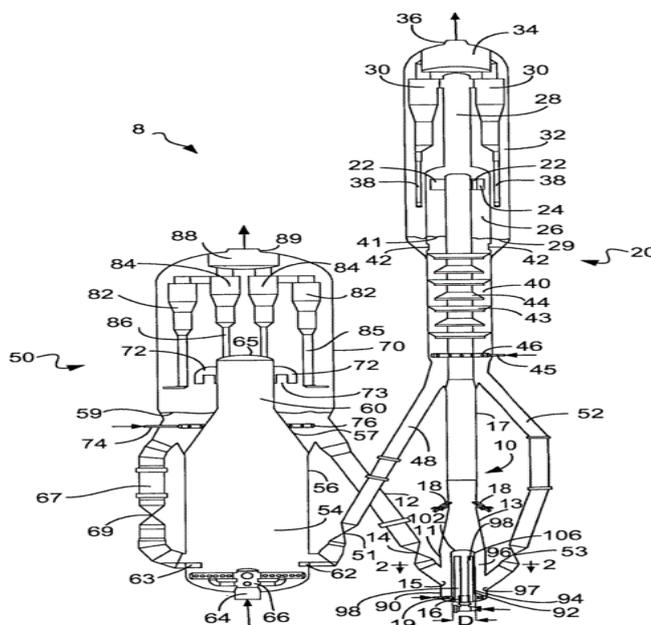


Рисунок 1.2 – Конструкция реактора [4]

10 – лифт-реактор; 11 – нижняя часть лифт-реактора; 12 – первый трубопровод для регенерированного катализатора; 13 – переходный участок в форме усеченного конуса; 14 – регулирующий клапан; 15 – входное отверстие регенерированного катализатора; 16 – сопло; 17 – верхняя часть лифт-реактора; 18 – сырьевая форсунка; 19 – кольцевой распределитель; 20 – реактор; 22 – отводящий элемент; 24 – выпускное отверстие; 26 – разделительная емкость; 28 – транспортная труба; 29 – слой; 30 – циклон; 34 – коллекторная камера; 36 – выпускной патрубок; 38 – опускающие трубы; 40 – отпарная секция; 41 – слой; 42 – окна; 43, 44 – отражательные перегородки; 45 – трубопровод; 46 – распределитель; 48 – трубопровод для отработанного катализатора; 50 – регенератор; 51 – регулирующий клапан; 52 – второй трубопровод для карбонизированного катализатора; 53 – регулирующий клапан; 54 – нижняя камера; 56 –

*внешняя стенка; 57 – переходной участок; 59 – плотный слой катализатора; 60 – подъемная часть; 62 – приемный лоток для отработанного катализатора; 63 – приемный лоток; 64 – трубопровод; 65 – эллиптический торец; 66 – распределительное устройство; 67 – внешний трубопровод рециркуляции катализатора; 69 – регулирующий клапан; 70 – вторая камера; 72 – отводящее устройство; 73 – выпускной патрубок отводящего устройства; 74 – трубопровод для псевдоожижения; 76 – распределитель псевдоожижающего газа; 82,84 – циклоны; 85,86 – опускные трубы; 88 – коллекторная камера; 90 – стенка нижней части; 92 – камера; 94 – внешняя стенка; 96 – кольцевое пространство; 97 – входное отверстие карбонизированного катализатора; 98 – отверстие*

## **2 Превращения углеводородов на цеолитных катализаторах**

### **2.1 Цеолитные катализаторы**

Цеолиты – это кристаллические минералы, широко распространенные в природе и известные человечеству на протяжении 250 лет. В 1756 году шведский минералог Аксель Фредрик Кранштедт обнаружил, что природный минерал, ныне известный как стильбит, при нагревании теряет большое количество пара. На основании этого, материал получил название «цеолит», где в переводе с греческого «zeo» означает кипеть, а «lithos» означает камень [5].

Цеолиты состоят из катионов кремния ( $\text{Si}^{4+}$ ) и алюминия ( $\text{Al}^{3+}$ ), которые окружены четырьмя анионами кислорода ( $\text{O}^{2-}$ ). Каждый анион кислорода соединяет два катиона, в результате чего образуется макромолекулярный трехмерный каркас с нейтральным  $\text{SiO}_2$  и отрицательно заряженным  $\text{AlO}_2$  тетраэдрическими строительными блоками. Отрицательный заряд возникает из-за разницы в формальной валентности между катионами кремния и алюминия и располагается на одном из анионов кислорода, соединенных с катионом алюминия. Обычно отрицательный заряд компенсируется благодаря катионам  $\text{Na}^+$ , которые располагаются возле тетраэдров. Однако, при катализе ионы  $\text{Na}^+$  замещаются протонами  $\text{H}^+$ , образуя связь с отрицательно заряженными анионами кислорода [6]. Это приводит к появлению кислотных центров Бренстеда

ОН, которые проявляют высокую активность в реакциях каталитического крекинга и изомеризации [7].

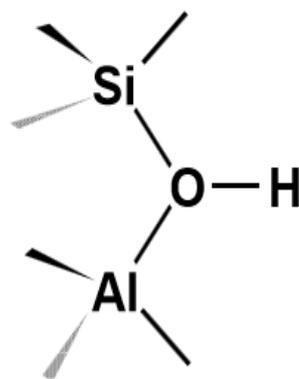


Рисунок 2.1 – Кислотные центры Бренстеда на цеолите

Структура цеолитов представляет собой пористую систему с каналами до 3-х направлений, где также могут быть и пустоты. Диаметры пор и полостей варьируются в пределах от 3 Å до 12 Å, что совпадает с размерами многих молекул углеводородов, для которых они применяются в качестве адсорбентов и катализаторов. Точный диаметр пор зависит от координации и количества катионов и анионов, присутствующих в кольце. На рисунке 2.2 представлены структуры четырех различных типов цеолитов [8]. Цеолит Y (FAU) трехмерный цеолит с большими полостями, которые связаны 12-членными кольцевыми каналами, что говорит о наличии 12 катионов ( $\text{Si}^{4+}$  и  $\text{Al}^{3+}$ ) и 12 анионов  $\text{O}^{2-}$ , присутствующих в кольце. Ферриерит (FER) представляет собой двумерный цеолит с 10-членными кольцевыми основными каналами, которые связаны между собой через меньшие 8-членные кольцевые боковые каналы. Другим цеолитом, содержащим 10-членные кольцевые каналы, является ZSM-5 (MFI). Прямые 10-членные кольцевые каналы соединены между собой 10-членными кольцевыми зигзагообразными каналами, что делает этот цеолит трехмерным. Морденит (MOR) цеолит с 12-членными кольцевыми каналами, расположенными только в одном измерении. 12-членные кольцевые каналы содержат небольшие 8-членные кольцевые боковые карманы.

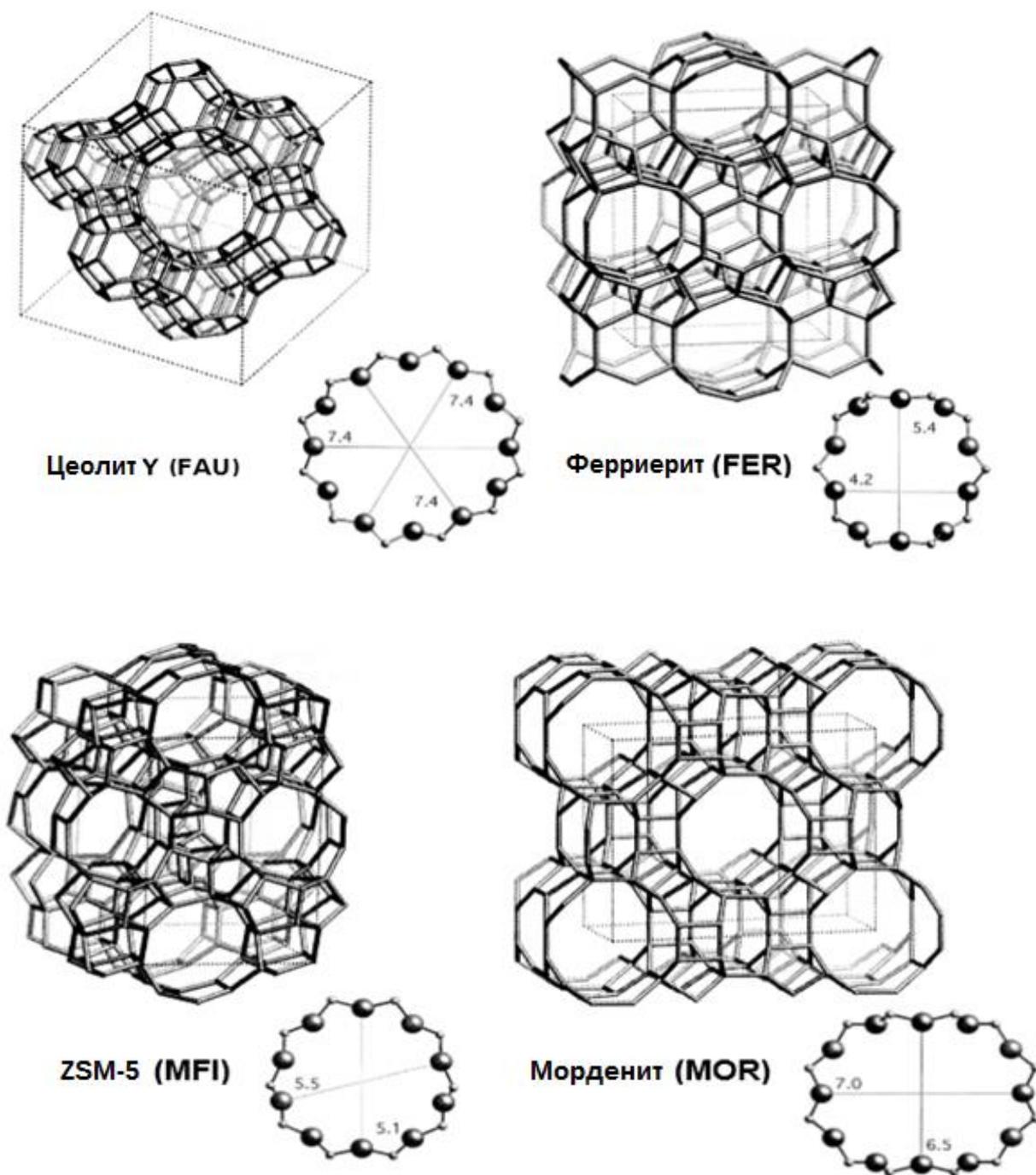


Рисунок 2.2 – Каркасные структуры цеолита Y (FAU), ферриерита (FER), ZSM-5 (MFI) и морденита (MOR)

*Для каждого цеолита также визуализируется кольцевая структура основного канала с его размерами; маленькие точки представляют катион кремния или алюминия, а большие – анион кислорода.*

В настоящее время активно развиваются различные исследования, направленные на разработку новых цеолитных катализаторов, среди которых наиболее значимыми являются работы по получению цеолитов типа ZSM.

Цеолиты семейства ZSM были открыты в 1970-х годах. Цеолиты данного структурного типа характеризуются высоким мольным соотношением  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  (обычно в пределах 12-100) и необычными адсорбционными, молекулярно-ситовыми и каталитическими свойствами [9].

Исследуемый в работе катализатор относится к цеолиту типа ZSM-5, кристаллизующийся в ромбической системе с параметрами кристаллической решетки:  $a \approx 2.01$ ,  $b \approx 1.99$  и  $c \approx 1.34$  нм.

Принципиальное строение каркаса цеолита ZSM-5 представлено на рисунке 2.3.

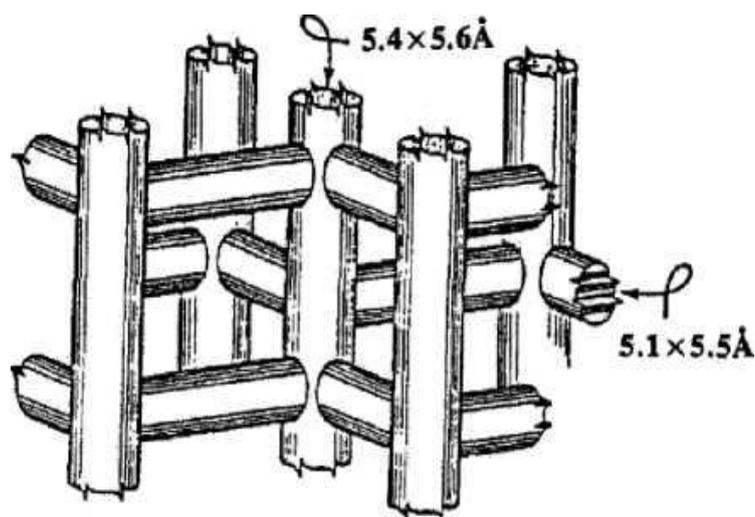


Рисунок 2.3 – Схематическая структура ZSM-5

Состав элементарной ячейки цеолита в натриевой форме выражается формулой



Основу кристаллической решетки ZSM-5 составляют структурные элементы, состоящие из пятичленных колец, которые образованы в основном кремний-кислородными тетраэдрами, ввиду низкого содержания алюминия. Цепочки из таких элементов объединены в слои, причем каждая цепочка в слое

представляет собой зеркальное отображение соседней. Слои из цепочек структурных элементов могут соединяться попарно двойным образом. Если при соединении двух соседних слоев происходит их инверсия относительно друг друга, то образуется кристаллическая решетка цеолита типа ZSM-5. При формировании кристаллической решетки пентасилов образуется система пересекающихся под прямыми углами каналов, имеющих в сечении форму 10-членных колец. В цеолите ZSM-5 поры представлены прямыми и синусоидальными каналами. Прямые каналы имеют в сечении форму почти правильного круга ( $5.4 \times 5.6 \text{ \AA}$ ), а сечение синусоидальных каналов имеет форму эллипса ( $5.1 \times 5.5 \text{ \AA}$ ). Подробное описание цеолиты данного типа нашли в работах [10, 11].

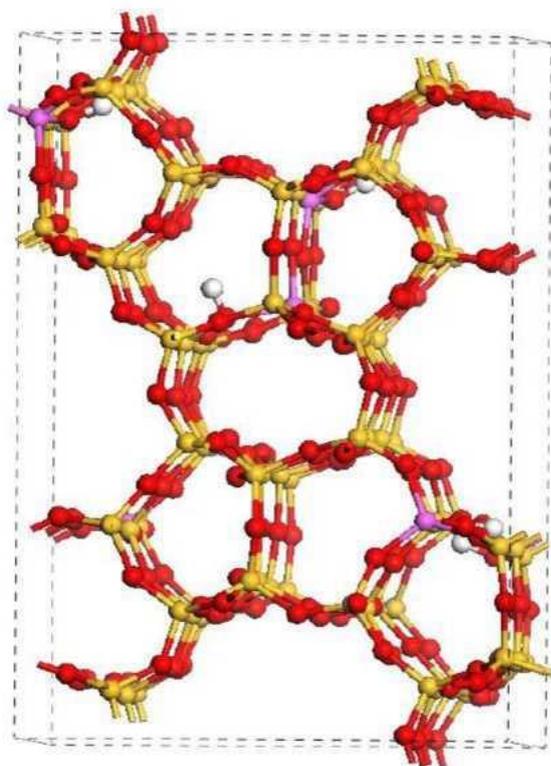


Рисунок 2.4 – Схематическое изображение структуры цеолита типа ZSM-5  
*Атомы Si, Al, O и H представлены желтым, фиолетовым, красным и белым  
цветами*

## 2.2 Основы процесса цеоформинга

Основным промышленным процессом получения высокооктановых бензинов является риформинг и его разновидности [12,13]. Процесс осуществляют в среде водородсодержащего газа на бифункциональных алюмоплатиновых катализаторах при давлениях 1,5-3,5 МПа и температурах 450-500°C. Катализаторы процесса весьма чувствительны к сернистым и азотсодержащим соединениям, в связи с чем необходимо проводить предварительную гидроочистку сырья. Получаемые бензиновые фракции содержат 50-70 мас. % ароматических углеводородов и большое количество бензола (массовая доля 7-15%). Содержание бензола в бензинах, получаемых риформингом, значительно превышает максимальную объемную долю (5%), допускаемую требованиями ГОСТ Р 51105-97 и 51313-99 к автобензинам, что требует последующего удаления бензольной фракции из риформатов посредством ректификации.

Альтернативой процессу риформинга на бифункциональных алюмоплатиновых катализаторах является риформинг на цеолитных катализаторах, который носит название цеоформинг [14-18]. Энергоемкость процесса цеоформинга на 20-30% ниже, чем в процессе риформинга, поскольку он осуществляется при сравнительно низких температурах 340-450°C и давлениях 0,5-1,5 МПа. Благодаря использованию цеолитного катализатора типа ИК-30, необходимость проводить предварительную гидроочистку сырья исключается, поскольку катализатор не чувствителен к повышенному содержанию сернистых соединений. Кроме того, технология процесса является безводородной и позволяет перерабатывать любое выкипающее до 120-250°C углеводородное сырье в автобензины различных марок (от АИ-80 до АИ-95) без дополнительного их компаундирования и применения антидетонаторов.

Процесс цеоформинга основан на применении катализатора типа ИК-30, приготовленного на основе синтетического высококремнеземистого цеолита, рецептура которого разработана в Институте катализа СО РАН [19,20]. Ката-

лизаторы типа ИК-30 обладают определенными кислотными и молекулярно-ситовыми свойствами, которые обеспечивают глубокое превращение парафинов и олефинов, умеренное превращение монометилпарафинов и нафтенов. Сильноразветвленные изопарафины (наиболее высокооктановые компоненты сырья) в условиях ведения процесса практически не превращаются.

В целом при превращении углеводородных фракций с ужесточением режима переработки, например, при повышении температуры реакции, вследствие повышения газообразования выход бензиновых фракций снижается. Однако при этом состав получаемых бензинов кардинально меняется: снижается содержание н-парафинов и нафтенов и возрастает доля высокооктановых компонентов – изопарафинов и ароматических углеводородов, в результате чего происходит повышение октанового числа углеводородных фракций от 40-60 до 85-88 по моторному методу.

Выход бензина, полученного в процессе цеоформинга, с фиксированным групповым составом и, как следствие, октановым числом зависит от состава исходного сырья и при переработке прямогонных бензиновых фракций нефтей и газовых конденсатов различных месторождений может существенно различаться. Октановые числа самих бензинов определяются их групповым составом, причем для каждого типа сырья существует своя индивидуальная зависимость между групповыми составами полученных в процессе цеоформинга бензинов и их антидетонационными свойствами.

Характерная особенность катализаторов типа ИК-30 и, как следствие, самого процесса цеоформинга заключается в том, что можно производить бензины с пониженным по сравнению с риформингом содержанием ароматических углеводородов, в особенности бензола. Массовая доля бензола в них составляет 0,5-5 % (при риформинге – 7-15 %) и зависит от условий проведения процесса и природы исходного сырья, но даже для жестких режимов получения бензина она не превышает 3-5 % и может быть еще снижена относительно его содержания в исходном сырье. Это связано с различными механизмами превращения углеводородов: на металлических катализаторах, применяемых

при риформинге, превращение углеводородов происходит по окислительно-восстановительному механизму, а на цеолитсодержащем катализаторе типа ИК-30 по кислотно-основному.

Катализаторы типа ИК-30 обеспечивают глубокое превращение олефинов, что позволяет производить продукцию с низким содержанием непредельных углеводородов (0,5-2 мас. %). В связи с этим получаемые бензины характеризуются высоким индукционным периодом и в отличие от каталитического крекинга не требуют добавления к ним антиокислителей и стабилизаторов.

Большим достоинством применяемого при цеоформинге катализатора является его стойкость к сернистым соединениям, в той или иной концентрации присутствующим в нефтях и газовых конденсатах. Сероорганические соединения сырья на катализаторах типа ИК-30 превращаются в парафиновые, ароматические углеводороды и сероводород, который далее отделяется от бензина на стадии сепарации и ректификации вместе с углеводородными газами. Это позволяет производить из серосодержащего сырья высокооктановые бензины, соответствующие требованиям стандартов по содержанию общей серы, без предварительной сероочистки сырья и применения водородсодержащего газа.

Процесс “Цеоформинг” внедрен в промышленности в России и за рубежом. На основе разработок НИЦ “Цеосит” ОИК СО РАН в настоящее время действуют:

- с 1992 г. на Нижневартовском ГПЗ первая опытно-промышленная установка мощностью 5 тыс. т/г, сырье – стабильный газовый бензин;
- с 1997 г. на НПЗ Glimar (Горличе, Польша) установка мощностью 40 тыс. т/г, сырье – прямогонный нефтяной бензин;
- с 1998 г. на Сосногорском ГПЗ установка мощностью 30 тыс. т/г, сырье – прямогонный бензин газового конденсата;
- с 2002 г. на ООО «Виртуоз» (ПО «Азот», Рустави, Грузия) установка мощностью 30 тыс. т/г, сырье – различные углеводородные фракции, выкипающие в интервале 35-220 °С.

В настоящее время на разных стадиях разработки и строительства находится ряд установок цеоформинга мощностью от 5 до 520 тыс. т/г для различных предприятий России, Киргизии, Украины и Саудовской Аравии.

### 2.2.1 Основные реакции процесса

Превращения углеводородного сырья на цеолитных катализаторах в процессе цеоформинга включает ряд последовательно-параллельных реакций кислотно-основного типа. При превращениях парафиновых углеводородов первый этап включает реакции крекинга С-С связи с образованием ненасыщенных фрагментов, с последующим этапом перераспределения водорода между олефинами и образованием парафинов меньшей молекулярной массы, а также ароматических углеводородов.

I этап: расщепление С-С связи в парафинах

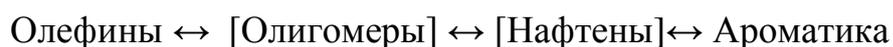
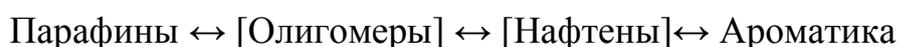


II этап: реакции перераспределения водорода в олефинах с образованием ароматических углеводородов



Кроме основных реакций на кислотных центрах цеолитов возможно протекание дополнительных реакций алкилирования и изомеризации как исходных, так и промежуточных продуктов.

Возможно, что общая схема превращений во многом аналогична, предложенной для процесса «Циклар» [21]:



В этом процессе сырьем являются углеводороды С<sub>3</sub>-С<sub>4</sub>, в то время как в бензиновых фракциях сырья цеоформинга присутствуют парафины, нафтены и ароматические углеводороды. Поэтому нафтены здесь являются не только промежуточными продуктами, но и одним из важных компонентов сырья.

### 2.3 Дезактивация цеолитных катализаторов

Образование кокса на кислотных цеолитных катализаторах зависит от: а) характеристик кислотных центров и структуры пор цеолита; б) природы сырья и рабочих условий (Т, Р).

Коксование можно рассматривать как превращение реагента (-ов). Кроме того, в определенных процессах, процент превращения сырья в кокс, по сравнению с основными превращениями, довольно существенен (например, в реакциях каталитического крекинга). Однако, он очень низок в других процессах (например, в реакциях гидроизомеризации  $C_5-C_6$ ). Реакция коксования является очень специфической, включающей множество последовательных реакций, обычно бимолекулярных и, в частности, конденсацию и перенос водорода. Кроме того, кокс не является десорбированным продуктом, поэтому для его образования, в дополнение к стадиям реакции, необходимо его удерживание в цеолите или на его поверхности. Следовательно, вопреки тому, что происходит с другими реакциями, стадии диффузии промежуточных соединений часто определяют скорость коксования.

Для образования кокса требуется, чтобы реагент (-ы) подвергался (-лись) бимолекулярным реакциям, а продукты реакций оставались в цеолите или на нем. Удерживание происходит либо потому, что продукты не являются достаточно летучими, чтобы их можно было удалить из цеолита в рабочих условиях, либо потому, что их размер больше, чем отверстия пор (следовательно, стерическая закупорка в полостях или на пересечениях каналов). Очевидно, что первый способ удержания относится не только к молекулам кокса, осажденным в микропорах, но и к молекулам, осажденным на внешней поверхности кристаллитов.

На цеолитных катализаторах образование кокса происходит из алкенов [22] и из полиароматических соединений [22-27]. Образование кокса из алкенов происходит из-за их быстрого превращения посредством бимолекулярных реакций (олигомеризация, алкилирование, перенос водорода), в то время как образование кокса из полиароматических соединений происходит из-за их

медленной диффузии в порах вследствие сильной адсорбции основных молекул на кислотных центрах.

Температура в значительной степени определяет скорость коксования и состав кокса. Это может быть связано с влиянием этого параметра на: а) термодинамику реакций; б) причину задержки кокса.

При низкой температуре (например, 100 °С) реакции конденсации являются термодинамически предпочтительными, и удерживание происходит в основном из-за низкой летучести олигомеров [23-28]. Реакции конденсации, являющиеся экзотермическими, при высокой температуре могут образовывать только небольшое количество простых продуктов конденсации. Поэтому реакции, приводящие к термодинамически предпочтительным продуктам, должны участвовать в образовании кокса с реакциями конденсации. Перенос водорода является наиболее важным способом получения ароматических углеводородов, которые стабильны при высокой температуре. Более того, причиной удерживания кокса при высокой температуре является не низкая летучесть молекул кокса, а их стерическая блокировка в порах [29]. Причина удерживания кокса демонстрируется – при низкой температуре небольшим кинетическим диаметром молекул кокса (по сравнению с размером отверстий пор) и их высокой температурой кипения (по сравнению с температурой реакции) – при высокой температуре размером молекул кокса, которые являются промежуточным между полостями или пересечений каналов и отверстий пор, а также по их относительно низкой температуре кипения.

Очевидно, что кислотность и структура пор цеолитных катализаторов играют важную роль в образовании кокса. Эти параметры влияют как на реакции, участвующие в образовании молекул кокса, так и на их удерживание. Таким образом, чем сильнее кислотные центры, тем быстрее протекают реакции и тем медленнее диффузия основных интермедиатов, следовательно, тем быстрее образуется кокс. Плотность кислотных центров также оказывает положительное влияние на образование кокса, что может быть связано с вмеша-

тельством многих бимолекулярных реакций [30]. Размер пространства, доступного рядом с активными кислотными центрами, оказывает противоположное влияние на скорость образования кокса: чем меньше пространство, тем сильнее стерические ограничения в образовании объемных промежуточных соединений бимолекулярных реакций (отрицательный эффект), но также и выше концентрация (отмечается положительное влияние на бимолекулярные реакции). Однако при высокой температуре реакции основной эффект структуры пор касается удержания молекул кокса в порах. Чем больше разница между размерами полостей (или пересечений каналов) и их отверстий в порах, тем легче стерическая блокировка молекул кокса, следовательно, тем быстрее происходит коксование.

Дезактивация цеолитов, как и других пористых катализаторов, происходит двумя способами: первый, при котором дезактивируется максимум один активный центр на молекулу кокса, второй, при котором дезактивируется несколько активных центров. На рисунке 2.5 показаны способы дезактивации цеолитных катализаторов, а также представлено влияние кокса на активность и на объем пор, доступных для реагента.

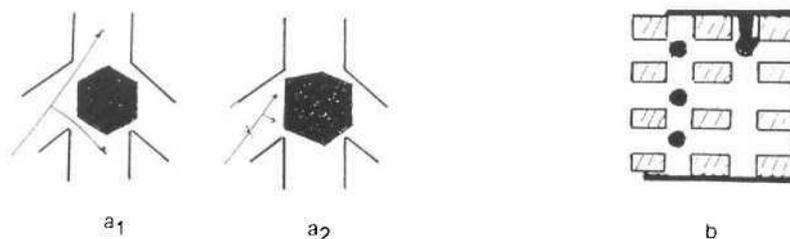


Рисунок 2.5 – Способы дезактивации цеолитных катализаторов с соединительными каналами и без пустот

*a<sub>1</sub> и a<sub>2</sub> – блокировка активных центров, b – закупорка каналов*

Исследователи настоящего времени классифицировали кокс на две разновидности – предшественники кокса и твердый кокс. Предшественники кокса удаляются из образца катализатора путем улетучивания в инертном азоте, а твердый кокс устойчив на катализаторе даже при высокой температуре (600 °С) и удаляется посредством сжигания [31].

### **3 Экспериментальная часть**

#### **3.1 Объекты и методы, постановка задачи исследования**

Целью работы является разработка математической модели реактора процесса цеоформинга, учитывающей дезактивацию катализатора, а также оценка эффективности использования реактора с движущимся слоем катализатора относительно исследуемого процесса.

Для достижения поставленной цели были сформулированы и последовательно решены следующие задачи:

1) Исследование влияния технологических параметров на активность и селективность цеолитного катализатора КН-30 на лабораторной каталитической установке;

2) Дополнение математической модели реактора процесса цеоформинга в Unisim Design математическим описанием дезактивации катализатора и проверка ее на адекватность;

3) Выполнение технологического и механического расчетов лифт-реактора, а также оценка эффективности его использования.

Объектом исследования является процесс превращения н-гексана на цеолитном катализаторе КН-30.

Методами исследования являются метод математического моделирования, эксперимент на лабораторной каталитической установке и хроматографический анализ состава продуктов.

#### **3.2 Постановка эксперимента по дезактивации катализатора КН-30**

Каталитическую активность и селективность катализатора изучали на лабораторной установке проточного типа в реакторе со стационарным слоем катализатора типа идеального вытеснения (Рис.3.1).

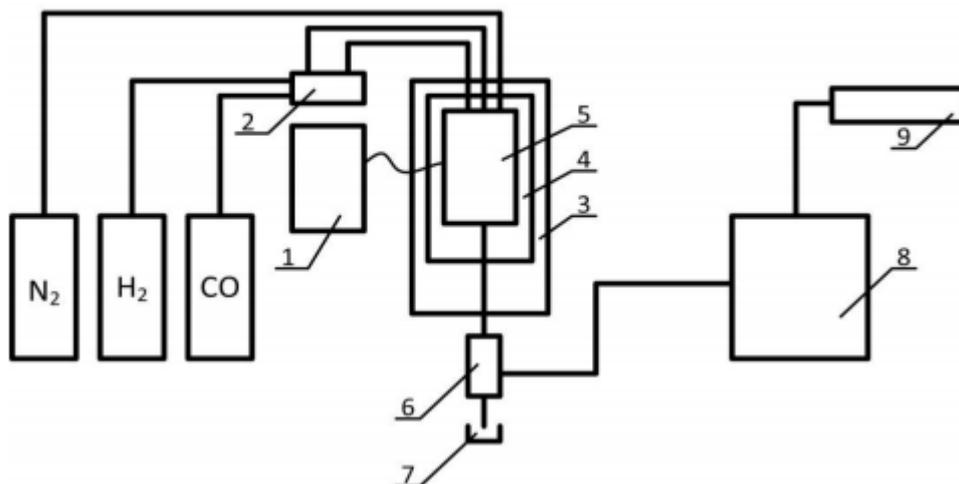


Рисунок 3.1 – Технологическая схема лабораторной каталитической установки

*1 – регулятор температур; 2 – блок дозирования газов; 3 – термошкаф;  
4 – рубашка реактора; 5 – реактор; 6 – сепаратор; 7 – приёмник;  
8 – хроматографический комплекс; 9 – вытяжка*

Сырьем процесса выступал н-гексан, схема превращения которого представлена на рисунке 3.2. В качестве катализатора процесса использован цеолитный катализатор КН-30. Структурная форма катализатора – цеолит типа ZSM-5. Диаметр гранул катализатора – 3,0-4,3 мм, а после дробления – 0,5-1,0 мм. Фракционный состав катализатора определен с помощью ситового анализа (Табл.3.1).

Таблица 3.1 – Фракционный состав катализатора КН-30

Размер отверстий сита, мм	Масса катализатора, г
0,25	0,6937
0,5	3,0300
1,0	1,7190
Остаток	0,0477

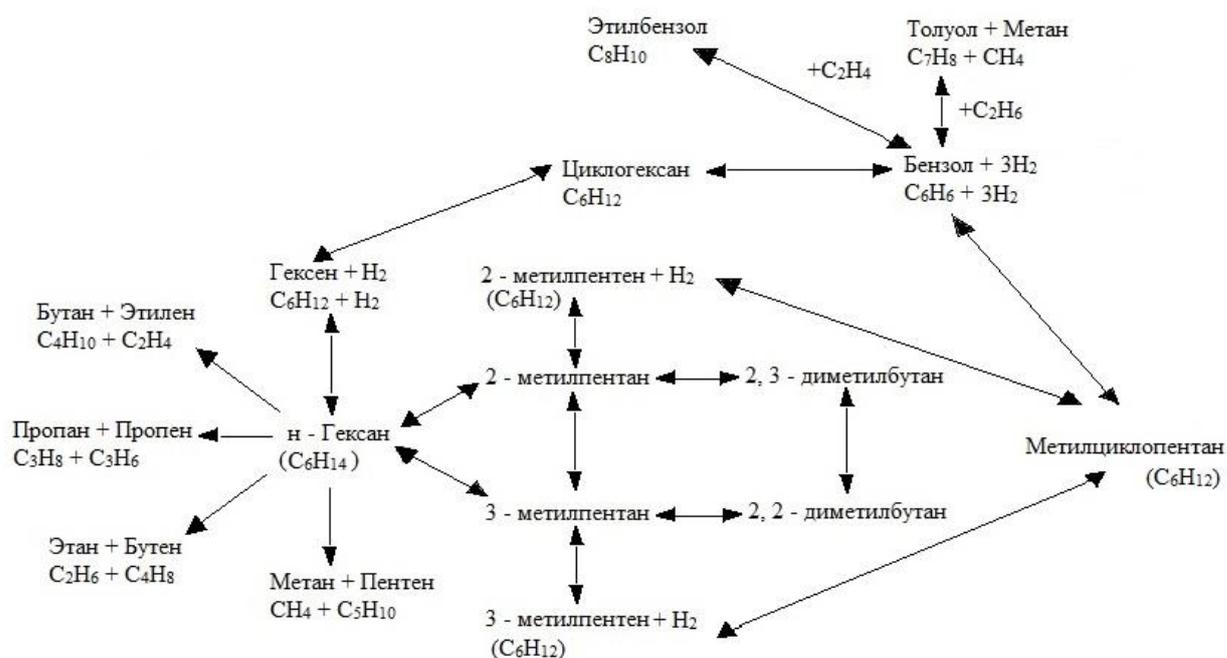


Рисунок 3.2 – Схема превращения н-гексана на цеолитном катализаторе

Процесс проводили при температурах 375°C, 400°C, 450 °C, объемной скорости подачи сырья 20 мл/ч и давлении 1,5 МПа (давление в реакционной зоне создавали подачей азота, не участвующего в химических превращениях углеводородов).

В ходе экспериментальных исследований поставлено 3 серии опытов.

Первая серия опытов проводилась в течении 12 часов при различных температурах процесса (375°C, 400°C, 450°C). Через каждые 2 часа производился отбор катализата и газовой фазы на хроматографические анализы. Составы газообразных продуктов анализировали на хроматографе «Хроматэк Кристалл 5000.1», а составы жидких продуктов на хроматографе «Хроматэк Кристалл 5000.2».

Технологические параметры процесса и выходы продуктов представлены в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – Результаты первой серии опытов

Т, °С	Расход н – гексана/азота, мл/ч	Давление, МПа	Время отбора жидкого продукта, ч	Масса жидкого продукта, г	Масса газового продукта, г
375	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	15,2000	10,8000
375	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	14,5200	11,4800
400	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	13,0000	13,0000
400	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	12,3789	13,6211
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	10,1462	15,8538
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	9,8516	16,1484

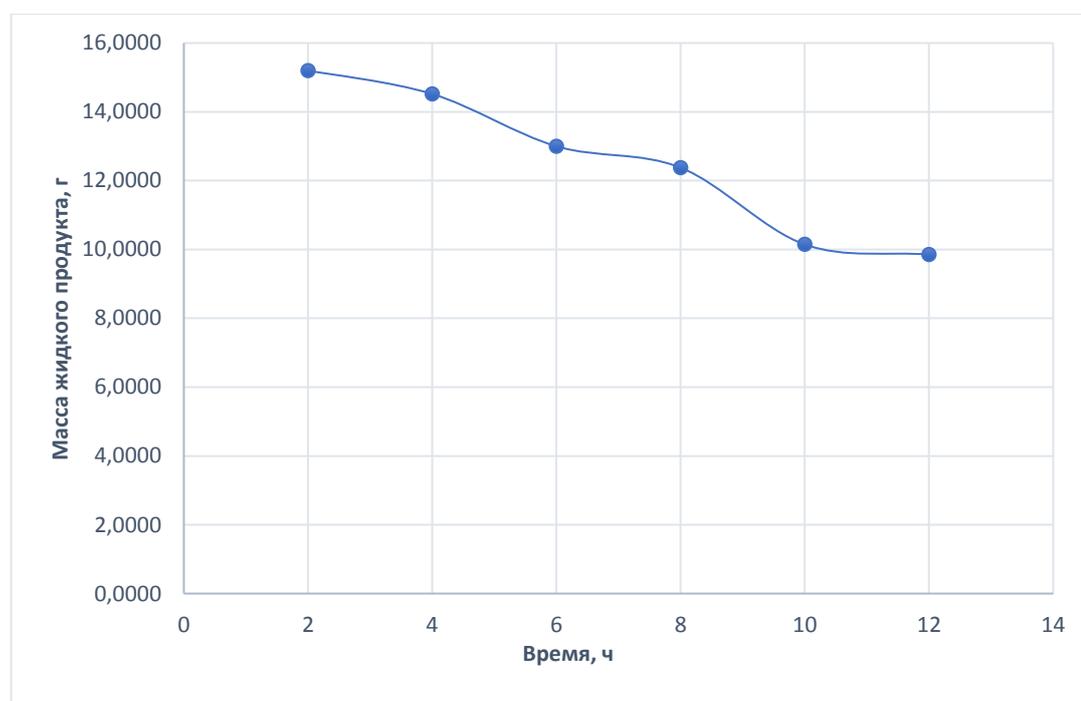


Рисунок 3.3 – Зависимость выхода жидкого продукта от времени проведения процесса

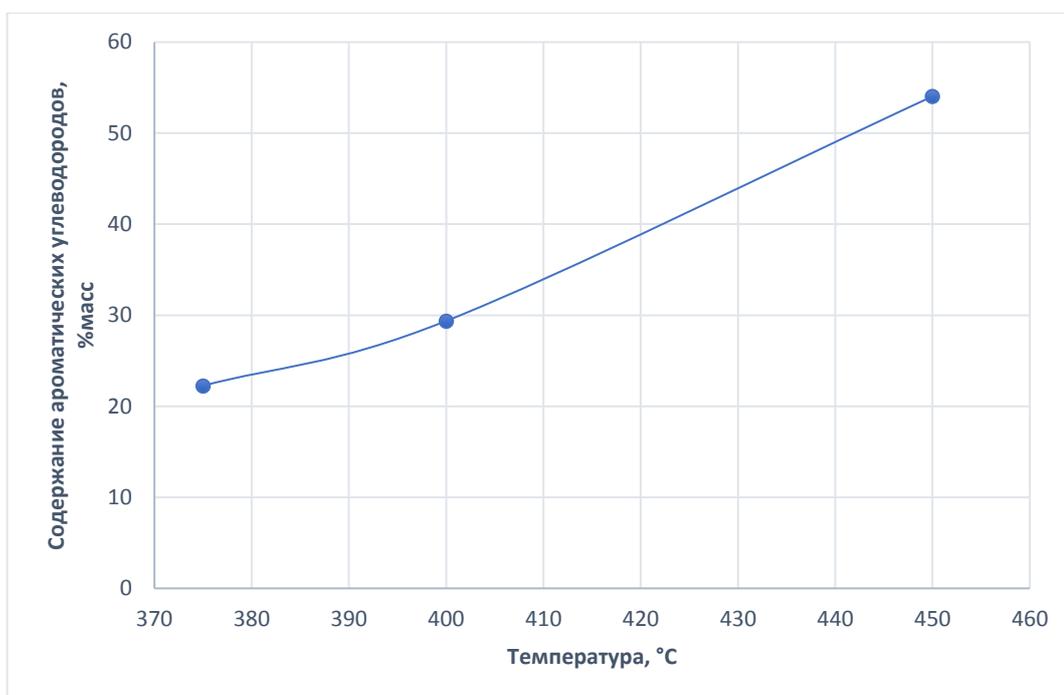


Рисунок 3.4 – Зависимость изменения содержания ароматических углеводородов от температуры проведения процесса

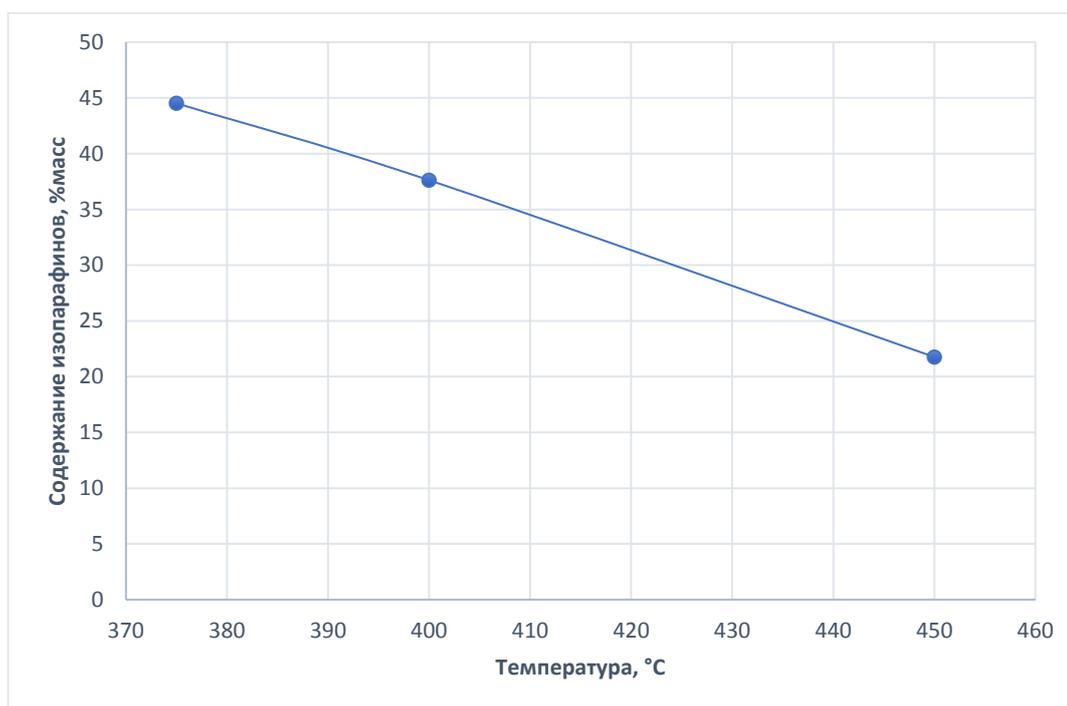


Рисунок 3.5 – Зависимость изменения содержания изопарафинов от температуры проведения процесса

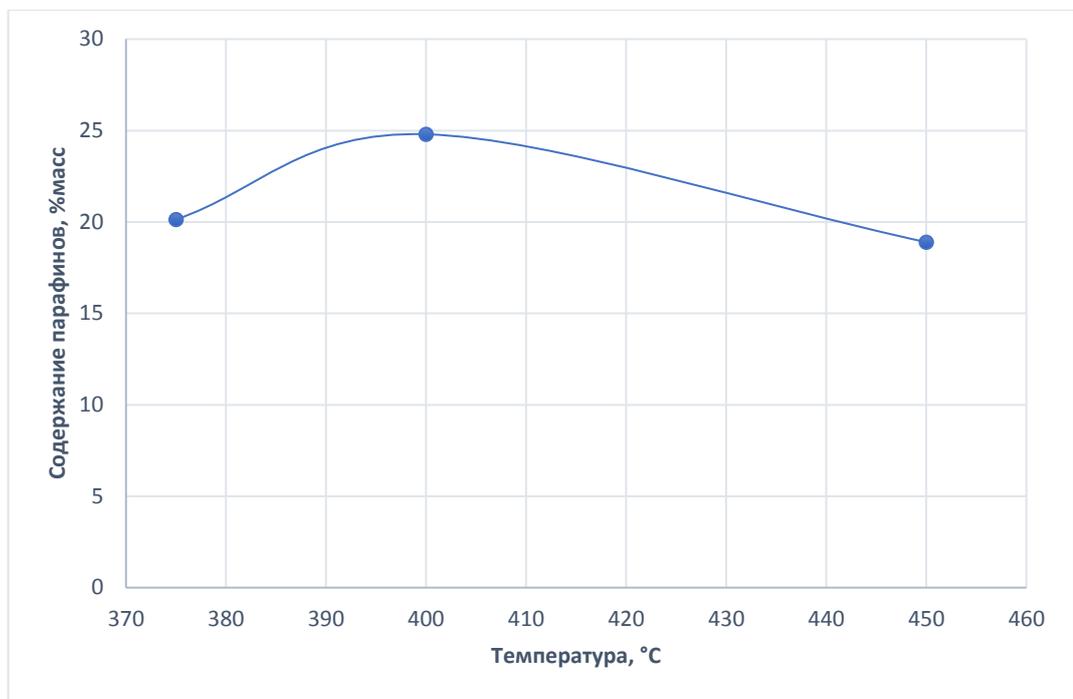


Рисунок 3.6 – Зависимость изменения содержания парафинов от температуры проведения процесса

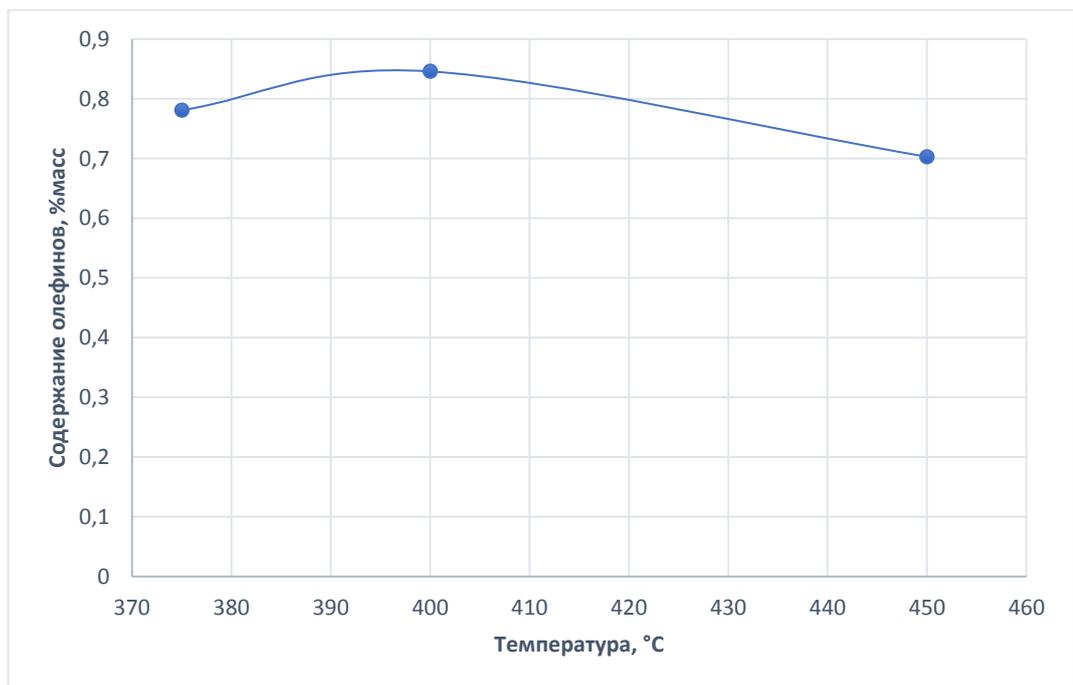


Рисунок 3.7 – Зависимость изменения содержания олефинов от температуры проведения процесса

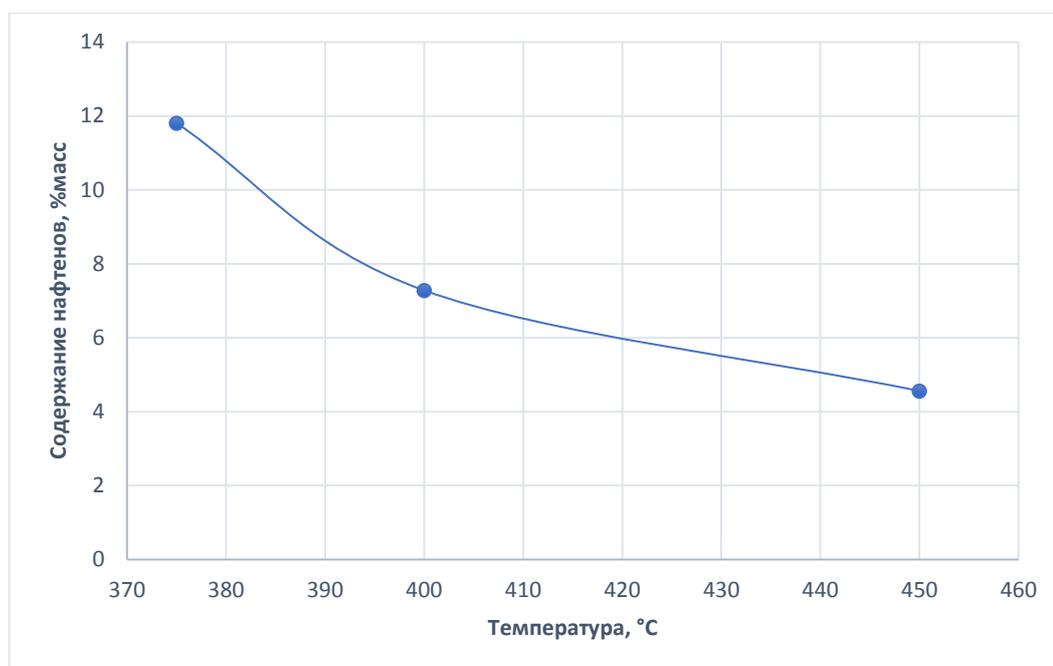


Рисунок 3.8 – Зависимость изменения содержания нафтенов от температуры проведения процесса

На основании первой серии опытов построены зависимости изменения выхода жидких продуктов от времени проведения процесса (Рис.3.3) и содержания всех групп углеводородов, присутствующих в жидком продукте, от температуры проведения процесса (Рис.3.4-3.8). Выявлено, что содержание изопарафинов, парафинов, олефинов и нафтенов снижается с ростом температуры процесса, а содержание ароматических углеводородов, являющихся прекурсорами коксообразования, повышается и максимально при температуре 450 °С.

Таким образом, с ростом температуры и времени проведения процесса увеличивается выход газообразных продуктов (выход катализата падает), однако увеличивается содержание ароматических углеводородов в жидком продукте.

Исходя из этого, вторая серия опытов проведена при максимальной температуре процесса. Эксперимент проводился в течении 12 часов при температуре 450 °С и давлении 1,5 МПа. Через каждые 2 часа производился отбор катализата и газовой фазы на хроматографические анализы. Составы газообразных продуктов анализировали на хроматографе «Хроматэк Кристалл 5000.1», а жидких продуктов на хроматографе «Хроматэк Кристалл 5000.2».

Технологические параметры процесса и выходы продуктов представлены в таблице 3.3.

Таблица 3.3 – Результаты второй серии опытов

Т, °С	Расход н – гексана/азота, мл/ч	Давление, МПа	Время отбора жидкого продукта, ч	Масса жидкого продукта, г	Масса газового продукта, г
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	11,4315	14,5685
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	11,2870	14,7130
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	11,2817	14,7183
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	10,3455	15,6545
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	10,2415	15,7585
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	2	9,3718	16,6282

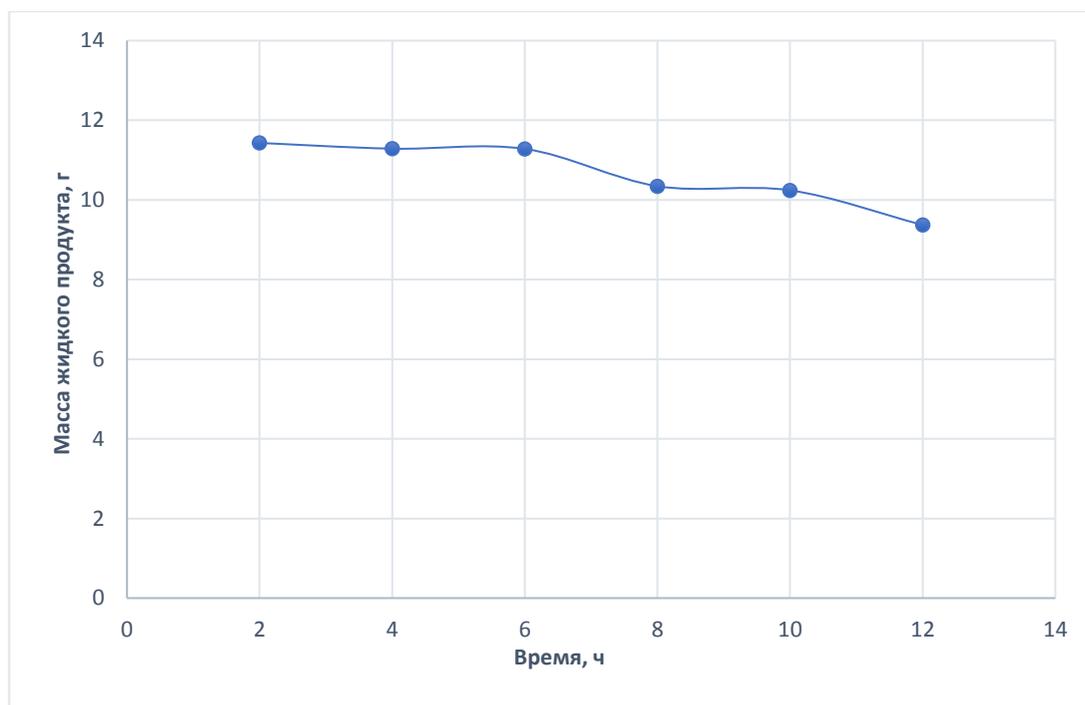


Рисунок 3.9 – Зависимость выхода жидкого продукта от времени проведения процесса

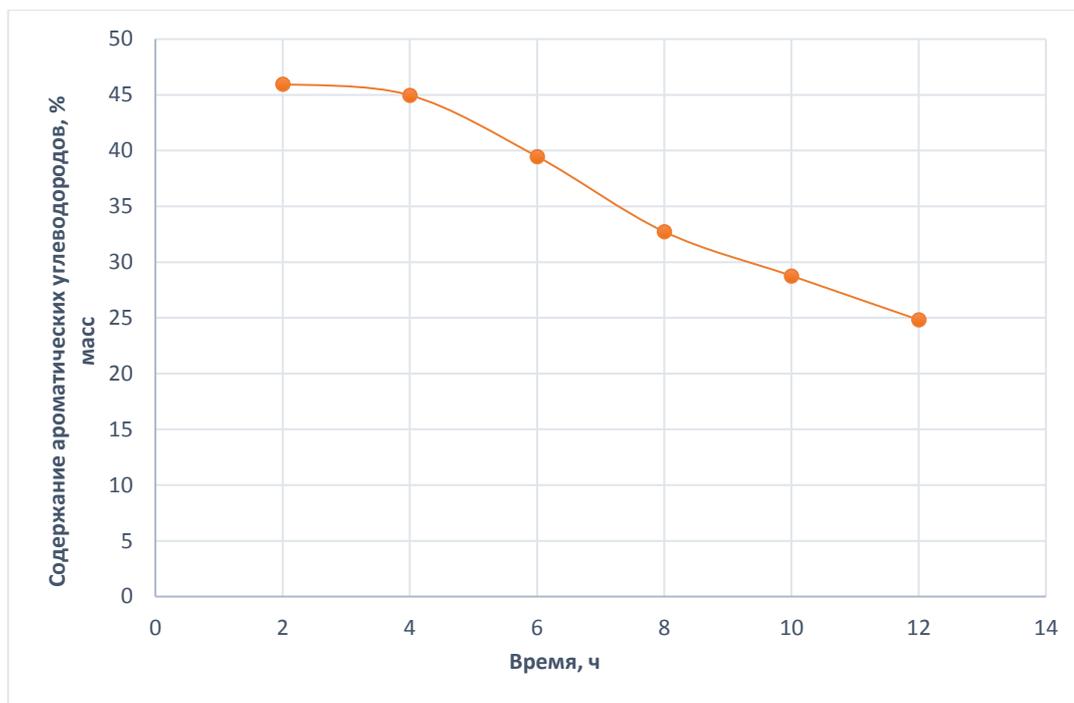


Рисунок 3.10 – Зависимость изменения содержания ароматических углеводородов от времени проведения процесса

На основании второй серии опытов построены зависимости изменения выхода жидких продуктов (Рис.3.9) и содержания ароматических углеводородов от времени проведения процесса (Рис.3.10). Выявлено, что с увеличением времени проведения процесса на катализаторе выход жидких продуктов и содержание ароматических углеводородов в жидком продукте снижаются, что говорит о начале его дезактивации, поскольку в результате протекания реакций конденсации и полимеризации из ароматических структур образуются недесорбируемые с активной поверхности катализатора продукты уплотнения.

Таким образом, с увеличением времени проведения процесса снижается активность катализатора, поскольку снижается содержание ароматических углеводородов в жидком продукте. Селективность реакций, представляющая собой отношение выхода целевого продукта к общему выходу полученных продуктов, возрастает в побочных реакциях крекинга (Рис.3.11) и снижается в целевых реакциях дегидрирования (Рис.3.12), алкилирования (Рис.3.13), где исключением являются реакции изомеризации (Рис.3.14).

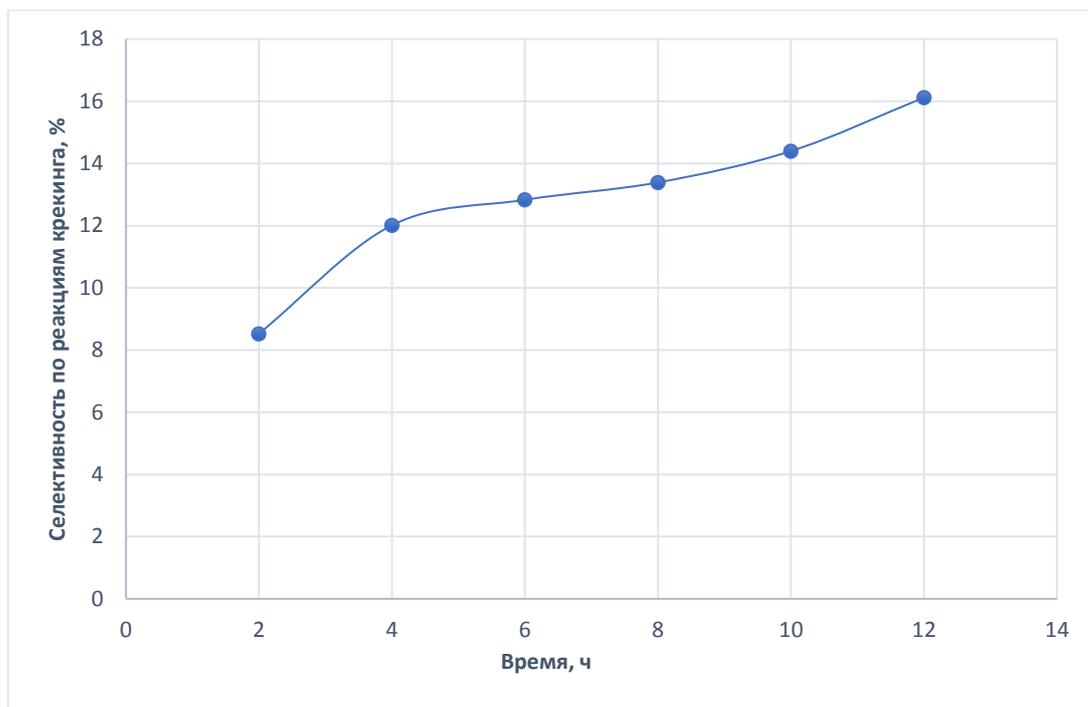


Рисунок 3.11 – Зависимость изменения селективности по реакциям крекинга от времени проведения процесса

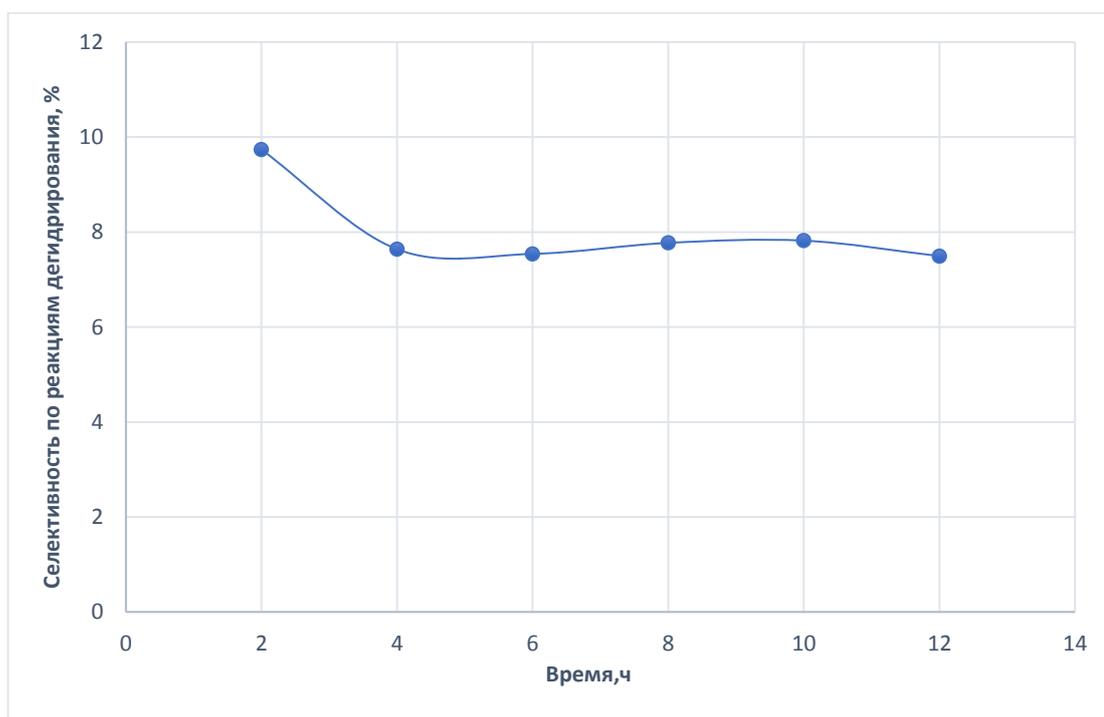


Рисунок 3.12 – Зависимость изменения селективности по реакциям дегидрирования от времени проведения процесса

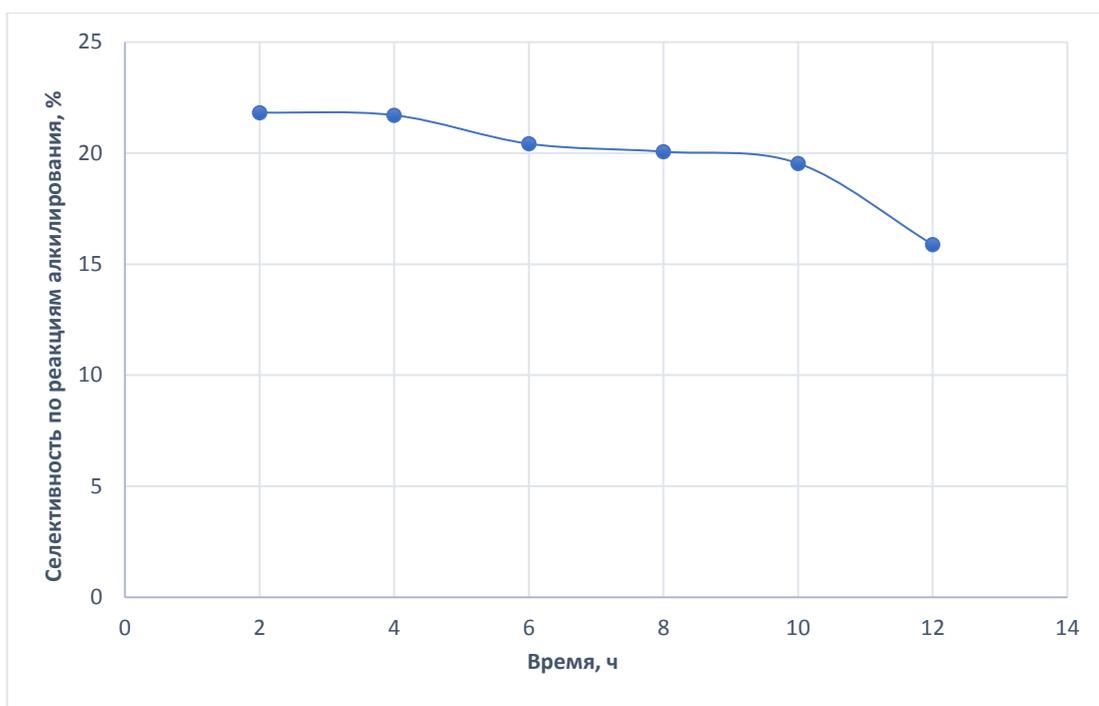


Рисунок 3.13 – Зависимость изменения селективности по реакциям алкилирования от времени проведения процесса

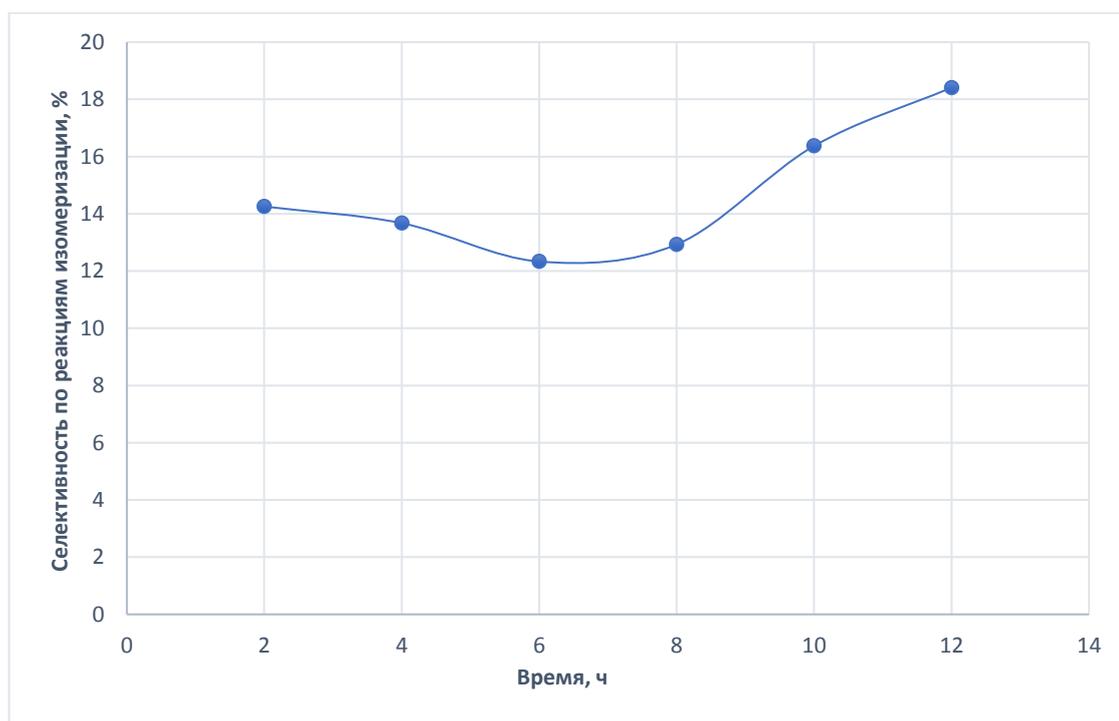


Рисунок 3.14 – Зависимость изменения селективности по реакциям изомеризации от времени проведения процесса

Третья серия опытов направлена на получение данных по скорости дезактивации исследуемого катализатора. Эксперимент проводился в течении 30 часов при температуре 450 °С и давлении 1,5 МПа до резкого снижения выхода

жидкого продукта. Через каждые 6 часов производился отбор катализата и через каждые 2 часа отбор газовой фазы на хроматографические анализы. Составы газообразных продуктов анализировали на хроматографе «Хроматэк Кристалл 5000.1», а жидких продуктов на хроматографе «Хроматэк Кристалл 5000.2».

Технологические параметры процесса и выходы продуктов представлены в таблице 3.4.

Таблица 3.4 – Результаты третьей серии опытов

Т, °С	Расход н – гексана/азота, мл/ч	Давление, МПа	Время отбора жидкого продукта, ч	Масса жидкого продукта, г	Масса газового продукта, г
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	6	16,1400	9,8600
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	6	15,3100	10,6900
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	6	14,3800	11,6200
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	6	13,2900	12,7100
450	20 ( $5,5 \cdot 10^{-3}$ мл/с)	1,5	6	8,8100	17,1900

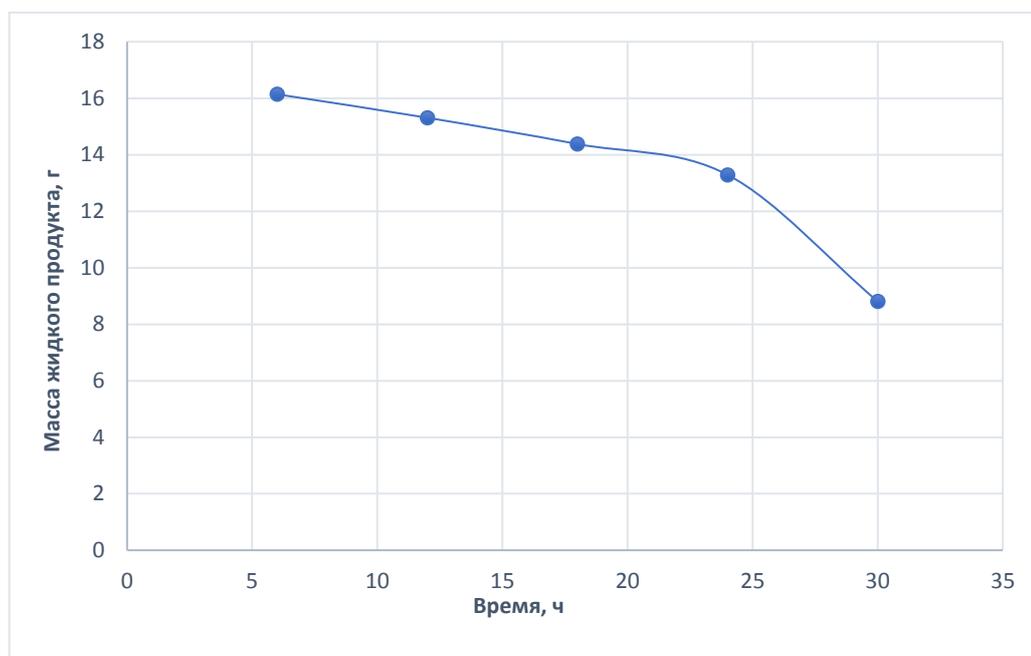


Рисунок 3.15 – Зависимость выхода жидкого продукта от времени проведения процесса

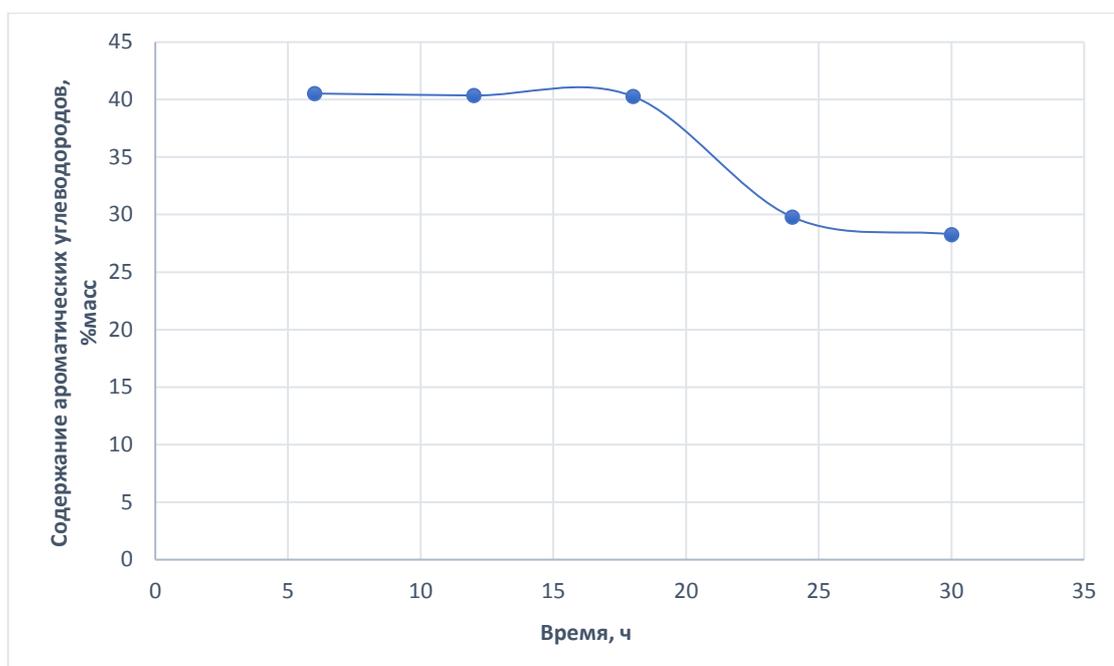


Рисунок 3.16 – Зависимость изменения содержания ароматических углеводородов от времени проведения процесса

На основании третьей серии опытов построены зависимости изменения выхода жидких продуктов (Рис.3.15) и содержания ароматических углеводородов от времени проведения процесса (Рис.3.16). Выявлено, что с увеличением времени проведения процесса на катализаторе выход жидких продуктов резко снижается, а содержание ароматических углеводородов в жидком продукте снижается до минимума. Совокупность данных факторов говорит о том, что катализатор существенно дезактивирован.

Масса загруженного в реактор катализатора составляла 5,4904 г, а после его выгрузки 6,2579 г. Таким образом, количество образовавшегося кокса на катализаторе составляет 0,7665 г или 12 % от конечной массы катализатора.

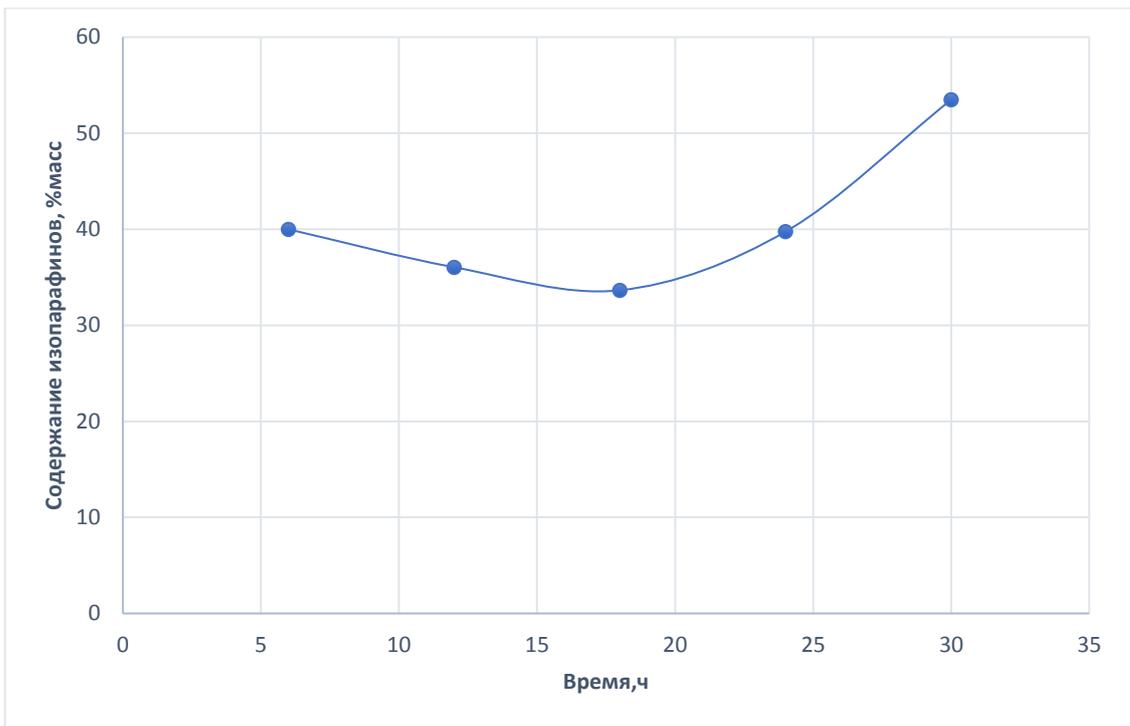


Рисунок 3.17 – Зависимость изменения содержания изопарафинов от времени проведения процесса

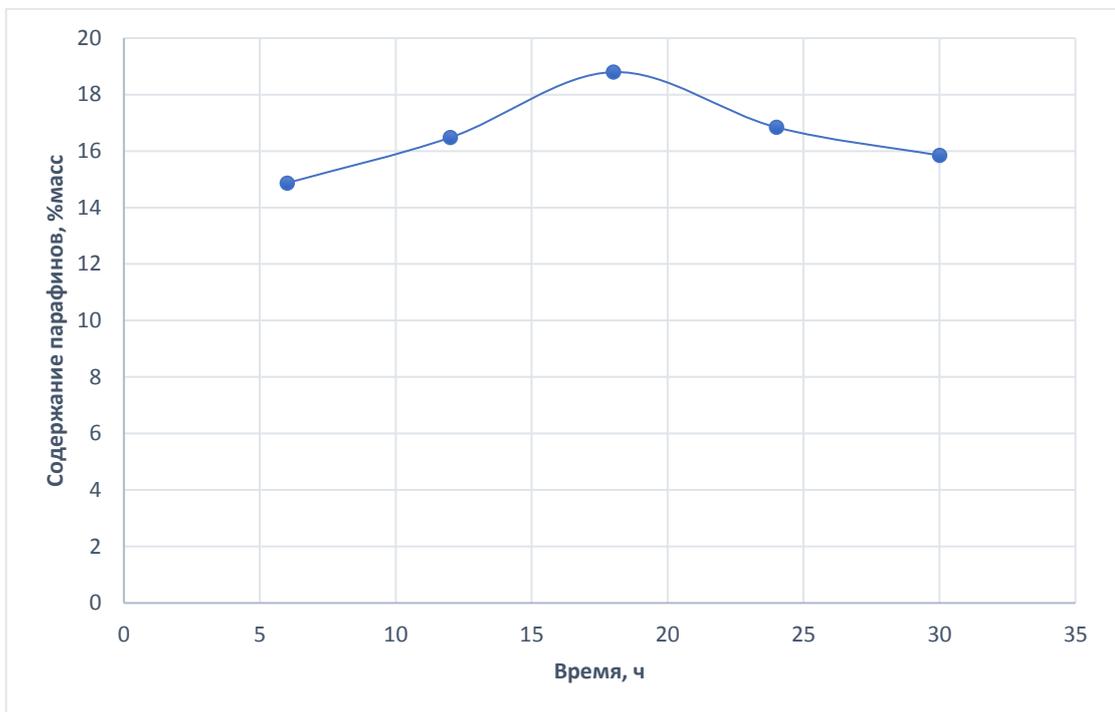


Рисунок 3.18 – Зависимость изменения содержания парафинов от времени проведения процесса

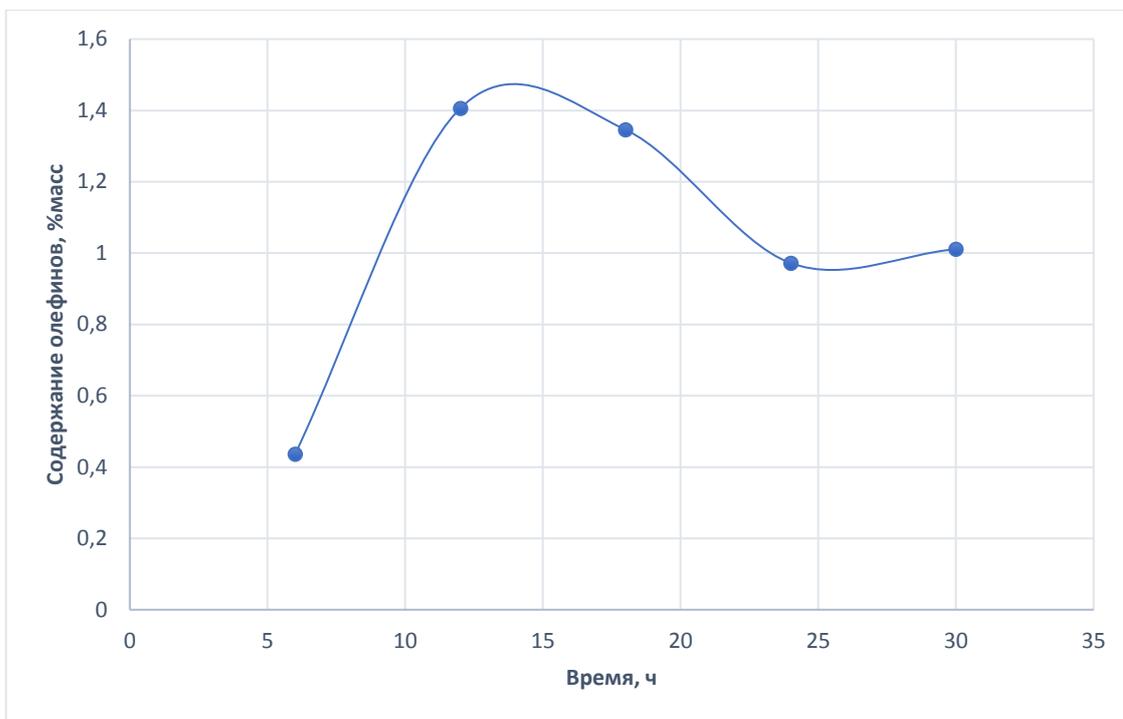


Рисунок 3.19 – Зависимость изменения содержания олефинов от времени проведения процесса

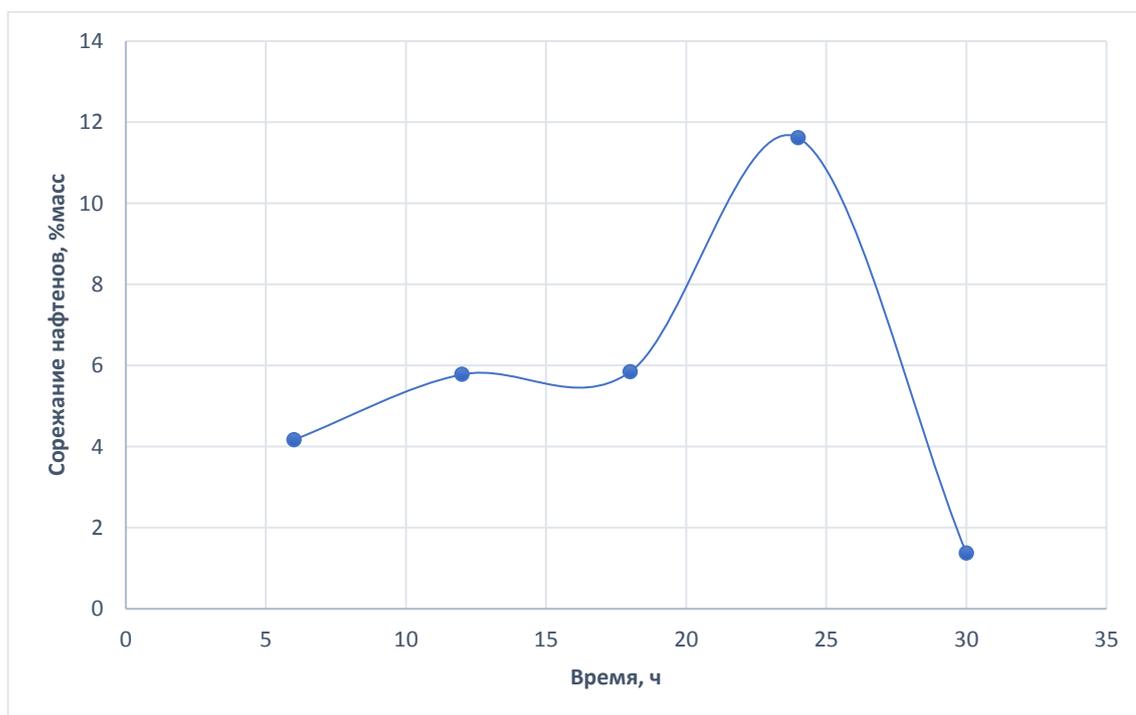


Рисунок 3.20 – Зависимость изменения содержания нафтенов от времени проведения процесса

Построены зависимости изменения содержания изопарафинов, парафинов, олефинов и нафтенов в жидком продукте от времени проведения процесса (Рис.3.17-3.20). Выявлено, что с увеличением времени проведения процесса на

катализаторе содержание изопарафинов в жидком продукте увеличивается, а содержание парафинов, олефинов и нафтеновых углеводородов снижается.

Октановые числа получаемых катализаторов оценивали по показателю преломления, который является одной из важнейших и наиболее доступных характеристик органических соединений, в частности, углеводородов, их смесей и нефтяных дистиллятов. Наибольшими показателями преломления обладают ароматические углеводороды, наименьшими – парафиновые, нафтеновые углеводороды занимают промежуточное положение.

Значения показателей преломления жидких продуктов в первых двух сериях экспериментов лежат в пределах от 1,5224 до 1,5335. Высокие значения октановых чисел обусловлены высоким содержанием ароматических углеводородов. По мере дезактивации катализатора наблюдается значительный спад содержания ароматических углеводородов, в результате чего снижаются октановые числа получаемых жидких продуктов, однако требуемые значения октановых чисел не ниже 82 пунктов поддерживаются благодаря увеличению содержания изопарафиновых углеводородов.

### 3.3 Моделирование в Unisim Design

На кафедре ХТТ и ХК была разработана математическая модель реактора процесса цеоформинга (Рис.3.21). Гидродинамический режим в реакторе идеальное вытеснение, температура 375-450°C, давление 1,5 МПа, расход сырья 3500 кг/час. В программу заложены основные реакции превращений углеводородов, представленные на рисунке 3.2.

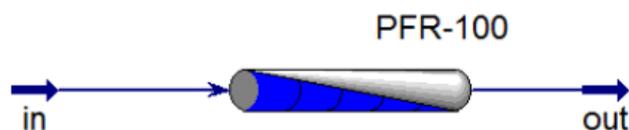


Рисунок 3.21 – Математическая модель реактора в Unisim Design

На основании результатов, полученных в ходе эксперимента, необходимо дополнить данную математическую модель реактора математическим описанием дезактивации катализатора и проверить ее на адекватность.

Дезактивация приводит к снижению количества свободных активных центров на катализаторе, энергия активации при этом не изменяется, однако изменяется предэкспоненциальный множитель, который характеризует частоту активных столкновений молекул. Таким образом, предэкспоненциальный множитель при изменении активности может быть выражен, как функция времени эксплуатации катализатора  $k_0 = f(t)$ .

В математической модели, снижение количества активных центров на катализаторе можно учесть, если подобрать соответствующие предэкспоненциальные множители химических реакций на каждом этапе дезактивации катализатора. Степень дезактивации/уменьшение количества активных центров можно количественно оценить по количественному изменению предэкспоненциального множителя.

Изменение значения предэкспоненциального множителя ведет к изменению константы скорости химической реакции, отражающей пропорциональность между скоростью химической реакции и произведением концентраций реагирующих веществ.

По результатам эксперимента, дезактивация катализатора КН-30 начинается на 16 часу его работы, а существенная дезактивация наступает на 54.

Таблица 3.5 – Изменение значения предэкспоненциального множителя от времени работы катализатора

Реакции образования	$k_0$	t, ч	$k_0$	t, ч
	Начало дезактивации $k_0 = f(t)$		Существенная дезактивация $k_0 = f(t)$	
Парафинов	2,0	16	0,5	54
Изопарафинов	3,0	16	6,0	54
Ароматики	15	16	5,0	54
Олефинов	2,0	16	0,5	54
Нафтенев	1,0	16	0,3	54
Продуктов уплотнения	20	16	30	54

Скорости реакций образования парафинов, олефинов, нафтенов и ароматических углеводородов снижаются по мере снижения активности катализатора, следовательно, описываем реакции уменьшением  $k_0$ .

Скорости реакций коксообразования увеличиваются (количество мест, занятых трудно десорбируемыми продуктами растёт), следовательно, описываем реакции ростом  $k_0$ .

Таблица 3.6 – Проверка модели на адекватность в начале процесса дезактивации

Группа УВ	Состав, % масс.		Относительная погрешность $\Delta = \left  \frac{\text{Эксперимент} - \text{Модель}}{\text{Эксперимент}} \right  * 100\%$
	Эксперимент	Модель в Unisim	
Парафины	21,920	23,860	8,95
Изопарафины	25,855	25,950	0,37
Ароматика	45,966	43,500	5,36
Олефины	4,810	4,440	7,69
Нафтены	1,372	1,446	5,39

Таблица 3.7 – Проверка модели на адекватность при существенно дезактивированном катализаторе

Группа УВ	Состав, % масс.		Относительная погрешность $\Delta = \left  \frac{\text{Эксперимент} - \text{Модель}}{\text{Эксперимент}} \right  * 100\%$
	Эксперимент	Модель в Unisim	
Парафины	15,844	16,860	6,41
Изопарафины	53,486	53,950	0,87
Ароматика	28,278	26,500	6,29
Олефины	1,011	1,090	7,81
Нафтены	1,214	1,125	7,33

Проверка математической модели показала, что она адекватно описывает процесс превращения углеводородов на цеолитном катализаторе.

### 3.4 Технологический расчет лифт-реактора

#### 3.4.1 Исходные данные

Таблица 3.8 – Параметры работы реактора

<b>Параметр</b>	<b>Значение</b>
Нагрузка по сырью, тыс.т./год	100
Температура, °С	320-480
Давление, МПа	1,5
Время стабильной работы катализатора, час	168

Компонентный состав получаемых жидких и газообразных продуктов эксперимента приведен в (Табл.3.9-3.10).

Таблица 3.9 – Характеристика газообразных продуктов из реактора

<b>Компонент</b>	<b>Концентрация, %масс</b>
Метан	98,476
Этан	0,027
Пропан	0,152
и-Бутан	0,071
н-Бутан	0,041
и-Пентан	0,009
н-Пентан	0,008
Гексен	0,613
и-Гексан	0,159
н-Гексан	0,272
Водород	0,172
Сумма	100

Таблица 3.10 – Характеристика жидких продуктов из реактора

<b>Компонент</b>	<b>Концентрация, % масс</b>
Пропан	4,430
изо-бутан	6,967
изо-бутен	0,267
н-бутан	11,860
цис-бутен-2	0,221

2,2-диметилпропан	0,139
изо-пентан	6,412
пентен-1	0,011
2-метилбутен-1	0,082
н-пентан	3,081
3,3-диметилбутен-1	0,022
2-метилбутен-2	0,244
2,2-диметилбутан	0,431
Циклопентан	0,199
2,3-диметилбутан	2,461
4-метил-с-пентен-2	0,010
2-метилпентан	3,419
3-метилпентан	5,347
н-гексан	2,497
ЭТБЭ	0,021
Метилциклопентан	3,383
2,4-диметилпентан	4,785
2,2,3-триметилбутан	0,702
Бензол	4,135
3,3-диметилпентан + 5-метилгексен-1	0,189
2-метилгексан	0,181
3-этилциклопентен	0,063
Толуол	14,152
Этилбензол	1,915
m-ксилол	6,170
p-ксилол	4,075
o-ксилол	3,111
н-нонан	2,105
1-метил-2-пропилцикло- пентан	1,482
н-декан	2,282
1,2-диметил-3-этилбен- зол	0,194
2-метилнафталин	0,522
этил-1,3,5-триметилбен- зол	0,243
н-додекан	0,599

2,7-диметилнафталин	0,299
н-пентадекан	1,292
Сумма	100

### 3.4.2 Материальный баланс

В общем виде уравнение массового баланса имеет вид

$$G_c + G_{\text{кат}} = G_{\text{ж}} + G_{\text{г}} + G_{\text{кат}} + G_{\text{кокс}}$$

Кратность циркуляции катализатора в промышленных установках каталитического крекинга обычно составляет 4-7 и регулируется, как и его расход, специальной задвижкой в зависимости от требуемой температуры в реакторе.

Примем кратность циркуляции катализатора равной  $n=6$  [32, с. 169].

Расход сырья

$$G_c = \frac{100000 \cdot 1000}{8000} = 12500 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Тогда расход катализатора составит

$$G_{\text{кат}} = G_c \cdot n = 12500 \cdot 6 = 75000 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Содержание кокса на катализаторе, выходящем из лифт-реактора, варьируется в интервале 0,75 – 0,80 % масс. [32, с. 169], т.е.

$$G_{\text{кокс}} = 0,008 G_{\text{кат}} = 0,008 \cdot 75000 = 600 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Зная производительность реактора по свежему сырью и выходы компонентов в массовых долях от жидкого и газообразного продуктов, найдем массовый расход каждого из них.

Соотношение расходов жидких и газообразных продуктов примем как 2 к 3, опираясь на экспериментальные данные. Следовательно, суммарный выход жидких продуктов

$$G_{\text{ж}} = (G_c - G_{\text{кокс}}) \cdot \frac{2}{5} = (12500 - 600) \cdot \frac{2}{5} = 4760 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Выход газообразных продуктов соответственно

$$G_{\text{г}} = (G_c - G_{\text{кокс}}) \cdot \frac{3}{5} = (12500 - 600) \cdot \frac{3}{5} = 7140 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Таблица 3.11 – Материальный баланс

Приход, кг/ч		Расход, кг/ч	
Сырье	12500	Жидкие продукты	4760
Катализатор	75000	Газообразные продукты	7140
		Катализатор	75000
		Кокс	600
Итого	87500		87500

Умножая массовую долю каждого компонента на расход жидкого или газообразного продукта, получим компонентный состав выходного потока (см. Приложение I).

### 3.4.3 Тепловой баланс

Составим тепловой баланс реактора, из которого определим температуру сырья на входе в узел смешения с катализатором.

Уравнение теплового баланса реактора в общем виде:

$$Q_c + Q_{кат1} = Q_{прод} + Q_{кат2} + Q_k + Q_p + Q_{п}$$

Левая часть уравнения отвечает приходу тепла (в кВт):

$Q_c$  – с сырьем;

$Q_{кат1}$  – с циркулирующим катализатором;

Правая часть уравнения отвечает расходу тепла (в кВт):

$Q_{прод}$  – с образовавшимися продуктами;

$Q_{кат2}$  – с циркулирующим катализатором;

$Q_k$  – с образовавшимся коксом;

$Q_p$  – на реакции конверсии углеводородов;

$Q_{п}$  – потери тепла в окружающую среду.

Количество потерь тепла в окружающую среду принимаем 800 кВт.

Воспользуемся программой Unisim Design для определения количества тепла сырья и продуктов (Рис.3.22).

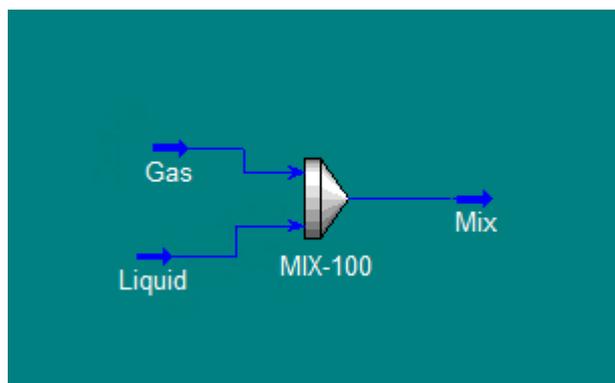


Рисунок 3.22 – Схема смесителя в Unisim Design

*Gas, Liquid* – газообразные и жидкие продукты; *Mix* – сырье

Тепло, вносимое с реактор сырьем (Рис.3.23), равно

$$Q_c = 2,949 \cdot 10^7 \text{ кДж/ч} = 8191,67 \text{ кВт}$$

Stream Name	Mix
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	370,0
Pressure [kPa]	1471
Molar Flow [kgmole/h]	530,8
Mass Flow [kg/h]	1,250e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	32,18
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5,556e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	203,2
Heat Flow [kJ/h]	-2,949e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
Fluid Package	Basis-1
Phase Option	Multiphase

Рисунок 3.23 – Параметры сырья

Тепло, выносимое продуктами (Рис.3.24)

$$Q_{\text{прод}} = 2,321 \cdot 10^7 + 5,397 \cdot 10^5 = 2,375 \cdot 10^7 \text{ кДж/ч} = 6597,22 \text{ кВт}$$

Stream Name	Gas	Stream Name	Liquid
Vapour / Phase Fraction	1,0000	Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	480,0	Temperature [C]	480,0
Pressure [kPa]	1471	Pressure [kPa]	1471
Molar Flow [kgmole/h]	445,7	Molar Flow [kgmole/h]	59,57
Mass Flow [kg/h]	7140	Mass Flow [kg/h]	4760
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	23,82	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	6,821
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5,207e+004	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9060
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	203,9	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	276,8
Heat Flow [kJ/h]	-2,321e+007	Heat Flow [kJ/h]	-5,397e+005
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	6,705
Fluid Package	Basis-1	Fluid Package	Basis-1
Phase Option	Multiphase	Phase Option	Multiphase

Рисунок 3.24 – Параметры продуктов

Энтальпия катализатора и кокса подсчитывается по формуле:

$$q_k = c \cdot T$$

где  $c$  – теплоемкость катализатора или кокса, кДж/кг;

$T$  – температура катализатора или кокса, К.

Теплоемкость катализатора принимаем 1,1 кДж/(кг·К), теплоемкость кокса – 2 кДж/(кг·К).

$$q_{\text{кат}}^{\text{ВХ}} = 1,1 \cdot 10^3 \cdot (610 + 273) = 971300 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}$$

$$Q_{\text{кат1}} = q_{\text{кат}}^{\text{ВХ}} \cdot G_{\text{кат}} = 971300 \cdot \frac{75000}{3600} = 20235416,67 \text{ Вт}$$

$$q_{\text{кат}}^{\text{ВЫХ}} = 1,1 \cdot 10^3 \cdot (480 + 273) = 828300 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}$$

$$Q_{\text{кат2}} = q_{\text{кат}}^{\text{ВЫХ}} \cdot G_{\text{кат}} = 828300 \cdot \frac{75000}{3600} = 17256250 \text{ Вт}$$

$$q_k = 2 \cdot 10^3 \cdot (480 + 273) = 1506000 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}$$

$$Q_k = q_k \cdot G_{\text{кокс}} = 1506000 \cdot \frac{600}{3600} = 251000 \text{ Вт}$$

Таблица 3.12 – Тепловой баланс

Приход, Вт		Расход, Вт	
Сырье	8191670	Продукты	6597220
Катализатор	20235416,67	Катализатор	17256250
		Кокс	251000
		На реакцию	$Q_p$
		Потери	800000
Итого	28427086,67		24904470+ $Q_p$

Из теплового баланса определим тепло, затрачиваемое на реакцию:

$$Q_p = 28427086,67 - 24904470 = 3522616,67 \text{ Вт}$$

### 3.4.4 Расчет диаметра аппарата

1) Объем продуктов реакции в лифт-реакторе определим по формуле

$$V = 22,4 \frac{T}{273} \cdot \frac{0,101}{P} \sum \frac{G_i}{M_i}$$

где  $T$  – температура системы, К;  $P$  – давление в системе, МПа;  $G_i$  – расход компонента, кг/ч;  $M_i$  – молекулярная масса компонента.

При известном компонентном составе продуктов рассчитаем следующую величину

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = 446,93 + 59,67 = 506,61$$

Расчеты проведены в программе Microsoft Excel (см. Приложение I).

Объем продуктов реакции

$$V_{\text{пр.р.}} = 22,4 \frac{370+273}{273} \cdot \frac{0,101}{1,5} \cdot 506,61 = 1800 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

2) Объемный расход катализатора в лифт-реакторе

$$V_{\text{кат}} = G_{\text{кат}} / \rho_{\text{кат}} = 75000 / 2700 = 27,78 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Примем истинную плотность катализатора 2700 кг/м<sup>3</sup> [32, с. 170].

3) Общий объем потока в лифт-реакторе

$$V_{\text{об}} = V_{\text{пр.р.}} + V_{\text{кат}} = 1800 + 27,78 = 1827,78 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 0,51 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

4) Сечение реактора

$$F = \frac{V_{\text{об}}}{u} = \frac{0,51}{15} = 0,34 \text{ м}^2$$

где  $u$  – линейная скорость на выходе из лифт-реактора, м/с [32, с. 169].

Принимаем  $u=15$  м/с.

5) Диаметр лифт-реактора

$$D = 1,128\sqrt{F} = 1,128\sqrt{0,34} = 0,66 \text{ м}$$

Примем диаметр аппарата  $D = 800$  мм.

### 3.4.5 Расчет высоты аппарата

1) Масса катализатора в лифт-реакторе

$$G_{\text{к}} = G_{\text{с}} / \omega = \frac{12500}{60} = 208,33 \text{ кг}$$

где  $\omega$  – массовая скорость подачи сырья, ч<sup>-1</sup> [32, с. 169].

Принимаем 60 ч<sup>-1</sup>.

2) Объем реакционного пространства

$$V_p = \frac{G_k}{\gamma_{k.c}} = \frac{208,33}{65} = 3,21 \text{ м}^3$$

где  $\gamma_{k.c}$  – плотность суспензии в лифт-реакторе, кг/м<sup>3</sup> [32, с. 169]. Принимаем  $\gamma_{k.c} = 65$  кг/м<sup>3</sup>.

3) Высота лифт-реактора

$$V_p = 0,785D^2h$$

откуда

$$h = \frac{V_p}{0,785D^2} = \frac{3,21}{0,785 \cdot 0,8^2} = 6,39 \text{ м}$$

Далее был проведен механический расчет лифт-реактора, результаты которого представлены в Приложении II.

### 3.4.6 Техничко-экономический расчет

Согласно ЗАО СТК «Цеосит», срок пробега цеолитного катализатора КН-30 до регенерации 150-300 часов, а общий пробег 23000 часов, что составляет 958 суток или 2 года и 228 дней. Количество циклов регенерации за это время составляет от 77 до 153. Если принять, что регенерация катализатора в каждом цикле будет осуществляться в течении 10 часов, то за 2 года и 228 дней общее время остановок составит от 32 до 64 суток.

$$T_{ост} = 23000 \div 300 = 77 * 10 = 770 \div 24 = 32 \text{ сут.}$$

$$T_{ост} = 23000 \div 150 = 153 * 10 = 1530 \div 24 = 64 \text{ сут.}$$

В реакторе с неподвижным слоем катализатора, не предусматривающем непрерывную регенерацию, срок службы катализатора составит 2 года и 164 дня (894 суток) или 2 года и 196 дней (926 суток), в зависимости от срока пробега катализатора до регенерации.

В установке с лифт-реактором возможно непрерывное проведение процесса в течении 2 лет и 228 дней, поскольку осуществляется непрерывная регенерация катализатора.

Установка процесса цеоформинга предназначена для производства автобензинов от АИ-80 до АИ-95. Проведем расчеты на примере бензина АИ-95,

стоимость которого за 1 л по Томской области составляет  $\approx 43$  рубля, а также на примере установки с производственной мощностью 40 тыс. т/г. Плотность бензина АИ-95  $\approx 0,75$  г/см<sup>3</sup>.

В лифт-реакторе за 2 года и 228 дней производственная мощность равна 105 тыс. т/г. Стоимость продукта за это время составит 6,02 млрд рублей.

$$M_{\text{произв}} = 40 + 40 + \frac{40}{365} * 228 = 105 \text{ тыс. т/г} = 140000000 \text{ л/г.}$$

В реакторе с неподвижным слоем катализатора за 2 года и 164 дня или 2 года и 196 дней производственная мощность равна от 98 до 101 тыс. т/г. Стоимость продукта за это время составит от 5,62 до 5,79 млрд рублей.

$$M_{\text{произв}} = 40 + 40 + \frac{40}{365} * 164 = 98 \text{ тыс. т/г} = 130666666 \text{ л/г.}$$

$$M_{\text{произв}} = 40 + 40 + \frac{40}{365} * 196 = 101 \text{ тыс. т/г} = 134666666 \text{ л/г.}$$

Таким образом, за время простоев реактора с неподвижным слоем катализатора на регенерацию сумма потерь составит от 230 до 400 млн рублей. Количество полученного продукта при непрерывном проведении процесса в лифт-реакторе за полный срок службы катализатора (958 суток) полностью окупит его сложную и металлоемкую конструкцию.

## **4 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение**

В настоящее время, одной из основных задач химической технологии топлива является улучшение качества топлива путем внедрения на российских предприятиях технологий мирового уровня. К таким процессам можно отнести процесс переработки бензиновых фракций на цеолитных катализаторах.

Бензин является самым ценным товарным продуктом при первичной перегонке нефти на нефтеперерабатывающих заводах (НПЗ), поэтому задача проектирования сводится к созданию установки, на которой можно было бы получать высококачественный товарный бензин, близкий по основным параметрам к требованиям ГОСТ 51866 – 2002.

Правильный подбор условий проведения процесса определяет качество продуктов и эффективность проведения процесса. Поэтому целью раздела «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение» является обоснование целесообразности разработки модели реактора и узла фракционирования, которая будет отвечать требованиям ресурсоэффективности.

### **4.1 Предпроектный анализ**

#### **4.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования**

Каждое предприятие стремится с минимальными затратами получить как можно больше автомобильного бензина, отвечающего современным требованиям. В связи с этим, целевым рынком для результатов исследования будут Российские НПЗ. Сегментируем рынок услуг по разработке оптимального процесса по следующим критериям: размер НПЗ и вид продукции, на который направлена его деятельность. Карта сегментирования представлена на рисунке 4.1.

		Вид целевой продукции		
		Бензин	Дизель	Сжиженный газ
Размер компании	Крупные			
	Средние			
	Мелкие			

ОАО «ТомскНИПИнефть»	ООО «Томскнефтепроект»	ООО «ТюменНИИгипрогаз»

Рисунок 4.1 – Карта сегментирования рынка услуг по разработке оптимального процесса облагораживания бензинов

В результате сегментирования выявили, что основными сегментами рынка являются НПЗ среднего и мелкого размера, основная деятельность которых направлена на производство бензина, а также крупные и средние предприятия, которые производят дизельное топливо и сжиженный газ соответственно.

Поскольку задачей магистерской диссертации является определение оптимальных конструктивных и технологических параметров работы реакторного оборудования, которые позволят производить бензин с максимальными характеристиками, то основной сегмент рынка, на который мы будем ориентироваться – это мелкие и средние НПЗ, производящие преимущественно бензин. В будущем же станет актуален вопрос применения данной разработки и для крупных НПЗ.

#### 4.1.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения

Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения позволяет провести оценку сравнительной эффективности научной разработки и определить направления для ее будущего повышения. Целесообразно проводить данный анализ с помощью оценочной карты, которая приведена в таблице 4.1.

Таблица 4.1 – Оценочная карта для сравнения конкурентных технических решений

Критерии оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность		
		Б <sub>ф</sub>	Б <sub>ф1</sub>	Б <sub>ф2</sub>	К <sub>ф</sub>	К <sub>ф1</sub>	К <sub>ф2</sub>
<b>Технические критерии оценки ресурсоэффективности</b>							
Повышение производительности труда пользователя	0,10	5	5	3	0,50	0,50	0,3
Удобство в эксплуатации	0,10	5	3	5	0,50	0,30	0,5
Качество продукта	0,30	5	4	3	1,50	1,20	0,90
Стадийность	0,10	5	4	3	0,50	0,40	0,30
Длительность производственного цикла	0,10	5	3	4	0,50	0,30	0,40
<b>Экономические критерии оценки эффективности</b>							
Конкурентоспособность продукта	0,10	5	4	4	0,50	0,40	0,40
Уровень проникновения на рынок	0,07	5	4	5	0,35	0,28	0,35
Цена	0,09	4	3	4	0,36	0,27	0,36
Предполагаемый срок эксплуатации	0,04	4	3	4	0,16	0,12	0,16
Итого	1,00				4,87	3,77	3,67

К конкурентным преимуществам производимого продукта – бензина, можно отнести: высокое качество продукта, минимальная стадийность процесса, сокращение производственного цикла, высокую конкурентоспособность продукта и уровень проникновения на рынок. Эти качества помогут завоевать доверие покупателей путем предложения товара высокого качества со стандартным набором определяющих его параметров.

#### 4.1.3 Диаграмма Исикавы

Диаграмма причины-следствия Исикавы (Cause-and-Effect-Diagram) – это графический метод анализа и формирования причинно-следственных связей, инструментальное средство для систематического определения причин проблемы и последующего графического представления. Область применения диаграммы:

- Выявление причин возникновения проблемы;
- Анализ и структурирование процессов на предприятии;
- Оценка причинно-следственных связей.



Рисунок 4.2 – Причинно-следственная диаграмма для внедрения модели процесса «Цеоформинг» в производство

#### 4.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации

На какой бы стадии жизненного цикла не находилась научная разработка полезно оценить степень ее готовности к коммерциализации и выяснить уровень собственных знаний для ее проведения (или завершения). Для этого заполнили специальную форму, содержащую показатели о степени проработанности проекта с позиции коммерциализации и компетенциям разработчика

научного проекта.

Таблица 4.2 – Бланк оценки степени готовности научного проекта к коммерциализации

Наименование	Степень проработанности научного проекта	Уровень имеющихся знаний у работника
1	2	3
Определен имеющийся научно-технический задел	5	4
Определены перспективные направления коммерциализации научно-технического задела	5	4
Определены отрасли и технологии (товары и услуги) для предложения на рынок	5	5
Определена товарная форма научно-технического задела для представления на рынок	5	5
Определены авторы и осуществлена охрана их прав	4	3
Проведена оценка стоимости интеллектуальной собственности	3	3
Проведены маркетинговые исследования рынков сбыта	4	4
Разработан бизнес-план коммерциализации научной разработки	3	2
Определены пути продвижения научной разработки на рынок	4	4
Разработана стратегия (форма) реализации научной разработки	5	5
Проработаны вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок	2	2
Проработаны вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот	1	1
Проработаны вопросы финансирования коммерциализации научной разработки	3	3
Имеется команда для коммерциализации научной разработки	3	2
Проработан механизм реализации научного проекта	4	4
Итого баллов	56	51

Поскольку значение получилось от 56 до 51 – то перспективность проекта можно считать выше средней. Для увеличения уровня перспективности необходимо, в первую очередь, проработать вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок, а также вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот, для этого возможно необходимо привлечь сторонних специалистов.

#### **4.1.5 Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования**

Задачей данного раздела магистерской диссертации является выбор метода коммерциализации объекта исследования и обоснование его целесообразности. Для разработанной модели реактора превращений углеводородов на цеолитах методом коммерциализации был выбран инжиниринг.

Инжиниринг выделяют как самостоятельный вид коммерческих операций, который предполагает предоставление на основе договора инжиниринга одной стороной (консультант), другой стороне (заказчику), комплекса или отдельных видов инженерно-технических услуг, связанных с проектированием 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 [35].

Данный вид коммерциализации поможет в продвижении продукта на рынок товаров и услуг, и в случае успеха у одних, другие компании и организации могут заинтересоваться произведенной продукцией, тем самым возможно расширение рынка потребителей.

#### **4.2 Инициация проекта**

Группа процессов инициации состоит из процессов, которые выполняются для определения нового проекта или новой фазы уже существующего [35]. В рамках процессов инициации определяются изначальные цели и содержание и фиксируются изначальные финансовые ресурсы. Определяются внут-

ренние и внешние заинтересованные стороны проекта, которые будут взаимодействовать между собой и влиять на общий результат научного проекта. Данная информация закрепляется в Уставе проекта магистерской диссертации, и он должен иметь следующую структуру:

1) Цели и результаты проекта – привести информацию о заинтересованных лицах проекта (Табл.4.3), иерархию целей проекта и критерии достижения целей (Табл.4.4).

Таблица 4.3 – Заинтересованные стороны исследования

Заинтересованные стороны проекта	Ожидание заинтересованных сторон
ООО «АНГК»	Модель реактора превращений углеводородов на цеолитных катализаторах

Таблица 4.4 – Цели и результат проекта

Цели исследования	Разработка модели реактора превращений углеводородов на цеолитных катализаторах
Ожидаемые результаты исследования	Получение результатов по работе с математической моделью
Критерии приемки результатов исследования	Адекватность полученных результатов
Требования к результатам исследования	Стандартизация готового продукта

2) Организационная структура проекта отражает состав рабочей группы, роль каждого участника, функции и трудозатраты в проекте.

Таблица 4.5 – Рабочая группа проекта

ФИО, основное место работы, должность	Роль в проекте	Функции	Трудозатраты, дни
1	2	3	4
Самборская Марина Анатольевна, НИ ТПУ, Отделение химической инженерии, доцент, к.т.н.	Руководитель	Координация деятельности проекта	24
Брыль Виктория Даниловна, НИ ТПУ, Отделение химической инженерии, магистрант	Студент (магистрант)	Выполнение НИР	79
Креницына Зоя Васильевна, НИ ТПУ, Отделение социально-гуманитарных наук, доцент, к.т.н.	Эксперт проекта	Консультант ЭЧ	21
Сотникова Анна Александровна, НИ ТПУ, Отделение общетехнических дисциплин, ассистент	Эксперт проекта	Консультант СО	21
Итого:			145

### 4.3 Планирование и формирование бюджета научного исследования

#### 4.3.1 Контрольные события проекта

Контрольные события проекта необходимо закрепить в форме таблицы 4.6 с ключевыми событиями проекта, их датами и результатами, которые необходимо получить.

Таблица 4.6 – Контрольные события проекта

Контрольное событие	Дата	Результат
Разработка технического задания	20.03.2016	Бланк заданий на выполнение магистерской диссертации
Изучение литературы	03.04.2016	Литературный обзор

Формирование и расчет математической модели	17.04.2016	Расчетная часть
Оформление выводов	20.04.2016	Выводы по работе
Оценка эффективности производства и применения проектируемого процесса	08.05.2016	Раздел экономической эффективности проекта
Разработка социальной ответственности по теме	22.05.2016	Раздел социальная ответственность
Оформление пояснительной записки	31.05.2016	Магистерская диссертация

### 4.3.2 План проекта

Для выполнения научных исследований сформирована рабочая группа, в состав которой входят магистрант, научный руководитель, консультант по социальной ответственности (СО) и консультант по экономической части (ЭЧ) магистерской диссертации.

Составили перечень этапов и работ в рамках проведения научного исследования, провели распределение исполнителей по видам работ. Примерный порядок составления этапов и работ, распределение исполнителей по данным видам работ приведен в таблице 4.7.

Таблица 4.7 – Календарный план проекта

Название	Длительность, дни	Дата начала работ	Дата окончания работ	Состав участников
Разработка технического задания	7	14.03	20.03	Магистрант, руководитель, консультант СО, консультант ЭЧ
Изучение литературы, составление литературного обзора	14	21.03	03.04	Магистрант
Формирование и расчет математической модели	14	04.04	17.04	Магистрант, Руководитель

Обсуждение полученных результатов	3	18.04	20.04	Магистрант, Руководитель
Оформление выводов	4	21.04	24.04	Магистрант
Оценка эффективности производства и применения проектируемого процесса	14	25.04	08.05	Магистрант, консультант ЭЧ
Разработка социальной ответственности по теме	14	09.05	22.05	Магистрант, консультант СО
Оформление пояснительной записки	9	23.05	31.05	Магистрант

Диаграмма Ганта – это тип столбчатых диаграмм, 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. График строится в виде таблицы 4.8 с разбивкой по месяцам и декадам (10 дней) за период времени выполнения научного проекта.

Таблица 4.8 – Календарный план-график проведения магистерской диссертации

Вид работ	Исполнители	Т <sub>к</sub> кал, дн.	Продолжительность проведения работ							
			Март		Апрель			Май		
Разработка технического задания	Магистрант, руководитель, консультант СО, консультант ЭЧ	7								
Изучение литературы, составление литературного обзора	Магистрант	14								
Формирование и расчет математической модели	Магистрант, руководитель	14								
Обсуждение полученных результатов	Магистрант, руководитель	3								
Оформление выводов	Магистрант	4								
Оценка эффективности производства и применения проектируемого процесса	Магистрант, консультант ЭЧ	14								
Разработка социальной ответственности по теме	Магистрант, консультант СО	14								



ющегося в данной научно-технической организации, учитывается в калькуляции в виде амортизационных отчислений.

Все расчеты по приобретению спецоборудования и оборудования, имеющегося в организации, но используемого для каждого исполнения конкретной темы, сведены в таблицу 4.9.

Таблица 4.9 – Расчет бюджета затрат на приобретение спецоборудования для научных работ

Наименование оборудования	Кол-во единиц оборудования	Цена единицы оборудования, руб.	Общая стоимость оборудования, руб.
Компьютер	1	30000	30000
Доставка, монтаж	1	4500	4500
Амортизационные отчисления	1	6000	6000
Содержание, ремонт и эксплуатация	2	3000	6000
Итого:			46500

#### 4.3.3.3 Основная заработная плата

Статья включает основную заработную плату работников [35], непосредственно занятых выполнением НИ, (включая премии, доплаты) и дополнительную заработную плату, также включается премия, выплачиваемая ежемесячно из фонда заработной платы в размере 20-30 % от тарифа или оклада по формуле (1):

$$C = Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}, \quad (1)$$

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

$Z_{\text{доп}}$  – дополнительная заработная плата (12-20 % от  $Z_{\text{осн}}$ ).

Основная заработная плата ( $Z_{\text{осн}}$ ) руководителя от ТПУ рассчитывается по формуле (2):

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{дн}} \cdot T_p, \quad (2)$$

где  $Z_{\text{осн}}$  – основная заработная плата одного работника;

$T_p$  – продолжительность работ, выполняемых научно-техническим работником, раб. дн. (Табл.4.5);

$Z_{дн}$  – среднедневная заработная плата работника, руб.

Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле (3):

$$Z_{дн} = (Z_m \cdot M) / F_d \quad (3)$$

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

$M$  – количество месяцев работы без отпуска в течение года; при отпуске в 24 рабочих дня;

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

Таблица 4.10 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Руководитель	Магистрант	Консультант ЭЧ	Консультант СО
Календарное число дней	365	365	365	365
Количество нерабочих дней				
– выходные дни	44	48	44	44
– праздничные дни	14	14	14	14
Потери рабочего времени				
– отпуск	56	28	56	56
– невыходы по болезни	0	0	0	0
Действительный годовой фонд рабочего времени	251	275	251	251

Месячный должностной оклад работника определяем по формуле (4):

$$Z_m = Z_b \cdot (k_{пр} + k_d) \cdot k_p \quad (4)$$

где  $Z_b$  – базовый оклад, руб.;

$k_{пр}$  – премиальный коэффициент, равный 0,3 (т.е. 30% от  $Z_{тс}$ );

$k_d$  – коэффициент доплат и надбавок составляет примерно 0,2-0,5 (в НИИ и на промышленных предприятиях – за расширение сфер обслуживания, за профессиональное мастерство, за вредные условия: 15-20 % от  $Z_{тс}$ );

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

Расчёт основной заработной платы приведён в таблице 4.11.

Таблица 4.11 – Расчёт основной заработной платы

Исполнители	З <sub>б</sub> , руб.	К <sub>пр</sub>	К <sub>д</sub>	К <sub>р</sub>	З <sub>м</sub> , руб.	З <sub>дн</sub> , руб.	Т <sub>р</sub> , раб. дн.	З <sub>осн</sub> , руб.
Руководитель	29779,02	0,3	0,2	1,3	19356,36	802,02	24	19248,48
Магистрант	18667,93	0,3	0,2	1,3	12134,15	463,30	79	36600,70
Консультант ЭЧ	29779,02	0,3	0,2	1,3	19356,36	802,02	21	16842,42
Консультант СО	29779,02	0,3	0,2	1,3	19356,36	802,02	21	16842,42

#### 4.3.3.4 Дополнительная заработная плата

Дополнительная заработная плата рассчитывается по формуле (5) исходя из 10-15% от основной заработной платы, работников, непосредственно участвующих в выполнение темы [35]:

$$Z_{\text{доп}} = k_{\text{доп}} \cdot Z_{\text{осн}} \quad (5)$$

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

$k_{\text{доп}}$  – коэффициент дополнительной зарплаты, примем 15%;

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

Тогда общая заработная исполнителей работы представлена в таблице 4.12.

Таблица 4.12 – Общая заработная плата исполнителей НИ

Заработная плата	Руководитель	Магистрант	Консультант ЭЧ	Консультант СО
Основная зарплата	19248,48	36600,70	16842,42	16842,42
Дополнительная зарплата	2887,27	5490,11	2526,36	2526,36
Зарплата исполнителя	22135,75	42090,81	19368,78	19368,78
Итого по статье С <sub>зп</sub>	102964,12			

#### 4.3.3.5 Отчисления на социальные нужды

Величина отчислений во внебюджетные фонды определяется исходя из формулы (6):

$$З_{\text{внеб}} = \kappa_{\text{внеб}} \cdot (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}) \quad (6)$$

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

На 2016 г. в соответствии с Федеральным законом от 24.07.2009 № 212 – ФЗ установлен размер страховых взносов равный 30%. На основании пункта 1 ст.58 закона № 212 – ФЗ для учреждений, осуществляющих образовательную и научную деятельность в 2014 году водится пониженная ставка – 27,1%. Отчисления во внебюджетные фонды представлены в таблице 4.13.

Таблица 4.13 – Отчисления во внебюджетные фонды

Исполнитель	Зарплата исполнителя, руб.	Отчисления во внебюджетные фонды, руб.
Руководитель проекта	22135,75	5998,79
Магистрант	42090,81	11406,61
Консультант ЭЧ	19368,78	5248,94
Консультант СО	19368,78	5248,94
Итого		27903,28

#### 4.3.3.6 Накладные расходы

Накладные расходы составляют 80-100 % от суммы основной и дополнительной заработной платы, работников, непосредственно участвующих в выполнение темы. Расчет накладных расходов ведется по формуле (7):

$$С_{\text{накл}} = \kappa_{\text{накл}} \cdot (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}) \quad (7)$$

где  $\kappa_{\text{накл}}$  – коэффициент, учитывающий накладные расходы, примем 80%.

На основании полученных данных по отдельным статьям затрат составляется калькуляция плановой себестоимости НИ, которая представлена в таблице 4.14.

Таблица 4.14 – Расчет бюджета затрат НИ

Наименование статьи	Сумма, руб.		
	Данный проект	Аналог 1	Аналог 2
Материальные затраты НТИ	6000,00	6000,00	6000,00
Специальное оборудование для научных работ	40500,00	40500,00	40500,00
Основная заработная плата исполнителей темы	89534,02	91567,13	90762,09
Дополнительная заработная плата исполнителей темы	13430,10	13835,07	13614,31
Отчисления во внебюджетные фонды	27903,28	29030,10	28999,21
Накладные расходы	82371,29	84601,76	83861,12
Итого плановая себестоимость	259738,69	265534,06	263736,73

Применим следующие обозначения для сравниваемых проектов:

Данный проект – разработка моделей в среде Unisim Design;

Аналог 1 – разработка моделей в среде PRO II;

Аналог 2 – разработка моделей в среде Petro-SIM.

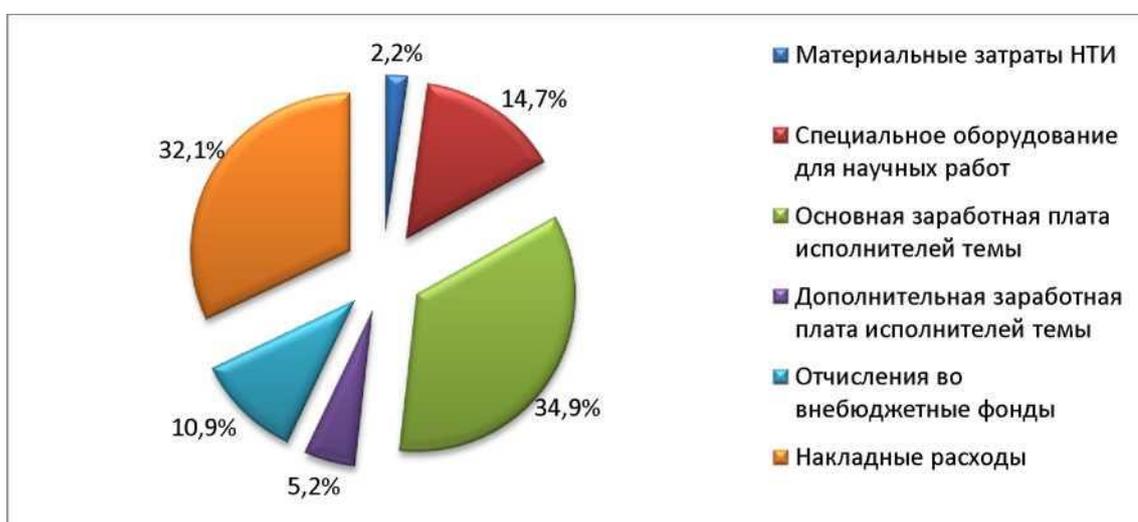


Рисунок 4.3 – Диаграмма бюджета НИ

### 4.3.4 Организационная структура проекта

В качестве организационной структуры проекта была выбрана проектная структура, так как основными критериями отнесения данной работы к этому виду структуры было: высокие обязательства по срокам исполнения работы, уникальность технологии и высокая взаимосвязь между отдельными частями проекта.



Рисунок 4.4 – Проектная структура

### 4.3.5 Матрица ответственности

Для распределения ответственности между участниками проекта, сформировали матрицу ответственности, которая представлена в таблице 4.15.

Таблица 4.15 – Матрица ответственности

Этапы проекта	Руководитель	Магистрант	Консультант ЭЧ	Консультант СО
1	2	3	4	5
Разработка технического задания	О, И	С	О, И	О, И
Изучение литературы, составление литературного обзора	С	О, И	-	-
Формирование и расчет математической модели	О, С	О, И	-	-
Обсуждение полученных результатов	С	О, И	-	-
Оформление выводов	С	О, И	-	-
Оценка эффективности производства и применения проектируемого процесса	-	О, И	С	-

Разработка социальной ответственности по теме	-	О, И	-	С
Оформление пояснительной записки	-	О, И	-	-

### 4.3.6 План управления коммуникациями проекта

Была разработана план управления коммуникациями (Табл.4.16), который отражает требования к коммуникациям со стороны участников проекта.

Таблица 4.16 – План управления коммуникациями

Какая информация передается	Кто передает информацию	Кому передается информация	Когда передает информацию
Статус проекта	Руководитель проекта	Инициатору проекта	В конце срока выполнения
Обмен информацией о текущем состоянии	Исполнитель проекта	Руководителю/Экспертам проекта	Еженедельно
О выполнении контрольных точек	Исполнитель проекта	Руководителю/Экспертам проекта	Не позже контрольного события по графику

## 4.4 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности разработки

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

Интегральный показатель финансовой эффективности научного исследования получают в ходе оценки бюджета затрат двух (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 по формуле (8):

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i} = \Phi_{\text{pi}} / \Phi_{\text{max}}, \quad (8)$$

где  $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i}$  – интегральный финансовый показатель разработки;

$\Phi_{\text{pi}}$  – стоимость  $i$ -го варианта исполнения;

$\Phi_{\text{max}}$  – максимальная стоимость исполнения научно-исследовательского проекта.

$$\text{Для данного проекта: } I_{\text{финр}}^{\text{исп.}} = \frac{259738,69}{265534,06} = 0,98.$$

$$\text{Для первого аналога: } I_{\text{финр}}^{\text{исп.}} = \frac{265534,06}{265534,06} = 1.$$

$$\text{Для второго аналога: } I_{\text{финр}}^{\text{исп.}} = \frac{263736,73}{265534,06} = 0,99.$$

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 по формуле (9):

$$I_{\text{pi}} = \sum a_i \cdot b_i, \quad (9)$$

где  $I_{\text{pi}}$  – интегральный показатель ресурсоэффективности для  $i$ -го варианта исполнения разработки;

$a_i$  – весовой коэффициент  $i$ -го варианта исполнения разработки;

$b_i^a, b_i^p$  – бальная оценка  $i$ -го варианта исполнения разработки, устанавливается экспертным путем по выбранной шкале оценивания;

$n$  – число параметров сравнения.

Таблица 4.17 – Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения  
проекта

Объект исследования	Весовой коэффициент параметра	Данный проект	Аналог 1	Аналог 2
Способствует росту производительности труда пользователя	0,20	5	4	4
Удобство в эксплуатации (соответствует требованиям потребителей)	0,15	4	4	4
Качество продукта	0,30	5	5	5
Простота эксплуатации	0,20	5	5	4
Длительность производственного цикла	0,15	4	4	4
Итого	1,00	4,7	4,5	4,3

$$I_{\text{данный проект}} = 5 * 0,2 + 4 * 0,15 + 5 * 0,30 + 5 * 0,20 + 4 * 0,15 = 4,7;$$

$$I_{\text{аналог 1}} = 4 * 0,2 + 4 * 0,15 + 5 * 0,30 + 5 * 0,20 + 4 * 0,15 = 4,5.$$

$$I_{\text{аналог 2}} = 4 * 0,2 + 4 * 0,15 + 5 * 0,30 + 4 * 0,20 + 4 * 0,15 = 4,3.$$

Таблица 4.18 – Сравнительная эффективность разработки

Показатели	Аналог 1	Данный проект	Аналог 2
Интегральный финансовый показатель разработки	1,00	0,98	0,99
Интегральный показатель ресурсоэффективности разработки	4,5	4,7	4,3
Интегральный показатель эффективности	4,5	4,79	4,43
Сравнительная эффективность вариантов исполнения	1,064		1,08

Интегральный финансовый показатель для данного проекта меньше, чем для первого и второго аналога, это говорит о том, что данный проект обладает

меньшей стоимостью, чем два аналога этого проекта. Интегральный показатель ресурсоэффективности данного проекта больше, чем у аналогов. Интегральный показатель эффективности, рассчитанный на основании данных первых двух показателей, показывает преимущество данного проекта. Сравнение эффективности вариантов исполнения показало, что данный вариант решения с позиции финансовой и ресурсной эффективности является более приемлемым.

## **5 Социальная ответственность**

В данном разделе объектом рассмотрения является производство высокооктановых бензинов на цеолитных катализаторах, а именно установка процесса цеоформинга.

Рабочим местом является производственное помещение установки процесса цеоформинга.

Потребителями результата данной научно-исследовательской работы являются работники установки цеоформинга, которые с помощью разработанной модели могут отслеживать возможные результаты и последствия изменения состава сырья, технологических параметров процесса, а также подбирать оптимальные параметры работы, что позволит уменьшить риски возникновения чрезвычайных и опасных ситуаций на производстве, следовательно, травмирования работников и возможных аварий.

Целью раздела являются анализ имеющихся место на объекте опасных и вредных факторов, а также мероприятий по ограничению их воздействия на персонал, создание безопасных условий труда для рабочих, перечисление организационных и технических мер, предусмотренных для чрезвычайных ситуаций, а также изучение вопроса охраны окружающей среды.

### **5.1 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности**

Для работников, занятых на работах с вредными или опасными условиями труда, законодатель установил:

1) На тяжелых и физических работах с вредными (особо вредными), опасными (особо опасными) условиями труда запрещается применение труда женщин.

2) Лицам, не достигших восемнадцатилетнего возраста, работа с вредными (особо вредными), опасными (особо опасными) условиями труда запрещается.

3) При приеме на работу с вредными (особо вредными), опасными (особо опасными) условиями труда проводится обязательные медицинские осмотры работников.

Таким образом, при отнесении условий труда к вредными (особо вредными), опасными (особо опасными) работникам, занятым на рабочем месте, которое относится к вредными (особо вредными), опасными (особо опасными) должны предоставляться компенсации не ниже предусмотренных постановлением Правительства РФ от 20.11.2008 № 870.

В соответствии с п.1 данного постановления работникам, занятым на перечисленных видах работ, установлены следующие компенсации:

- сокращенная продолжительность рабочего времени – не более 36 часов в неделю в соответствии со ст. 92 ТК РФ;
- ежегодный дополнительный оплачиваемый отпуск – не менее 7 календарных дней;
- повышение оплаты труда – не менее 4% тарифной ставки (оклада), установленной для различных видов работ с нормальными условиями труда [36].

Персонал допускается к работе только в спецодежде и средствах индивидуальной защиты. На рабочем месте должны быть запасы сырья и материалов, не превышающие сменную потребность. Необходимо знать специфические свойства применяемых веществ и соблюдать установленные правила работы с ними. Производственный процесс должен быть организован так, чтобы не допускать выделения в воздух производственного помещения пыли и вредных веществ. Все эксплуатируемые электроустановки должны соответствовать требованиям «Правил технической эксплуатации электроустановок потребителей», и др. нормативных документов. Эксплуатация электрооборудования без заземления не допускается. Помещения опытно-производственной лаборатории обеспечиваются первичными средствами пожаротушения согласно действующим нормам. Все работники должны уметь пользоваться средствами пожаротушения и уметь оказывать первую помощь при несчастном случае. Не допускается загромождения рабочих мест, проходов, выходов из помещений и здания, доступа к противопожарному оборудованию.

## 5.2 Производственная безопасность

Таблица 5.1 – Возможные опасные и вредные факторы

Факторы (ГОСТ 12.0.003-2015)	Этапы работ			Нормативные документы
	Разра- ботка	Изготов- ление	Эксплу- атация	
1. Отклонение показателей микроклимата	+	+	+	<p>Допустимые шумовые характеристики устанавливаются ГОСТ 12 - 1.003 - 88 и СН 2.2.4/2.1.8.562– 96;  Гигиенические допустимые уровни вибрации регламентирует ГОСТ 12.1.012-78;  Параметры освещения устанавливаются СНиП 23-05-95;  Знаки безопасности выбирают согласно ГОСТ 12.4.026-76; ГН 2.2.5.1313–03.  Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны;  ГОСТ 12.1.012–90  ССБТ. Вибрационная болезнь. Общие требования;  ГОСТ 12.4.011–89  ССБТ. Средства защиты работающих; СанПиН 2.2.4.548–96.  Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений;  СН 2.2.4/2.1.8.562–96.  Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и на территории застройки;  СН 2.2.4/2.1.8.566.  Производственная вибрация, вибрация в помещениях жилых и общественных зданий;  ГОСТ 12.1.019 (с изм. №1) ССБТ.  Электробезопасность.</p>
2. Превышение уровня шума		+	+	
3. Превышение уровня вибрации		+	+	
4. Недостаточная освещенность		+	+	
5. Химически опасная среда			+	
6. Поражение электрическим током		+	+	
7. Термические опасности			+	

## **5.2.1 Анализ выявленных вредных факторов**

### **5.2.1.1 Отклонение показателей микроклимата производственного помещения**

Оценка микроклимата проводится на основе измерений его параметров (температура, влажность воздуха, скорость его движения, тепловое излучение) на всех местах пребывания работника в течение смены и сопоставления с нормативами, согласно СанПин 2.2.4.548-96 «Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений».

Показатели микроклимата должны обеспечивать сохранение теплового баланса человека с окружающей средой и поддержание оптимального или допустимого теплового состояния организма. Если измеренные параметры соответствуют требованиям СанПин, то условия труда по показателям микроклимата характеризуются как оптимальные (1 класс) или допустимые (2 класс). В случае несоответствия – условия труда относят к вредным и устанавливают степень вредности, которая характеризует уровень перегревания или охлаждения организма человека.

Оптимальные микроклиматические условия установлены по критериям оптимального теплового и функционального состояния человека. Они обеспечивают общее и локальное ощущение теплового комфорта в течение 8 часовой рабочей смены при минимальном напряжении механизмов терморегуляции, не вызывают отклонений в состоянии здоровья, создают предпосылки для высокого уровня работоспособности и являются предпочтительными на рабочих местах, применительно к выполнению работ различных категорий в холодный и теплый периоды года.

Микроклимат характеризуется температурой воздуха, его скоростью движения, а также интенсивностью теплового излучения. Длительное вредное воздействие на человека неблагоприятных метеорологических условий резко ухудшает его самочувствие, снижает производительность труда и приводит к заболеваниям [38].

### 5.2.1.2 Превышенный уровень шума производственного помещения

Источниками шума в производственном помещении являются шум от работы горелок технологических печей; от работы насосов; от работы вентиляторов воздушных холодильников, расположенных на открытой площадке; от клапанов регулирующих (в режиме дросселирования).

При инвентаризации источников шума на территории объекта, применяемое технологическое оборудование по шумовым характеристикам, содержащихся в его технической документации имеет уровни звука не более 80 дБА [40].

Допустимые уровни параметров шума на рабочих местах определяет ГОСТ [41].

В помещении центрального пульта управления шум не превышает норму (65дБ), так как установленный уровень для таких зданий составляет 70 дБ.

Таблица 5.2 – Допустимые шумовые характеристики для рабочих мест

Требования	ГОСТ 12.1.003-83	СТ СЭВ 1930-79
Установление уровней звукового давления, уровни звука и эквивалентные уровни звука	Уровни звука и эквивалентные уровни звука на рабочих местах в производственных помещениях – 80 дБА	Уровни звука и эквивалентные уровни звука на рабочих местах в производственных помещениях – 85 дБА
Измерение шума на рабочих местах	На рабочих местах в производственных помещениях по ГОСТ 12.1.050-86	На рабочих местах в производственных помещениях по СТ СЭВ 541-77

### 5.2.1.3 Превышенный уровень вибрации производственного помещения

Источниками общей постоянной вибрации в производственном помещении являются – движущие механизмы производственных машин, такие как насосы - насосный блок, сам реактор превращения углеводородов (площадки для ремонта и обследования) и сепаратор для разделения полученных в результате процесса продуктов.

Вибрация воздействует на центральную нервную систему, желудочно-кишечный тракт, органы равновесия (вестибулярный аппарат), вызывает головокружение, онемение конечностей, заболевание суставов. Под влиянием интенсивного шума и вибрации наступают повышенная утомляемость и раздражительность, плохой сон, головная боль, ослабление памяти, внимания и остроты зрения, что ведет к снижению производительности труда (в среднем на 10 – 15%) и часто является причиной травматизма.

Кроме вредного воздействия на организм человека, вибрации оказывают вредное воздействие и на производственное оборудование, коммуникации и сооружения.

Допустимые уровни параметров вибрации на рабочих местах определяет ГОСТ [42].

#### **5.2.1.4 Недостаточная освещенность производственного помещения**

Одним из важнейших элементов благоприятных условий труда является рациональное освещение помещений и рабочих установок.

Нормирование естественного освещения промышленных зданий сводится к нормированию коэффициента естественного освещения. Для работ, выполняемых в лаборатории и относящихся к точным работам, при боковом освещении коэффициент естественной освещенности должен быть не менее 1,5 %.

В помещениях, в которых недостаточно естественного света и для освещения помещений и оборудования в темное время суток предусмотрено искусственное освещение [39].

Так как в химической лаборатории проводятся точные работы, то помещение относится к III разряду по СНиП 23-05-95, согласно которому коэффициент естественного освещения равен 1,5 %. В утреннее и вечернее время в качестве системы освещения применяют комбинированное освещение. Источником искусственного освещения служат люминесцентные лампы, которые установлены непосредственно над рабочим местом. Величина для расчета и нормирования освещения внутри помещения – коэффициент естественной

освещенности (КЕО) – отношение (в процентах освещенности) в данной точке помещения  $E_{ВН}$  к наблюдаемой одновременно освещенности под открытым небом  $E_{НАР}$ .

$$КЕО = (E_{ВН} / E_{НАР}) * 100\%$$

Нормирование естественного освещения сводится к нормированию коэффициента естественного освещения (КЕО) в соответствии с санитарными нормами и правилами СНиП 23-05-95. При верхнем или комбинированном освещении КЕО равен 4 %, при боковом освещении в зоне с устойчивым снежным покровом КЕО равен 1,2 %.

## 5.2.2 Анализ выявленных опасных факторов

### 5.2.2.1 Химически опасная среда

Характеристики токсикологических свойств веществ, обращающихся в производстве, а также предельно-допустимые концентрации (ПДК) веществ в воздухе рабочей зоны, приведены в таблице 5.3 [37].

Таблица 5.3 – Класс опасности и ПДК веществ, используемых в работе

Наименование вещества, продукта	Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны по ГН 2.2.5.1313-03, мг/м <sup>3</sup>	Класс опасности по ГОСТ 12.1.005	Токсические свойства (характер вредного воздействия на организм человека)
Бензин прямогонный	100	IV	Пары действуют наркотически, при больших концентрациях вызывают удушье вследствие недостатка кислорода. Возможно раздражение верхних дыхательных путей, слизистой оболочки глаз и кожи человека. Постоянный контакт с бензином может вызвать острые воспаления и хронические экземы.
Бензин высокооктановый	100	IV	
Тяжелый остаток, фр.>200°С	50	IV	Возможно раздражение слизистой оболочки и кожи. Постоянный контакт может вызвать аллергические заболевания.

Углеводородные газы сепарации	300	IV	Пары действуют наркотически. При больших концентрациях вызывают удушье вследствие недостатка кислорода. Быстро накапливаются в организме при вдыхании и столь же быстро выводятся через легкие, в организме человека не кумулируются.
Углеводородные газы стабилизации	300	IV	Пары действуют наркотически, при больших концентрациях вызывают удушье вследствие недостатка кислорода. Пары газов быстро накапливаются в организме при вдыхании и столь же быстро выводятся через легкие, в организме человека не кумулируются.
Сжиженный газ	300	IV	При попадании на тело вызывают обморожение, напоминающее ожог. Пары действуют наркотически, при больших концентрациях вызывают удушье вследствие недостатка кислорода. Пары газов быстро накапливаются в организме при вдыхании и столь же быстро выводятся через легкие, в организме человека не кумулируются.
Азот	–	–	Не опасен до содержания в смеси с кислородом до 21%. С ростом содержания вызывает недостаток кислорода и отдышку, при больших концентрациях вызывает удушье вследствие недостатка кислорода.
Цеолитный катализатор	–	IV	При попадании на кожу сушит её

### 5.2.2.2 Поражение электрическим током

Источниками электрической опасности являются оголенные части проводов или отсутствие изоляции, отсутствие заземления, замыкания, статическое напряжение.

Для протекания непрерывного технологического процесса его обеспечивают безопасным электрическим оборудованием, а также создают благоприятные условия труда для человека, связанного с электричеством [43]. При нарушении технического регламента по эксплуатации или неисправности электрооборудования возникает опасность воздействия электрического тока на человека.

### 5.2.2.3 Пожаровзрывобезопасность

Источником термической опасности в производственном помещении являются теплообменное оборудование и реактор превращений углеводородов.

Повышенная температура поверхностей оборудования может привести к возникновению пожара, повышенное давление в оборудовании к взрывам, а нарушение герметичности оборудования к ожогам.

Пожарная профилактика представляет собой комплекс организационных и технических мероприятий, направленных на обеспечение безопасности, на предотвращение пожара, ограничения его распространения, а также создания условий для успешного тушения пожара.

По [44] к опасным факторам пожара, воздействующим на людей и имущество, относятся:

- 1) пламя и искры;
- 2) тепловой поток;
- 3) повышенная температура окружающей среды;
- 4) повышенная концентрация токсичных продуктов горения и термического разложения;
- 5) пониженная концентрация кислорода;
- 6) снижение видимости в дыму.

### **5.2.3 Обоснование мероприятий по снижению уровней воздействия опасных и вредных факторов**

На установке предусмотрены следующие средства коллективной защиты работающих от воздействия опасных и вредных производственных факторов:

- система кондиционирования воздуха в помещении операторной для нормализации воздушной среды;
- освещенность рабочих мест на открытой площадке и в помещении операторной;
- устройства, изолирующие устройства и покрытия, устройства защитного заземления и зануления, молниезащиты и разрядники, знаки безопасности для защиты обслуживающего персонала от поражения электрического тока;
- молниезащита зданий и сооружений выполнена в соответствии с требованиями «Инструкции по устройству молниезащиты зданий, сооружений и

промышленных коммуникаций» СО 153-34.21.122-2003.

- теплоизоляция для защиты от воздействия высоких температур в аппаратах, емкостях и трубопроводах.

Все производственные помещения оборудованы приточно-вытяжной вентиляцией, обеспечивающей десятикратный воздухообмен в 1 ч и чистоту воздуха рабочей зоны производственных помещений [45].

На проектируемом объекте должен быть обязательный запас средств индивидуальной защиты (фильтрующий противогаз), который должен храниться в определенном доступном месте. Рабочий персонал перед началом работы (смены) должен проверять исправность средств индивидуальной защиты. Спецодежда и другие средства индивидуальной защиты должны храниться в установленном порядке отдельно от личной одежды работников.

Для операций по загрузке, выгрузке и просеиванию катализатора персонал должен быть обеспечен респираторами, защитными очками и перчатками [45].

Для защиты органов слуха применяются противозумные наушники.

При проведении работ в запыленных зонах и помещениях используются респираторы различного типа, в зависимости от источника пыли.

В производственных помещениях должны соблюдаться требования санитарной гигиены по ГОСТ 12.1.005.

В соответствии с требованиями Приказа Минздравсоцразвития № 443 от 06.07.2005 «Об утверждении типовых норм бесплатной выдачи сертифицированных специальной одежды, специальной обуви и других средств индивидуальной защиты работникам, занятым на работах с вредными и (или) опасными условиями труда, а также на работах, выполняемых в особых температурных условиях или связанных с загрязнением, в организациях нефтегазового комплекса», для обслуживающего персонала установки предусмотрены средства индивидуальной защиты (СИЗ).

На основании Приказа Минздравсоцразвития РФ № 338 от 16.05.2005. для

работающих на технологической установке должен предусматриваться ежегодный медицинский осмотр.

#### *Превышенный уровень вибрации*

Для ослабления вибрации от работающего оборудования, передаваемой по строительным конструкциям, в проекте предусматриваются следующие мероприятия:

- самостоятельные фундаменты, не связанные с конструкцией здания;
- площадки между смежными фундаментами компрессоров выполнены вкладными;
- для уменьшения вибрации трубопроводов компрессоров установлены буферные емкости на всасе и на нагнетании компрессоров;
- трубопроводы, примыкающие к машинам, создающим вибрацию, не имеют жесткого крепления к конструкциям здания;
- виброизолирующие прокладки во фланцах на трубопроводах для вентиляционного оборудования;
- специальная конфигурация трубопроводов;
- применение гасителей пульсаций и вибраций.

#### *Превышенный уровень шума*

Для уменьшения шума установка конденсатных насосов и газодувок предусмотрена в отдельных помещениях.

С целью защиты от шума на установке предусмотрено:

- применение звукопоглощающих кожухов на компрессорах;
- применение шумопоглощающей изоляции на трубопроводах;
- вентиляторы установлены на виброоснованиях и присоединены с воздуховодами через мягкие вставки.

Оценка шумовых характеристик и их сравнение с нормативами позволяет еще на стадии проектирования разрабатывать мероприятия по снижению этих уровней. Допустимые шумовые характеристики для рабочих мест регламентируются – ГОСТ 12.1.003 - 83.

### *Поражение электрическим током*

К основным техническим средствам защиты от действия электрического тока на производственных площадках относят: изоляцию токопроводящих частей и их контроль, установки оградительных устройств, предупредительная сигнализация и блокировка, применение предупреждающих плакатов, защитное заземление, зануление и отключение.

Поскольку все основное оборудование производства находится на открытой площадке, необходимо применять средства защиты от воздействия молний на технологическое оборудование, действие которых являются причинами возникновения пожаров и взрывов на производстве [46]. К комплексу средств молниезащиты зданий и сооружений относят устройства защиты от прямых ударов молний (внешняя молниезащита) и устройств защиты от вторичных воздействий молний (внутренняя молниезащита).

Особое внимание уделяют защите от статического электричества. Для его снижения применяют специальное покрытие полов, которое выполнено из линолеума антистатического поливинилхлоридного, а рабочие места снабжаются резиновыми ковриками.

### *Пожаровзрывобезопасность*

Среди организационных и технических мероприятий, осуществляемых для устранения возможности пожара, выделяют следующие меры:

- использование только исправного оборудования;
- проведение периодических инструктажей по пожарной безопасности;
- назначение ответственного за пожарную безопасность помещения;
- отключение электрооборудования, освещения и электропитания по окончании работ;
- курение в строго отведенном месте;
- содержание путей и проходов для эвакуации людей в свободном состоянии.

Для предотвращения образования взрывоопасных концентраций продуктов в помещениях и других закрытых местах на нефтегазоперерабатывающих

предприятиях осуществляют герметизацию оборудования и всех путей передвижения нефти и газа, устраивают эффективную вентиляцию в помещениях, а также проводят мероприятия по предотвращению появления огня во взрывоопасных местах. В качестве огнегасительных веществ применяют воду в виде струй, пара или в распылённом состоянии, твердые вещества (песок, кошмы), инертные газы (азот, двуокись углерода), галоидопроизводные составы, пены (химическая и воздушно-механическая). Пожар можно ликвидировать механическим воздействием на пламя, изоляцией его от воздуха, охлаждением или удалением горючих веществ из очага горения. Для этой цели используют огнегасительные вещества и противопожарное оборудование: водяные гидранты, шланги, стволы, пеногенераторы, пенокамеры, пенозакидные мачты и др. [43].

### **5.3 Экологическая безопасность**

**Защита атмосферы.** На установке возможны выделения в атмосферу углеводородных газов и паров углеводородов за счет неорганизованных выбросов, которые могут быть обусловлены следующими причинами:

- возможные неплотности соединений технологических аппаратов, оборудования, трубопроводов и запорно-регулирующей арматуры;
- открытые люки аппаратов при ремонтах и профилактических осмотрах;
- аппараты при их обработке паром при подготовках к ремонтам;
- аварийные разливы продуктов на площадку установки [45].

Газовые выбросы проектируемой установки цеоформинга подразделяются на организованные (постоянные или периодические) и неорганизованные.

Организованными выбросами в атмосферу на установке являются:

- газы продувок (периодические);
- газы активации катализатора (периодические);
- газы регенерации катализатора (периодические);

- дымовые газы технологических печей и факельной установки (постоянные).

Составы и классификация организованных выбросов в атмосферу приведены в таблице 5.4.

Таблица 5.4 – Составы и классификация организованных выбросов в атмосферу

Наименование газообразных выбросов	Составы организованных выбросов, % об.		Классификация выбросов вредных веществ по ГОСТ 17.2.1.01-76
Газы регенерации	N <sub>2</sub> – 77 ÷ 99 Ar – 0,01 ÷ 0,92 O <sub>2</sub> – 0 ÷ 21 CO <sub>2</sub> – 0 ÷ 1,0	H <sub>2</sub> O – 0 ÷ 0,7 CO <sub>2</sub> – 0 ÷ 0,001 SO <sub>2</sub> – 0 ÷ 0,00004	A.01.0.1.A.02.0.10
Газы активации	N <sub>2</sub> – 79 ÷ 99,5 Ar – 0,01 ÷ 0,92 O <sub>2</sub> – 0,5 ÷ 21	H <sub>2</sub> O – 0 ÷ 1 CO <sub>2</sub> – 0 ÷ 1	–
Газы продувки от кислорода (перед пуском, после регенерации)	N <sub>2</sub> – 79 ÷ 99,5 Ar – 0,01 ÷ 0,92 O <sub>2</sub> – 0,5 ÷ 21	–	–
Газы продувки от углеводородов (перед остановкой, перед регенерацией)	В начале – углеводороды, затем – азот с примесью парафино-нафтеновых и ароматических углеводородов		Изменяется в ходе продувки от А.12.0.3. до А.12.0.1.
Дымовые газы печей	N <sub>2</sub> – 63 ÷ 65 Ar – 0,7 ÷ 0,8 O <sub>2</sub> – 2 ÷ 4 H <sub>2</sub> O – 20 ÷ 23	CO <sub>2</sub> – 11 ÷ 12 SO <sub>2</sub> – 0,025 ÷ 0,035 CO – 0 ÷ 0,001 NO <sub>x</sub> – 0,0097 ÷ 0,012	A.01.0.2. A.02.0.1. A.03.0.01

**Защита гидросферы.** Технические решения, принятые в проекте, исключают вредное воздействие проектируемой установки на состояние поверхностных и подземных вод. Собственных выпусков в водные объекты проектируемая установка не имеет. Все стоки от установки направляются к очистным сооружениям предприятия.

В технологическом процессе жидкие сбросы нефтепродуктов и химически загрязненные сточные воды, содержащие углеводороды, не образуются.

Попадание жидких углеводородов на грунт и рабочие площадки возможно только в результате аварийного разлива нефтепродуктов.

Жидкие отходы производства образуются в процессе эксплуатации установки – при проведении текущих и капитальных ремонтов оборудования, аппаратов и трубопроводов.

Жидкие отходы – сточные воды, не связанные с ведением технологического процесса при нормальных режимах работы и не имеющие в своем составе примесей, поступающих для проведения технологического процесса производства (помывочная вода, осадки, талые воды).

Сточные воды, имеющие в своем составе соединения углеводородов, образуются при смыве аварийных разливов перерабатываемых продуктов и направляются по системе общей заводской канализации к очистным сооружениям, а после очистки возвращаются в систему водоснабжения для вторичного использования.

Основное количество твердых отходов, подлежащих утилизации или захоронению (в специальных местах) образуется в период строительства установки, и меньшее в процессе эксплуатации.

Отходы – нефтешламы от очистки оборудования, ветошь обтирочная, мусор, смёт с территории, окалина, сварочный шлак, песок замасленный, нефтезагрязненные сорбенты будут накапливаться на территории предприятия и затем вывозиться на мусороприемные пункты по Договору для утилизации. Данные отходы в воде не растворимы.

Отходы – лом черных и цветных металлов, огарки электродов, отходы изоляционных материалов, ртуть содержащие лампы будут накапливаться на территории предприятия до передачи отходов специализированным предприятиям по Договору для использования, переработки и обезвреживания. Данные отходы в воде не растворимы.

После разливов нефтепродуктов, в результате зачистки мест разливов, образуются отходы песка, пропитанного нефтепродуктами, который выносятся в специально отведенные места для последующей утилизации. Данные отходы

в воде не растворимы.

При сборе отходов производится их сортировка по классам токсичности, консистенции, направлениям использования, возможностям обезвреживания и удаления. Сбор опасных отходов осуществляется в герметичной, механически прочной, коррозионностойкой таре, соответствующей требованиям ГОСТ 26319. На наружной стороне тары наносятся знаки опасности, предусмотренные ГОСТ 19433.

Согласно, отчета «Санитарно-токсикологическая оценка цеолитного катализатора марки ИК-30» Новосибирского областного центра государственного санитарно-эпидемиологического надзора от 15.09.94 г. отработанный и регенерированный катализатор токсикологическими свойствами не обладает – IV класс опасности (малоопасные вещества). Допустим вывоз отработанного катализатора на промсвалки и его хранение на площадках промышленных отходов. Возможно использование отработанного катализатора в дорожном строительстве – в качестве наполнителя для бетонных покрытий, не несущих больших нагрузок – бетонные дорожки, площадки и т.п.

#### **5.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях**

Мероприятия, проводимые во время чрезвычайных ситуаций (аварий, стихийных бедствий, военных конфликтов), представляют собой проведение спасательных работ и неотложных аварийно-восстановительных работ в очаге поражения. Данные мероприятия должны проводиться на основании положения комплекса государственных стандартов по предупреждению и ликвидации чрезвычайной ситуации и определены в [44].

Установка производства высокооктановых бензинов процессом цеоформинга относится к опасным производствам ввиду обращения в технологическом процессе взрывопожароопасных веществ.

Источниками чрезвычайных ситуаций на проектируемой установке являются транспортные аварии (катастрофы); пожары, взрывы, угроза взрывов; аварии с выбросом (угрозой выброса).

Спасательные и другие неотложные работы в очагах поражения включают [43]:

- разведку очага поражения, в результате которой получают истинные данные о сложившейся обстановке, определяют объемы работ, уточняют способы ведения спасательных и аварийных работ, разрабатывают план ликвидации последствий ЧС;
- поиск и освобождение из-под завалов пострадавших; эвакуацию людей из опасных зон и оказание им первой медицинской помощи;
- локализацию и тушение пожара;
- санитарную обработку людей, обеззараживание транспорта, технических систем, зданий, сооружений и промышленных объектов;
- неотложные аварийно-восстановительные работы на промышленных объектах.

Для исключения возможности несчастных случаев должны проводиться обучение и проверка знаний работников по требованиям к безопасности труда в соответствии с [40].

Общее наблюдение за состоянием окружающей среды осуществляют территориальные органы Росгидромета, которые включают инспекции по контролю атмосферы, гидросферы, почвы и за работой газоочистных и пылеулавливающих установок. Правила контроля состояния окружающей среды установлены стандартами системы стандартов «Охрана природы» [47], формулирует правила контроля качества воздуха населенных пунктов.

## **Заключение**

В рамках данной магистерской диссертации было проведено исследование превращения *n*-гексана на цеолитном катализаторе КН-30.

Результаты экспериментального исследования позволили оценить влияние технологических параметров на активность и селективность цеолитного катализатора КН-30.

С помощью программного пакета Unisim Desing была разработана математическая модель реактора процесса цеоформинга, учитывающая дезактивацию катализатора. Разработанная модель адекватно описывает процесс превращения углеводородов на цеолитном катализаторе.

С помощью технико-экономического расчета была подтверждена и обоснована эффективность использования лифт-реактора относительно исследуемого процесса.

В работе была рассмотрена экономическая эффективность исследования с позиции финансовой, ресурсной эффективности и меры обеспечения безопасности в производственном помещении установки процесса цеоформинга.

### Список публикаций студента

1) Брыль В.Д. Эксергетический анализ схем многокомпонентной ректификации // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XVIII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых, имени профессора Л.П. Кулева / Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2017. – с. 280-281.

2) Брыль В.Д. Исследование влияния технологических параметров на конверсию углеводородов на цеолитном катализаторе // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XIX Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых, имени профессора Л.П. Кулева / Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2018. – с. 353-354.

3) Брыль В.Д. Исследование и моделирование активности высококремнеземного цеолитного катализатора // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XX Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых, имени профессора Л.П. Кулева / Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2019. – с. 348-349.

### Список использованной литературы

- 1) Гуревич И.А. Технология переработки нефти и газа. М., «Химия», 1972. 205 с.
- 2) Патент № 2585174. РФ. Перегородки для улучшения гидродинамики в лифт-реакторе.
- 3) Патент № 2588982. РФ. Способ и устройство для распределения углеводородного сырья по потоку катализатора.
- 4) Патент № 2576323. РФ. Способ и устройство для смешивания двух потоков катализатора.
- 5) A.F. Cranstedt, Akad. Handl. Stockholm 18 (1756) 120. [Source: E.M. Flanigen, in "Introduction to Zeolite Science and Practice" (H. van Bekkum, E.M. Flanigen, P.A. Jacobs and J.C. Jansen, Eds.) 2<sup>nd</sup> edition, Elsevier Science, Amsterdam (2001)].
- 6) J.W. Ward, J. Catal. 9 (1967) 225.
- 7) W.O. Haag, R.M. Lago and P.B. Weisz, Nature 309 (1984) 589.
- 8) Atlas of Zeolite Framework Types (Ch. Baerlocher, W.M. Meier and D.H. Olson, Eds.) 5<sup>th</sup> edition, Elsevier, Amsterdam (2001).
- 9) Qan, Zhao. Solid acid catalysts for the production of bio-substitutes for petrochemical intermediates/ PhD. A thesis in the department of chemistry and biochemistry. Monreal. Quebec. Canada. 2007. 86p.
- 10) Kokotailo G. T. Proceedings of Conference on the Properties and Applications of Zeolites / G. T. Kokotailo, W. M. Meier // London. – 1979. - P.133-139.
- 11) Flanigen, E.M. Silicalite, a new hydrophobic crystalline silica molecular sieve / E.M. Flanigen, G.M. Bennet, R.W. Grose, G.P. Cohen, R.L. Patton, R.M. Kirchner, J.V. Smith // Nature. - 1978. - V. 271. - P. 512-516.
- 12) А. А. Гуреев, Ю. М. Жоров, Е. В. Смидович. Производство высокооктановых бензинов. Химия. Москва.1981. – 224 с.
- 13) Г. Н. Маслянский, Р. Н. Шапиро. Каталитический риформинг бензинов. Химия. Ленинград. 1985. – 224 с.

- 14) Степанов В.Г. Реформинг бензиновых фракций нефтей и газовых конденсатов на цеолитах/ В.Г. Степанов, Г.П. Снытникова, К.Г. Ионе// Нефтехимия -1992.-Т.32.-№3.-С.243-249.
- 15) Степанов В.Г., Ионе К.Г. Цеолитные катализаторы в процессе переработки углеводородного сырья в высокооктановые бензины // Химическая промышленность, 1996. №3. - С.59-70.
- 16) Степанов В. Г., Ионе К. /Производство высокооктановых автобензинов процессом цеоформинг // Химическая промышленность, 1999. № 10. С. 3-8.
- 17) Степанов В. Г., Ионе К. Г. Цеоформинг - перспективный процесс производства неэтилированных автомобильных бензинов. Химия и технология топлив и масел, 2000. № 1. С. 8-12.
- 18) Степанов В. Г., Ионе К. Г. Производство моторных топлив из прямогонных фракций нефтей и газовых конденсатов с применением процесса «Цеоформинг». Химия и технология топлив и масел, 2005. № 1. С.3-8.
- 19) Ионе К.Г. Цеолиты катализаторы синтеза углеводородных моторных топлив / К.Г. Ионе // Вестн. АН СССР. - 1983. - № 6. - С.75-88.
- 20) К.Г.Ионе, Л.А.Вострикова. / Изоморфизм и каталитические свойства силикатов со структурой цеолитов. // Успехи химии, 56 (1987) 393-427.
- 21) Martindale D.C., Kuchar P.J., Olson R.K. // UOP Technology Conference. Moscow. 1988.
- 22) M. Guisnet and P. Magnoux, in E.G. Derouane et al. (Eds), Zeolite Microporous Solids: Synthesis, Structure and Reactivity, NATO ASI Series C, 353, Kluwer, Dordrecht, 1992, p. 457.
- 23) P. Magnoux, F. Machado and M. Guisnet in L.Guczi et al. (Eds). New Frontiers in Catalysis, Proceedings of the 10th International Congress on Catalysis, Akademiai Kiado, Budapest, 1993, p. 435.
- 24) D.W. Breck. Zeolite Molecular Sieves: Structure, Chemistry and Use, 1974.

25) P. Magnoux, P. Roger, C. Canaff, V. Fouchd, N.S. Gnep and M. Guisnet, in B. Delmon and G.F. Froment (Eds), Studies in Surface Science and Catalysis Vol. 34, Catalyst Deactivation, Elsevier, Amsterdam, 1987 p. 317.

26) P. Magnoux and M. Guisnet, Appl. Catal. 38 (1988) 341.

27) E.E. Wolf and F. Alfani, Catal. Rev. Sci. Eng., 24 (1982) 329.

28) B. Dimon, P. Cartraud, P. Magnoux and M. Guisnet. Appl. Catal., 101 (1993) 351.

29) M. Guisnet and P. Magnoux, Appl. Catal., 54 (1989) 1.

30) M.R. Guisnet, Acc. Chem. Res., 23 (1990) 392.

31) Baodong Wang. Zeolite deactivation during hydrocarbon reactions: characterization of coke precursors and acidity, product distribution. A Thesis submitted for the degree of Doctor of Philosophy of the University College London. 2007.

32) Сарданашвили А.Г., Львова А.И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. – 2-е изд., пер. и доп. – М., Химия, 1980. – 256 с., ил.

33) Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Г.С. Борисов, В.П. Брыков, Ю.И. Дытнерский и др. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1991. – 452 с.

34) Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: Справочник. 3-е изд., стереотипное. – М.: ООО ИД «Альянс», 2008. – 752 с.

35) Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение: учебно – методическое пособие / Н.А. Гаврикова, Л.Р. Тухватулина, И.Г. Видяев, Г.Н. Серикова, Н.В. Шаповалова; Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университет, 2014. – 73 с.

36) Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2003 №197 - ФЗ [Электронный ресурс] [(принят Государственной Думой 21.12.2001)]. - Режим доступа: [Консультант плюс].

37) ГН 22.5.1313-03. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны.

38) СанПин 2.2.4.548-96 Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений.

39) СНиП 23-05-95 «Естественное и искусственное освещение».

40) Макаров Г. В., Васин А. Я., Маринина Л. К. и др. Охрана труда в химической промышленности: учебник. - М.: Химия, 1989. - 496 с.

41) ГОСТ 12.1.003-88 «Шум. Общие требования безопасности».

42) ГОСТ 12.1.012-78 «Вибрация. Общие требования безопасности».

43) Охрана труда в нефтехимической промышленности: конспект лекций / О. Ю. Воронков, И. В. Ревина. - Омск: Изд-во ОмГТУ, 2009. - 80 с.

44) Технический регламент о требованиях пожарной безопасности [Текст]: Федеральный закон от 22 июля 2008 г. № 123-ФЗ// Собрании законодательства Российской Федерации. - 2008. - №30. - Ст. 357

45) Регламент на проектирование установки производства высокооктановых бензинов из прямогонной бензиновой фракции производительностью 30 тыс. тонн в год (по сырью). ЗАО «Сибирская технологическая компания «ЦЕОСИТ», Россия - г. Новосибирск-2005 г.

46) СО 153 - 34.21.122 - 2003. Инструкция по устройству молниезащиты зданий, сооружений и промышленных коммуникаций [Электронный ресурс]. - Режим доступа: [http://www.sonel.ru/ru/biblio/standards/so\\_153-34.21.122-2003/](http://www.sonel.ru/ru/biblio/standards/so_153-34.21.122-2003/) - свободный. Загл. с экрана.

47) ГН 2.1.5.2280-07. Предельно - допустимые концентрации (ПДК) химических веществ в воде водных объектов хозяйственно - питьевого и культурно - бытового водопользования.

## Приложение I. Компонентный состав продуктов

Состав жидких продуктов при расходе 4760 кг/ч

№ п/п	Компонент	Концентрация, % масс	M <sub>i</sub> , г/моль	G <sub>i</sub> , кг/ч	G <sub>i</sub> /M <sub>i</sub>
1	пропан	4,43	44	210,87	4,7925
2	i-бутан	6,967	58	331,63	5,7177
3	i-бутен	0,267	56	12,709	0,227
4	n-бутан	11,86	58	564,54	9,7334
5	цис-бутен-2	0,221	56	10,52	0,1879
6	2,2-диметилпропан	0,139	72	6,6164	0,0919
7	i-пентан	6,412	72	305,21	4,239
8	пентен-1	0,011	70	0,5236	0,0075
9	2-метилбутен-1	0,082	70	3,9032	0,0558
10	n-пентан	3,081	72	146,66	2,0369
11	3,3-диметилбутен-1	0,022	84	1,0472	0,0125
12	2-метилбутен-2	0,244	70	11,614	0,1659
13	2,2-диметилбутан	0,431	86	20,516	0,2386
14	циклопентан	0,199	70	9,4724	0,1353
15	2,3-диметилбутан	2,461	86	117,14	1,3621
16	4-метил-с-пентен-2	0,01	84	0,476	0,0057
17	2-метилпентан	3,419	86	162,74	1,8924
18	3-метилпентан	5,347	86	254,52	2,9595
19	n-гексан	2,497	86	118,86	1,3821
20	ЭТБЭ	0,021	102	0,9996	0,0098
21	метилциклопентан	3,383	84	161,03	1,917
22	2,4-диметилпентан	4,785	100	227,77	2,2777
23	2,2,3-триметилбутан	0,702	100	33,415	0,3342
24	бензол	4,135	78	196,83	2,5234
25	3,3-диметилпентан+5-метилгексен-1	0,189	99	8,9964	0,0909
26	2-метилгексан	0,181	100	8,6156	0,0862
27	3-этилциклопентен	0,063	96	2,9988	0,0312
28	толуол	14,152	92	673,64	7,3221
29	этилбензол	1,915	106	91,154	0,8599
30	m-ксилол	6,17	106	293,69	2,7707
31	p-ксилол	4,075	106	193,97	1,8299
32	o-ксилол	3,111	106	148,08	1,397
33	n-нонан	2,105	128	100,2	0,7828
34	1-метил-2-пропилциклопентан	1,482	126	70,543	0,5599
35	n-декан	2,282	142	108,62	0,765
36	1,2-диметил-3-этилбензол	0,194	134	9,2344	0,0689
37	2-метилнафталин	0,522	142	24,847	0,175
38	этил-1,3,5-триметилбензол	0,243	148	11,567	0,0782
39	n-додекан	0,599	170	28,512	0,1677
40	2,7-диметилнафталин	0,299	156	14,232	0,0912
41	n-пентадекан	1,292	212	61,499	0,2901
	Сумма	100			59,67

Состав газообразных продуктов при расходе 7140 кг/ч

№ п/п	Компонент	Концентрация, % масс	M <sub>i</sub> , г/моль	G <sub>i</sub> , кг/ч	G <sub>i</sub> /M <sub>i</sub>
1	Метан	98,476	16	7031,2	439,45
2	Этан	0,027	30	1,9278	0,0643
3	Пропан	0,152	44	10,853	0,2467
4	и-Бутан	0,071	58	5,0694	0,0874
5	н-Бутан	0,041	58	2,9274	0,0505
6	и-Пентан	0,009	72	0,6426	0,0089
7	н-Пентан	0,008	72	0,5712	0,0079
8	Гексен	0,613	84	43,768	0,5211
9	и-Гексан	0,159	86	11,353	0,132
10	н-Гексан	0,272	86	19,421	0,2258
11	Водород	0,172	2	12,281	6,1404
	Сумма	100			446,93

## Приложение II. Механический расчет лифт-реактора

В задачу механического расчета входит определение необходимых геометрических размеров отдельных деталей и узлов, которые определяют конструкцию аппарата, его механическую прочность и геометрические размеры.

### Расчет тепловой изоляции

Толщину тепловой изоляции находят из равенства удельных тепловых потоков через слой изоляции от поверхности изоляции в окружающую среду [33, с. 177]:

$$\alpha_B \cdot (t_{ct2} - t_B) = (\lambda_{и} / \delta_{и}) \cdot (t_{ct1} - t_{ct2}),$$

где  $\alpha_B = 9,3 + 0,058 \cdot t_{ct2}$  – коэффициент теплоотдачи от внешней поверхности изоляционного материала в окружающую среду, Вт/(м<sup>2</sup>·К);

$t_{ct2}$  – температура изоляции со стороны окружающей среды, для аппаратов, работающих на открытом воздухе в зимнее время,  $t_{ct2}$  выбирают в интервале 0 – 10 °С (примем  $t_{ct2} = 2$  °С);

$t_{ct1}$  – температура изоляции со стороны аппарата ( $t_{ct1} = 480$  °С);

$t_B$  – температура окружающей среды (воздуха), °С (примем -20 °С);

$\lambda_{и}$  – коэффициент теплопроводности изоляционного материала, Вт/(м·К).

Рассчитаем толщину тепловой изоляции:

$$\alpha_B = 9,3 + 0,058 \cdot 2 = 9,416 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

В качестве материала для тепловой изоляции выберем совелит (85 % магнезии + 15 % асбеста), имеющей коэффициент теплопроводности  $\lambda_{и} = 0,098$  Вт/(м·К).

Толщина тепловой изоляции равна:

$$\delta_{и} = \frac{0,098 \cdot (480 - 2)}{9,416 \cdot (2 - (-20))} = 0,226 \text{ м} = 226 \text{ мм}.$$

Примем 226 мм.

### Расчет толщины обечайки

Внутренняя среда является токсичной и коррозионной, поэтому принимаем материал стали 12X18H10T.

Толщина тонкостенных обечаек по формуле 15.3 [34, с. 413]:

$$S = \frac{Dp}{2\sigma_d\varphi} + c,$$

где  $c$  – прибавка, компенсирующая потери металла от коррозии и эрозии (принимаем  $c = 4$  мм);

$D$  – внутренний диаметр корпуса, мм;

$\sigma_d$  – допускаемое напряжение материала обечайки, МПа [34, с. 406];

$\varphi$  – коэффициент прочности сварного шва [34, с. 407];

$p$  – рабочее давление, МПа.

Абсолютное давление в аппарате равно 15 ат. Тогда избыточное равно 14 ат.

$$p = p_{\text{изб}} + \gamma_{\text{к.с}} g H_{\text{ап}} = 14 \cdot 10^5 + 65 \cdot 9,81 \cdot 6,4 = 1404081 \text{ Па} = 1,404 \text{ МПа.}$$

Толщина стенки обечайки с учетом прибавок:

$$S = \frac{Dp}{2\sigma_d\varphi} + c = \frac{800 \cdot 1,404}{2 \cdot 80 \cdot 1} + 4 = 11,02 \text{ мм.}$$

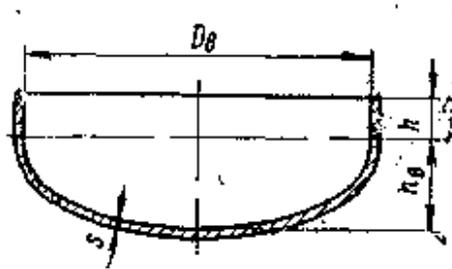
Округляем до  $S=12$  мм.

### Расчет толщины днища и крышки

Наиболее рациональной формой для аппаратов является эллиптическая. Эллиптические днища и крышки изготавливаются из листового проката штамповкой и могут использоваться в аппаратах с избыточным давлением до 10 МПа. Крышки и днища подбирают стандартными по таблицам из справочной литературы.

Принимаем толщину крышки и днища равной толщине обечайки  $S=12$  мм.

Подбираем стандартные стальные отбортованные днище и крышку из табл. 16.1 [34, с. 440].



Днище 800 X 12 – 40 – 12X18H10T

$D_{\text{в}}$	$h_{\text{в}}$	$h$	М
мм			кг
800	200	40	73,5

### Ориентировочная масса аппарата

Масса обечайки:

$$m_{\text{об}} = 0,785 \cdot (D_{\text{нар}}^2 - D_{\text{вн}}^2) \cdot H_{\text{об}} \cdot \rho;$$

где  $D_{\text{н}} = 0,824$  м – наружный диаметр лифт-реактора;

$D_{\text{вн}} = 0,8$  м – внутренний диаметр лифт-реактора;

$H_{\text{об}} = 6,4$  м – высота лифт-реактора;

$\rho = 7800$  кг/м<sup>3</sup> – плотность стали.

$$m_{\text{об}} = 0,785 \cdot (0,824^2 - 0,8^2) \cdot 6,4 \cdot 7800 = 1527,36 \text{ кг.}$$

Масса крышки и днища:

$$m_{\text{кр}} = 2 \cdot 73,5 = 147 \text{ кг.}$$

Принимаем, что масса вспомогательных устройств (штуцеров, измерительных приборов, люков и т.д.) составляет 10% от основной массы, тогда:

$$m_{\text{ап}} = 1,1 \cdot (1527,36 + 147) = 1841,8 \text{ кг.}$$

Масса аппарата, заполненного водой при гидроиспытании.

Масса воды при гидроиспытании:

$$m_{\text{в}} = 0,785 \cdot D_{\text{вн}}^2 \cdot H \cdot \rho_{\text{в}}.$$

$$m_{\text{в}} = 0,785 \cdot 0,8^2 \cdot 6,4 \cdot 1000 = 3215,36 \text{ кг.}$$

Максимальная масса лифт-реактора:

$$m_{\text{max}} = m_{\text{ап}} + m_{\text{в}}.$$

$$m_{\text{max}} = 1841,8 + 3215,36 = 5057,16 \text{ кг.}$$

Вес лифт-реактора:

$$G = g \cdot m_{\text{max}}.$$

$$G = 5057,16 \cdot 9,81 = 49610,74 \text{ H} \approx 0,05 \text{ MH.}$$

**Приложение III**  
(справочное)

Раздел 1

**Zeolite catalysts and deactivation zeolite catalysts**

Студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM71	Брыль Виктория Даниловна		

Консультант – лингвист отделения иностранных языков ШБИП:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ст. преподаватель	Макаровских А.В.	–		

## Zeolite catalysts

Zeolites are crystalline minerals that are broadly presented in nature and have been known to mankind for almost 250 years. It was the Swedish mineralogist Axel Fredrick Cranstedt in 1756 who discovered that the natural occurring mineral, nowadays known as stilbite, lost large amounts of steam upon heating. Therefore, he named the material «zeolite» which emerges from the classical Greek, where (zeo) means «to boil» and (lithos) means «stone» [5].

Zeolite structures consist of silicon cations ( $\text{Si}^{4+}$ ) and aluminum cations ( $\text{Al}^{3+}$ ) that are surrounded by four oxygen anions ( $\text{O}^{2-}$ ). Each oxygen anion connects two cations and this yields a macromolecular three-dimensional framework, with net neutral  $\text{SiO}_2$  and negatively charged  $\text{AlO}_2$  tetrahedral building blocks. The negative charge arises from the difference in formal valency between the silicon- and aluminum cations, and is located on one of the oxygen anions connected to an aluminum cation. Commonly, the negative charge is compensated by additional non-framework cations like sodium ( $\text{Na}^+$ ), which is generally presented after the synthesis of the zeolite. However, for catalysis applications, sodium ions are mostly replaced by protons ( $\text{H}^+$ ) that form a bond with the negatively charged oxygen anions of the zeolite [6]. This results in Brønsted OH acid sites, as displayed in figure 2.1, that are proven to be highly active in catalyzing cracking and isomerization reactions [7].

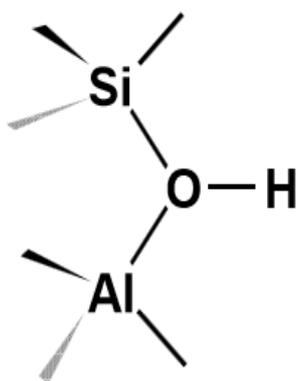
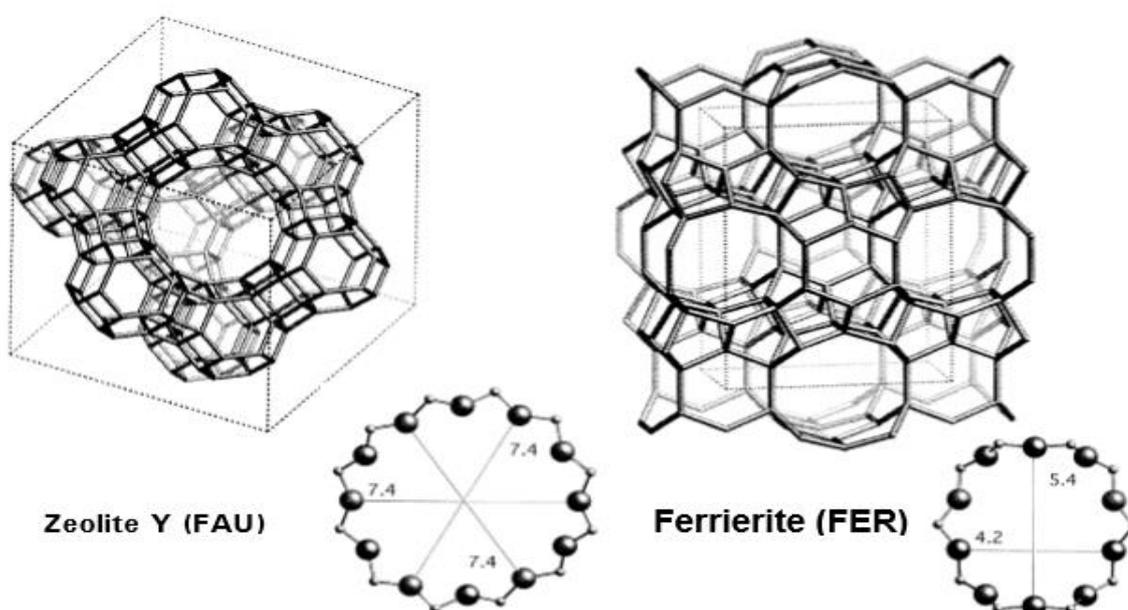


Figure 2.1 – Brønsted acid site as presented in a zeolite

The zeolite structure consists of a pore system with channels in one, two or three dimensions and additionally inner cavities may be present. The diameters of the pores and cavities range from 3 Å to 12 Å, which coincides with the dimensions

of many hydrocarbon molecules for which they are applied as adsorbents and catalysts. The exact diameter of the pore depends on the coordination and the amount of cations and anions presented in the ring. In figure 2.2 the structures of four different zeolites are displayed [8]. Zeolite Y (FAU) is a three-dimensional zeolite with large cavities presented in the structure that are interconnected by 12 membered ring (MR) channels, which means that there are 12 cations ( $\text{Si}^{4+}$  and  $\text{Al}^{3+}$ ) and 12  $\text{O}^{2-}$  anions present in the ring. Ferrierite (FER) is a two-dimensional zeolite with 10 MR main channels, which are interconnected via smaller 8 MR side channels. Another zeolite containing 10 MR channels is ZSM-5 (MFI). For this zeolite the straight 10 MR channels are interconnected by 10 MR zig-zag channels, which makes this zeolite three-dimensional. Mordenite (MOR) is a 12 MR zeolite with the channels running in only one dimension. The 12 MR channels contain small 8 MR side-pockets.



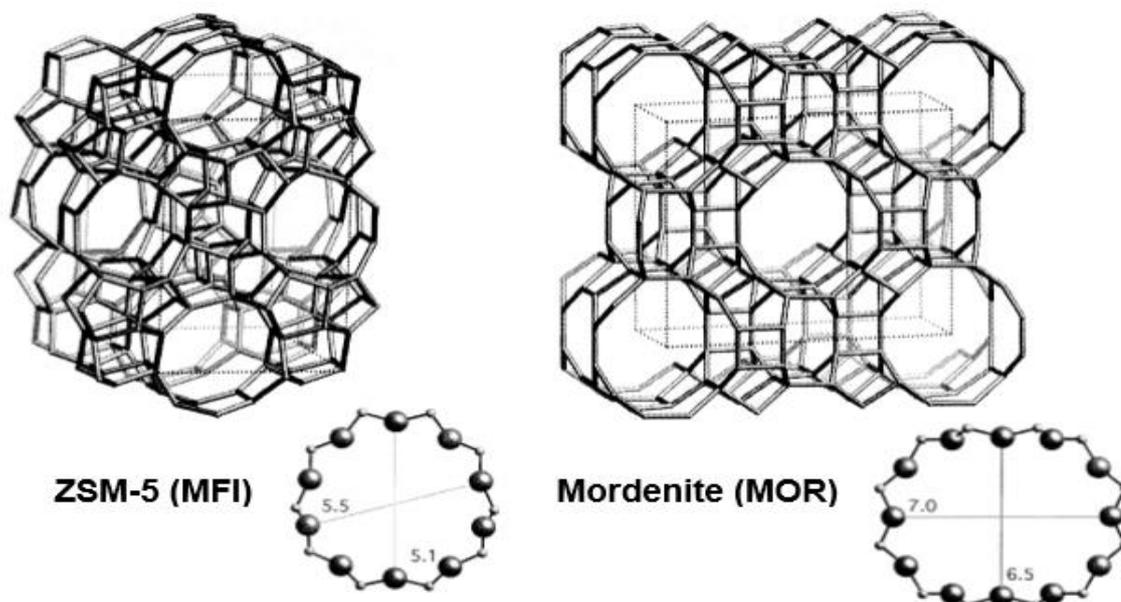


Figure 2.2 – Framework structures of zeolite Y (FAU), ferrierite (FER), ZSM-5 (MFI) and mordenite (MOR)

*For each zeolite the ring structure of the main channel with its size is also visualized; the small dots represent the silicon or aluminum cation and the large ones - the oxygen anion*

### **Deactivation zeolite catalysts**

The formation of coke on acid zeolite catalysts depends on a) the characteristics of the acid sites and of the pore structure of the zeolite and b) the nature of the feed and the operating conditions (T,P).

Coking can be considered to be a transformation of the reactant(s). Furthermore, in certain processes, the percentage of conversion of the feed into coke is, in comparison to the total conversion, not negligible (e.g. catalytic cracking). It is very low in other processes (e.g. C<sub>5</sub>-C<sub>6</sub> hydroisomerization). The coking reaction is very particular, involving many successive reactions, generally bimolecular, and particularly condensation and hydrogen transfer. Moreover, in addition to reaction steps coke formation requires its retention in or on the zeolite. Hence, contrary to what occurs with the other reactions the diffusion steps of intermediates often determine the rate of coking.

The formation of coke requires therefore the possibility for (a) reactant(s) to undergo bimolecular reactions and for the reaction products to remain in or on the zeolite. This retention occurs either because the products are not volatile enough to be eliminated from the zeolite under the operating conditions or because their size is greater than the pore aperture (hence a steric blockage in the cavities or at channel intersections). Obviously, the first mode of retention concerns not only the coke molecules deposited within the micropores but also those deposited on the outer surface of the crystallites.

On acid catalysts coking occurs rapidly from alkenes [22] and from polyaromatics [22-27]. In the case of alkenes it is due to their rapid transformation through bimolecular reactions (oligomerization, alkylation, hydrogen transfer) while for polyaromatics it is due to their slow diffusion in the pores owing to the strong adsorption of these basic molecules on the acid sites.

The temperature largely determines the coking rate and the composition of coke. This can be related to the influence of this parameter on: a) the thermodynamics of reactions; b) the cause of coke retention.

At low temperature (e.g. 100°C) condensation reactions are thermodynamically favored and the retention is mainly due to the low volatility of oligomers [23-28]. The condensation reactions being exothermic only a small amount of the simple condensation products can be formed at high temperature. Reactions leading to thermodynamically favored products must therefore participate in coke formation with condensation reactions. Hydrogen transfer is the most important way to obtain aromatic hydrocarbons which are stable at high temperature. Moreover, the cause of coke retention at high temperature is no longer the low volatility of coke molecules but their steric blockage in the pores [29]. The cause of the retention of coke is demonstrated - at low temperature by the small kinetic diameter of coke molecules (in comparison with the size of the pore apertures) and their high boiling point (in comparison with the reaction temperature) - at high temperature by the size of the coke molecules which is intermediate between those of the cavities or channel intersections and of the pore apertures as well as by their relatively low boiling point.

Obviously, the acidity and the pore structure of the zeolite catalysts play a significant role in coke formation. These parameters influence both the reactions involved in the formation of coke molecules and their retention. Thus, the stronger the acid sites the faster the reactions and the slower the diffusion of basic intermediates, hence, the faster the coke formation. The density of the acid sites has also a positive effect on coke formation, which can be related to the intervention of many bimolecular reactions [30]. The size of the space available near the active acid sites has contrary effects on the rate of coke formation: the narrower the space the stronger the steric constraints in the formation of the bulky intermediates of bimolecular reactions (negative effect) but also the greater the concentration effect (marked positive effect on bimolecular reactions). However, at high reaction temperature the main effect of the pore structure concerns the retention of coke molecules in the pores. The greater the difference between the sizes of cavities (or channel intersections) and of their pore apertures the easier the steric blockage of coke molecules, hence, the faster the coking.

Deactivation of zeolites like that of the other porous catalysts occurs in two ways. The first one in which at the maximum one active site per coke molecule is deactivated, the second in which several active sites are deactivated. The two modes of zeolite deactivation are shown in figure 2.5. The effect of coke on the activity and on the pore volume accessible to the reactant is also indicated.

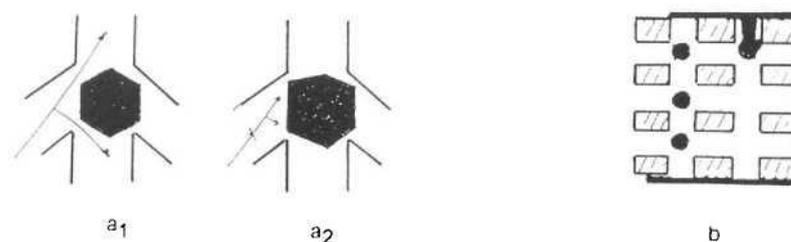


Figure 2.5 – Modes of deactivation of a zeolite with interconnecting channels and without cavities (e.g.HZSM5)

*a<sub>1</sub> and a<sub>2</sub> – site coverage, b – pore blockage.*

In recent years researchers classified coke into two kinds: coke precursors and hard coke. Coke precursors are removed from the catalyst sample simply through

volatilisation in inert nitrogen, while hard coke remains on the catalyst even at high temperature (873 K) and is removed by burning [31].