

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

Институт Природных ресурсов

Направление подготовки 18.04.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Кафедра Химической технологии топлива и химической кибернетики

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы	
Повышение эффективности производства бензинов методом математического моделирования	

УДК 665.658.6

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM41	Смольянова Юлия Аркадьевна		

Руководитель

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

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Криницына Зоя Васильевна	к.т.н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Чулков Николай Александрович	к.т.н.		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Зав. кафедрой	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
ХТТ и ХК	Юрьев Егор Михайлович	к.т.н.		

ПЛАНИРУЕМЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ОБУЧЕНИЯ ПО ООП

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

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

Институт природных ресурсов

Направление подготовки 18.04.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Кафедра Химической технологии топлива и химической кибернетики

УТВЕРЖДАЮ:

Зав. кафедрой

(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
2КМ41	Смоляновой Юлии Аркадьевне

Тема работы:

Повышение эффективности производства бензинов методом математического моделирования	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	1632/с от 29.02.2016

Срок сдачи студентом выполненной работы:	24 мая 2016 г.
--	----------------

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе <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, изделю 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>	Объекты исследования – установки каталитического риформинга и каталитической изомеризации в составе ООО «РН-Комсомольский НПЗ». Сырьем установки каталитического риформинга является прямогонная фракция 85-180 °С, производительность установки составляет 450 тыс. т/год, сырьем установки каталитической изомеризации является фракция НК-62 °С, производительность установки составляет 100 тыс. т/год. Режим работы – непрерывный. Основным назначением установок каталитического риформинга и каталитической изомеризации является производство компонентов товарного бензина.
---	--

Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов <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>	1. Литературный обзор 1.1 Современные технологии процесса изомеризации пентан-гексановой фракции 1.1.1 Опыт отечественных и зарубежных фирм по повышению эффективности процесса изомеризации пентан-гексановой фракции 1.1.2 Варианты технологической организации процесса изомеризации пентан-гексановой фракции 1.1.3 Каталитические свойства нанесенных ионных жидкостей 1.1.4 Процесс безводородной изомеризации 1.2 Современные катализаторы процесса каталитического риформинга бензинов 1.3 Комплексная переработка фракции НК-180 °С 1.4 Методы снижения содержания бензола в катализате риформинга 1.4.1 Процесс гидрирования бензола 1.4.2 Процесс гидроизомеризации бензолсодержащей фракции 2. Объекты и методы исследования 2.1 Технологическая установка процесса каталитического риформинга бензинов 2.2 Технологическая установка процесса каталитической изомеризации пентан-гексановой фракции 2.3 Технологическая установка процесса каталитической гидроизомеризации бензолсодержащей фракции 2.4 Математическое моделирование процессов каталитической переработки углеводородного сырья 2.4.1 Механизм основных реакции процессов изомеризации, риформинга, гидроизомеризации 2.4.2 Математические модели процессов изомеризации, риформинга 2.5 Математическая модель процесса компаундирования бензинов 3. Повышение эффективности производства бензинов с использованием метода математического моделирования 3.1 Оценка эффективности работы установки изомеризации пентан-гексановой фракции Комсомольского НПЗ 3.2 Исследование влияния состава перерабатываемого сырья на качество изомеризата 3.3 Оценка качества работы катализатора реакторного блока установки изомеризации Комсомольского НПЗ
--	---

	3.4 Анализ оптимальных реакторных схем процесса изомеризации пентан-гексановой фракции 3.5 Анализ возможности включения процесса гидроизомеризации бензолсодержащей фракции в схему Комсомольского НПЗ 3.6 Оценка экономического эффекта вовлечения потока гидроизомеризата в процесс компаундирования товарных бензинов Комсомольском НПЗ 4. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение 5. Социальная ответственность Заключение Список публикаций Список используемых источников
Перечень графического материала <i>(с точным указанием обязательных чертежей)</i>	Технологические схемы процессов каталитической изомеризации пентан-гексановой фракции, каталитического риформинга бензинов, каталитической гидроизомеризации бензолсодержащей фракции.
Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы <i>(с указанием разделов)</i>	
Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Криницына Зоя Васильевна, к.т.н., доцент
Социальная ответственность	Чулков Николай Александрович, к.т.н., доцент
Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:	
1. Литературный обзор	

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	14.03.2016 г.
--	---------------

Задание выдал руководитель:

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

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM41	Смолянова Юлия Аркадьевна		

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

Студенту:

Группа	ФИО
2KM41	Смольяновой Юлии Аркадьевне

Институт	Природных ресурсов	Кафедра	ХТТ и ХК
Уровень образования	Магистр	Направление/специальность	18.04.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:	1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих 2. Нормы и нормативы расходования ресурсов 3. Используемая система социальных отчислений
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	1. Оценка коммерческого и инновационного потенциала НТИ 2. Планирование и формирование бюджета научных исследований; 3. Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования
Перечень графического материала:	1. Сегментирование рынка 2. Оценка конкурентноспособности технических решений 3. Матрица SWOT 4. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НТИ

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

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Криницына Зоя Васильевна	к.т.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM41	Смольянова Юлия Аркадьевна		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
2КМ41	Смоляновой Юлии Аркадьевне

Институт	ИПР	Кафедра	ХТТ и ХК
Уровень образования	Магистр	Направление/ специальность	18.04.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

1. Описание рабочего места (рабочей зоны, технологического процесса, механического оборудования) на предмет возникновения:	1. Рабочее место – установка производства компонентов, используемых в приготовлении товарного бензина (изомеризат, риформат). Вредные проявления факторов производственной среды на установке: химической природы (вредные вещества), метеоусловия, освещение, шумы, вибрации, электромагнитные поля. Опасные проявления факторов производственной среды на установке: механической природы, термического характера, электрической, пожарной и взрывной природы. Чрезвычайные ситуации на установке производства компонентов смешения товарного бензина могут быть техногенного, стихийного, экологического и социального характера.
2. Перечень законодательных и нормативных документов по теме	1. Генеральное соглашение между общероссийскими объединениями профсоюзов, общероссийскими объединениями работодателей и Правительством Российской Федерации на 2014 - 2016 годы от 25 декабря 2013 г.; 2. Федеральный закон № 426-ФЗ от 28.12.2013 г. О специальной оценке условий труда (с изменениями на 13 июля 2015 года); 3. СанПиН 2.2.4.584-96. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений. Санитарные правила и нормы; 4. ГОСТ 12.1.007-76. ССБТ. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности (с Изменениями № 1, 2); 5. ГОСТ 12.1.003-83. Шум. Общие требования безопасности (с Изменением № 1); 6. СН 2.2.4/2.1.8.566-96 Производственная вибрация, вибрация в помещениях жилых и общественных зданий. Санитарные нормы; 7. СанПиН 2.2.1/2.1.1.1278–03. Гигиенические требования к естественному, искусственному и совмещенному освещению жилых и общественных зданий; 8. ГОСТ 12.1.002–84. Электрические поля промышленной частоты. Допустимые уровни и требования к проведению контроля на рабочем месте; 11. ГОСТ Р 22.0.01-94. Безопасность в чрезвычайных ситуациях. Основные положения [Текст]. - введ. 01.01.1995.- М.: Издательство стандартов, 1994. – 11 с. 9. ГОСТ 12.0.004-90. Организация обучения безопасности труда; 10. Федеральный закон № 426-ФЗ от 28.12.2013 г. О

	специальной оценке условий труда (с изменениями на 13 июля 2015 года); 11. Федеральный закон № 421-ФЗ от 28.12.2013 г. О внесении изменений в отдельные законодательные акты Российской Федерации в связи с принятием Федерального закона "О специальной оценке условий труда"; 12. Федеральный закон № 123-ФЗ от 22.07.2008 г. «Технический регламент о требованиях пожарной безопасности» (с изменениями на 13 июля 2015 года). 13. Конституция Российской Федерации; 14. Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2001 N 197-ФЗ (ред. от 28.12.2013).
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	
1. Анализ выявленных вредных факторов проектируемой производственной среды	Анализ выявленных вредных факторов (химической природы (вредные вещества), метеоусловий, освещения, шумов, вибрации, электромагнитных полей) на установке производства компонентов смешения товарного бензина (изомеризат, риформат) провести в следующей последовательности: физико-химическая природа вредности, действие фактора на организм человека, приведение допустимых норм с необходимой размерностью, предлагаемые средства защиты.
2. Анализ выявленных опасных факторов проектируемой производственной среды	Анализ выявленных опасных факторов на установке производства компонентов смешения товарного бензина провести в следующей последовательности: механические опасности, термические опасности, электробезопасность, пожаровзрывобезопасность.
3. Охрана окружающей среды	Рассмотреть воздействия установки на окружающую среду и привести перечень природоохранных мероприятий.
4. Защита в чрезвычайных ситуациях	Составить перечень возможных ЧС на установке, разработать меры по предупреждению ЧС, а также действия по ликвидации ЧС и ее последствий.
5. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности	Привести перечень правовых норм трудового законодательства по обеспечению безопасности, а также необходимые организационные мероприятия, обеспечивающие безопасность, сохранность здоровья и работоспособности персонала в процессе обслуживания сооружений и оборудования.
Перечень графического материала:	Таблица 1 - Степень опасности веществ, обрабатываемых на сооружениях установки Таблица 2 – Допустимые уровни производственного шума

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику

Задание выдал консультант:

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

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ41	Смольянова Ю.А.		

Реферат

Выпускная квалификационная работа содержит 110 страниц, 37 рисунков, 43 таблицы, 102 литературных источника, 1 приложение.

Ключевые слова: изомеризация, риформинг, катализатор, гидроизомеризация, компаундирование, промышленная установка, компьютерная моделирующая система, товарный бензин.

В данной работе выполнены исследования в области повышения эффективности производства бензинов.

Для достижения этой цели были поставлены и реализованы следующие основные задачи:

- проанализировать эффективность работы установки изомеризации пентан-гексановой фракции Комсомольского НПЗ;
- провести анализ оптимальных реакторных схем процесса изомеризации пентан-гексановой фракции;
- выполнить анализ возможности включения процесса гидроизомеризации бензолсодержащей фракции в схему Комсомольского НПЗ;
- провести оценку экономического эффекта вовлечения потока гидроизомеризата в процесс компаундирования товарных бензинов Комсомольском НПЗ.

По итогам исследования возможно сформулировать рекомендации по улучшению схемы компаундирования НПЗ.

Выпускная квалификационная работа выполнена на кафедре Химической технологии топлива и химической кибернетики под руководством доктора технических наук, профессора кафедры ХТТ и ХК НИ ТПУ Э.Д. Иванчиной студенткой группы 2КМ41 Ю.А. Смольяновой.

Содержание

Введение.....	12
1 Литературный обзор	13
1.1 Современные технологии процесса изомеризации пентан-гексановой фракции	13
1.1.1 Опыт отечественных и зарубежных фирм по повышению эффективности процесса изомеризации пентан-гексановой фракции.....	13
1.1.2 Варианты технологической организации процесса изомеризации пентан-гексановой фракции.....	20
1.1.3 Каталитические свойства нанесенных ионных жидкостей	23
1.1.4 Безводородная изомеризация	25
1.2 Современные катализаторы процесса каталитического риформинга бензинов	26
1.3 Комбинированная переработка фракции НК-180 °С	28
1.4 Методы снижения содержания бензола в катализате риформинга	31
1.4.1 Процесс гидрирования бензола	34
1.4.2 Процесс гидроизомеризации бензолсодержащей фракции.....	36
2 Объекты и методы исследования	39
2.1 Технологическая установка процесса каталитического риформинга бензинов	39
2.2 Технологическая установка процесса каталитической изомеризации пентан-гексановой фракции.....	41
2.3 Технологическая установка процесса каталитической гидроизомеризации бензолсодержащей фракции	42
2.4 Математическое моделирование процессов каталитической переработки углеводородного сырья	45
2.4.1 Механизм основных реакции процессов изомеризации, риформинга, гидроизомеризации.....	45
2.4.2 Математические модели процессов изомеризации, риформинга.....	49
2.5 Математическая модель процесса компаундирования бензинов	52
3 Повышение эффективности производства бензинов с использованием метода математического моделирования	56
3.1 Оценка эффективности работы установки изомеризации пентан-гексановой фракции Комсомольского НПЗ	56
3.2 Исследование влияния состава перерабатываемого сырья на качество изомеризата.....	58

3.3 Оценка качества работы катализатора реакторного блока установки изомеризации Комсомольского НПЗ	61
3.4 Анализ оптимальных реакторных схем процесса изомеризации пентан-гексановой фракции	64
3.5 Анализ возможности включения процесса гидроизомеризации бензолсодержащей фракции в схему Комсомольского НПЗ	69
3.6 Оценка экономического эффекта вовлечения потока гидроизомеризата в процесс компаундирования товарных бензинов Комсомольском НПЗ.....	74
4 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение.....	78
4.1 Предпроектный анализ	78
4.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования	78
4.1.2. Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	78
4.1.3. SWOT-анализ	79
4.1.4. Оценка готовности проекта к коммерциализации	80
4.1.5. Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования	82
4.2. Инициация проекта.....	82
4.3 Планирование управления научно-техническим проектом	84
4.4 Бюджет научного исследования.....	86
4.5 Организационная структура проекта.....	87
4.6 Оценка сравнительной эффективности исследования.....	88
5. Социальная ответственность	89
5.1 Анализ вредных факторов.....	90
5.2 Анализ опасных факторов.....	93
5.3 Охрана окружающей среды	97
5.4 Защита в чрезвычайных ситуациях	98
5.5 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности	98
Заключение	100
Список используемых источников.....	101
Приложение А	111

Введение

Производство автомобильных бензинов является одной из важнейших составляющих нефтепереработки. Требования, предъявляемые сегодня к высокооктановым моторным топливам, предусматривают переход к выпуску только неэтилированных бензинов, а также ограничение на содержание ароматических (в особенности бензола) и непредельных углеводородов.

В подобных условиях особое значение приобретает совершенствование работы каталитических установок (риформинга, изомеризации) с определением оптимального компонентного состава моторных топлив для достижения требуемого уровня детонационной стойкости при их минимальной себестоимости.

На современном этапе промышленный процесс приготовления товарных бензинов требует внедрения дополнительной стадии технологических расчётов с применением программно-реализованных математических моделей процессов переработки углеводородного сырья в промышленных каталитических реакторах, интегрированных с системой моделирования процесса смешения углеводородных потоков, взаимодействующих в режиме on-line с заводской базой данных. Данный подход позволит сократить себестоимость товарных бензинов за счёт непрерывного определения в режиме on-line оптимальных рецептур смешения и сокращения избыточного запаса по качеству, а также оптимальных технологических схем и технологических режимов работы крупнотоннажных промышленных установок.

1 Литературный обзор

1.1 Современные технологии процесса изомеризации пентан-гексановой фракции

1.1.1 Опыт отечественных и зарубежных фирм по повышению эффективности процесса изомеризации пентан-гексановой фракции

Долгое время в развитии производства высокооктановых компонентов автомобильных бензинов основной упор делался на процессы каталитического крекинга, риформинга и их модификации, позволяющие получать высокодетонационностойкие продукты, обладающие, однако, повышенным содержанием ароматических углеводородов. В настоящее время в связи с постепенным введением европейских стандартов качества топлив акценты производства высокооктановых компонентов смещаются в сторону процессов изомеризации, полимеризации и алкилирования. Подтверждением этого может служить процесс O-T Zeolitic Isomerisation, разработанный фирмой UOP как модернизация установок каталитического риформинга с целью производства высокооктанового изомеризата фракции НК-71 °С [1-4].

Технология является процессом среднетемпературной изомеризации фракции углеводородов НК-71 °С. Изомеризацию проводят при температуре 240-275 °С и давлении 21-35 кг/см². Катализатором процесса является высококремнеземный цеолит марки HS-10 с нанесенным на его поверхность благородным металлом. Благодаря отсутствию кислотных активаторов не допускается коррозия оборудования [5-7]. В таблице 1.1 приведено сопоставление характеристик процесса изомеризации с процессом каталитического риформинга.

Таблица 1.1 – Сравнение каталитического риформинга и процесса O-T Zeolitic Isomerization

Параметры	Каталитический риформинг	O-T Zeolitic Isomerisation
Давление, кг/см ²	14-35	21-35
Температура, °С	около 510	около 260
ОСПЧ, ч ⁻¹	1-5	1-3
Мольное отношение H ₂ :HC	5-10	1-4
H ₂ , м ³ /баррель	500-1700 производится	около 70 потребляется

Октановое число продукта по исследовательскому методу составляет 80 пунктов, выход катализата 97-98 %. Технологическая схема процесса UOP O-T Zeolitic Isomerization приведена на рисунке 1.1.

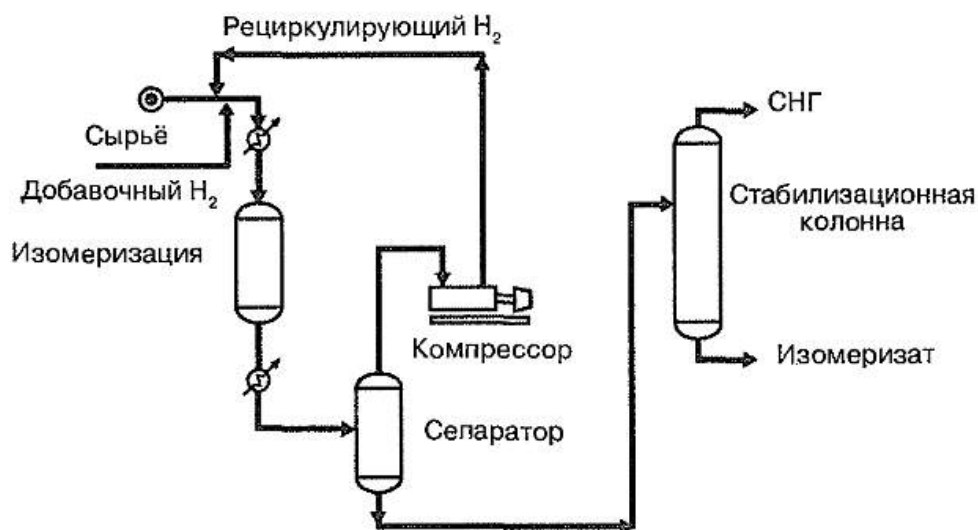


Рисунок 1.1 – Процесс UOP O-T Zeolitic Isomerization

Также к отечественным и зарубежным разработкам цеолитных катализаторов среднетемпературной изомеризации относятся: IP-632 (Axens), Nysopar 5000 (Sud Chemie), СИ-1 (НПП «Нефтехим»), ИПМ-02 (ООО «ВНИИ Нефтехим»). В таблице 1.2 приведены некоторые характеристики перечисленных процессов [8-13].

Компания UOP также ведет модернизацию и разработку других технологий процесса изомеризации. Например, процесс Penex UOP предназначен для каталитической изомеризации пентанов, гексанов и их смесей.

В качестве катализатора используется платина, нанесенная на фторированную окись алюминия [1, 2, 13, 14]. Фирма UOP проводит их постоянную модернизацию с целью уменьшения содержания платины при сохранении каталитических свойств. К данному моменту для процесса Penex фирмой UOP предлагается несколько модификаций катализаторов изомеризации, подбираемых в зависимости от используемого сырья:

- I-122 – применяется в мягких режимах эксплуатации;
- I-82 – содержание платины 0,24 %, данный катализатор подходит для изомеризации сырья с содержанием нафтенов и бензола более 15 % и 2,5 % соответственно. Допустимо использование в жестких условиях – с повышенным содержанием бензола и при возможных проскоках сырья с повышенным содержанием каталитических ядов;
- I-84 – содержание платины снижено по сравнению с I-82 до 0,18 %, максимальное содержание нафтенов и бензола не выше 15 % и 2,5 % соответственно. Рекомендовано использование в условиях максимально близких к стандартным [13].

В России наиболее распространена модификация I-82, позволяющая снизить риски отравления и дезактивации катализатора. Процесс проводится при температуре 130-160 °С, давлении 3,0-3,5 МПа и объемной скорости подачи сырья 1,5-2,0 ч⁻¹. Технологическая схема процесса представлена на рисунке 1.2.

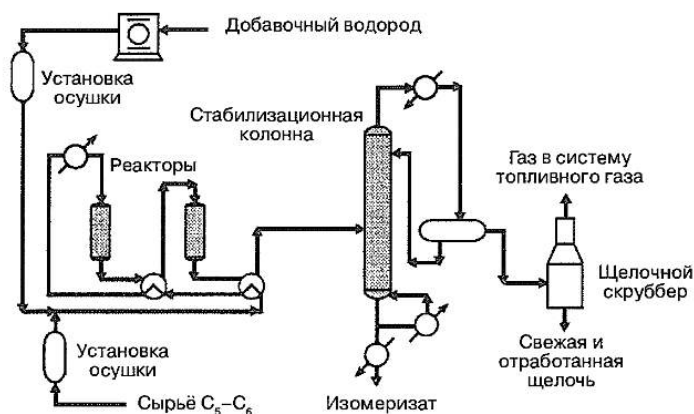


Рисунок 1.2 – Процесс UOP Penex

С целью повышения эффективности процесса Repex фирма UOP разработала несколько модификации технологического оснащения процесса:

– с рециклом н-гексана и метил-пентанов, рисунок 1.3 (разделение в деизогексанизаторе).

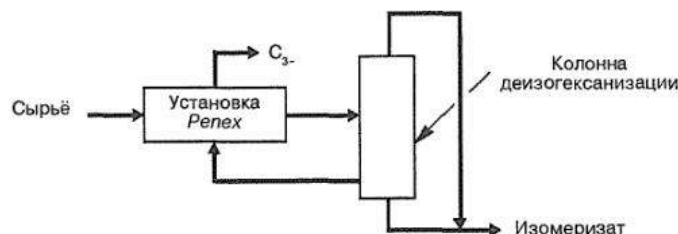


Рисунок 1.3 – Схема с рециклом н-гексана и метил-пентанов

Схема предполагает разделение нижнего продукта стабилизационной колонны фракционированием и/или адсорбцией на молекулярных ситах. В результате получают н-парафин и изо-парафин, первый из которых возвращается в реактор вместе с низкооктановыми метил-пентанами.

– с рециклом н-пентана и н-гексана (разделение на молекулярных ситах процесса «Молекс»), рисунок 1.4.

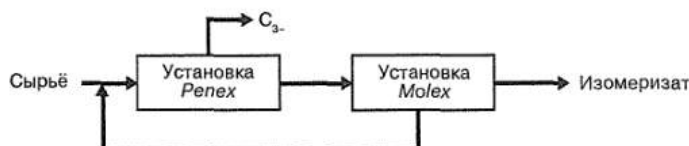


Рисунок 1.4 – Схема с рециклом н-пентана и н-гексана (разделение на молекулярных ситах процесса «Молекс»)

Эффективно работающая схема с рециркуляцией получается путем объединения процессов Repex и Molex. Процесс Molex разделяет в сепараторе на молекулярных ситах стабилизированный продукт Repex на высокооктановый изопарафин и низкооктановый н-парафин. Последний вместе со свежим сырьем подается на установку Repex. Изомеризованный продукт денормализуется на установке Molex и извлекается для использования в качестве компонента бензина [1, 2, 13].

– с рециклом нормальных пентана и гексана, а также метилпентанов (с применением деизогексанизатора и молекулярных сит), рисунок 1.5.

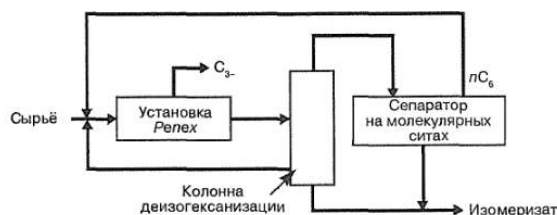


Рисунок 1.5 – Схема с рециклом нормальных пентана и гексана, а также метилпентанов

Менее затратная схема с рециркуляцией состоит в объединении процесса Репех с колонной деизогексанизации. Низкооктановые метил-пентаны концентрируются в боковом погоне колонны. Этот погон смешивают со свежим сырьем и подают в реактор Репех. Верхний продукт колонны деизогексанизации, состоящий в основном из изо-пентана, 2,2- и 2,3-диметилбутана, улавливается и используется в качестве компонента бензина. Часть нижнего продукта колонны, состоящего из нафтен C_6 и фракций C_7 , также отбирается и используется в качестве компонента бензина или сырья установки риформинга [1, 2].

Получаемый изомеризат имеет октановое число 80 пунктов по ИМ при однократной схеме и от 88 до 92 пунктов по ИМ с применением схем рециркуляции. К недостаткам можно отнести необходимость добавки хлорорганических соединений к сырью, для поддержания активности катализатора, загрязнение изомеризата соляной кислотой, плохую устойчивость к проскокам серы, азота и воды, а также невозможность регенерации.

Модернизацию катализаторов на основе хлорированного оксида алюминия также ведет фирма Axens. IS-614A является одной из первых разработок фирмы, в дальнейшем на его основе был разработан более качественный катализатор – ATIS-2L. Катализатор характеризуется более высокой активностью, более низкой насыпной плотностью (загрузка катализатора снижается на 22 %), меньшим на 10 % содержанием платины.

Величина ОЧ изомеризата, получаемого на данном катализаторе, выше на один пункт. Следовательно, его применение является экономически наиболее привлекательным решением [10, 15-18].

Данный катализатор применяется в процессах «Ipsorb Isom» и «Hexorb Isom» фирмы Axens. Процессы представляют собой изомеризацию пентан-гексановой фракции в комплексе с молекулярными ситами. Процесс «Ipsorb» предполагает отделение нормальных алканов на молекулярных ситах и их рецикл с предварительной деизопентанизацией. В процессе «Hexorb» используются молекулярные сита и деизогексанизатор для отделения и рецикла н-пентана и метилпентанов [19-21].

В России лицензиарами процесса с использованием катализатора на основе хлорированного оксида алюминия являются ООО Научно-производственная фирма «Олкат» (НИП-3А), ОАО «ВНИИНефтехим» (ИП-05) [22].

Катализаторы, содержащие сульфатированные оксиды металлов, в последние годы получили повышенный интерес. Основными разработчиками таких катализаторов являются UOP (технология Par-Isom на катализаторах LPI-100 и PI-242) и ОАО «НПП Нефтехим» (технология Изомалк-2 на катализаторе СИ-2) [1, 23, 24].

Процесс Par-Isom относится к процессам низкотемпературной изомеризации, так как проводится при температуре около 180 °С и давлении 20-30 кг/см². Сырьем являются нормальные пентан, гексан и их смеси. Катализатор LPI-100 представляет собой сульфированный оксид циркония, активность которого приближается к хлорированному оксиду алюминия, при этом он обладает более высокой стойкостью к серо- и азотсодержащим соединениям и влаге. Процесс проводится в трех последовательно расположенных реакторах. Сырье – фракция НК-85 °С. Температура газосырьевой смеси на входе в реакторы составляет 165 °С [1]. Выход изомеризата с октановым числом 81-82 пункта (по ИМ) равен около 96,8 % масс. Низкая чувствительность катализатора к влаге устраняет необходимость в

осушителях сырья [13]. Технологическая схема процесса представлена на рисунке 1.6.

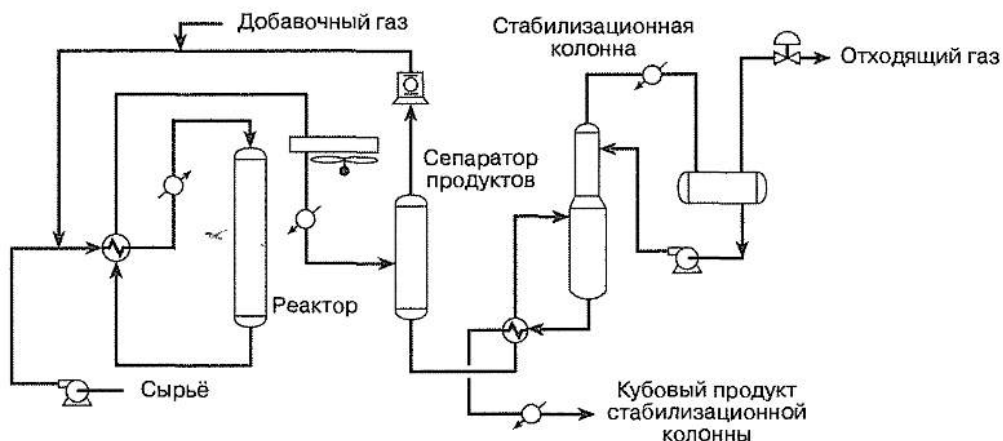


Рисунок 1.6 – Процесс UOP Par-Isom

Для замены катализатора первого поколения LPI-100 были созданы катализаторы PI-242 и PI-244, обладающие улучшенными характеристиками.

Октановое число изомеризата составляет 82 пункта по ИМ без использования рециркуляции. Отсутствие в схеме блоков осушки сырья и защелачивания изомеризата приводит к тому, что капитальные затраты для процесса с использованием катализатора PI-242 ниже, чем для процесса на хлорированном алюмоплатиновом катализаторе. Возможно точное применение данного катализатора для модернизации установок с цеолитными катализаторами с целью повышения октанового числа продукта и производительности установки без введения в схему дополнительного оборудования, за счет его более высокой активности [25].

Катализатор СИ-2, применяемый в процессе изомеризации по технологии ИЗОМАЛК-2, представляет собой сульфатированный оксид циркония, модифицированный алюминием и имеющий в своем составе равномерно распределенную по поверхности платину [26, 27].

Данная каталитическая система обеспечивает высокую активность в реакциях изомеризации легкокипящих углеводородов в термодинамически выгодных условиях:

- рабочая температура 130-160 °С;
- давление на входе в реактор 2,5-3,5 МПа;
- объемная скорость подачи сырья 2,0-4,0 ч⁻¹.

Также следует отметить, что катализатор не требует специальной глубокой осушки и очистки сырья.

1.1.2 Варианты технологической организации процесса изомеризации пентан-гексановой фракции

С целью повышения качества стабильного изомеризата, установка изомеризации бензинов может включать различный набор блоков [23].

При минимальных инвестициях в реализацию процесса изомеризации может быть использована экономически эффективная схема без рециркуляции «за проход» (рисунок 1.7).

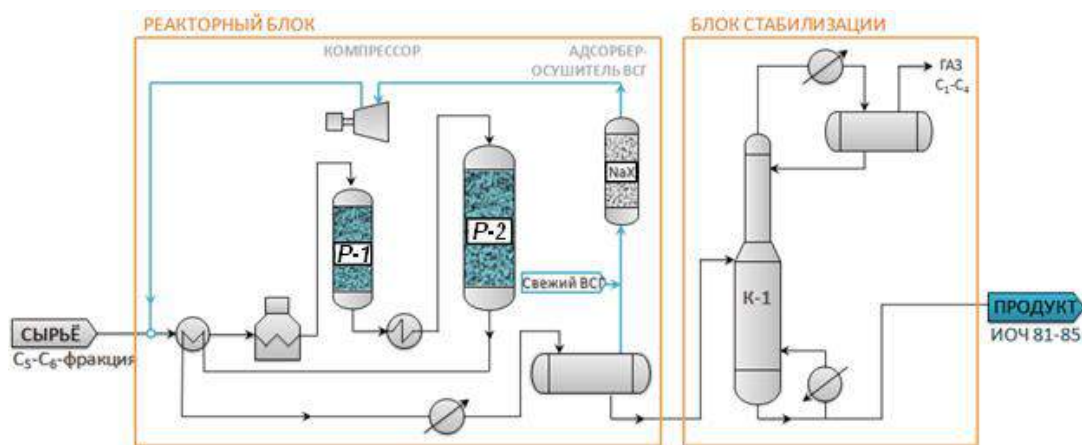


Рисунок 1.7 – Блок-схема процесса «за проход»

Схема с рециклом н-пентана (ДИП+ДП) применяется для переработки сырья с содержанием пентанов 50-70 % (рисунок 1.8). Схема позволяет выводить отдельно изопентановую фракцию в количестве, соответствующем содержанию пентанов в сырье установки изомеризации.

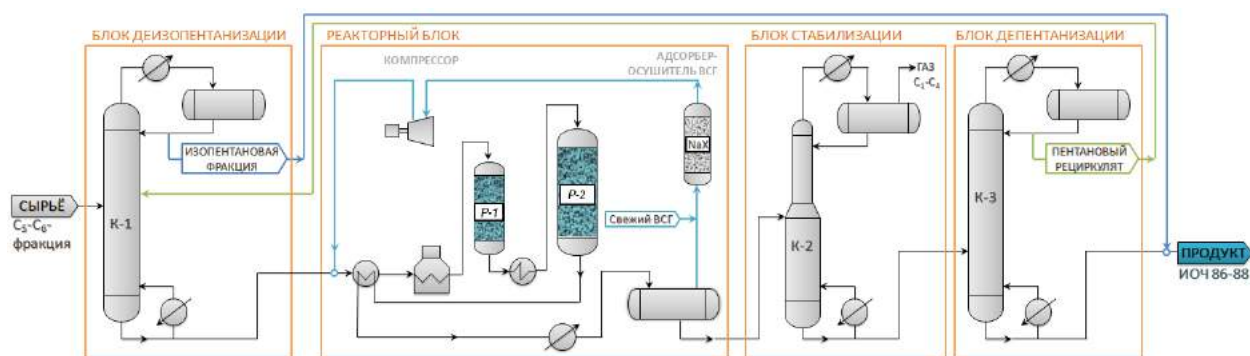


Рисунок 1.8 – Блок-схема процесса с рециклом н-пентана (ДИП+ДП)

Схема с рециклом малоразветвленных гексанов (ДИГ) позволяет повысить октановое число вырабатываемого изокомпонента за счет возврата малоразветвленных гексанов на смешение с сырьем реакторного блока (рисунок 1.9). По сравнению с вариантом "за проход" схема включает дополнительную колонну деизогексанизатор [23]. Установка деизогексанизатора является оптимальным технологическим решением для переработки сырья с содержанием гексанов 50-70 % и высоким содержанием примесей углеводородов C_{7+} и бензола.

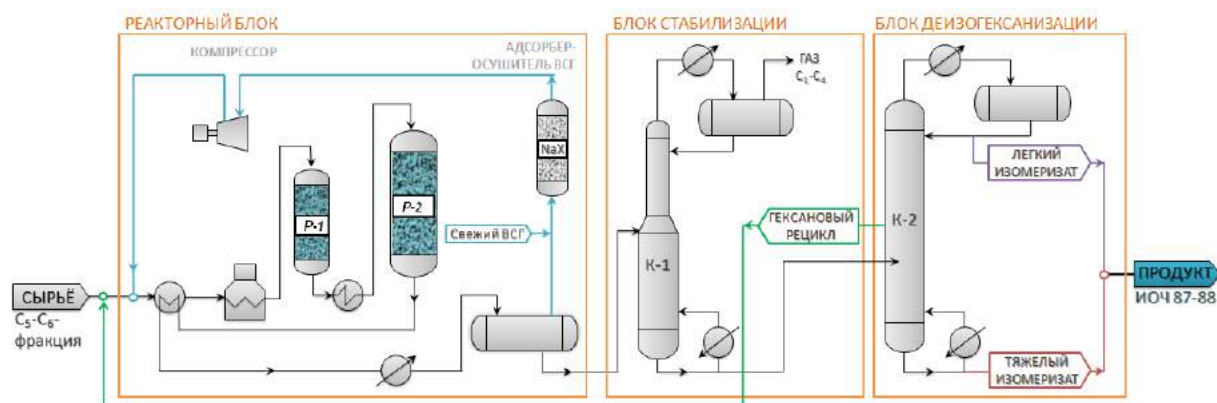


Рисунок 1.9 – Блок-схема процесса с рециклом малоразветвленных гексанов (ДИГ)

Использование схемы с деизопентанизацией сырья и рециклом малоразветвленных гексанов (ДИП+ДИГ) позволяет снизить нагрузку на реакторный блок, повысить глубину изомеризации пентана (рисунок 1.10).

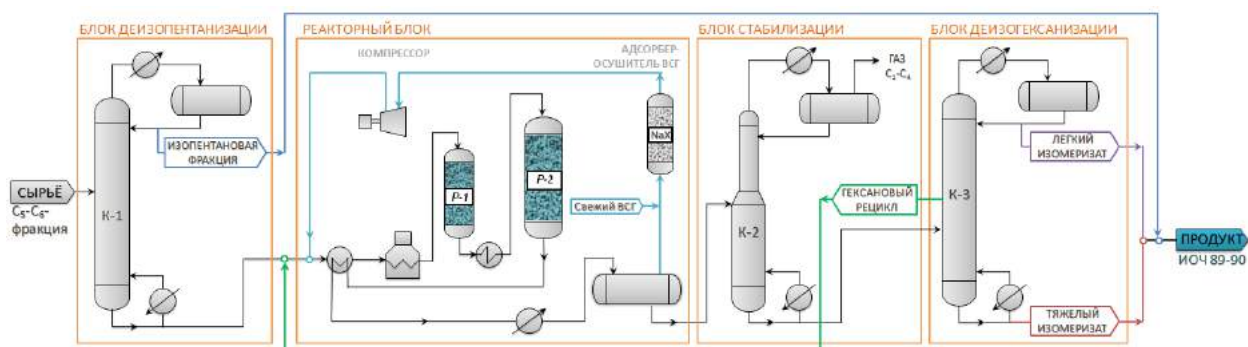


Рисунок 1.10 – Блок-схема процесса с деизопентанизацией сырья и рециклом малоразветвленных гексанов (ДИП+ДИГ)

Схема с рециклом н-пентана и малоразветвленных гексанов (ДИП+ДП+ДИГ) позволяет максимально использовать возможности технологии в изомеризации пентан-гексановой фракции (рисунок 1.11). Несмотря на высокие капитальные и эксплуатационные затраты, реализация технологии изомеризации легких бензиновых фракций по данной схеме, в условиях необходимости производства автобензина, соответствующего нормам ЕВРО-4, ЕВРО-5 [23].

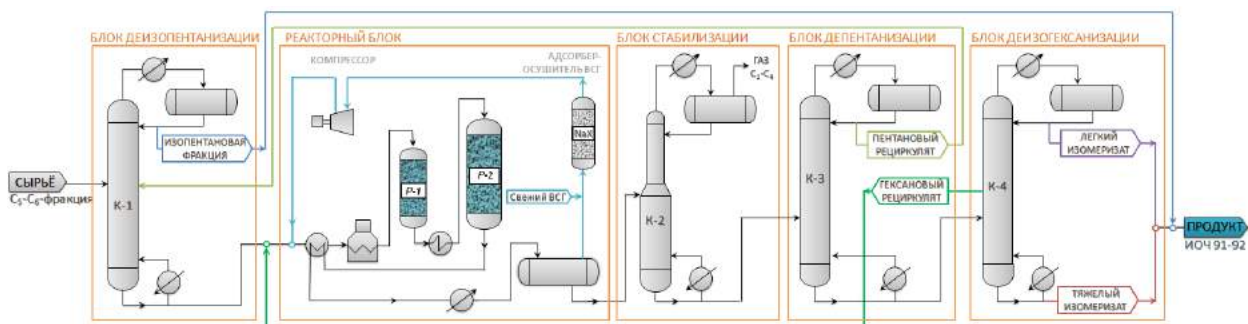


Рисунок 1.11 – Блок-схема процесса с рециклом н-пентана и малоразветвленных гексанов (ДИП+ДП+ДИГ)

Схема с рециклом н-пентана и малоразветвленных гексанов (ДИП+СуперДИГ) позволяет уменьшить капитальные и эксплуатационные затраты за счет разделения стабильного изомеризата не в двух колоннах, а в одной (рисунок 1.12).

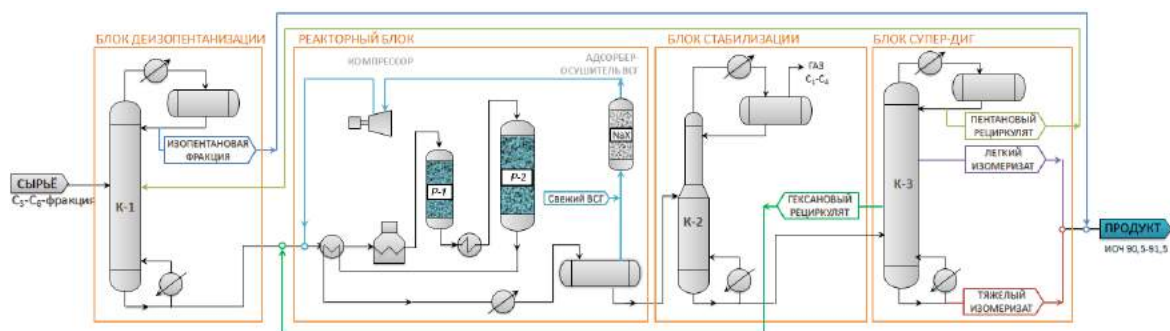


Рисунок 1.12 – Блок-схема процесса с рециклом н-пентана и малоразветвленных гексанов (ДИП+СуперДИГ)

Кроме того, данная схема (рисунок 1.12) экономит место, занимаемое установкой.

1.1.3 Каталитические свойства нанесенных ионных жидкостей

Стремлением к совершенствованию технологии изомеризации объясняется продолжение поиска новых каталитических систем высокой активности. К ним можно отнести ионные жидкости, проявляющие суперкислотные свойства [28-32].

Авторами [28] исследована изомеризация углеводородов как нормального, так и изомерного строения в присутствии ионных жидкостей, нанесенных на различные носители, выявлена низкая конверсия н-алканов в отсутствие активирующих добавок, а также быстрая потеря активности катализатора.

Ионные жидкости представляют собой соли, состоящие из органического катиона и неорганического аниона. Главной отличительной чертой ионных жидкостей принято считать низкую температуру плавления. Данная характеристика может меняться в достаточно широких пределах в зависимости от подбора катионов и анионов. В качестве границы определяющей принадлежность веществ к ионным жидкостям принято считать температуру 100 °С.

Наиболее распространенными и хорошо изученными являются ионные жидкости на основе следующих катионов: триалкиламмониевые, тетраалкиламмониевые, диалкилимидазолевые, алкилпиридиниевые, тетраалкилфосфониевые. Однако в последнее время стремительно повышающийся к ионным жидкостям интерес привел к существенному увеличению ряда используемых органических катионов. Были синтезированы ионные жидкости на основе катионов пиперазиния, морфолиния, пиразолия, пиразиния, диалкилпиролидиния, алкилтиазолия и т.д. [33-35].

Существенное влияние на физические и химические свойства ионных жидкостей оказывает используемый анион. К настоящему моменту известно широкий ряд анионов. К наиболее используемым анионам относят AlCl_4^- , PF_6^- , BF_4^- , O_3SCF_3^- . Также известны примеры применения в качестве анионов слоистых алюмосиликатов, в которых алкиламмониевые или алкилпиридиниевые катионы замещают катионы щелочных и щелочноземельных металлов [36].

Ионные жидкости, являясь низкотемпературными расплавами солей, могут находиться в двух агрегатных состояниях в широком температурном диапазоне.

Ионные жидкости проявили себя как активные катализаторы таких процессов как олигомеризация, алкилирование, изомеризация, галогенирование, ацилирование, гидроформилирование, карбонилирование [34]. Физические свойства, кислотность и активность ионных жидкостей в значительной мере варьируемы и позволяют подобрать необходимые характеристики для конкретного процесса. Модификацией органического катиона можно изменить плотность, вязкость или сродство к растворителям. Подбор неорганического аниона, а также его мольного соотношения с органической солью позволяет регулировать кислотные свойства каталитической системы, температуру плавления и термическую стойкость.

В области нефтепереработки и нефтехимии особенно важно такое свойство некоторых ионных жидкостей, как высокая кислотность и как следствие их активность в реакциях алкилирования и изомеризации углеводородов.

1.1.4 Безводородная изомеризация

Перспективным направлением переработки легкой бензиновой фракции НК-85 °С может быть безводородная каталитическая изомеризация с получением высокооктанового изомеризата. [37]. При классической изомеризации с использованием ВСТ присутствие ароматических и нафтеновых углеводородов в сырье нежелательно, и их содержание строго регламентируется. При безводородной изомеризации, в основе которой лежат деструктивные процессы, можно использовать сырье практически любого углеводородного состава. Применение в качестве сырья процесса деструктивной изомеризации фракции НК-85 °С позволит максимально вовлекать прямогонные бензины в процессы облагораживания, то есть обеспечить рациональное использование углеводородного сырья [38].

На основании проведенных исследований [37-39] и полученных результатов была предложена технологическая схема процесса безводородной деструктивной изомеризации фракции НК-85 °С на катализаторе 0,5 % Pt/MOR с целью получения высокооктанового компонента автобензинов. Технологическая схема включает в себя блок ректификации для выделения из сырья изопарафинов C₅-C₆ и блок безводородной изомеризации. Предлагается использовать три попеременно работающих реактора (в первом 12 часов осуществляется реакция, во втором – 6 часов продувка, в третьем – 6 часов регенерация). Такая схема позволит организовать непрерывный процесс.

Стабильный изомеризат отправляется в парк компаундирования бензинов. Сюда же из блока ректификации поступают изопарафины C₅-C₆. Получение концентрата изопарафиновых углеводородов и последующее компаундирование с риформатом и прямогонным бензином позволит

расширить сырьевую базу и увеличить выпуск высокооктановых марок автобензинов [40].

Применение платинированного деалюминированного морденита позволяет вести процесс без давления водородсодержащего газа и хлорирования катализатора.

1.2 Современные катализаторы процесса каталитического риформинга бензинов

На НПФ «ОЛКАТ» разработан новый перспективный шариковый катализатор риформинга РБ-44У марки «Ш», который ранее показал высокие результаты на ряде НПЗ [41-43]. Катализатор изготавливается на алюмооксидном носителе в виде гранул идеальной сферической формы диаметром 1,4-1,6 мм [22]. Высокая прочность, полное отсутствие пылеобразования и удобство операции загрузки, не требующей специального оборудования для уплотнения слоя, однородная плотность слоя, равномерная гидродинамика углеводородного потока, отсутствие усадки в процессе работы – преимущества катализатора в шариковой форме по сравнению с традиционными экструдированными. Шариковый катализатор РБ-44У марки «Ш» обеспечивает выработку риформата с октановым числом 97-98 пунктов по ИМ с выходом 88,9 % масс. при входной температуре 495 °С, что существенно лучше показателей, достигнутых на загрузке экструдированных катализаторов [44-46].

НПФ "ОЛКАТ" постоянно проводит поисковые работы по созданию новых перспективных катализаторов и каталитических композиций, в том числе для оптимизации свойств катализаторов для первого, второго и третьего реакторов установок риформинга. Работы направлены на поиск новых эффективных катализаторов, технических решений и совершенствование технологии процесса каталитического риформинга с целью переработки как традиционного сырья, газового конденсата, так и иного, имеющего особенности углеводородного сырья. Так, для переработки бензиновой фракции газового

конденсата был разработан специальный катализатор марки СГ-3П-М, работающий на настоящее время в режиме выработки риформата с ИОЧ 93-94 пункта с высоким выходом 92 % масс., получаемым при высокой объемной скорости $4,0 \text{ ч}^{-1}$ и низкой температуре на входе в реакторы риформинга 469-470 °С. Показатели промышленной эксплуатации СГ-3П-М превосходят результаты традиционных платино-рениевых композиций [22, 47-48].

Катализаторы риформинга серии REF для установок с периодической регенерацией катализатора (полурегенеративный риформинг) были разработаны ПАО «НПП Нефтехим» и внедрены в промышленность. Катализаторы REF-21, REF-23 м. А и Б, REF-24 хорошо зарекомендовали себя на Российских нефтеперерабатывающих заводах.

Сегодня ПАО «НПП Нефтехим» представляет новую линейку этой серии – катализаторы REF-125 и REF-130, отличающиеся повышенной стабильностью [23].

В основу новых катализаторов положен один носитель с введением стабилизирующего комплекса. REF-125 и REF-130 обеспечивают высокие показатели по активности, селективности, межрегенерационному периоду и общему сроку службы, отличие между данными марками состоит в соотношении платины и рения.

Новое поколение катализаторов серии REF, за счет более высокой стабильности, позволяет получать риформат с октановым числом 96-99 пунктов по исследовательскому методу.

Также ПАО «НПП Нефтехим» разработан катализатор для процесса риформинга с непрерывной регенерацией - RC-12, который не уступает по показателям катализаторам CCR других производителей.

Катализатор RC-12 является высокоактивным платино-оловянным катализатором для установок риформинга с движущимся слоем, предназначенным для получения риформата с максимальным выходом и октановым числом.

Катализатор риформинга для работы в стационарном слое RC-12 обеспечивает [23]:

- максимальный выход C_{5+} и водорода за счет высокой селективности;
- низкое образование кокса при жестких режимах работы;
- эксплуатационную гибкость ведения процесса благодаря высокой плотности катализатора;
- минимальное снижение удельной поверхности в течение всего срока эксплуатации катализатора;
- высокую механическую прочность, обеспечивающую минимальное истирание и образование пыли;
- длительный срок службы.

В духе постоянных инноваций, фирма UOP представила три новых марки катализаторов. Новый катализатор для процесса риформинга с неподвижным слоем катализатора UOP R-500 представляет собой оптимизированный катализатор высокой производительности, который обеспечивает рекордную производительность и максимальную гибкость. Он обладает самой высокой активностью и стабильностью и может повысить выход продукта в течение рабочего цикла или увеличить продолжительность межрегенерационного периода. Последние разработанные катализаторы процесса риформинга с движущимся слоем катализатора UOP R-254 и R-UOP 284 обеспечивают еще более высокий выход фракции C_{5+} , водорода и ароматических соединений, что приводит к повышению рентабельности [13].

1.3 Комбинированная переработка фракции НК-180 °С

Наиболее распространенной на НПЗ схемой переработки широких бензиновых фракций является схема разделения бензиновых фракций на сырье установки изомеризации пентан-гексановой фракции и установки риформинга, рисунок 1.13. Минусами данной технологии переработки фракции НК-180 °С являются [23]:

- высокая концентрация бензола в автокомпоненте (1,4-1,8 %);

- высокая концентрация ароматических углеводородов (42-44 %);
- выход суммарного катализата на исходное сырье не превышает 85-86 %.

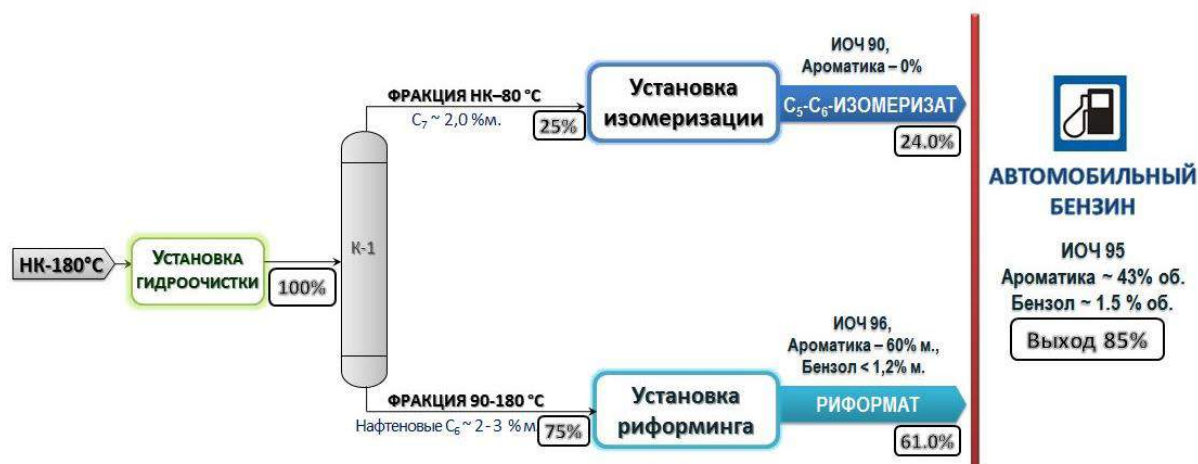


Рисунок 1.13 – Традиционная схема переработки широкой бензиновой фракции НК-180 °С

По результатам исследований, проведенных в ПАО «НПП Нефтехим» сделан вывод, что эффективность производства высокооктановых автобензинов по стандартам ЕВРО-4 и ЕВРО-5 значительно повышается путем выделения из прямогонного бензина C₇-фракции (70-105 °С) и направления ее не на риформинг, а на установку изомеризации C₇-фракции.

Разработанная ПАО «НПП Нефтехим» технология изомеризации C₇-фракции получила название Изомалк-4 [23, 26]. В основу технологии Изомалк-4 положен уникальный катализатор СИ-4, обеспечивающий проведение селективного процесса изомеризации гептанов при температурах 160-200 °С. Катализатор не требует подачи дополнительных реагентов и обладает высокой стабильностью и устойчивостью к каталитическим ядам.

Технология изомеризации гептановой фракции (фракции 70-105 °С) Изомалк-4 (рисунок 1.14) имеет аппаратное оформление близкое к традиционной схеме Изомалк-2. Схема с рециркуляцией неразветвленных гептанов позволяет получать изомеризат с октановым числом 83-85 пунктов по исследовательскому методу [27].

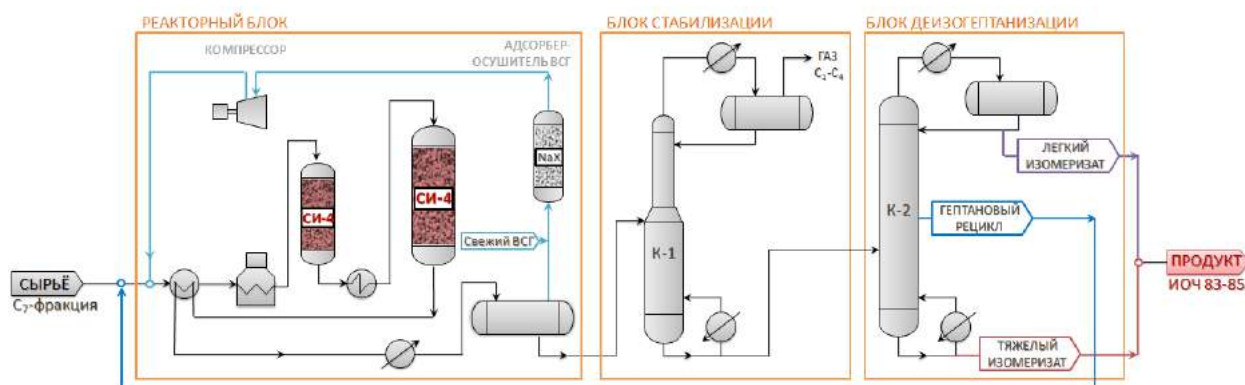


Рисунок 1.14 – Технология Изомалк-4

Технология изомеризации гептановой фракции Изомалк-4 не требует специального лицензированного оборудования, не требует специальных решений по подготовке сырья и может быть реализована как путем нового строительства, так и с модернизацией существующих мощностей полурегенеративного риформинга/изомеризации.

Комплексная схема переработки широкой бензиновой фракции по технологии ПАО «НПП Нефтехим» представлена на рисунке 1.15 [23, 54].

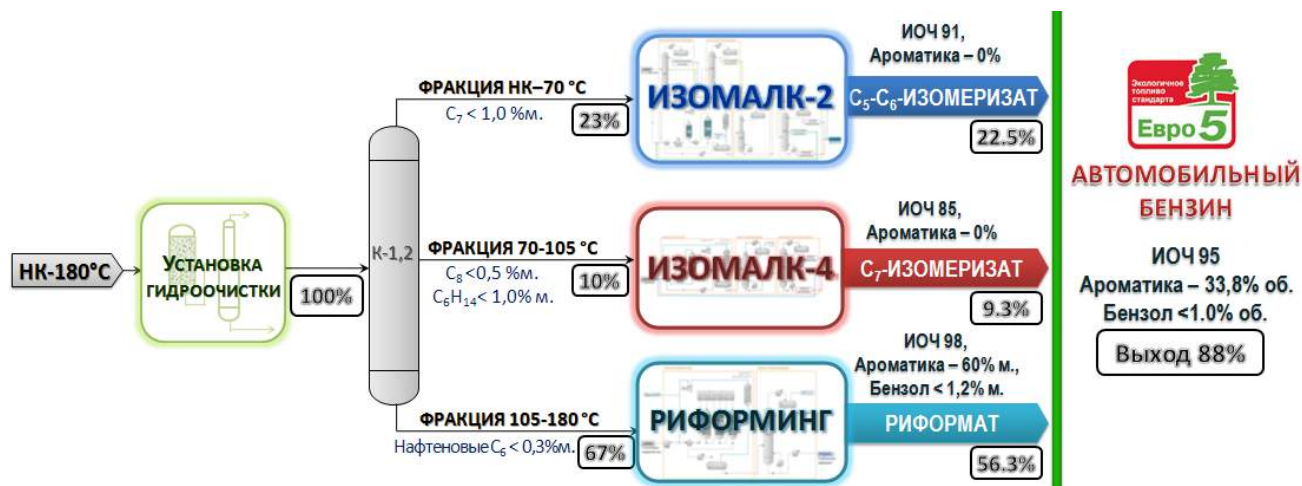


Рисунок 1.15 – Оптимальная схема комбинированной переработки широкой бензиновой фракции НК-180 °С по технологии «НПП Нефтехим»

Главным отличием данной технологии комбинированной переработки является выделение С7-фракции и ее изомеризация на отдельной установке по разработанной ПАО «НПП Нефтехим» технологии.

Вовлечение в схему переработки изомеризации C_7 – фракции позволяет:

- обеспечить гарантированное содержание бензола менее 1 % об. и снижение содержания ароматических до 35 %;
- обеспечить эффективную работу катализатора изомеризации фракции НК-70 °С за счет снижения содержания углеводородов C_{7+} в сырье;
- повысить межрегенерационный период работы катализатора, выход и октановое число на установке риформинга;
- повысить выход товарных автобензинов за счет более высокой селективности процесса изомеризации C_7 -фракции по сравнению с риформингом [55-57].

1.4 Методы снижения содержания бензола в катализате риформинга

Введение экологических стандартов качества бензина с сокращением пределов содержания бензола заставило многих нефтепереработчиков предпринять меры, чтобы уменьшить количество бензола в товарном бензине. Нефтеперерабатывающие предприятия наряду с повышением октановых характеристик бензинов начинают снижать содержание ароматических углеводородов, вводя мощности по изомеризации и алкилированию [58].

Основным источником бензола на нефтеперерабатывающем заводе является продукт установки каталитического риформинга бензинов. Однако, поскольку риформат для большинства российских НПЗ – основной базовый компонент высокооктановых бензинов, а содержание бензола в нем может достигать 6-7 % масс., то для многократного «разбавления» риформатов до содержания бензола до 1 % об. на заводах нет достаточного количества неароматических высокооктановых компонентов.

Вместе с тем, первоочередное снижение содержания бензола до 1 % об. может значительно облегчить постепенный переход на производство бензинов не только отвечающих ГОСТ Р 51866-2002, но и нормам ЕВРО-4, ЕВРО-5, а

главное – уменьшить концентрацию наиболее вредного компонента автобензинов.

Таким образом, наиболее трудной задачей при производстве наиболее перспективных марок бензинов для заводов, не располагающих установками каталитического крекинга и алкилирования, становится снижение доли бензола в риформатах [59].

Анализ существующих технологий процесса риформинга позволяет остановиться на двух основных вариантах снижения концентрации бензола в риформатах [60]:

- предфракционирование, которое сводится к удалению бензолобразующих компонентов из сырья процесса за счет повышения температуры начала кипения до 95-100 °С;
- постфракционирование, заключающееся в выделении концентрата бензола из риформата, который подлежит дальнейшей переработке.

Фирма UOP активно занимается разработкой способов сокращения содержания бензола в товарных бензинах. На рисунке 1.16 изображены два основных подхода, предлагаемые UOP [1].

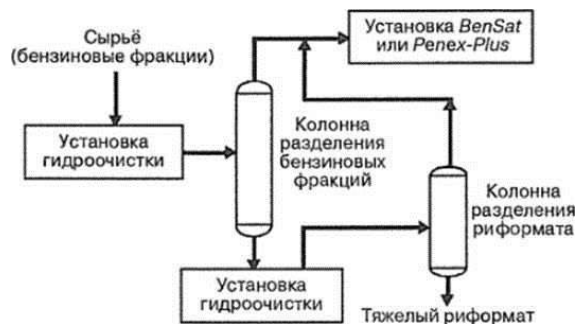


Рисунок 1.16 – Фракционирование с целью снижения содержания бензола

Затем из бензолсодержащего продукта путем экстракции, алкилирования, изомеризации или гидрирования удаляется бензол (рис. 1.17, 1.18).

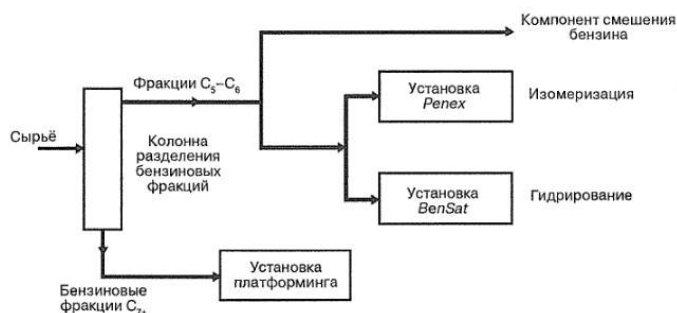


Рисунок 1.17 – Способ получения бензина с предфракционированием

Предфракционирование сырья риформинга с целью снижения доли бензола в риформате имеет ограниченные возможности. Кроме того, при предфракционировании снижаются ресурсы сырья для процесса риформинга, утяжеляется фракционный состав риформата, а также образуется избыток низкооктановой фракции 70-100 °С. Следовательно, эта прямогонная фракция, имеющая ИОЧ менее 70 и содержащая около 5 % масс. бензола и до 0,1 % серы, также потребует в дальнейшем квалифицированной переработки.

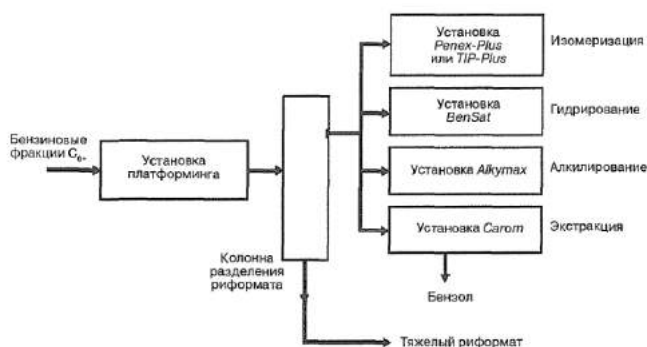


Рисунок 1.18 – Способ получения бензина с постфракционированием

В случае постфракционирования ректификацией из риформата извлекают легкую часть, обогащенную бензолом [61]. Для доведения риформата с содержанием бензола менее 1 % об. температура конца кипения отгоняемой бензолсодержащей фракции риформата должна составлять около 85 °С.

Дальнейшее использование бензолсодержащей фракции для компаундирования даже низкооктановых бензинов нецелесообразно из-за высокой концентрации бензола. Переработка легкой бензолсодержащей фракции возможна одним из следующих способов:

- экстракция бензола из катализата;

- алкилирование бензола олефинами;
- гидрирование бензола в циклогексан;
- гидроизомеризация бензола в метилциклопентан [62].

Главная проблема переработки бензола экстракцией заключается в высоких капитальных и эксплуатационных затратах, поэтому экстракция бензола рентабельна при наличии мощности по риформингу оценочно 1,5 млн. т/год и выше или при имеющихся свободных мощностях по процессу экстракции.

Алкилирование бензола – экономически оправданная альтернатива только при избытке дешевой пропан-пропиленовой фракции каталитического крекинга на предприятии. Кроме того, следует учитывать, что в этом процессе наряду с удалением бензола происходит некоторое увеличение суммы ароматических углеводородов. Таким образом, при использовании процесса алкилирования с целью удаления бензола следует располагать достаточным ресурсом высокооктановых неароматических продуктов для последующего их разбавления до норм автобензинов ЕВРО.

Бензол, содержащийся в легкой фракции риформата, подвергают гидрированию до циклогексана на отдельной установке или в комплексе с установкой изомеризации пентан-гексановой фракции. Применяются схемы совместного гидрирования бензола, содержащегося как в легкой прямогонной фракции, так и в бензольной фракции риформинга.

1.4.1 Процесс гидрирования бензола

Как правило, для гидрирования бензолсодержащих фракций используются технологии BenSat фирмы UOP или более сложная технология Benfree фирмы Axens, сочетающая процессы дистилляции и жидкофазного гидрирования в отдельном реакторе с возвращением продуктов гидрирования в колонну разделения риформата [63].

Процесс BenSat компании UOP был разработан для переработки продуктов C₅-C₆ с высоким содержанием бензола. Так как почти весь бензол

гидрируется на неподвижном слое катализатора до циклогексана, заметных побочных реакций не присутствует [64, 65]. Условия процесса умеренные; требуется лишь небольшой избыток водорода по сравнению со стехиометрическим количеством.

Вследствие превращения высокооктанового бензола в низкооктановый циклогексан продукт имеет меньшее октановое число, чем сырьё. Октановое число можно увеличить дальнейшей переработкой продукта BenSat на установке изомеризации, например установке UOP Penex.

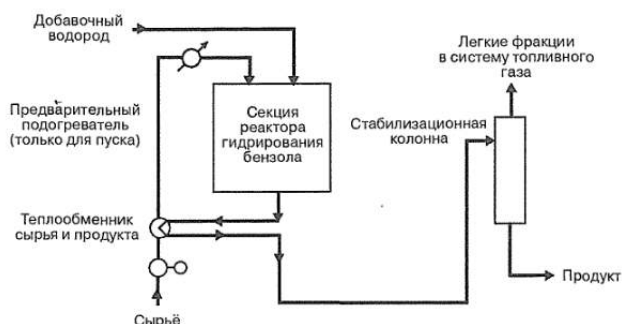


Рисунок 1.19 – Процесс BenSat

Технологическая схема процесса BenSat показана на рисунке 1.19. Жидкое сырьё поступает сначала в теплообменник, где подогревается потоком из реактора, а затем в предварительный подогреватель, который задействуется только при пуске установки. В дальнейшем сырьё подогревается только в теплообменнике за счет теплоты реакции. Добавочный водород смешивается с жидким сырьем, и смесь направляется в реактор. Продукт реактора отдает тепло сырью и поступает в стабилизационную колонну, где удаляются легкие фракции [63, 64].

В процессе BenSat применяется промышленно проверенный катализатор на благородных металлах, многие годы использовавшийся для получения циклогексана для нефтехимических производств. Катализатор действует селективно и без сколько-нибудь заметных побочных реакций [63].

Общей особенностью вариантов гидрирования бензола является снижение октанового числа продукта, которое может достигать несколько пунктов.

1.4.2 Процесс гидроизомеризации бензолсодержащей фракции

Задача снижения содержания бензола в автобензинах путем его переработки может быть решена с помощью гидроизомеризации [66-72].

В НПФ ОЛКАТ разработан оригинальный селективный катализатор (К-150Б) и новый процесс Деболк – процесс гидроизомеризации бензола с повышением октановой характеристики получаемого продукта [22].

Сырьем может быть легкая фракция риформата НК-85 °С или более узкая фракция риформата – 50-85 °С – фактически концентрат бензола.

Процесс основан на том, что бензол преимущественно превращается не в циклогексан (ЦГ), а в метилциклопентан (МЦП), октановое число которого существенно выше. Кроме того, в этом процессе дополнительно происходит изомеризация парафинов, что в целом приводит к росту октанового числа продукта. Побочные реакции процесса сводятся к незначительному гидрокрекингу парафинов.

Ожидаемый межрегенерационный цикл катализатора составляет 2-3 года, прогнозируемый общий срок службы - 8-10 лет. Регенерация катализатора заключается в окислительном выжиге из него кокса.

Принципиальная схема процесса аналогична типовой схеме блока гидроочистки; сырье подается «на проток», ВСГ рециркулирует. Печь необходима лишь в период пуска (рисунок 1.20).

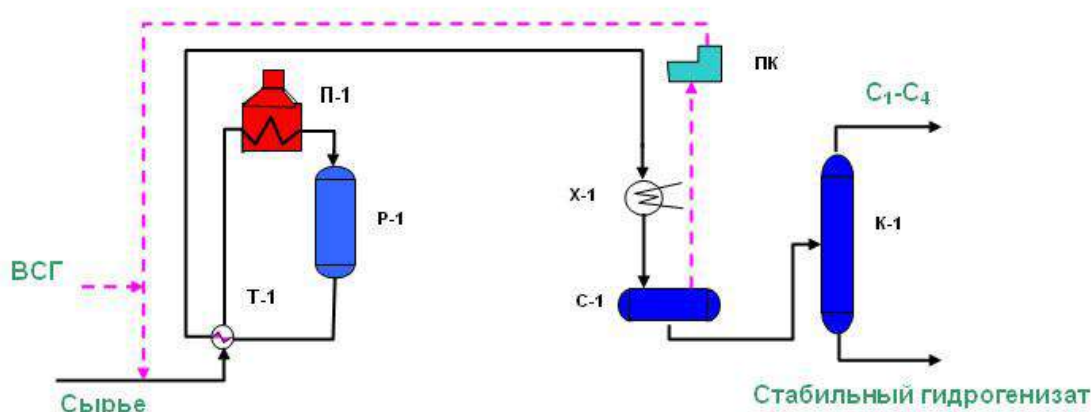


Рисунок 1.20 – Процесс Деболк

Основные показатели процесса Деболк:

- остаточное содержание бензола не более 0,1 % об.;
- прирост октанового числа 1-3 пункта;
- выход гидроизомеризата 97-98 % масс [22].

Разработкой процесса гидроизомеризации фракции НК-85 °С занимается также ИППУ СО РАН. В таблице 1.2 приведены технологические условия процесса по технологии ИППУ СО РАН [73].

Таблица 1.2 – Технологические условия процесса гидроизомеризации бензола (технология ИППУ СО РАН)

Показатели	Pt/HM/Al ₂ O ₃
Т, °С	280 - 300
ОСПС, ч ⁻¹	2 - 4
Конверсия бензола, %	95 -100
МЦП/ЦГ	2 - 3
Выход C ₅₊ , % масс.	98 -100

ИППУ СО РАН в результате своих исследований катализаторов на основе оксида алюминия показал, что изменение содержания оксида алюминия является эффективным способом влияния на каталитические свойства системы Pt/SO₄²⁻-ZrO₂-Al₂O₃ в процессе гидроизомеризации бензолсодержащих

бензиновых фракций. При этом оптимальными каталитическими свойствами обладает система, носитель которой содержит 67,8 % масс. оксида алюминия.

Для бензолсодержащей фракции промышленного происхождения установлено, что данный катализатор при температурах 260-300 °С дает возможность полного удаления аренов с сохранением высокого выхода жидких продуктов — на уровне 98,7 % масс. и более при увеличении октанового числа на 2,2-3,3 пункта по исследовательскому методу по сравнению с исходным сырьем [74, 75].

2 Объекты и методы исследования

2.1 Технологическая установка процесса каталитического риформинга бензинов

Каталитический риформинг представляет собой химический процесс, используемый для преобразования углеводородов с низким октановым числом в высокооктановый жидкий продукт, называемый риформатом, который является компонентом товарного бензина.

Каталитический риформинг проводят при температурах 480-530 °С и давлении 0,7-1,5 или 2,4 МПа в зависимости от применяемого катализатора.

Наиболее типичная установка каталитического риформинга бензинов с неподвижным слоем катализатора. Установка включает в себя три реактора, в которых катализатор загружен неподвижным слоем, и весь катализатор регенерируется прямо в реакторе во время остановки работы установки на регенерацию, которая происходит приблизительно раз в 6 – 24 месяца.

Некоторые установки каталитического риформинга имеют дополнительный реактор, за счет чего каждый реактор может быть приостановлен на регенерацию на месте, в то время как вся установка риформинга будет функционировать. В свою очередь, реактор с регенерированным катализатором заменяет другой реактор, который также может быть изолирован на регенерацию. Такие установки предназначены для того, чтобы продлить срок работы между отключениями.

Одним из самых современных типов установок каталитического риформинга является установка с движущимся слоем катализатора. Такие установки характеризуются непрерывной регенерацией части катализатора на месте в специальном регенераторе и непрерывным добавлением восстановленного катализатора к операционным реакторам. Использование таких установок с каждым годом растет.

Газо-продуктовая смесь из третьего реактора поступает в теплообменник, где частично отдает свое тепло встречному потоку циркулирующей через этот теплообменник исходной сырьевой смеси, а затем попадает в газовый сепаратор.

Богатый водородом газа отводится с верха сепаратора и часть его возвращается в качестве рецикла на установку риформинга, а остальной ВСГ является источником водорода для остальных гидрогенизационных процессов, реализуемых на данном НПЗ.

Жидкость отводится с низа сепаратора и направляется в ректификационную колонну, называемую стабилизатором. Верхний газообразный продукт, отходящий с колонны стабилизации, содержит метан, этан, пропан и бутан, а также может содержать небольшое количество водорода. Этот углеводородный газ направляется на дальнейшую переработку, а именно извлечение пропана и бутана. Остаточный газ после такой обработки становится топливом в различных нефтеперерабатывающих процессах.

Кубовым остатком стабилизатора является высокооктановая жидкость, а именно риформат, который станет компонентом товарного бензина данного НПЗ.

Бензол часто отделяется с помощью блока удаления бензосодержащей фракции, чтобы уменьшить содержание бензола в риформате, поскольку у товарного бензина есть предел содержания бензола (1% объема товарного бензина).

2.2 Технологическая установка процесса каталитической изомеризации пентан-гексановой фракции

Сырьем процесса изомеризации с целью получения моторных топлив, соответствующих современным экологическим требованиям служат низкооктановые компоненты нефти – фракции НК – 62 °С и рафинаты риформинга, содержащие в основном парафины и нафтены C_5 , C_6 .

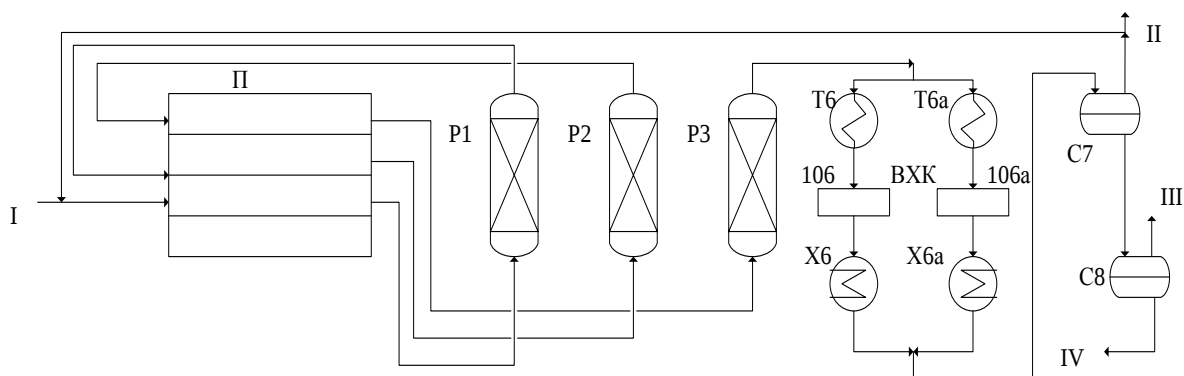


Рисунок 2.2 – Технологическая схема установки каталитической изомеризации пентан-гексановой фракции

На рисунке 2.2 представлена трехреакторная схема процесса изомеризации. После осушки сырье смешивается с водородсодержащим газом и поступает во вторую секцию трубчатой печи для подогрева и направляется в реактор изомеризации P1. Из реактора продукция последовательно поступает в третью и четвертую секцию печи и реакторы P2, P3 соответственно. Затем реакционная смесь направляется в сепаратор C7 через сеть теплообменников и холодильников. В сепараторе C7 отделяется водородсодержащий газ, который направляется на рециркуляцию, но при этом подкачивают свежий ВСГ, чтобы его концентрация была порядка 80 %. Далее продукты направляются в сепаратор C8, где происходит деление непосредственно на бензин и углеводородный газ.

2.3 Технологическая установка процесса каталитической гидроизомеризации бензолсодержащей фракции

Принципиальная схема технологии комплексной гидроизомеризации бензолсодержащих фракций (НК-70 °С, 70-95 °С) катализатора риформинга совместно с изомеризацией парафинов C₅-C₆ представлена на рисунке 2.3.

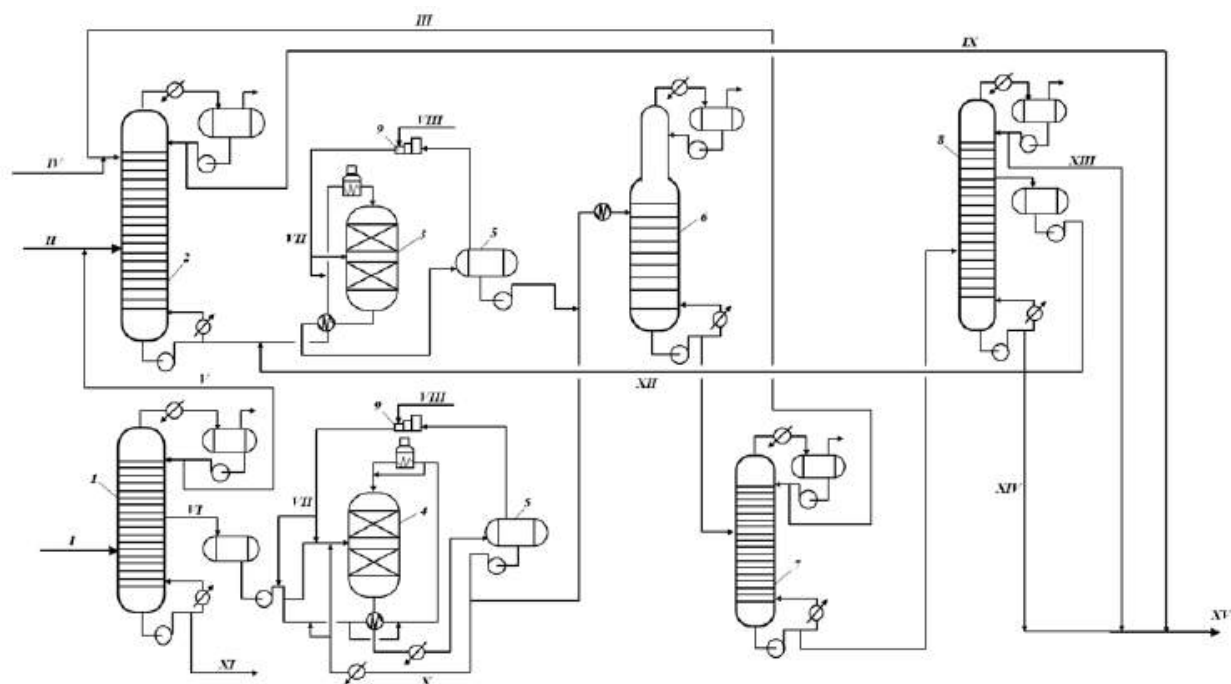


Рисунок 2.3 – Принципиальная схема раздельной переработки бензолсодержащих фракций катализата риформинга:

Потоки: I – стабильный катализат риформинга; II – прямогонная фракция НК-70 °С; III – рецикл фракции C₅; IV – пентановая фракция; V – фракция катализата риформинга НК-70 °С (массовая доля бензола 5,3 % об.); VI – фракция катализата риформинга 70-95 °С (массовая доля бензола 36,6 % масс.); VII – циркулирующий водородсодержащий газ; VIII – свежий ВСГ; IX - изопентановая фракция; X – рецикл гидроизомеризата; XI – фракция катализата риформинга 95 °С-КК с содержанием бензола менее 1,0 % об.; XII – рецикл н-C₆; XIII – изо-C₆ (ДМБ и МП); XIV – МЦП, ЦГ, C₇₊; XV – изомеризат.

Технологическое оборудование: 1 – ректификационная колонна разделения катализата риформинга, 2 – деизопентанизатор, 3 – реактор гидроизомеризации фракции НК-70 °С катализата риформинга, 4 – реактор гидроизомеризации фракции 70-95 °С катализата риформинга, 5 – сепаратор, 6 – колонна-стабилизатор; 7 – депентанизатор; 8 – деизогексанизатор; 9 – компрессор.

Бензолсодержащая фракция катализата риформинга НК-70 °С с содержанием бензола до 5,3 % масс. совместно с низкокипящей прямогонной бензиновой фракцией НК-70 °С подвергается гидроизомеризации в реакторе 3 в присутствии бифункционального катализатора на основе цеолита промотированного платиной при объемной скорости подачи сырья 1,0-1,3 ч⁻¹, температуре 240-280 °С, давлении 3,0 МПа. Образующийся в результате гидрирования бензола циклогексан изомеризуется на цеолитном катализаторе до метилциклопентана с селективностью 70-73 %.

Сырьё (смесь бензолсодержащей фракции 70-95 °С и продукта гидрирования) с содержанием бензола 13-15 % масс. при объемной скорости подачи сырья 1,0-1,4 ч⁻¹ направляется в реактор 4, в котором происходит насыщение бензола водородом при температуре 130-150 °С, давлении 3,0 МПа, объемном соотношении водород/сырьё 300 нм³/м³ в присутствии хлорированного Pt-Re/Al₂O₃ катализатора загруженного в его верхнюю часть. Гидрирующая функция алюмоплатинорениевого катализатора в данных условиях позволяет проводить полное насыщение бензола, практически в отсутствии протекания реакций изомеризации и гидрокрекинга. При работе алюмоплатинорениевого катализатора, вследствие экзотермического эффекта реакции гидрирования бензола, температура на выходе из первого слоя увеличивается до 220-240 °С. Необходимый уровень каталитической активности Pt-Re/Al₂O₃ катализатора поддерживается подачей хлорорганических соединений. После насыщения бензола водородом в слое алюмоплатинорениевого катализатора промежуточный поток без предварительного охлаждения при температуре 230-240 °С подвергается изомеризации в следующем слое платиноцеолитного катализатора. При этом в отличие от сульфатированного диоксид циркониевого катализатора использование цеолитного катализатора позволяет обеспечить в указанных условиях изомеризацию циклогексана в метилциклопентан с селективностью 82-85 %. Эффективное распределение баланса тепловой нагрузки между слоями

загруженных катализаторов исключает использование дополнительного теплообменного оборудования.

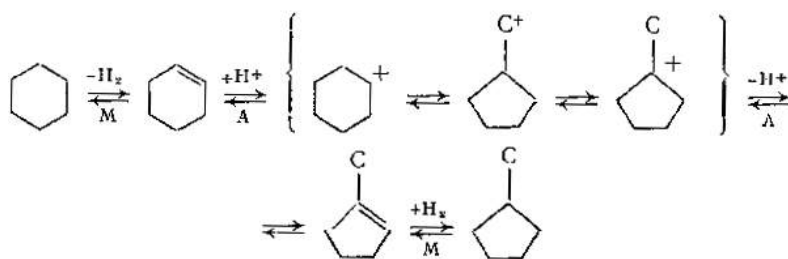
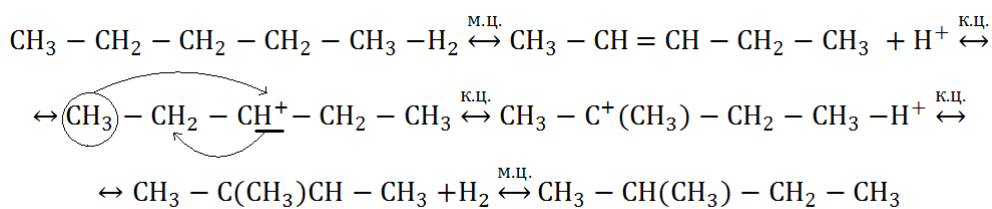
2.4 Математическое моделирование процессов каталитической переработки углеводородного сырья

2.4.1 Механизм основных реакции процессов изомеризации, риформинга, гидроизомеризации

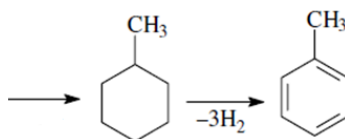
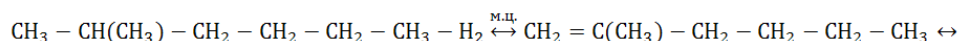
Большинство катализаторов процесса каталитического риформинга, изомеризации и гидроизомеризации содержат металл (платину или рений), нанесенный на основу – цеолит, оксид кремния или чаще оксид алюминия. Некоторые катализаторы содержат и платину и рений одновременно.

Благородные металлы (платина и рений), являются активатором реакций дегидрирования и гидрирования, а хлорированный оксид алюминия (или другая основа) обеспечивает катализатор кислотными активными центрами, необходимыми для реакций изомеризации, циклизации и гидрокрекинга. Другими словами, катализатор является бифункциональным.

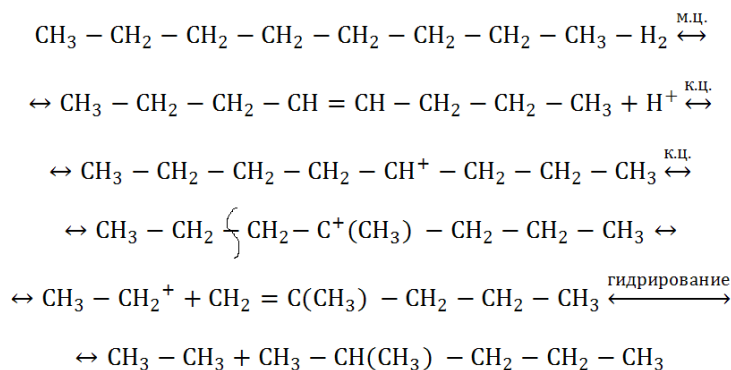
Например, для изомеризации парафинов и нафтенов необходима платина для дегидрирования в олефин, сам процесс изомеризации протекает на кислотных активных центрах катализатора, затем на активных центрах платины происходит гидрирование олефина обратно в парафин.



Дегидроциклизация парафинов протекает по следующему механизму:



Гидрокрекинг и деметанизация также протекает за счет бифункциональности катализатора на металлических и кислотных центрах.

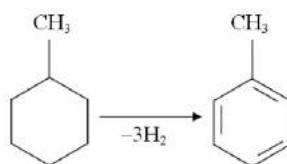


Риформинг. Реакции, протекающие в процессе риформинга, в общем можно разделить на четыре группы: дегидрирование, изомеризация, дегидроциклизация и гидрокрекинг. Протеканию реакций способствуют два типа активных центров на катализаторе: металлический и кислотный. На металлическом центре катализатора протекают реакции дегидрирования и гидрирования. На кислотном центре катализатора протекают реакции, способствующие изменению структуры молекулы углеводорода.

Степень превращения веществ в каждой из реакций данного процесса зависит от качества сырья, условий протекания процесса и типа катализатора. Поскольку исходное сырье для риформинга состоит из множества различных парафинов и нафтенных, многообразные реакции преобразования углеводородов протекают в реакторе риформинга одновременно. Скорости реакций значительно меняются в зависимости от количества атомов углерода в реагентах. Поэтому эти многообразные реакции протекают последовательно и параллельно друг другу.

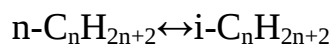
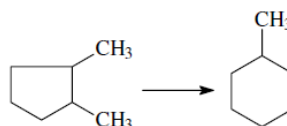
Дегидрирование нафтенных. Основной реакцией процесса каталитического риформинга является преобразование нафтенных в

ароматические углеводороды. Эта реакция протекает с высокой скоростью, превращение нафтенов осуществляется практически до конца. Реакция протекает с большим поглощением тепла при высокой температуре и низком давлении, осуществляется на металлических центрах катализатора. Поскольку эта реакция протекает очень быстро и в ходе нее образуется большое количество водорода и ароматических нефтепродуктов, нафтенy – самый желательный компонент в сырье каталитического риформинга.



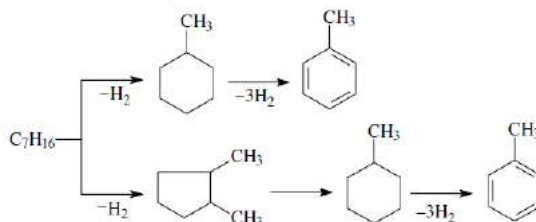
Изомеризация парафинов и нафтенов. Прежде, чем вступить в реакцию ароматизации, пятичленный нафтен должен переструктурироваться в шестичленный. Реакция подразумевает под собой переформирование цикла в шестиконечный, таким образом, в дальнейшем позволяя получить ароматическое соединение.

Реакция изомеризации парафинов протекает быстро при рабочих температурах процесса. В качестве продукта желанными являются наиболее разветвленные изомеры. Поскольку у изомеров с разветвленной цепочкой октановое число гораздо выше, чем у линейных парафинов, реакция изомеризации повышает октановое число продукта. Реакции данного типа протекают на кислотных центрах катализатора.



Дегидроциклизация парафинов. Самая сложная задача процесса каталитического риформинга состоит в осуществлении реакции дегидроциклизации парафинов. Эта реакция заключается в переструктурировании парафинов в шестичленные нафтенy. Дегидроциклизация парафинов осуществляется проще с увеличением

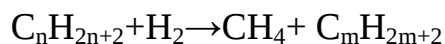
молекулярной массы парафина, потому что при этом вероятность формирования кольца возрастает. Дегидроциклизация осуществляется при низком давлении и высокой температуре на металлических и кислотных центрах катализатора.



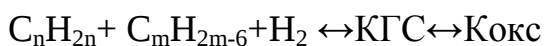
Гидрокрекинг и деметанизация. Помимо изомеризации парафинов и нафтенов и циклизации парафинов, кислотная функция катализатора также осуществляет гидрокрекинг.

Гидрокрекинг парафинов протекает при высокой температуре и высоком давлении. Продуктами крекинга парафинов могут быть изопарафины, которые значительно повышают октановое число конечного продукта. Однако большое потребление водорода и снижение содержания ароматических углеводородов в продукте делает данную реакцию нежелательной.

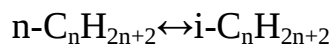
Деметанизация ароматических нефтепродуктов заключается в уменьшении алкильной группы или удалении группы полностью. Например, преобразование этилбензола в толуол, а затем в бензол. Деметанизация происходит за счет высокого давления и высокой температуры.



Коксообразование. Коксообразование является очень сложной группой химических реакций. Исходными веществами для образования кокса могут служить ненасыщенные тяжелые углеводороды, например, полиароматические соединения и тяжелые олефины и диолефины. Очень высокие температуры способствуют протеканию реакции коксообразования.



Изомеризация. Реакции изомеризации парафинов являются обратимыми, протекают без изменения объема, с небольшим экзотермическим эффектом (согласно справочным данным, 2-20 кДж/моль).



Если сырье не содержит алкенов, то реакция вследствие трудности инициирования цепи не идет. При изомеризации пентана и алканов с большим числом углеродных атомов в молекуле образуются насыщенные продукты разложения легче и тяжелее исходного углеводорода и ненасыщенные углеводороды типа циклопентадиена. Активность катализатора при этом снижается. Основным продуктом распада с меньшим, чем в исходном углеводороде, числом атомов углерода в молекуле является изобутан.

Гидроизомеризация. В данном процессе, наряду с превращением бензола, увеличивается глубина изомеризации парафиновой части, что позволяет не только сохранить, но и улучшить октановые характеристики продукта.



Реакция гидроизомеризации бензола включает стадию его гидрирования до циклогексана (ЦГ) и изомеризацию последнего до метилциклопентана (МЦП), обладающего более высоким октановым числом.

2.4.2 Математические модели процессов изомеризации, риформинга

Риформинг. Определяющим фактором эффективности процесса риформинга является активность и стабильность работы алюмоплатиновых катализаторов: в период эксплуатации происходит их дезактивация из-за старения пористой структуры носителя и агломерации кристаллитов металлов, коксообразования и отравления.

По этой причине как в России, так и за рубежом уделяется много внимания совершенствованию технологий риформинга и разработке более

эффективных катализаторов. Внедрение полиметаллических катализаторов третьего поколения обеспечило возможность производства высокооктановых бензинов и продление межрегенерационного цикла более чем в два раза. Однако до настоящего времени сопоставимая оценка активности, селективности и стабильности Pt-контактов осуществляется, в основном, с применением лабораторных кинетических методов с последующим их тестированием на опытно-промышленных и даже промышленных установках. Всесторонних систематических работ по изучению процесса и возможностей алюмоплатиновых катализаторов непосредственно в промышленных реакторах практически не проводят [75].

Вместе с тем, благодаря развитию и применению методов математического моделирования, в практике кинетического и технологического анализа процессов стала возможной адекватная оценка кинетических параметров различных контактов, что позволяет решать задачи прогнозирования показателей текущей и стационарной активности, избирательности и длительности межрегенерационного пробега в условиях промышленной эксплуатации с учётом конструкционных и технологических особенностей реакторного блока, активности катализатора и компонентного углеводородного состава сырья [76-78].

Решение поставленных задач возможно осуществить обоснованным выбором критерия оценки работоспособности катализатора с учётом динамики процесса в период эксплуатации в промышленных реакторах риформинга. Таким критерием может служить степень приближения достигаемой активности к расчётному показателю по термодинамическому равновесию, а учёт степени использования внутренней поверхности зерна катализатора при моделировании кинетики реакций и процессов на поверхности катализатора позволяет оценить скорости протекающих реакций в зависимости от параметров проведения процесса (состав смеси, температура, давление, тип катализатора и др.).

Для математического описания процесса превращения углеводородов в реакторе предложена нестационарная математическая модель [79], которая представляет собой систему дифференциальных уравнений в частных производных с учётом степени использования внутренней поверхности зерна катализатора и коксообразования (через изменение концентрации обратимого и графитообразного кокса):

$$\begin{cases} G_c \frac{\partial C_i}{\partial Z} + G_c \frac{\partial C_i}{\partial V} = \sum_j k_j \cdot C_i \cdot \eta_j, \\ G_c \frac{\partial T}{\partial Z} + G_c \frac{\partial T}{\partial V} = \frac{1}{\rho \cdot C_p^{cm}} \sum_j \Delta H \cdot k_j \cdot C_i \cdot \eta_j. \end{cases} \quad (2.1)$$

$$\begin{aligned} \text{при } Z = 0 \quad T = T_{\text{вх}} \quad C_i = C_i^{\text{вх}}; \\ \text{при } V = 0 \quad T = T_{\text{вх}} \quad C_i = C_i^{\text{вх}}. \end{aligned}$$

где Z – общий объем переработанного сырья, м^3 ; V – объем катализатора в реакторах, м^3 ; G_c – расход газосырьевой смеси, $\text{м}^3/\text{ч}$; i – номер компонента в смеси; j – номер реакции по формализованному механизму; C_i – концентрация i -го компонента смеси на входе в реактор, $\text{моль}/\text{м}^3$; k_j – константа скорости j -й реакции; C_p^{cm} – теплоемкость смеси, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; ΔH – тепловой эффект j -й реакции, $\text{Дж}/\text{моль}$; ρ – плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$; T – температура, К .

Учет нестационарности в модели позволяет численно определить эффективность использования внутренней поверхности катализаторов по отклонению текущей активности от оптимальной. На основе данного критерия оценки работоспособности катализатора в период эксплуатации в промышленных реакторах риформинга можно определить марку наиболее подходящего каталитического контакта для конкретного производства.

Изомеризация. Моделирование кинетики реакции и процессов на поверхности катализатора дает оценку скорости протекающих реакций в зависимости от условий их осуществления (состав смеси, температура, давление, тип катализатора и пр.).

Процесс протекания реакций на поверхности катализатора для каждого из реагентов смеси углеводородов описывается системой дифференциальных уравнений следующего вида (для сферической гранулы катализатора):

$$\begin{cases} G \cdot \frac{\partial C_i}{\partial z} + G \cdot \frac{\partial C_i}{\partial V} = \sum_{j=1}^m a_j \cdot r_j \\ G \cdot \frac{\partial T}{\partial z} + G \cdot \frac{\partial T}{\partial V} = \frac{1}{\rho \cdot C_p^m} \cdot \sum_{j=1}^m Q_j \cdot a_j \cdot r_j \end{cases} \quad (2.2)$$

при $Z=0$, $C=0$, при $r=0$, $C=C_0$, при $Z=0$, $T=T_0$, при $r=0$, $T=T_{\text{вх}}$

где G – нагрузка по сырью, $\text{м}^3/\text{с}$; C_i – концентрация i -го компонента, $\text{моль}/\text{м}^3$; Z – объем переработанного сырья, м^3 ; $i=1, \dots, N$; $j=1, \dots, M$; N – число веществ, участвующих в реакциях; M – число реакций; V – объем реактора изомеризации, м^3 ; T – температура в реакторе, $^{\circ}\text{C}$; ρ – плотность, $\text{моль}/\text{м}^3$; Q_j – тепловой эффект j -ой реакции, $\text{Дж}/\text{моль}$; $C_p^{\text{см}}$ – удельная теплоемкость газовой смеси, $\text{Дж}/(\text{моль} \cdot \text{град})$; a – активность катализатора; r – координата по радиусу зерна [80].

2.5 Математическая модель процесса компаундирования бензинов

В процессе приготовления бензинов смешением различных потоков определяющая роль отводится октановым числам смешения (ОЧС), которые отличаются от взвешенной суммы октановых чисел (ОЧ) отдельных компонентов. Октановые числа смешения зависят от углеводородного состава нефтепродукта, содержания различных компонентов в смеси и других факторов. У парафиновых углеводородов ОЧС выше действительных ОЧ, у ароматических зависимость более сложная. Разница между ОЧ и ОЧС может быть существенной и достигать 20 пунктов.

Для расчета результирующего ОЧ делают допущение, что вклад каждого компонента пропорционален его содержанию в смеси, т.е. предполагают, что октановое число смеси является аддитивным либо по массе, либо по объему:

$$OЧ_{add} = \sum_{i=1}^n (OЧ_i C_i) \quad (2.3)$$

Однако подобное допущение об аддитивности октановых чисел смешения нецелесообразно, т.к. простой расчет показывает, что погрешность $\Delta OЧ$ в таких случаях превышает допустимую. Причиной отклонений является наличие взаимодействий между углеводородами, входящими в состав бензинов. Поскольку детонационная стойкость является интегральной характеристикой реакционной способности, напрямую зависящей от структуры молекул, возникающие межмолекулярные силы будут влиять на неаддитивность октановых чисел смешения бензинов.

Установлено, что силы межмолекулярного взаимодействия (ММВ) определяющим образом зависят от полярности молекул компонентов бензиновой смеси. Считается, что молекулы углеводородов являются неполярными, однако известен тот факт, что молекулы ароматических углеводородов легко поляризуются и тем самым приобретают наведенный дипольный момент. По величине дипольного момента можно судить об изомерии и конформации органических соединений, конфигурации координационных узлов комплексов, о взаимном влиянии атомов и связей в молекуле.

Таким образом, были установлены количественные закономерности между величиной полярности компонентов бензиновой смеси (дипольным моментом) и неаддитивностью октановых чисел смешения, согласно которым октановое число смешения можно представить в виде суммы двух составляющих: аддитивной и неаддитивной:

$$OЧ_{см} = \sum_{i=1}^n (OЧ_i \cdot C_i) + B \quad (2.4)$$

где $OЧ_{см}$ – октановое число смешения бензинов, B – суммарное отклонение октановых чисел от аддитивности, C_i – концентрация i -го компонента, отн. ед.

$$B = \frac{1}{100} \sum_{i=1}^{n-1} \sum_{j=2}^n B_i B_j C_i C_j \quad (2.5)$$

B_i, B_j – величины, характеризующие склонность i -й молекулы к межмолекулярному взаимодействию с j -й молекулой, которую можно выразить через дипольные моменты молекул:

$$B_i = \alpha \left(\frac{D_i}{D_{\max}} \right)^n \quad (2.6)$$

где α и n – кинетические параметры, определяющие интенсивность межмолекулярных взаимодействий в зависимости от дипольного момента D , $D_{\max}$ – максимальный дипольный момент молекул ароматических углеводородов C_{9+} .

Таким образом, полярность молекул компонентов, направляемых на узел компаундирования бензинов, оказывает влияние на отклонения октановых чисел смешения от правила аддитивности. Поэтому учет взаимодействий между молекулами в модели смешения позволяет прогнозировать октановые числа бензинов значительно точнее, чем аддитивные модели. Однако неаддитивность при смешении проявляют не только углеводороды бензиновой фракции, но и добавки и присадки, вовлекаемые в процесс компаундирования, в силу их полярности [81].

Антидетонационный эффект присадки является многофакторной величиной, зависящей от состава присадки, механизма ее действия, углеводородного состава базового бензина. Принимая во внимание экспоненциальную зависимость октанового числа от содержания антидетонационной присадки, механизм действия присадки можно описать дифференциальным уравнением 1-го порядка, характеризующим скорость изменения октанового числа от концентрации вводимой присадки:

$$a \frac{dOЧ}{dC} + bOЧ + c = 0 \quad (2.7)$$

С начальными условиями: при $C = 0$ $ОЧ = ОЧ_0$, где $ОЧ_0$ – исходное октановое число бензиновой смеси. Решение данного дифференциального уравнения является количественным описанием действия присадки и представляет собой зависимость:

$$\Delta ОЧ = A \cdot (1 - e^{-B \cdot C}) \quad (2.8)$$

где C – концентрация антидетонатора, $\Delta ОЧ$ – прирост по октановому числу, A и B – коэффициенты, характеризующие эффективность присадки согласно приведенному выше механизму, которые были оценены по экспериментальным данным. При высоких значениях концентрации присадки, ее эффективность постепенно снижается, т.е.:

$$e^{-B \cdot C} \rightarrow 0 \quad (2.9)$$

Таким образом, коэффициент A будет равен максимально возможному приросту $ОЧ$ для конкретной присадки:

$$\Delta ОЧ = A \cdot (1 - e^{-B \cdot C}) \approx A \cdot (1 - 0) = A = \Delta ОЧ_{\max} \quad (2.10)$$

При преобразовании уравнения (2.8) была получена математическая модель процесса компаундирования, учитывающая влияние антидетонационных присадок на прирост октанового числа базового бензина:

$$ОЧ_i = ОЧ_0 + П \cdot \Delta ОЧ_{\max} \cdot (1 - e^{-K_{эфф} \cdot C_{np}}) \quad (2.11)$$

$$C_{np} = \frac{C_i}{C_{\max}}$$

где $П$ – величина, характеризующая приемистость разного типа топлива к присадке; $K_{эфф}$ – коэффициент эффективности присадки, определяющий скорость протекания реакций разрушения пероксидов по приведенному выше механизму, C_{np} – приведенная концентрация присадки, равная отношению концентрация присадки C_i к максимально допустимой концентрации присадки в бензине $C_{\max}$. В уравнении (2.11) коэффициент приемистости бензинов $П$ равен 0,7-1,0 для прямогонного базового бензина, в то время как для бензинов каталитического риформинга и крекинга $П$ изменяется в интервале от 0,6 до 0,7 в зависимости от углеводородного состава бензина [81].

3 Повышение эффективности производства бензинов с использованием метода математического моделирования

3.1 Оценка эффективности работы установки изомеризации пентан-гексановой фракции Комсомольского НПЗ

В данном разделе проведен анализ работы установки изомеризации пентан-гексановой фракции Комсомольского НПЗ с использованием компьютерной моделирующей системы IZOMER, разработанной на кафедре химической технологии топлива и химической кибернетики Томского политехнического университета. Технология процесса изомеризации на Комсомольском НПЗ включает рецикл малоразветвленных гексанов.

Для того, чтобы проводить расчеты процесса изомеризации пентан-гексановой фракции с использованием данной компьютерной моделирующей системы, необходимо проверить ее на адекватность реальному процессу и уточнить имеющиеся кинетические параметры. В качестве критерия оценки адекватности принято октановое число.

Таблица 3.1 – Октановое число изомеризата после реакторного блока фактическое и рассчитанное на модели

Дата отбора	13.01.10	17.02.10	31.03.10	12.05.10	21.07.10	18.08.10	08.09.10	20.10.10
ОЧ фактическое	80,94	79,48	81,98	80,75	81,37	82,09	82,36	82,83
ОЧ расчетное	81,36	79,51	81,27	81,32	81,90	82,13	82,58	83,25

Фактическое октановое число изомеризата после реакторного блока изменяется от 79,5 до 83 пунктов в зависимости от углеводородного состава перерабатываемого сырья и активности катализатора. Расхождение между рассчитанным и фактическим октановым числом не превышает одного пункта (таблица 3.1), что соответствует погрешности хроматографического анализа. Следовательно, данную компьютерную моделирующую систему возможно использовать для мониторинга и прогнозирования работы промышленной установки изомеризации Комсомольского НПЗ.

Для оценки эффективности работы катализатора была рассчитана его активность, рисунок 3.1.

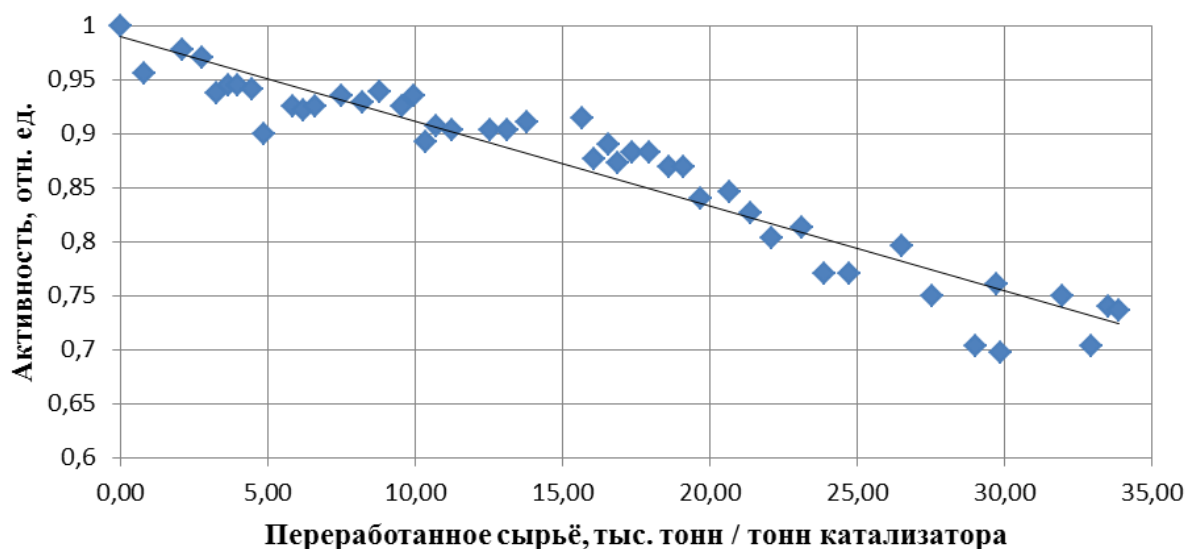


Рисунок 3.1 – Активность катализатора

По приведенным на рисунке 3.1 данным можно четко проследить снижение активности катализатора. Наблюдаются скачки активности. Это связано с изменением технологических параметров, а также изменением состава перерабатываемого сырья.

Ниже приведены рисунки 3.2, 3.3, отражающие влияние технологических параметров на изменение октанового числа изомеризата.

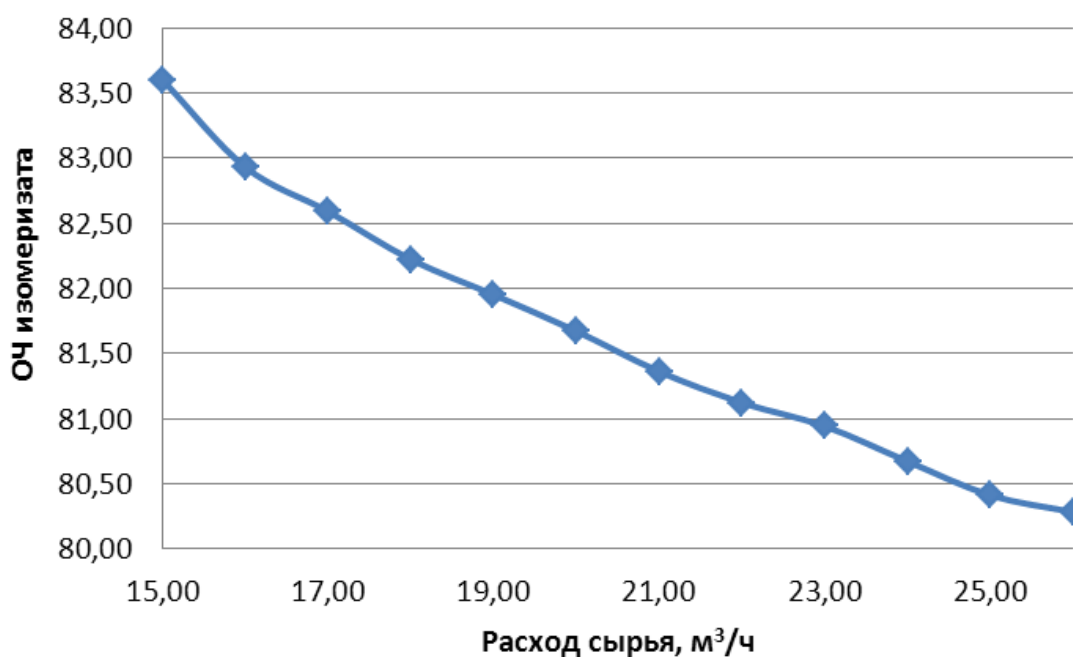


Рисунок 3.2 – Влияние изменения расхода сырья на ОЧ изомеризата

С увеличением объемного расхода сырья (рис. 3.2) уменьшается время контакта реагента с катализатором, следовательно, степень превращения исходных веществ снижется, как и величина ОЧ.

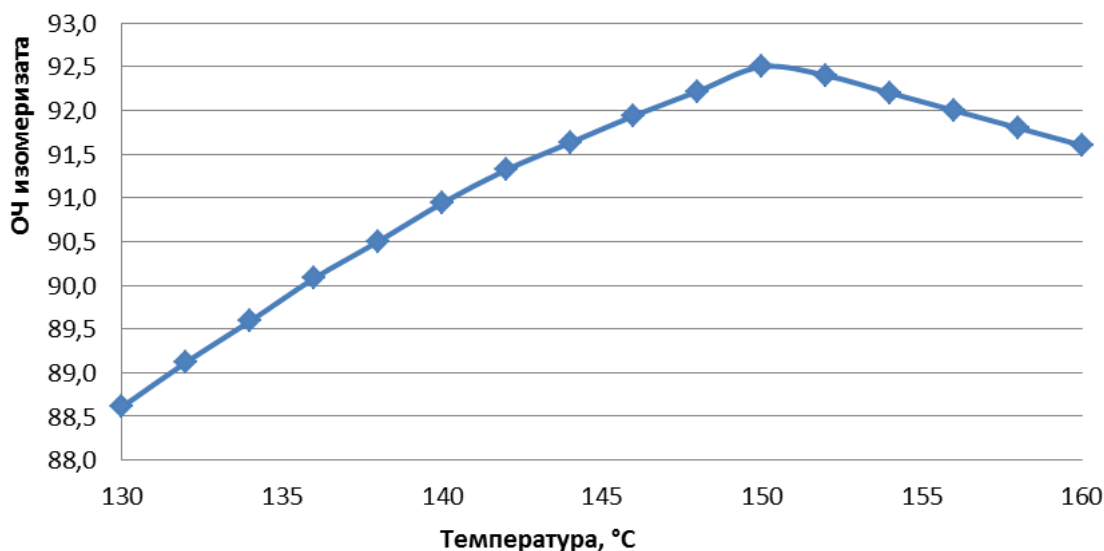


Рисунок 3.3 – Влияние изменения температуры на ОЧ изомеризата

Реакции изомеризации парафиновых углеводородов являются равновесными и проходят без изменения объема, поэтому термодинамическое равновесие зависит только от температуры: низкая температура благоприятствует образованию более разветвленных изопарафиновых углеводородов, однако, с повышением температуры скорость изомеризации возрастает.

3.2 Исследование влияния состава перерабатываемого сырья на качество изомеризата

Для установки изомеризации Комсомольского НПЗ были проведены исследования по влиянию состава сырья на величину октанового числа изомеризата, рисунок 3.4, таблица 3.2. Расчет влияния сырья производился при постоянных технологических параметрах: температура на входе в первый реактор 115 °С, давление на входе в первый реактор 3,3 МПа, расход сырья 20,05 м³/ч.

Таблица 3.2 – Покомпонентный состав сырья установки изомеризации Комсомольского НПЗ

Дата	Сырье 1	Сырье 2	Сырье 3	Сырье 4	Сырье 5	Сырье 6	Сырье 7	Сырье 8
О.Ч.	70.16	70.27	73.34	72.36	73.29	72.51	71.05	75.47
C ₃	00.01	00.01	00.00	00.01	00.01	00.01	00.00	00.00
н-C ₄	00.22	00.68	00.38	00.45	00.42	00.40	00.18	00.18
изо-C ₄	00.02	00.07	00.04	00.07	00.07	00.05	00.02	00.03
н-C ₅	14.36	17.62	14.71	18.08	17.64	21.65	14.43	09.00
изо-C ₅	05.79	09.40	08.72	08.60	09.60	08.75	04.02	08.02
н-C ₆	15.80	12.02	10.62	10.99	09.90	08.67	12.40	10.50
2-МП	19.11	18.58	27.22	25.14	25.47	27.63	28.39	26.08
3-МП	14.23	12.16	14.94	13.75	13.41	13.75	15.78	14.86
2,2-ДМБ	00.32	00.39	02.70	00.65	03.54	01.49	03.62	10.35
2,3-ДМБ	02.68	02.78	07.70	06.22	06.76	06.92	01.42	06.75
н-C ₇	00.00	02.34	00.03	00.00	00.18	00.10	00.10	00.05
ЦП	04.88	05.63	07.48	07.75	06.70	07.86	15.51	07.65
МЦП	12.57	10.26	03.93	05.54	04.25	01.86	02.87	04.22
МГ	09.33	07.29	00.66	01.74	01.23	00.37	00.51	01.48
Бензол	00.68	00.73	00.85	00.99	00.79	00.49	00.77	00.79
ДМЦП	00.00	00.03	00.01	00.02	00.02	00.01	00.00	00.02

Как можно видеть (таблица 3.2), в начале цикла на установку поступало сырье с меньшим октановым числом в связи с большим содержанием метилгексана и метилциклопентана, а следовательно с малым содержанием 2-метилпентана и изо-C₆ компонентов. К концу исследуемого периода октановое число сырья составило 75,47, что говорит об увеличении содержания изо-C₆ компонентов. В течение всего исследуемого периода состав сырья существенно изменялся, что подтверждает необходимость использования математической модели на физико-химической основе, чувствительной к составу перерабатываемого сырья для повышения ресурсоэффективности и оптимизации производственного процесса.

Влияние состава сырья на октановое число продукта отражено на рисунке 3.4.

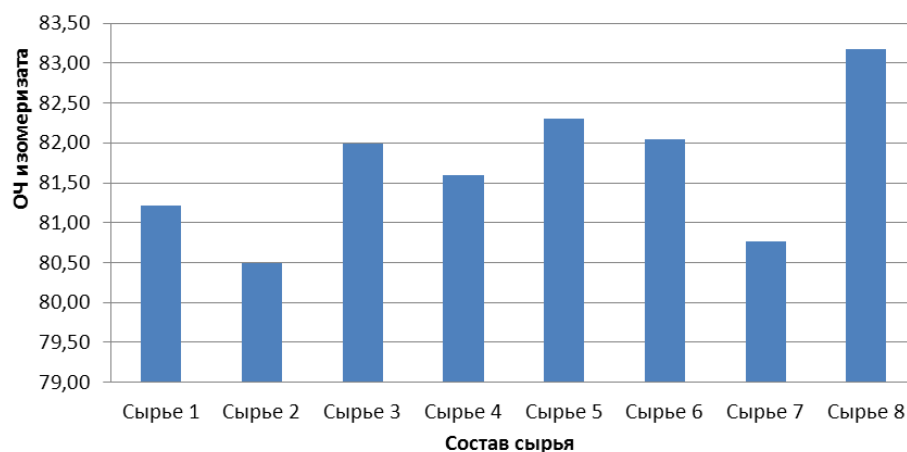


Рисунок 3.4 – Влияние состава сырья на октановое число изомеризата

Минимальное значение октанового числа за исследуемый период наблюдается у сырья 2 и сырья 7. Такое низкое значение ОЧ связано с высоким содержанием цикlopентана в сырье (сырье 7, таблица 3.2), а также таких компонентов, как метилциклопентан и метилгексан (сырье 2).

В составе сырья 8 содержится наибольшее количество изо-соединений, за счет чего изомеризат имеет наиболее высокое октановое число. Однако, компоненты изо-С₅, изо-С₆ не являются желательными компонентами в сырье, так как уже являются продуктом. Данный вывод можно подтвердить значением изменения октанового числа изомеризата, рисунок 3.5.

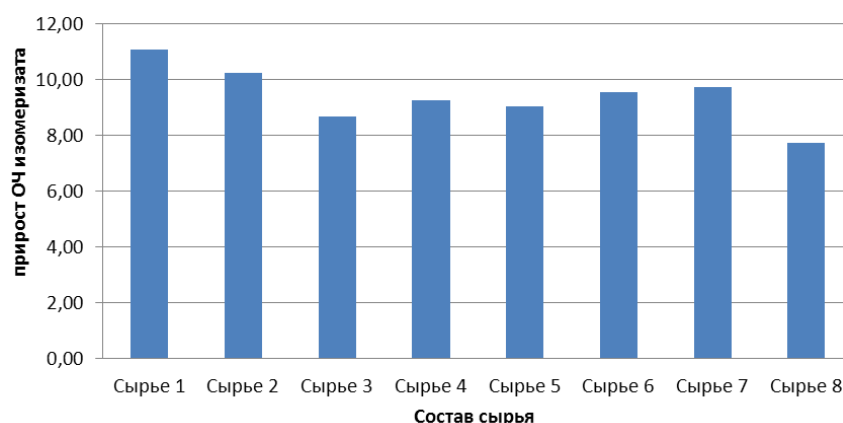


Рисунок 3.5 – Прирост ОЧ изомеризата в зависимости от состава сырья

На рисунке 3.5 видно, что меньший прирост октанового числа наблюдается при работе установки на сырье 8, а наибольший прирост

обеспечивается за счет использования сырья с низким октановым числом и меньшим содержанием изо-компонентов (сырье 1, сырье 2).

3.3 Оценка качества работы катализатора реакторного блока установки изомеризации Комсомольского НПЗ

Чтобы оценить качество работы катализатора реакторного блока установки изомеризации Комсомольского НПЗ, необходимо провести сравнение, например, с работой катализатора на установке изомеризации Киришского НПЗ.

Для установки изомеризации Комсомольского НПЗ были проведены исследования по влиянию состава сырья Киришского НПЗ, и наоборот, рисунки 3.6, 3.7, 3.8, 3.9. Расчет влияния сырья для Комсомольского НПЗ производился при постоянных технологических параметрах: температура на входе в первый реактор 115 °С, давление на входе в первый реактор 3,3 МПа, расход сырья 20,05 м³/ч.

Расчет влияния сырья для Киришского НПЗ производился при постоянных технологических параметрах: температура на входе в первый реактор 136 °С, давление на входе в первый реактор 2,9 МПа, расход сырья 60,0 м³/ч.

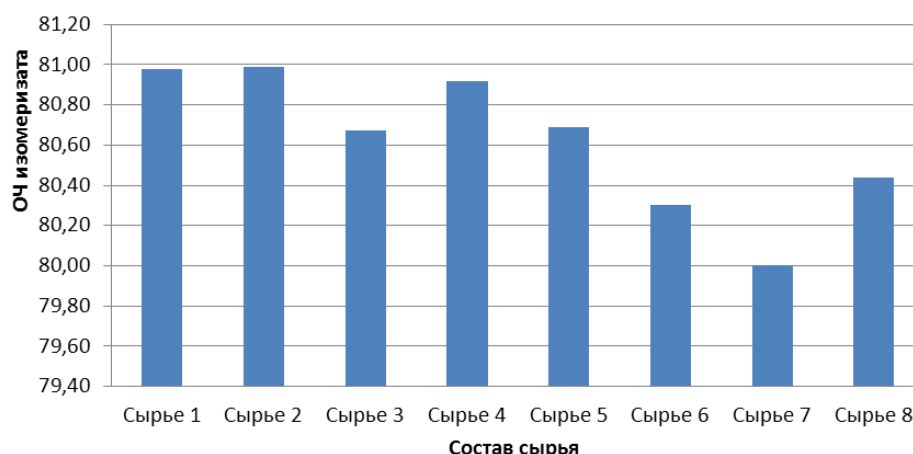


Рисунок 3.6 – Влияние состава сырья Киришского НПЗ на октановое число изомеризата Комсомольского НПЗ

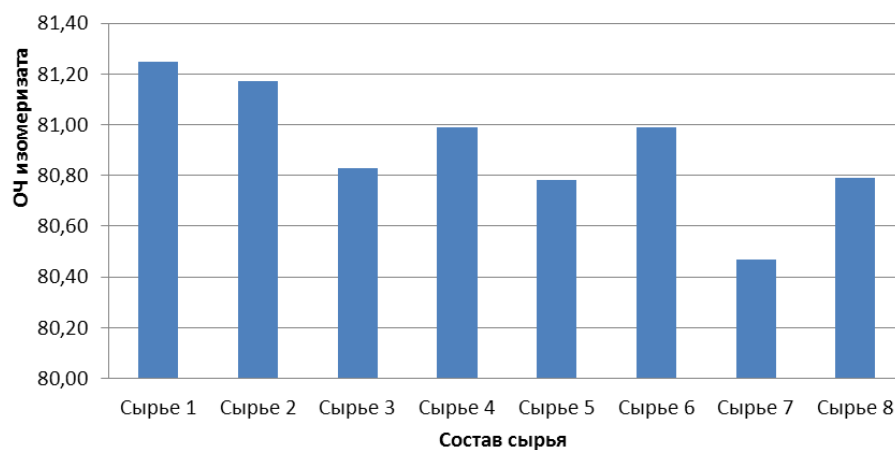


Рисунок 3.7 – Влияние состава сырья Киришского НПЗ на октановое число изомеризата Киришского НПЗ

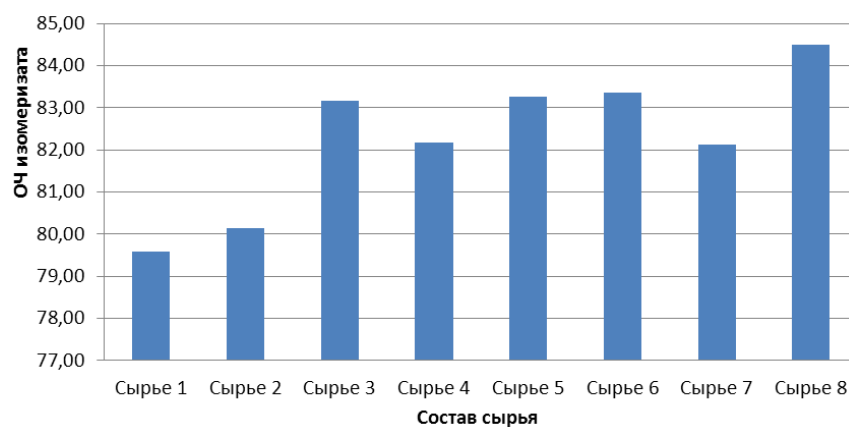


Рисунок 3.8 – Влияние состава сырья Комсомольского НПЗ на октановое число изомеризата Киришского НПЗ

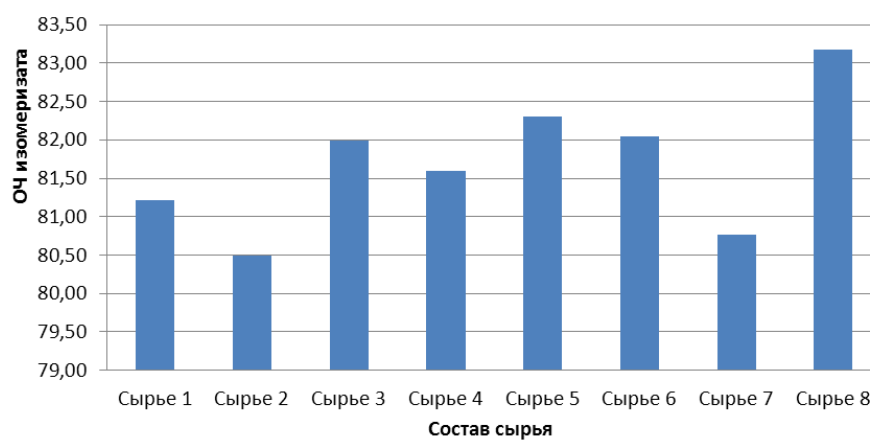


Рисунок 3.9 – Влияние состава сырья Комсомольского НПЗ на октановое число изомеризата Комсомольского НПЗ

На рисунках 3.6, 3.7, 3.8, 3.9 видно, что при работе на одном и том же сырье на установках Киришского и Комсомольского НПЗ, октановое число изомеризата после реакторного блока выше на установке Киришского НПЗ.

В таблице 3.3 представлены предэкспоненциальные множители основных реакций процесса изомеризации пентан-гексановой фракции. По их величине можно оценить скорость протекания реакций на катализаторе. Для реакций, которые не присутствуют в таблице 3.4, различия между скоростями реакций малы.

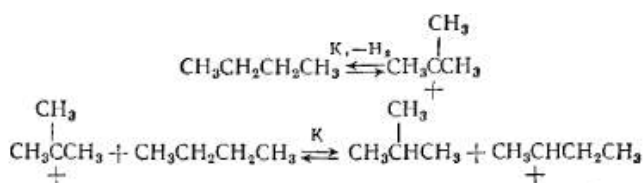
Таблица 3.3 – Значения предэкспоненциальных множителей основных реакции процесса изомеризации для катализаторов Киришского и Комсомольского НПЗ

Реакции	Pt/SO ₄ -ZrO ₂ (Киришский НПЗ)	Pt/Al ₂ O ₃ -CCl ₄ (Комсомольский НПЗ)
н-С ₅ →изо-С ₅	$5,77 \cdot 10^{11}$	$1,79 \cdot 10^{11}$
изо-С ₅ →н-С ₅	$1,66 \cdot 10^{11}$	$1,59 \cdot 10^{11}$
н-С ₆ →2-МП	$1,30 \cdot 10^{11}$	$0,61 \cdot 10^{11}$
2-МП→2,3-ДМБ	$8,23 \cdot 10^9$	$1,34 \cdot 10^{10}$
2-МП→3-МП	$2,00 \cdot 10^9$	$3,44 \cdot 10^9$
2,2-ДМБ→2,3-ДМБ	$1,12 \cdot 10^{11}$	$0,95 \cdot 10^{11}$

Лучшие характеристики показывает катализатор Pt/SO₄-ZrO₂ Киришского НПЗ. Например, для реакции изомеризации пентанов предэкспоненциальный множитель реакции, протекающей на катализаторе Pt/SO₄-ZrO₂ в три раза выше, чем предэкспоненциальный множитель реакции, протекающей на Pt/Al₂O₃-CCl₄.

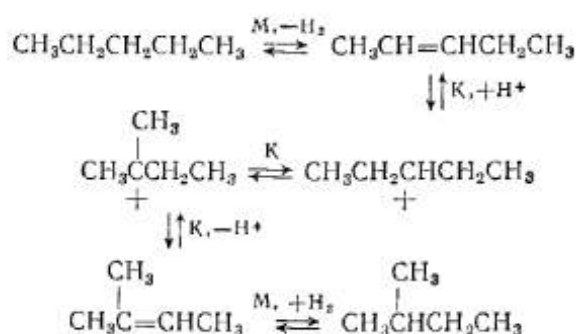
На катализаторе Pt/Al₂O₃-CCl₄ реакции превращения 2-МП→2,3-ДМБ, 2-МП→3-МП протекают быстрее, чем на Pt/SO₄-ZrO₂. Это связано с особенностью механизма протекания реакций на поверхности катализатора с сильной кислотностью.

На катализаторах с сильной кислотностью носителя изомеризация происходит на кислотных центрах, роль металла сводится к ограничению образования кокса и предохранению от дезактивации кислотных центров.



К – Кислотные центры.

На бифункциональных катализаторах, таких как $\text{Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3\text{-CCl}_4$, механизм реакции может быть описан следующей схемой:



М – металлические центры, К – кислотные центры.

3.4 Анализ оптимальных реакторных схем процесса изомеризации пентан-гексановой фракции

Обобщенная технологическая структура реакторного блока процесса изомеризации содержит последовательно соединенные реакторы и колонны для разделения потоков (рис. 3.10).

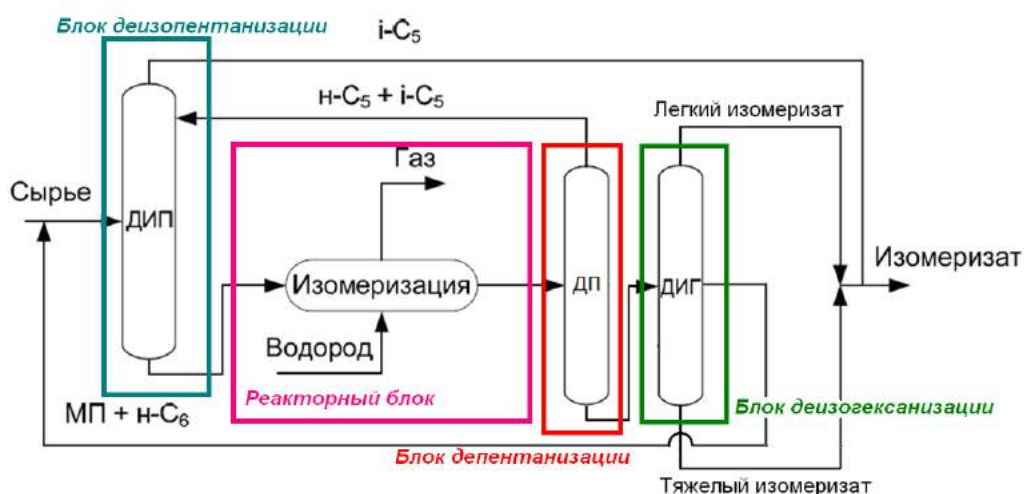


Рисунок 3.10 – Технологическая структура реакторного блока процесса изомеризации: ДИП – колонна деизопентанизации, ДП – колонна депентпнизации, ДИГ – колонна деизогексанизации; МП – метилпентан.

В таблице 3.4 приведены результаты расчетов с использованием математической модели HYSYS – IZOMER процесса изомеризации «за проход», с двумя рециклами по пентану и гексану, с одним рециклом по гексану.

Таблица 3.4 – Составы изомеризата, полученные с использованием разных технологий процесса

Компонент	Технология процесса изомеризации		
	«За проход»	С одним рециклом	С двумя рециклами
н-С ₄	0,16	0,44	0,42
изо-С ₄	0,13	0,06	0,00
н-С ₅	14,14	11,56	0,00
изо-С ₅	32,97	30,96	2,32
н-С ₆	5,94	0,54	6,86
2-Метилпентан	14,94	5,24	0,00
3-Метилпентан	7,60	0,76	9,86
2,2-Диметилбутан	11,59	36,4	61,69
2,3-Диметилбутан	4,36	5,24	14,89
н-С ₇	0,04	0,0	0,13
изо-С ₇	3,24	0,0	3,74
Сумма С ₈	1,77	0,0	0,00
Циклопентан	0,83	9,18	0,00
Метилциклопентан	1,05	0,4	0,00

В составе изомеризата, полученного по схеме «за проход», наблюдается большое количество изо-пентанов. По мере добавления колонн для разделения потоков в технологическую схему изомеризации, в составе итогового продукта повышается количество высокооктановых компонентов, таких как 2,2-диметилбутан, 2,3-диметилбутан (схема с двумя рециклами).

Величина октанового числа изомеризата в зависимости от технологии приведена на рисунке 3.11.

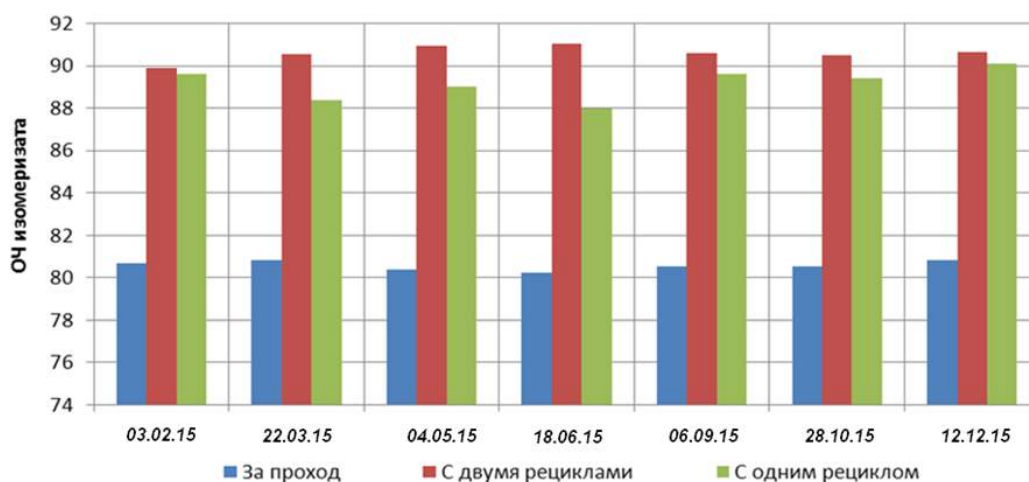


Рисунок 3.11 – Октановое число изомеризата для разных технологий процесса

Схема «за проход» (Киришский НПЗ) отличается наименьшими капитальными и эксплуатационными затратами. Эта схема позволяет получать изо-компонент с ОЧ от 80 до 81 пунктов. При этом в составе изомеризата в большом количестве присутствуют такие компоненты как изо-пентан, изо-гексаны.

Схема с рециклом малоразветвленных гексанов (Комсомольской НПЗ) позволяет повысить октановое число вырабатываемого изо-компонента за счет возврата малоразветвленных изо-гексанов на смешение с сырьем реакторного блока. По сравнению с вариантом "за проход" схема включает дополнительную колонну для удаления изо-гексанов и обеспечивает получение изомеризата с ОЧ 87-88 пунктов. При этом в составе изомеризата повышается количество изо-гексанов в связи с удалением из продукта малоразветвленного гексана.

Схема с рециклом н-пентана и малоразветвленных гексанов позволяет максимально использовать возможности технологии в изомеризации пентан-гексановой фракции. Дооборудование реакторного блока установки изомеризации колонной деизопентанизации сырья позволяет снизить нагрузку на реакторный блок за счет отбора изо-пентана перед реакторным блоком, а так же повысить глубину изомеризации пентана путем его возврата в реакторный блок. Октановое число изокомпонента (90-91 пункта) достигается за счет

осуществления рецикла н-пентана и гексанов, в составе изомеризата наибольшее количество изо-гексанов.

Для оценки экономического эффекта применения различных технологических схем процесса изомеризации проведены расчеты процесса смешения бензинов марок Регуляр-92, Премиум-95 с вовлечением в потоки смешения изомеризатов, полученных по схемам «за проход», с двумя рециклами (табл. 3.5, 3.6). Стоимость потоков смешения товарных бензинов приведена в таблице 3.7.

Таблица 3.5 – Регуляр-92

Поток	% вовлечения
МТБЭ	9,0
Изомеризат (схема «за проход»)	35,0
Риформат	43,5
Прямогонный бензин	12,5
Параметр	Значение
ОЧИ	92,1
ОЧМ	85,46
ДНП потока, кПа	71,4
Бензол, % масс.	0,9
Ароматика, % масс.	34,7689
Сера, % масс.	0,0
Себестоимость, руб/т	21 566
Поток	% вовлечения
МТБЭ	3,5
Изомеризат (схема с двумя рециклами)	35,0
Риформат	43,5
Прямогонный бензин	18,0
Параметр	Значение
ОЧИ	92,01
ОЧМ	85,67
ДНП потока, кПа	41,34
Бензол, % масс.	0,9
Ароматика, % масс.	34,9123
Сера, % масс.	0,0
Себестоимость, руб/т	19 386

Таблица 3.6 – Премиум-95

Поток	% вовлечения
МТБЭ	11,5
Изомеризат (схема «за проход»)	41,5
Риформат	43,5
Прямогонный бензин	3,5
Параметр	Значение
ОЧИ	95,12
ОЧМ	88,37
ДНП потока, кПа	78,44
Бензол, % масс.	0,9
Ароматика, % масс.	34,9723
Сера, % масс.	0,0
Себестоимость, руб/т	22 793
Поток	% вовлечения
МТБЭ	7,0
Изомеризат (схема с двумя рециклами)	36,0
Риформат	43,5
Прямогонный бензин	13,5
Параметр	Значение
ОЧИ	95,12
ОЧМ	88,37
ДНП потока, кПа	78,44
Бензол, % масс.	0,9
Ароматика, % масс.	34,8723
Сера, % масс.	0,0
Себестоимость, руб/т	20 810

Таблица 3.7 – Стоимость потоков смешения товарных бензинов

Вовлекаемый поток	Стоимость, руб./т
МТБЭ	55 000
Риформат	18 494
Прямогонный бензин	15 049
Изомеризат (технология «за проход»)	19 063
Изомеризат (технология с двумя рециклами)	22 137

Себестоимость бензинов марок Регуляр-92, Премиум-95, полученных с вовлечением изомеризата (схема «за проход») выше, чем полученных с вовлечением изомеризата (схема с двумя рециклами). Следовательно, экономически более выгодно использовать схему компаундирования бензинов с вовлечением изомеризата, полученного по схеме с двумя рециклами.

Проведен расчет прибыли от реализации товарных бензинов марок Регуляр-92, Премиум-95, приготовленных с вовлечением в потоки смешения изомеризатов, полученных по схемам «за проход», с двумя рециклами, таблица 3.8.

Таблица 3.8 – Расчет прибыли от реализации товарных бензинов

	Затраты на производство, руб./т		Стоимость бензина, руб./т	Прибыль, руб./т	
	Технология "за проход"	Технология с двумя рециклами		Технология "за проход"	Технология с двумя рециклами
Регуляр-92	21 566	19 386	46 575	25 009	27 189
Премиум-95	22 793	20 810	50 411	27 618	29 601

Не смотря на высокие капитальные затраты, схема с рециклом н-пентана и малоразветвленных гексанов позволяет максимально использовать возможности технологии в изомеризации пентан-гексановой фракции. Прибыль от реализации бензина, полученного в результате смешения с изомеризатом по схеме с двумя рециклами окупает затраты на реализацию данной схемы.

Вовлечение изомеризата технологии с двумя рециклами в процесс смешивания товарного бензина позволяет уменьшать капитальные затраты для производства бензинов марок Регуляр-92 и Премиум–95 на 10,1 и 8,7 % соответственно.

3.5 Анализ возможности включения процесса гидроизомеризации бензолсодержащей фракции в схему Комсомольского НПЗ

В данном разделе рассмотрена возможность внедрения процесса гидроизомеризации бензолсодержащей фракции на существующую установку каталитического риформинга бензинов Комсомольского НПЗ с использованием компьютерной моделирующей системы АСТIV, разработанной на кафедре химической технологии топлива и химической кибернетики Томского политехнического университета.

Обобщенная технологическая структура реакторного блока процесса каталитического риформинга и гидроизомеризации содержит последовательно соединенные реакторы и колонны для разделения потоков (рис.3.12).

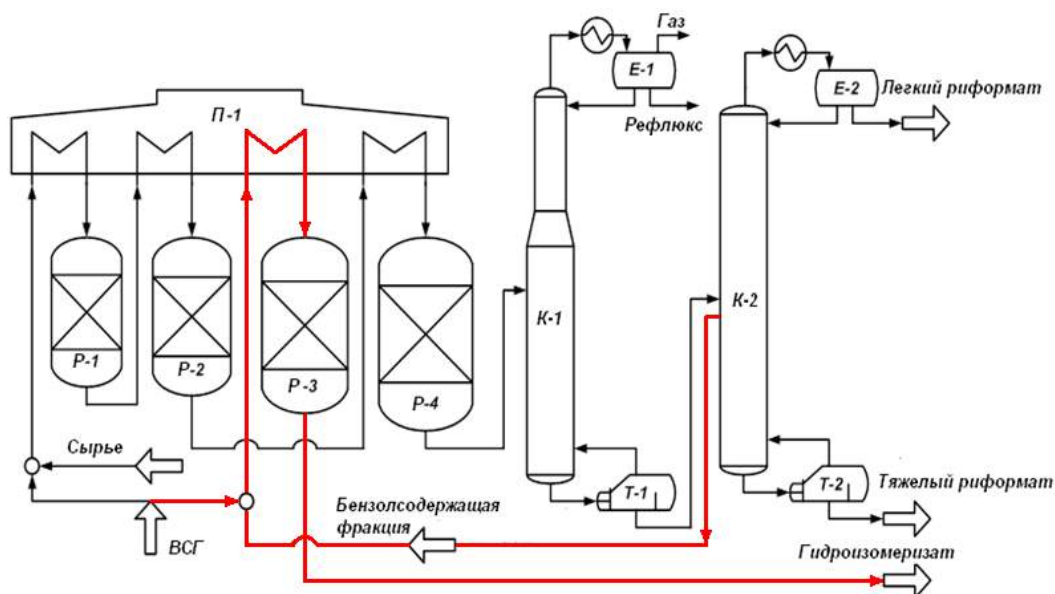


Рисунок 3.12 – Технологическая схема каталитического риформинга с каталитической гидроизомеризацией бензиновой фракции

Технологическая схема блока риформинга Комсомольского НПЗ включает в себя четыре реактора. Чтобы оценить возможность замены третьего реактора процесса каталитического риформинга на реактор процесса гидроизомеризации, необходимо произвести расчет трехреакторной схемы процесса каталитического риформинга бензинов (табл. 3.9, 3.10, 3.11).

Таблица 3.9 – Технологические параметры

Параметры	09.09.2014	23.09.2014	04.03.2014	18.03.2014
Давление, атм	17,1	17,0	17,4	17,4
Т P2, °С	475,2	476,2	491,0	491,0
Расход ВСГ, м ³ /ч	75 809	77 049	92 910	93 953
Расход сырья, м ³ /ч	65,0	65,0	70,0	70,0

Таблица 3.10 – Компонентный состав катализата после реакторного блока (трёхреакторная схема)

Компонент	09.09.2014	23.09.2014	04.03.2014	18.03.2014
	% масс.	% масс.	% масс.	% масс.
H ₂	1,80	1,66	0,00	0,00
C ₃	0,42	0,48	0,82	0,62
н-C ₄	0,74	0,85	1,36	1,24
н-C ₅	0,71	0,81	2,05	1,86
н-C ₆	1,85	2,10	3,04	2,66
н-C ₇	1,23	1,33	1,65	1,87
н-C ₈	1,03	1,10	1,52	1,62
н-C ₉	0,39	0,43	0,54	0,50
н-C ₁₀	0,22	0,27	0,63	0,45
изо-C ₄	0,72	0,79	0,00	0,84
изо-C ₅	1,56	1,69	2,68	2,36
изо-C ₆	4,64	5,05	6,21	5,23
изо-C ₇	4,55	4,70	4,34	4,54
изо-C ₈	5,88	6,04	6,37	6,62
изо-C ₉	3,21	3,31	3,37	3,06
изо-C ₁₀	1,08	1,26	0,36	0,24
Циклопентан	0,11	0,11	0,31	0,26
Метилциклопентан	1,04	1,10	0,66	0,57
Диметилциклопентан	0,50	0,52	0,38	0,41
Циклогексан	0,29	0,35	0,13	0,11
Метилциклогексан	0,44	0,54	0,24	0,25
C ₈ H	0,62	0,72	0,53	0,49
C ₉ H	0,69	0,90	0,20	0,17
C ₁₀ H	0,66	0,89	0,52	0,39
Бензол	3,36	3,11	2,84	2,69
Толуол	14,19	13,68	12,90	15,26
Ксилол	22,93	22,25	23,20	25,04
Ароматика C ₉	15,08	14,38	18,52	16,52
Ароматика C ₁₀	10,06	9,59	4,63	4,13

Таблица 3.11 – Результаты расчетов

Показатель	09.09.2014		23.09.2014		04.03.2014		18.03.2014	
	4 р- ра	3 р- ра	4 р- ра	3 р- ра	4 р- ра	3 р- ра	4 р- ра	3 р- ра
Выход риформата, % масс.	84,22	85,94	85,36	86,87	91,31	92,07	90,93	91,69
Содержание ароматических углеводородов в катализате, % масс.	66,31	63,86	63,69	61,43	64,00	62,09	65,67	63,64
ОЧИ катализата	98,8	97,5	97,4	96,1	95,8	94,8	95,8	94,8

С переходом на трехреакторную схему у НПЗ появляется возможность добавления в процесс компаундирования бензинов новый высокооктановый поток – гидроизомеризат.

Ниже приведен состав катализата после отделения от него бензолсодержащей фракции (таблица 3.13).

Таблица 3.12 – Компонентный состав катализата после колонны разделения катализата (трёхреакторная схема)

Компонент	09.09.2014	23.09.2014	04.03.2014	18.03.2014
	% масс.	% масс.	% масс.	% масс.
H ₂	2,25	2,08	0,00	0,00
C ₃	0,03	0,10	0,43	0,16
н-C ₄	0,00	0,00	0,33	0,17
н-C ₅	0,00	0,00	1,25	0,97
н-C ₆	0,00	0,00	0,26	0,00
н-C ₇	0,44	0,56	0,74	1,02
н-C ₈	1,23	1,31	1,98	2,08
н-C ₉	0,49	0,54	0,73	0,67
н-C ₁₀	0,28	0,34	0,85	0,60
изо-C ₄	0,19	0,27	0,00	0,16
изо-C ₅	0,28	0,44	1,35	0,90
изо-C ₆	1,10	1,61	0,02	0,67
изо-C ₇	1,51	1,69	0,37	0,63
изо-C ₈	6,80	7,00	7,68	7,89
изо-C ₉	4,01	4,14	4,56	4,08
изо-C ₁₀	1,35	1,58	0,49	0,32
Циклопентан	0,06	0,06	0,31	0,24
Метилциклопентан	0,28	0,36	0,00	0,00
Диметилциклопентан	0,27	0,30	0,00	0,04
Циклогексан	0,28	0,35	0,06	0,04
Метилциклогексан	0,51	0,63	0,26	0,27
C ₈ H	0,61	0,73	0,49	0,43
C ₉ H	0,86	1,13	0,27	0,23
C ₁₀ H	0,83	1,11	0,70	0,52
Бензол	1,19	0,88	0,00	0,00
Толуол	15,30	14,66	14,14	17,06
Ксилол	28,66	27,81	31,39	33,35
Ароматика C ₉	18,85	17,98	25,06	22,01
Ароматика C ₁₀	12,58	11,99	6,27	5,50
ОЧИ катализата	98,60	98,70	99,40	98,50

Выполнены расчеты с использованием компьютерной моделирующей системы ACTIV процесса гидроизомеризации бензолсодержащей фракции (табл. 3.13, 3.14, 3.15).

Таблица 3.13 – Технологические параметры

Параметры	
Давление, атм	30
T P2, °C	300
Расход сырья, м ³ /ч	180

Таблица 3.14 – Компонентный состав бензолсодержащей фракции и катализата, полученного в результате процесса каталитической гидроизомеризации в третьем реакторе установки каталитического риформинга Комсомольского ПНЗ

Компонент	Сырье	Катализат
	% масс.	% масс.
C ₃	0,0	0,4
C ₄	1,2	2,1
изо-C ₅	9,1	8,5
н-C ₅	7,3	6,6
изо-C ₆	22,7	23,0
н-C ₆	9,9	8,9
изо-C ₇	21,2	20,1
Диметилциклопентан	0,8	1,1
н-C ₇	2,0	2,3
Циклопентан	0,3	0,2
Метилциклопентан	3,0	15,3
Циклогексан	1,8	9,7
Бензол	19,4	0,1
Толуол	1,1	0,0

Таблица 3.15 – Результаты расчетов

Показатель	
Выход риформата, % масс.	92,05
Содержание ароматических углеводородов в катализате, % масс.	22,14
ОЧИ катализата	83,43

3.6 Оценка экономического эффекта вовлечения потока гидроизомеризата в процесс компаундирования товарных бензинов Комсомольском НПЗ

Проведены расчеты процесса смешения бензинов марок Регуляр-92, Премиум-95 с вовлечением в потоки смешения гидроизомеризата (табл. 3.16, 3.17).

Таблица 3.16 – Регуляр-92

Поток	% вовлечения	Параметр	Значение
Гидроизомеризат	18,0	ОЧИ	92,1
Изомеризат	22,2	ОЧМ	85,47
Риформат	40,0	ДНП потока, кПа	68,91
Прямогонный бензин	7,3	Бензол, % масс.	0,3
МТБЭ	5,0	Ароматика, % масс.	34,9914
Сумма бутанов	3,5	Сера, % масс.	0
Изопентан	4,0	Себестоимость, руб/т	21 541
Гидроизомеризат	0,0	ОЧИ	92,3
Изомеризат	24,0	ОЧМ	85,32
Риформат	45,0	ДНП потока, кПа	63,99
Прямогонный бензин	16,0	Бензол, % масс.	0,1
МТБЭ	7,0	Ароматика, % масс.	34,5714
Сумма бутанов	4,0	Сера, % масс.	0
Изопентан	4,0	Себестоимость, руб/т	21 833

Таблица 3.17 – Премиум-95

Поток	% вовлечения	Параметр	Значение
Гидроизомеризат	16,0	ОЧИ	95,01
Изомеризат	22,0	ОЧМ	87,87
Риформат	41,0	ДНП потока, кПа	70,26
Прямогонный бензин	4,0	Бензол, % масс.	0,3
МТБЭ	9,0	Ароматика, % масс.	35,0625
Сумма бутанов	4,0	Сера, % масс.	0
Изопентан	4,0	Себестоимость, руб/т	23 077
Гидроизомеризат	0,0	ОЧИ	95,07
Изомеризат	24,0	ОЧМ	87,81
Риформат	45,0	ДНП потока, кПа	64,2
Прямогонный бензин	12,0	Бензол, % масс.	0,1
МТБЭ	11,0	Ароматика, % масс.	34,3697
Сумма бутанов	4,0	Сера, % масс.	0
Изопентан	4,0	Себестоимость, руб/т	23 431

Проведен расчет количества бензинов марок Регуляр-92 и Премиум-95, полученных в результате компаундирования по схемам с вовлечением гидроизомеризата и без вовлечения гидроизомеризата (таблица 3.18). На основании данного расчета проведена оценка себестоимости производства бензинов (таблица 3.19).

Также проведена оценка экономического эффекта внедрения потока гидроизомеризата в процесс компаундирования товарных бензинов (таблица 3.20).

Таблица 3.18 – Количество бензинов марок Регуляр-92 и Премиум-95, полученных в результате компаундирования по схемам с вовлечением гидроизомеризата и без вовлечения гидроизомеризата

Производительность		Себестоимость	Регуляр-92				Премиум-95			
			Степень вовлечения				Степень вовлечения			
			с вовлечением гидроизомеризата		без вовлечения гидроизомеризата		с вовлечением гидроизомеризата		без вовлечения гидроизомеризата	
Поток	т/сут	руб./т	% мас.	т/сут	% мас.	т/сут	% мас.	т/сут	% мас.	т/сут
Гидроизомеризат	243,00	20 015	18,00	43,74	0,00	0,00	16,00	31,88	0,00	0,00
Изомеризат	273,60	21 517	22,20	60,74	24,00	65,66	22,00	46,83	24,00	49,90
Риформат	1127,00	20 560	40,00	450,80	45,00	507,15	41,00	277,24	45,00	278,93
Прямогонный бензин	202,86	15 049	7,30	14,81	16,00	32,46	4,00	7,52	12,00	20,45
МТБЭ	56,35	55 000	5,00	2,82	7,00	3,94	9,00	4,82	11,00	5,76
Сумма бутанов	90,16	14 068	3,50	3,16	4,00	3,61	4,00	3,48	4,00	3,46
Изопентан	67,62	14 916	4,00	2,70	4,00	2,70	4,00	2,60	4,00	2,60
Итого	2060,59		100,00	578,77	100,00	615,53	100,00	374,37	100,00	361,11

По схеме с вовлечением гидроизомеризата возможно получить большее количество бензина марки Премиум-95. По схеме без использования потока гидроизомеризата возможно получить большее количество бензина марки Регуляр-92.

Таблица 3.19 – Оценка себестоимости производства бензинов

Показатель	Регуляр-92		Премиум-95	
	с вовлечением гидроизомеризата	без вовлечения гидроизомеризата	с вовлечением гидроизомеризата	без вовлечения гидроизомеризата
Себестоимость, руб/т	21 541	21 833	23 077	23 431
Выработка, т/сут	578,77	615,53	374,37	361,11
Себестоимость, руб	12 467 236,91	13 438 979,89	8 639 352,809	8 461 255,496

Таблица 3.20 – Оценка экономического эффекта внедрения потока гидроизомеризата в процесс компаундирования товарных бензинов

Показатель	с вовлечением гидроизомеризата	без вовлечения гидроизомеризата
Общая себестоимость (Регуляр-92+Премиум-95), руб.	21 106 589,72	21 900 235,38
Δ , %	3,62	

Внедрение потока гидроизомеризата в процесс компаундирования бензинов марок Регуляр-92 и Премиум-95 позволит снизить суммарную себестоимость производства данных бензинов на 3,62 %, что особенно актуально для установок большой мощности.

4 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

4.1 Предпроектный анализ

4.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования

На карте сегментирования (рисунок 4.1) показано, какие ниши на рынке услуг по оптимизации нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств не заняты конкурентами.

География	Вид услуги		
	Подбор катализатора	Мониторинг и анализ работы катализатора	Проектирование оборудования
Сибирский округ			
Приволжский округ			
Центральный округ			

Рисунок 4.1 – Карта сегментирования рынка услуг по проведению оптимизации нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств:



РГУ НиГ



СамГТУ



ТПУ

Наиболее благоприятным сегментом и направлением для исследований является мониторинг и оптимизация производства бензинов на установках предприятий Сибирского и Приволжского округов.

4.1.2. Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения

Основными конкурентами используемых комплексных математических моделей являются программы PIMS и Aspen Tech. Данные программные пакеты позволяют проектировать новое технологическое оборудование и установки, моделируют процессы промышленной подготовки нефти и газа (отстаивание, сепарация, ректификация), однако, не обладают прогнозирующей способностью, в отличие от используемых комплексных моделей вследствие отсутствия чувствительности к изменению состава перерабатываемого сырья.

Ниже представлена оценочная карта для сравнения конкурентных программных разработок (таблица 4.1):

Таблица 4.1 – Оценочная карта для сравнения конкурентных программных разработок

Критерии оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность		
		Бф	Бк1	Бк2	Кф	Кк1	Кк2
Технические критерии оценки ресурсоэффективности							
1. Повышение производительности труда пользователя	0,15	5	4	4	0,76	0,61	0,61
2. Удобство в эксплуатации (соответствует требованиям потребителей)	0,12	5	3	3	0,61	0,37	0,37
3. Помехоустойчивость	0,02	4	5	5	0,06	0,08	0,08
4. Энергоэкономичность	0,02	4	4	4	0,06	0,06	0,06
5. Надежность	0,15	4	4	4	0,61	0,61	0,61
6. Безопасность	0,02	5	5	5	0,08	0,08	0,08
7. Потребность в ресурсах памяти	0,02	5	2	3	0,08	0,03	0,05
8. Функциональная мощность (предоставляемые возможности)	0,03	5	3	3	0,15	0,09	0,09
9. Простота эксплуатации	0,03	4	3	3	0,12	0,09	0,09
10. Качество интеллектуального интерфейса	0,03	4	5	5	0,12	0,15	0,15
11. Возможность подключения в сеть ЭВМ	0,09	5	2	2	0,46	0,18	0,18
Экономические критерии оценки эффективности							
1. Конкурентоспособность продукта	0,03	5	4	4	0,15	0,12	0,12
2. Уровень проникновения на рынок	0,02	2	4	4	0,03	0,06	0,06
3. Цена	0,03	5	1	2	0,15	0,03	0,06
4. Предполагаемый срок эксплуатации	0,03	5	5	5	0,15	0,15	0,15
5. Послепродажное обслуживание	0,06	3	2	2	0,18	0,12	0,12
6. Финансирование научной разработки	0,06	3	4	4	0,18	0,24	0,24
7. Срок выхода на рынок	0,02	4	5	5	0,10	0,12	0,12
8. Наличие сертификации разработки	0,08	2	5	5	0,15	0,38	0,38
Итого	1	79	70	72	4,21	3,58	3,63

По наиболее весомым критериям оценки, таким как «Повышение производительности труда пользователя», «Удобство в эксплуатации (соответствует требованиям потребителей)», «Конкурентоспособность продукта», «Цена» используемый продукт лидирует на фоне продуктов конкурентов. Соответственно, такие конкурентные преимущества помогут используемому продукту завоевать доверие покупателей.

Также выявлены недостатки используемых моделей, требующие дальнейшей доработки, например качество интеллектуального интерфейса.

4.1.3. SWOT-анализ

SWOT – Strengths (сильные стороны), Weaknesses (слабые стороны), Opportunities (возможности) и Threats (угрозы) – представляет собой

комплексный анализ научно-исследовательского проекта. SWOT-анализ применяют для исследования внешней и внутренней среды проекта.

Таблица 4.2 – Матрица SWOT

Внутренняя среда Внешняя среда	Сильные стороны: С1. Повышение энерго- и ресурсоэффективности производства, а также повышение производительности труда персонала технологических установок С2. Более низкая стоимость производства по сравнению с другими технологиями С3. Наличие бюджетного финансирования С4. Квалифицированный персонал	Слабые стороны: Сл2. Отсутствие у потенциальных потребителей квалифицированных кадров по работе с научной разработкой Сл3. Отсутствие необходимого оборудования для проведения испытаний по совершенствованию и отладке программного продукта Сл4. Отсутствие контактов с зарубежными предприятиями
	Возможности: В1. Использование инновационной инфраструктуры ТПУ В2. Появление партнёров, заинтересованных в разработке и внедрении на своих предприятиях современных технологий В3. Повышение стоимости конкурентных разработок В4. Появление дополнительного спроса на новый продукт	1. Совершенствование программного продукта 2. Повышение квалификации кадров потенциальных потребителей 3. Предоставление инженеринговой услуги 4. Приобретение необходимого оборудования для испытаний 5. Поиск зарубежных стратегических партнеров
	Угрозы: У1. Отсутствие спроса на новые технологии производства У2. Появление конкурентной продукции	1. Продвижение новой технологии с целью появления спроса 2. Укрепление конкурентных преимуществ продукта 1. Продвижение новой технологии с целью появления спроса 2. Укрепление конкурентных преимуществ продукта

Анализ показал, в каком направлении стоит дальше развивать проект, какие сильные стороны и возможности для роста он имеет. На основе анализа слабых сторон и угроз сформирован план действий по их ликвидации или корректировке (табл. 4.2).

4.1.4. Оценка готовности проекта к коммерциализации

Бланк оценки степени готовности проекта к коммерциализации представлен в таблице 4.3.

Таблица 4.3 – Бланк оценки степени готовности научного проекта к коммерциализации

№ п/п	Наименование	Степень проработанности научного проекта	Уровень имеющихся знаний у разработчика
1.	Определен имеющийся научно-технический задел	5	3
2.	Определены перспективные направления коммерциализации научно-технического задела	4	4
3.	Определены отрасли и технологии (товары, услуги) для предложения на рынке	5	4
4.	Определена товарная форма научно-технического задела для представления на рынок	4	4
5.	Определены авторы и осуществлена охрана их прав	2	2
6.	Проведена оценка стоимости интеллектуальной собственности	3	3
7.	Проведены маркетинговые исследования рынков сбыта	4	4
8.	Разработан бизнес-план коммерциализации научной разработки	1	4
9.	Определены пути продвижения научной разработки на рынок	4	3
10.	Разработана стратегия (форма) реализации научной разработки	4	4
11.	Проработаны вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок	1	1
12.	Проработаны вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот	2	3
13.	Проработаны вопросы финансирования коммерциализации научной разработки	4	3
14.	Имеется команда для коммерциализации научной разработки	3	4
15.	Проработан механизм реализации научного проекта	4	4
	ИТОГО БАЛЛОВ	50	50

Таким образом, по результатам оценки степени готовности проекта к коммерциализации можно сделать вывод, что перспективность разрабатываемого проекта выше среднего. Однако, для успешной реализации данного проекта необходимо:

1. разработать бизнес – план коммерциализации разработанного программного продукта, проработать;
2. проработать вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот;
3. проработать вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок.

4.1.5. Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования

На основании анализа методов коммерциализации проекта, а также с учётом степени готовности разработки, для успешного продвижения программного продукта наиболее эффективным методом является инжиниринг, так как уже на данной стадии имеются предприятия – партнёры, заинтересованные в разработке и внедрении данного проекта. На данной стадии проводится работа по оптимизации работы промышленных установок производства компонентов товарного бензина (изомеризат, риформат) предприятия ООО «РН-Комсомольский НПЗ».

4.2. Инициация проекта

1. Цели и результата проекта. Основными целями данного проекта являются обеспечение энерго- и ресурсоэффективности промышленных процессов производства компонентов товарного бензина, а также реализация с использованием комплексных компьютерных моделирующих систем наиболее эффективного варианта оптимизации производства высокооктановых компонентов моторных топлив. Информация по заинтересованным лицам проекта представлена в таблице 4.4.

Таблица 4.4 – Заинтересованные стороны проекта

Заинтересованные стороны проекта	Ожидания заинтересованных сторон
ООО «РН-Комсомольский НПЗ»	Повышение эффективности работы промышленных установок изомеризации, риформинга
	Обеспечение оптимального распределения сырьевых ресурсов
	Повышение энергоэффективности производства

Иерархия целей проекта и критерии их достижения представлены в таблице 4.5.

Таблица 4.5 – Цели и результат проекта

Цели проекта:	Повышение эффективности производства компонентов товарного бензина методом математического моделирования
Ожидаемые результаты проекта:	1. Повышение эффективности работы установок промышленной изомеризации, промышленного риформинга; 2. Увеличение экологического качества товарных бензинов; 3. Увеличение ресурса катализаторов на установках риформинга, изомеризации за счёт обеспечения оптимального распределения сырьевых ресурсов.
Критерии приемки результата проекта:	Используемые комплексные моделирующие системы должны полностью отражать свойства реального промышленного объекта, обладать высокой точностью расчётов, быть универсальными, а также полностью соответствовать требованиям предприятия – заказчика.
Требования к результату проекта:	Требование:
	1. Адекватность - способность отображать заданные свойства объекта с погрешностью, не выше заданной;
	2. Точность - оценивается степенью совпадения значений параметров действительного объекта и рассчитанных на математических моделях;
	3. Универсальность – модель должна полностью отображать свойства и особенности реального объекта;
	4. Экономичность – характеризуется необходимыми затратами машинной памяти и времени.

2. Организационная структура проекта. В таблице 4.6 представлена информация об участниках рабочей группы проекта.

Таблица 4.6 – Рабочая группа проекта

№ п/п	ФИО, основное место работы, должность	Роль в проекте	Функции	Трудовые затраты, час.
1	Иванчина Э.Д.	Научный руководитель проекта	1. Разработка сетевого графика работ и оперативных планов проекта и обеспечение проекта ресурсами со стороны исполнителя; 2. Руководство и координация работы рабочей группы проекта со стороны исполнителя и контроль выполнения поставленных перед ними задач; 3. Контроль статуса проекта, сроков и бюджета; 4. Регулярный анализ хода выполнения проекта; 5. Обеспечение взаимного соответствия выполняемых работ;	200
2	Чузлов В.А.	Эксперт проекта	1. Выполнение работ по программированию; 2. Специалист по моделированию химико-технологических процессов;	640
3	Смолянова Ю.А.	Специалист по проекту	1. Выполнение технологических расчётов по проекту; 2. Выполнение работ по адаптации используемых моделей реальному технологическому процессу; 3. Подготовка отчетов о текущем статусе проекта	1 500
ИТОГО:				2 340

3. Ограничение и допущения проекта. Ограничения проекта – это все факторы, которые могут послужить ограничением степени свободы участников команды проекта, а также «границы проекта» - параметры проекта или его продукта, которые не будут реализованных в рамках данного проекта. Ограничения данного проекта представлены в таблице 4.7.

Таблица 4.7 – Ограничения проекта

Фактор	Ограничения/ допущения
3.1. Бюджет проекта	1 210 750,5 рублей
3.1.1. Источник финансирования	1. НИ ТПУ 2. ООО «РН-Комсомольский НПЗ»
3.2. Сроки проекта:	1 год
3.2.1. Дата утверждения плана управления проектом	01.09.2015
3.2.2. Дата завершения проекта	31.05.2016

4.3 Планирование управления научно-техническим проектом

Линейный график проекта представляется в виде таблицы 4.8.

Таблица 4.8 – Календарный план проекта

Название работ	№ раб	Длительность, дни	Дата начала работ	Дата окончания работ	Состав участников
Составление и утверждение технического задания	1	5	01.09.2015	5.09.2015	Иванчина Э.Д.
Разработка сетевого графика работ и оперативных планов проекта и обеспечение проекта ресурсами	2	15 5	06.09.2015 06.09.2015	20.09.2015 10.09.2015	Иванчина Э.Д. Смольянова Ю.А.
Подбор и изучение материалов по теме	3	45	16.09.2015	31.10.2015	Смольянова Ю.А.
Изучение литературы, составление литературного обзора	4	174	25.10.2015	15.04.2016	Смольянова Ю.А.
Теоретические и экспериментальные исследования	5	122 91	01.12.2015 16.12.2015	31.03.2016 15.03.2016	Смольянова Ю.А. Чузов В.А.
Обобщение и оценка результатов	6	30 20 15	01.04.2016 01.04.2016 16.04.2016	30.04.2016 20.04.2016 30.04.2016	Смольянова Ю.А. Чузов В.А. Иванчина Э.Д.
Оформление отчета	7	76	16.02.2016	31.05.2016	Смольянова Ю.А.
Итого		269 111 35	01.09.2015	31.05.2016	Смольянова Ю.А. Чузов В.А. Иванчина Э.Д.

Диаграмма Ганта представлена в виде таблицы 4.9.

Таблица 4.9 – Календарный план-график проведения НИОКР

№ работ	Вид работ	Исполнители	T _{кi} , кал. дн.	Продолжительность выполнения работ																	
				сентябрь		октябрь		ноябрь		декабрь		январь		февраль		март		апрель		май	
				1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2
1	Составление и утверждение технического задания	Иванчина Э.Д.	5																		
2	Разработка сетевого графика работ и оперативных планов проекта и обеспечение проекта ресурсами	Иванчина Э.Д. Смолянова Ю.А.	15																		
			5																		
3	Подбор и изучение материалов по теме	Смолянова Ю.А.	45																		
4	Изучение литературы, составление литературного обзора	Смолянова Ю.А.	174																		
5	Теоретические и экспериментальные исследования	Смолянова Ю.А.	122																		
		Чузов В.А.	91																		
6	Обобщение и оценка результатов	Смолянова Ю.А.	30																		
		Чузов В.А.	20																		
		Иванчина Э.Д.	15																		
7	Оформление отчета	Смолянова Ю.А.	76																		



Руководитель



Эксперт



Специалист по проекту

4.4 Бюджет научного исследования

При планировании бюджета научного исследования обеспечено полное и достоверное отражение всех видов планируемых расходов, необходимых для его выполнения. Планируемые затраты представлены в таблице 4.10.

Таблица 4.10 – Группировка затрат по статьям

Статьи					
Сырье, материалы (за вычетом возвратных отходов), покупные изделия и полуфабрикаты, руб.	Специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ, руб.	Основная заработная плата, руб.	Отчисления на социальные нужды, руб.	Накладные расходы, руб.	Итого плановая себестоимость, руб.
920,0	69 000,0	541 962,2	165 298,5	433 569,8	1 210 750,5

Сырье, материалы, покупные изделия и полуфабрикаты

Таблица 4.11 – Сырье, материалы, изделия и полуфабрикаты

Наименование	Количество	Цена за единицу, руб.	Сумма, руб.
Тетрадь	2 шт.	15	30
Ручка	3 шт.	10	30
Карандаш	1 шт.	7	7
Чернила для принтера	100 мл	4	400
Бумага	400 листов	0,6	240
Всего за материалы, руб.			707
Транспортно-заготовительные расходы (3-5%), руб.			213
Итого по статье С _м , руб.			920

Специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ

Таблица 4.12 – Спецоборудование для научных работ

№ п/п	Наименование оборудования	Кол-во оборудования	Цена единицы оборудования, руб.	Общая стоимость оборудования*, руб.
1.	Компьютер	1	50 000	57 500
2.	Струйный принтер	1	10 000	11 500
Итого				69 000

*приведена с учетом затрат по доставке и монтажу в размере 15 % от цены оборудования

Основная заработная плата

Таблица 4.13 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Научный руководитель проекта	Эксперт проекта	Специалист по проекту
Календарное число дней	274	274	274
Количество нерабочих дней (выходные, праздничные дни)	90	90	90
Потери рабочего времени (отпуск, невыходы по болезни)	30	30	10
Действительный годовой фонд рабочего времени	154	154	174

Таблица 4.14 – Расчёт основной заработной платы

Исполнители	Зб, руб.	кпр	кд	кр	Зм, руб.	Здн, руб.	Тр, раб. дн.	Зосн, руб.
Научный руководитель проекта	33 162,9	0,6	0,4	1,3	43 111,7	2 911,4	154,0	448 355,6
Эксперт проекта	4 500,0	0,6	0,4	1,3	5 850,0	303,9	154,0	46 800,6
Специалист по проекту	4 500,0	0,6	0,4	1,3	5 850,0	269,0	174,0	46 806,0

Таблица 4.15 – Заработная плата исполнителей НТИ

Заработная плата	Руководитель	Эксперт	Специалист
Основная зарплата	448 355,6	46 800,6	46 806,0
Итого по статье С _{зн}	541 962,2		

Отчисления на социальные нужды

Таблица 4.16 – Социальные отчисления

Исполнитель	Социальные отчисления			
	ПФР (22 %), руб.	ФСС (2,9 %), руб.	ФОМС (5,1 %), руб.	Страхование по классу опасности (0,5 %), руб.
Руководитель	98 638,2	13 002,3	22 866,1	2 241,8
Эксперт	10 296,1	1 357,2	2 386,8	234,0
Специалист	10 297,3	1 357,4	2 387,1	234,0
	Итого			165 298,5

Накладные расходы

Накладные расходы составляют 80-100 % от суммы основной и дополнительной заработной платы, работников, непосредственно участвующих в выполнении темы ($0,8 \cdot 541\,962,2 = 433\,569,8$ руб.).

4.5 Организационная структура проекта

Для данного научно-исследовательского проекта наиболее подходящей является проектная организационная структура (таблица 4.17).

Таблица 4.17 – Выбор организационной структуры проекта

Критерии выбора	Функциональная	Матричная	Проектная
Степень неопределенности условий реализации проекта	Низкая	Высокая	Высокая
Технология проекта	Стандартная	Сложная	Новая
Сложность проекта	Низкая	Средняя	Высокая
Взаимозависимость между отдельными частями проекта	Низкая	Средняя	Высокая
Критичность фактора времени (обязательства по срокам завершения работ)	Низкая	Средняя	Высокая
Взаимосвязь и взаимозависимость проекта от организаций более высокого уровня	Высокая	Средняя	Низкая



Рисунок 4.2 – Структура проекта

4.6 Оценка сравнительной эффективности исследования

Определение эффективности происходит на основе расчета интегрального показателя эффективности научного исследования:

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i} = \frac{\Phi_{\text{pi}}}{\Phi_{\text{max}}}, \quad (4.1)$$

где $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i}$ – интегральный финансовый показатель разработки; Φ_{pi} – стоимость i -го варианта исполнения; Φ_{max} – максимальная стоимость исполнения научно-исследовательского проекта (в т.ч. аналоги).

Таблица 4.18 – Сравнительная оценка вариантов исполнения проекта

Критерии \ Объект исследования	Весовой коэффициент параметра	Текущий проект	Аналог № 1	Аналог № 2
1. Способствует росту производительности труда	0,1	5	4	3
2. Удобство в эксплуатации	0,15	5	4	4
3. Энергосбережение	0,15	4	4	4
4. Надежность	0,20	5	5	4
5. Воспроизводимость	0,25	4	4	4
6. Материалоемкость	0,15	5	5	4
ИТОГО	1	4,6	4,35	3,9

Таблица 4.19 – Сравнительная эффективность разработки

Показатели	Текущий проект	Аналог № 1	Аналог № 2
Интегральный финансовый показатель разработки	0,98	1	0,97
Интегральный показатель ресурсоэффективности разработки	4,6	4,35	3,9
Интегральный показатель эффективности	4,7	4,35	4
Сравнительная эффективность вариантов исполнения	1	0,92	0,85

Сравнение значений интегральных показателей эффективности (таблицы 4.18, 4.19) позволило определить, что существующий вариант решения поставленной в магистерской диссертации технической задачи с позиции финансовой и ресурсной эффективности является наиболее приемлемым.

5. Социальная ответственность

Гарантии выполнения права работников на охрану труда, а также порядок регулирования отношений в области охраны труда между работниками и их работодателями, в организациях и учреждениях всех форм собственности независимо от сферы хозяйственной деятельности и ведомственной подчиненности обеспечиваются рядом нормативно-правовых и законодательных актов, включая Конституцию РФ [82], Кодекс об административных нарушениях [83], Уголовный Кодекс [84], а также Трудовой кодекс [85].

Согласно Генерального соглашения между общероссийскими объединениями профсоюзов, общероссийскими объединениями работодателей и Правительством Российской Федерации на 2014 - 2016 годы [86] обеспечение безопасности жизни и здоровья работников в процессе трудовой деятельности является одним из национальных приоритетов в целях сохранения человеческого капитала и рассматриваются в неразрывной связи с решением задач по улучшению условий и охраны труда, промышленной и экологической безопасности.

Полномочные представители общероссийских объединений профсоюзов, общероссийских объединений работодателей и Правительства Российской Федерации ставят в числе приоритетных целей Соглашения создание условий, содействующих формированию структурно развитой, обеспечивающей нужды страны и населения, конкурентоспособной экономики на базе рабочих мест, позволяющих использовать материальные и человеческие ресурсы эффективно с точки зрения интересов всех субъектов экономики; обеспечение нового, более высокого уровня жизни граждан Российской Федерации, прежде всего за счет кардинального повышения эффективности государственного управления и социальной ответственности всех субъектов экономики, внедрения принципов достойного труда на основе подходов Международной организации труда.

Нефтеперерабатывающее производство относится к видам экономической деятельности, которые представляют собой потенциальную опасность профессиональных отравлений и заболеваний работающих. Это происходит из-за того, что в процессе труда многие из них соприкасаются с химическими веществами, имеющими те или иные токсичные свойства. К тому же, такое производство является взрыво- и пожароопасным. Поэтому в последнее время становятся актуальными вопросы, касающиеся безопасности жизнедеятельности трудящихся.

5.1 Анализ вредных факторов

Химические опасности (Вредные вещества). В процессе получения компонентов товарных бензинов обращаются токсичные вещества и газы – хлорорганические соединения, сероводород, бензол и т. д. (таблица 5.1).

Таблица 5.1 –Опасность веществ, обрабатываемых на сооружениях установки

Наименование вредных веществ	Класс опасности, согласно [87]	ПДК в воздухе рабочей зоны, мг/м ³ , согласно [88]	Характеристика токсичности
Фракция бензиновая широкая	4	300 (пары углеводородов)	Малотоксичное вещество. Раздражает слизистую оболочку и кожу.
Сероводород	3	10	Тяжёлое отравление вызывает посинение губ, головную боль, рвоту, повышенное сердцебиение, потерю сознания. Действие больших концентраций приводит к параличу нервных центров и даже смерти.
Риформат, изомеризат	4	300 (пары углеводородов)	Малотоксичное вещество. Раздражает слизистую оболочку и кожу.
Хлорорганические соединения	3	10	Продолжительный и повторный контакт с кожей приводит к раздражению, дерматиту. Пары оказывают раздражающее действие на слизистую оболочку глаз, верхних дыхательных путей.
Бензол-содержащая фракция	3	5 (по бензолу)	При концентрации в воздухе выше 2,2 % об. происходит молниеносное отравление – быстрая потеря сознания и смерть. С повышением температуры окружающей среды сила токсического воздействия повышается.
Водородсодержащий газ	4	300 (пары углеводородов)	Газ, попадая в организм, оказывает физиологическое действие. Общий характер действия напоминает опьянение.

В соответствии с законодательством Российской Федерации, рабочие и служащие, связанные по роду своей деятельности с вредными и опасными условиями труда, в обязательном порядке проходят медицинский осмотр [86]. В производственных помещениях имеются аптечки, укомплектованные медикаментами, для оказания первой доврачебной помощи.

На установке строго выполняется контроль исправности оборудования, приборов КИПиА, обеспечивающих безопасность процесса и своевременно исправляются замеченные неполадки в работе оборудования.

Одним из основных мероприятий по предупреждению несчастных случаев является исключение скопления паров, газов и жидких нефтепродуктов путем вентиляции мест возможного их скопления и уборки разлитого нефтепродукта. При работе с нефтепродуктами используются СИЗ [89].

Производственные метеоусловия. Производственными зонами являются установки производства компонентов товарного бензина, операторные цеха, кабинеты начальников и операторов.

Неблагоприятные значения микроклиматических показателей могут стать причиной снижения производственных показателей в работе, привести к таким заболеваниям работающих как различные формы простуды, радикулит, хронический бронхит, тонзиллит и др. Профилактика неблагоприятного воздействия – система местного кондиционирования воздуха, регламент времени работы и т.д.

В холодное время нормальной температурой является 17-20 °С, а в жаркое 17-25 °С [88]. Температура в помещении устанавливается и поддерживается при помощи водяного отопления. Рабочая площадь на одного работающего не менее 4,5 м², рабочая зона ограничивается высотой 2,2 м над уровнем пола, где находится рабочее место. Приток воздуха в комнате составляет 50-70 % от вытяжки, скорость движения воздуха 0,2-0,7 м/с [90]. Влажность воздуха 40-60 %.

Виброакустические поля. Уровень шума на рабочих местах регламентируется [91]. Согласно приведённому стандарту, эквивалентный уровень звука не превышает значений, приведённых в таблице 5.2.

Таблица 5.2 – Допустимые уровни производственного шума

Помещение	Уровень шума, дБА
Операторная	60
Насосные, компрессорная, венткамеры, аппаратный двор	80
Помещение КИП	75
Помещение работников ИТР	60

Вибрация, воздействующая на человека, не превышает норм [92]. Предельно допустимые значения уровня вибрации рабочих мест составляют 68 дБ.

Для снижения уровня шума и вибраций насосное и компрессионное оборудование установлено на фундаменты и амортизирующие прокладки. С целью уменьшения уровня шума от вентиляционных устройств используются звукопоглощающие материалы с максимальными коэффициентами звукопоглощения в области частот 63-8 000 Гц для отделки помещений.

Производственное освещение. Требования к освещению рабочих мест зафиксированы в [93]. Освещённость на рабочем месте составляет 300-500 лк, для помещений, в которых эксплуатируются персональные компьютеры и видеодисплейные терминалы. На производстве ограничивается прямая блескость от источников освещения, при этом яркость светящихся поверхностей в поле зрения не превышает 200 кд/м². Коэффициент пульсации светового потока на рабочем месте не превышает 15 %.

Отраженная блескость на рабочих поверхностях (экран, стол, приборная панель и др.) ограничена за счет правильного выбора типа светильников и расположения рабочих мест по отношению к источникам естественного и искусственного освещения. Яркость бликов на экране видеодисплейных терминалов и персональных компьютеров не превышает 40 кд/м², а яркость потолка, при применении системы отраженного освещения, не превышает 200 кд/м². Показатель ослепленности для источников общего искусственного освещения в производственных помещениях не превышает 20.

Для операторов персональных компьютеров и видеодисплейных терминалов ограничивается неравномерность распределения яркости в поле зрения, при этом соотношение яркости между рабочими поверхностями не превышает 3:1 – 5:1, между рабочими поверхностями и поверхностями стен и оборудования 10:1.

Для обеспечения нормируемых значений освещенности в рабочих помещениях проводится чистка стекол оконных рам и светильников два раза в год и своевременная замена перегоревших ламп.

Электромагнитное излучение. Требования защиты от воздействия электромагнитных полей удовлетворяют [94] и [95].

Источниками электромагнитных полей являются персональные электронно-вычислительные машины (ПЭВМ), установленные в существующей операторной на территории НПЗ. Организация рабочего места оператора ЭВМ соответствует требованиям [94].

Мощность экспозиционной дозы мягкого рентгеновского излучения в любой точке на расстоянии 0,05 м от экрана компьютера при любых положениях регулировочных устройств не превышает допустимых значений – 100 мкР/ч.

Напряженность и плотность электромагнитного поля отвечает требованиям таблицы 3 Приложения 1 [94].

5.2 Анализ опасных факторов

Механические опасности. Для того, чтобы защитить себя от травм на производстве, работники строго соблюдают все инструкции по эксплуатации оборудования, все правила поведения на производственной площадке.

К процессу обслуживания и рабочему инвентарю предъявляются следующие требования:

- применяются инструменты из омедненной стали или бериллиевой бронзы при текущем обслуживании оборудования и ремонтных работах. Используемый инструмент изготовлен из материала, не дающего искр; ударный и режущий инструмент при работе смазывается консистентными смазками (солидолом);

- запорная арматура на трубопроводах систематически смазывается, а также легко открывается. Запорная арматура открывается и закрывается

медленно во избежание гидравлического удара. При этом запрещается применять ломы, трубы и т.д.;

- применяются предохранительные пояса с карабинами для закрепления к надежным конструкциям при ремонтных работах на высоте при отсутствии рабочего настила;

- используются шланговые противогазы и специальная, непроницаемая для нефтепродуктов одежда и обувь при работе внутри аппаратов (емкости, резервуары). У люка постоянно находятся не менее двух рабочих, имеющих при себе шланговые противогазы, для оказания, в случае необходимости, помощи работающему в аппарате;

- при работе в загазованной зоне, применяются противогазы и омедненный инструмент. Персонал имеет закрепленный за ним противогаз, содержит его в исправности и умеет пользоваться им; при включении и отключении электропусковых приборов персонал пользуется диэлектрическими подставками и диэлектрическими перчатками;

- проводится постоянный контроль за техническим и коррозионным состоянием арматуры и трубопроводов;

- выполняется своевременное техническое обслуживание и техническая диагностика трубопроводов;

- проводится контроль состояния воздушной среды на наружных площадках с учетом состояния атмосферы.

- грузоподъемные работы с оборудованием и арматурой весом более 30 кг осуществляются с помощью специальных передвижных автомобильных средств. С этой целью на установках существует возможность подъезда грузоподъемного транспорта.

При работе с нефтепродуктами не допускаются ручные операции, при которых возможно ее попадание на тело и одежду рабочего, на пол и оборудование, в помещениях блочного оборудования нельзя принимать пищу и курить.

Термические опасности. Установки производства риформата, изомеризата находятся на открытом воздухе, поэтому в теплое время года есть риск получить тепловой ожог или удар, а в холодное – обморожение. Для работающих на открытом воздухе в течение рабочей смены предусмотрены перерывы для обогрева, в соответствии со статьей 109 Трудового кодекса РФ. Температура воздуха и скорость его движения поддерживаются в помещении для обогрева на уровне от 22 до 25 °С и от 0,1 до 0,2 м/с. Для более быстрого восстановления локальной температуры кожи (лицо, кисти, стопы) предусмотрены приборы и устройства местного лучистого и конвекционного обогрева. При этом температура поверхности приборов, контактирующая с поверхностью тела работника, поддерживается на уровне от 38 до 40 °С.

Электробезопасность. Поражение электрическим током возможно при повреждении изоляции применяемых персоналом электрических приборов или устройств, если человек одновременно касается включенного в сеть поврежденного участка электрической проводки, например, питающего прибор шнура и потенциально опасных частей устройств или стоит на токопроводящем полу и касается металлической части прибора с поврежденной изоляцией и включенным в сеть.

Безопасность обслуживающего персонала и посторонних лиц обеспечивается выполнением следующих мероприятий: соблюдение соответствующих расстояний до токоведущих частей или путем закрытия, ограждения токоведущих частей; применение блокировки аппаратов и ограждающих устройств для предотвращения ошибочных операций и доступа к токоведущим частям; применение предупреждающей сигнализации, надписей и плакатов; применение устройств для снижения напряженности электрических и магнитных полей до допустимых значений; использование средств защиты и приспособлений, в том числе для защиты от воздействия электрического и магнитного полей в электроустановках, в которых их напряженность превышает допустимые нормы.

Безопасность работы обеспечена в конструкции установки. Источник питания установки имеет металлический кожух, который исключает возможность прикосновения к токоведущим частям, имеется зануление.

Пожаровзрывобезопасность. Установки производства бензинов отличаются от других установок наличием в системе большого количества циркулирующего водородсодержащего газа, фракции бензиновой - сырья установки и других углеводородных газов, имеющих широкий предел взрываемости.

Одним из основных требований предупреждения несчастных случаев и пожаров является исключение скопления паров, газов и жидких нефтепродуктов путем вентиляции мест возможного их скопления и уборки разлитого нефтепродукта.

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 своевременной ликвидации очагов возможных загораний применяются первичные средства пожаротушения, к которым относятся: ящики с песком и лопатами, которые находятся на аппаратном дворе, в доступном месте; асбестовое полотно; водяной пар; огнетушители порошковые; огнетушители углекислотные; вода.

Средства пожаротушения и противопожарный инвентарь находятся в исправном состоянии и окрашены в красный цвет.

5.3 Охрана окружающей среды

Установки производства компонентов товарного бензина имеют следующие выбросы вредных веществ в атмосферу:

- выбросы от технологических печей, выбросы на свечу от реакторов дымовых газов (содержащих С, N, S);
- выбросы от неплотностей оборудования, от маслосклада, от воздушника дренажной емкости, от емкостей, выбросы от вентиляции, выбросы с компрессоров и т.д. (углеводородные газы).

Сточные воды:

- сточные воды от торцевых уплотнений насосов;
- бытовые сточные воды;
- дождевые и талые воды.

Для защиты окружающей среды предусмотрены следующие мероприятия:

- технологический процесс проводится в герметичном оборудовании, поэтому неорганизованные выбросы за счёт неплотностей технологического оборудования сведены к минимуму;
- освобождение оборудования от газообразных продуктов при сбросе давления осуществляется в закрытую факельную систему через сепаратор;
- для перекачки нефтепродуктов и токсичных продуктов применяются насосы с двойным торцевым уплотнением;
- дымовые газы удаляются через трубу, высота которой обеспечивает степень рассеивания в атмосфере в соответствии с санитарными нормами;
- для контроля нормального режима работы печи предусмотрена установка автоматических анализаторов, осуществляющих непрерывный контроль содержания кислорода в дымовых газах печи;
- сточные воды через трапы, воронки и дождеприемные колодцы по самотечному трубопроводу поступают в самотечную закрытую сеть промливневой канализации предприятия и далее отводятся на заводские очистные сооружения.

- сточные воды отводятся по закрытой самотечной сети канализации.

5.4 Защита 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 проводятся на основании положения комплекса государственных стандартов по предупреждению и ликвидации чрезвычайной ситуации и определены в [96].

Чрезвычайные ситуации складываются в результате следующих нарушений: прекращение подачи сырья; остановка газовых нагнетателей; остановка воздушных нагнетателей; прекращение подачи воды; прекращение подачи электроэнергии; прекращение подачи топливного газа; нарушение герметичности соединений трубопроводов, аппаратов или их разрыв; неисправность средств контроля и автоматики.

При возникновении аварийной ситуации технологический персонал немедленно сообщает об аварийной ситуации диспетчеру, начальнику установки и принимает соответствующие меры по ликвидации аварии, руководствуясь "Планом локализации аварийных ситуаций" (ПЛАС).

Во избежание отравления ядовитыми парами персонал пользуется противогазами, которые находятся на видном месте рабочего помещения.

Для исключения возможности несчастных случаев проводятся обучение и проверка знаний работниками требований безопасности труда в соответствии с [97].

5.5 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности

В соответствии с [82] каждый человек имеет право на труд в условиях, отвечающих требованиям безопасности и гигиены, и право на охрану здоровья.

Необходимые организационные мероприятия, обеспечивающие безопасность, сохранность здоровья и работоспособности персонала в процессе обслуживания сооружений и оборудования, предусмотрены эксплуатирующей организацией [99, 100]:

- проведение медосмотров согласно [101];
- обеспечение персонала средствами индивидуальной защиты (СИЗ) согласно [89];
- проведение для работников инструктажей по пожарной безопасности, охране труда и аттестации в области промышленной безопасности: у рабочих - ежегодно, у руководящих работников и специалистов - не реже одного раза в пять лет;
- допуск рабочих основных профессий к самостоятельной работе после обучения, стажировки на рабочем месте, проверки знаний, проведения производственного инструктажа и при наличии удостоверения, дающего право допуска к определенному виду работ;
- допуск к работам на объекте лиц не моложе 18 лет, прошедших медицинское освидетельствование и не имеющих противопоказаний по здоровью, прошедших инструктаж и сдавших экзамен по проверке знаний;
- проведение аттестации рабочих мест по условиям труда;
- обеспечение санитарно-гигиенических условий труда на рабочих местах в соответствии с нормами [88, 90];
- осуществление обязательного социального страхования работников от несчастных случаев на производстве и профессиональных заболеваний;
- предоставление компенсаций и льгот работникам за работу во вредных условиях труда [102].

Заключение

1. Анализ оптимальных реакторных схем процесса изомеризации пентан-гексановой фракции показал, что не смотря на высокие капитальные затраты, схема с рециклом н-пентана и малоразветвленных гексанов позволяет максимально использовать возможности технологии в изомеризации пентан-гексановой фракции (ОЧ свыше 90 пунктов). Вовлечение изомеризата технологии с двумя рециклами в процесс смешивания товарного бензина позволяет уменьшать капитальные затраты для производства бензинов марок Регуляр-92 и Премиум-95 на 10,1 и 8,7 % соответственно.
2. Показана возможность включения процесса гидроизомеризации бензолсодержащей фракции в схему Комсомольского НПЗ. Вовлечение гидроизомеризата в процесс смешивания товарного бензина позволяет уменьшать капитальные затраты для производства бензинов марок Регуляр-92 и Премиум-95 суммарно на 3,62 % соответственно. Прибыль от реализации бензинов марок Регуляр-92, в количестве 578,77 т/сут, и Премиум-95 в количестве 374,37 т/сут, полученных в результате смешения с гидроизомеризатом, окупает затраты на реализацию данной схемы за десять дней.
3. Проведена оценка коммерческого потенциала, перспективности и альтернатив проведения научно-технического исследования с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения. Спланирован бюджет научных исследований. Определена ресурсосберегающая, финансовая, бюджетная, социальная и экономическая эффективность исследования и выявлено, что данное исследование с точки зрения финансовой и ресурсной эффективности является привлекательным.
4. Проведён анализ условий труда оператора установки приготовления компонента товарного бензина с позиций приоритета сохранения жизни и здоровья работника. Изучены и выявлены вредные и опасные факторы, механические и термические опасности, которые могут возникнуть в производственном процессе.

Список используемых источников

1. Meyers, R.A. Handbook of petroleum refining processes. 3-rd edition / R.A. Meyers. - McGraw-Hill Professional, 2003. - 847 p.
2. Jones, D.S.J., Pujado P.R. Handbook of Petroleum Processing / D.S.J. Jones, P.R. Pujado - Springer, 2006. - 1353 p.
3. N.A.A.Fatah, S.Triwahyono, A.A.Jalil, A.Ahmad, T.A.T.Abdullah. n-Heptane isomerization over mesostructured silica nanoparticles (MSN): Dissociative-adsorption of molecular hydrogen on Pt and Mo sites, Applied Catalysis A, General <http://dx.doi.org/10.1016/j.apcata.2016.02.026>.
4. Kaucký D., Sobalík Z., Hidalgo J.M., Černý R., Bortnovský O. Impact of dopant metal ions in the framework of parent zirconia on the n-heptane isomerization activity of the Pt/WO₃-ZrO₂ catalysts. Journal of Molecular Catalysis A: Chemical 420, 2016, pages 107-114.
5. Хаимова, Т.Г. Изомеризация как эффективный путь производства высокооктановых компонентов бензина : информационно-аналитический обзор/Т.Г. Хаимова, Д.А. Мхитарова. - М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2005. – 80 с.
6. Покровский, С.С. Новые зарубежные технологии нефтепереработки/ С.С. Покровский // Нефтегазовая вертикаль. – 2002. – № 7. – с. 68-71.
7. Marczewski M., Popielarska D., Marczewska H. Pentane transformations over sulfated alumina catalyst. Reaction Kinetics, Mechanisms and Catalysis. Volume 118, Issue 1, 1 June 2016, Pages 267-280.
8. Song H., Cui H., Song H., Li F. The effect of Zn-Fe modified S₂O₈²⁻/ZrO₂-Al₂O₃ catalyst for n-pentane hydroisomerization. Research on Chemical Intermediates. Volume 42, Issue 4, April 2016, Pages 3029-3038.
9. Мириманян, А. А., Вихман А. Г., Мкртычев А. А. Промышленный опыт работы установок изомеризации пентан-гексановой фракции / А.А. Мириманян, А. Г. Вихман, А. А. Мкртычев // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2006. - № 4. – с. 22-31.
10. Ясакова, Е.А.Тенденции развития процесса изомеризации в России и за рубежом / Е.А. Ясакова, А.В. Ситдикова. - Нефтегазовое дело. - 2010. - с. 1-19.

11. N.A.A.Fatah, S.Triwahyono, A.A.Jalil, A.Ahmad, T.A.T.Abdullah. n-Heptane isomerization over mesostructured silica nanoparticles (MSN): Dissociative-adsorption of molecular hydrogen on Pt and Mo sites, *Applied Catalysis A, General* <http://dx.doi.org/10.1016/j.apcata.2016.02.026>.
12. Suyao Liu, Jie Ren, Huaik Zhang, Enjing Lv, Yong Yang, Yong-Wang Li. Synthesis, characterization and isomerization performance of micro/mesoporous materials based on H-ZSM-22 zeolite. *Journal of Catalysis*, Volume 335, March 2016, Pages 11-23.
13. Honeywell UOP : офиц. сайт. – режим доступа : WWW. URL: <http://www.uop.com>
14. Song H., Wang N., Song H., Li F. Effect of Pd content on the isomerization performance over Pd-S2O8 2-/ZrO2-Al2O3 catalyst. *Research on Chemical Intermediates*. Volume 42, Issue 2, 1 February 2016, Pages 951-962.
15. H.D. Setiabudi, A.A. Jalil, S. Triwahyono, N.H.N. Kamarudin, R. Jusoh. Ir/Pt-HZSM5 for n-pentane isomerization: Effect of Si/Al ratio and reaction optimization by response surface methodology. *Chemical Engineering Journal*, Volume 217, 1 February 2013, Pages 300-309.
16. Ting Wu, Qian Wang, Tinghua Yao, Shengping He. Molecular dynamics simulations of the structural properties of Al2O3-based binary systems. *Journal of Non-Crystalline Solids*. Volume 435, 1 March 2016, Pages 17–26.
17. IFP Training. Isomerization of Light Gasoline // ENSPM Formation Industry, 2008.
18. Valavarasu, G., Sairam, B. Document Light naphtha isomerization process: A review, *Petrol. Science and Techn.*, 2013, 31(6), 580-595.
19. Iliopoulou, E.F.; Heracleous, E.; Delimitis, A.; Lappas, A.A. Producing high quality biofuels: Pt-based hydroisomerization catalysts evaluated using BtL-naphtha surrogates, *Appl. Catal. B: Environmental*, 2014, 145, 177-186.
20. Hidalgo, J.M., Kaucký, D., Bortnovsky, O., Sobalík, Z., Černý, R. Tailoring of the structure of Pt/WO3-ZrO2 catalyst for high activity in skeletal isomerization of C5-C6 paraffins under industrially relevant conditions. *Research on Chemical Intermediates*. Volume 41, Issue 12, 1 December 2015, Pages 9425-9437.

21. Graeme, S. Advanced Solutions for Paraffins Isomerization / S. Graeme, J. Ross //National Petrochemical & Refiners Association. - Annual Meeting. – March 21-23, 2004. – Marriott Rivercenter Hotel. – San Antonio.
22. Фирма Олкат : офиц. сайт. - режим доступа <http://www.olkat.ru>.
23. ОАО "НПП Нефтехим". <http://www.nefthim.ru>.
24. Silva-Rodrigo, R., Cruz-Domínguez, E.L., Angel, F.E.L.-D., Navarrete-Bolaños, J., García-Alamilla, R., Olivas-Sarabia, A., Melo-Banda, J.A., Cruz-Netro, L.C., Zamora-Ramírez, G., Castillo-Mares, A. Studies of sulphated mixed oxides (ZrO₂-SO₄-La₂O₃) in the isomerization of n-hexane. Catalysis Today. Volume 250, 15 July 2015, Pages 197-208.
25. Pinto, T., Arquillière, P., Niccolai, G.P., Lefebvre, F., Dufaud, V. The comparison of two classes of bifunctional SBA-15 supported platinum-heteropolyacid catalysts for the isomerization of n-hexane. New Journal of Chemistry. Volume 39, Issue 7, 1 July 2015, Pages 5300-5308.
26. А.Н. Шакур, М.Л. Федорова, Т.В. Карпенко. Новые проекты изомеризации по российским технологиям «Изомалк-2», «Изомалк-3», «Изомалк-4». Межд. научно-практическая конф. «Нефтегазопереработка - 2012», г. Уфа, 22-25.05.2012, 38-39.
27. А.Н. Шакур, Е.В. Демидова. Российская технология изомеризации «Изомалк-2» – лучшее технологическое решение для производства автобензинов Евро-4 и Евро-5. Нефть. Газ. Новации, 2010, 9, 44-46.
28. Кустов Л.М., Васина Т.В., Ксенофонтов В.А. // Рос. хим. журнал. – 2004. – Т. 48, № 6. – С. 13-35.
29. Игнатьев Н.В., Вельц-Бирман У., Вильнер Х. // Рос. хим. журнал. – 2004. – Т. 48, № 6. – С. 36.
30. Ибрагимов А.А., Рахимов М.Н. // Известия Томского политехнического университета. – 2013. – Т. 322, № 3. – С. 50.
31. Ибрагимов А.А., Газизова Э.Р., Рахимов М.Н., Бикулов А.З. Исследование влияния содержания нафтеновых углеводородов на реакцию изомеризации н-

- алканов в присутствии ионной жидкости // Технология нефти и газа. – 2013. – № 3 (86). – С. 18-24.
32. Ибрагимов А.А., Мешалкин В.П., Панчихина Л.А., Рахимов М.Н. Влияние разветвленных алканов на процесс изомеризации н-гексана в среде суперкислотной ионной жидкости // Известия высших учебных заведений. Серия: Химия и химическая технология. – 2013. – Т. 56, № 9. – С. 29-34.
33. Wasserscheid P., Keim W. *Angew. Chem., Int. Ed.*, 2000, v. 39, p. 3772
34. Welton T. *Chem. Rev.*, 1999, v. 99, p. 2071
35. Кустов Л.М., Васина М.В., Ксенофонов В.А. Ионные жидкости как каталитические среды. *Рос. хим. ж. (Ж. Рос. хим. об-ва им. Д.И. Менделеева)*, 2004, т. XLVIII, № 6, с. 13-35.
36. Ибрагимов А.А., Мешалкин В.П., Ягафарова Я.А., Шириязданов Р.Р., Давлетшин А.Р., Рахимов М.Н. Интенсификация 2,2 и 2,3 диметилбутанами процесса изомеризации н-гексана в среде ионной жидкости состава BMIM- Al_2Cl_7 // Известия высших учебных заведений. Серия: Химия и химическая технология. – 2013. – Т. 56, № 10. – С. 108-112.
37. Овчаров С.Н., Савенкова И.В. Платиносодержащие катализаторы облагораживания легких бензиновых фракций. *Вестник Астраханского государственного технического университета*. № 6 / 2005. С. 94-97.
38. Овчаров С.Н., Савенкова И.В. Комплексное облагораживание бензиновых фракций. *Вестник Астраханского государственного технического университета*. № 6 / 2007. С. 45-48.
39. Овчаров С. Н., Савенкова И. В. Перспективные пути переработки прямогонной бензиновой фракции НК-85 °С // *Вузовская наука – Северо-Кавказскому региону: Материалы VIII регион. науч.-техн. конф.* – Ставрополь: СевКавГТУ, 2004. – С. 177–178.
40. П.Н. Кузнецов, Л.И. Кузнецова, В.П. Твердохлебов, А.Л. Санников. Каталитическая изомеризация низкомолекулярных парафиновых углеводородов в производстве чистых высокооктановых бензинов// *Технологии нефти и газа*. – 2005. – № 3. – С. 20–31.

41. Марышев В.Б., Красий Б.Д., Моисеев В.М., Кузора Н.Е., Гурдин В.И. и др. Результаты промышленной эксплуатации катализатора РБ-44У в цилиндрической и шариковой форме с получением риформата с ИОЧ 96-98 // Сб. матер. 8-го Межд. форума ТЭК. — СПб, 2008. — С. 345-318.
42. Марышев В.Б., Красий Б.В. Современные отечественные катализаторы риформинга. Нефтехимия, 2007, том 47, № 4, с.1-7.
43. Крачилов Д.К., Тишкина О.Б., Ёлшин А.И., Кузора И.Е., Гурдин В.И. Анализ показателей работы российских и зарубежных катализаторов риформинга на отечественных нефтеперерабатывающих заводах. Нефтепереработка и нефтехимия, 3, 2012, с. 3-11.
44. Ишмурзин А.В., Минхайров М.Ф., Солодов П.А., Зайнуллов М.Р., Дорощук А.Б., Марышев В.Б., Осадченко А.И. Совершенствование технологии риформинга на установке ПЕТРОФАК Сургутского ЗСК. Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. 2007. № 11. С. 17-20.
45. Красий Б.В., Марышев В.Б., Кустова Т.С. О механической прочности катализаторов риформинга. Сравнение прочности катализаторов цилиндрической и сферической формы. Катализ в промышленности, 12, 2009.
46. Моисеев В.М., Кузора И.Е., Рыбаков Э.А., Гурдин В.И., Гутер В.В., Марышев В.Б., Можайко В.Н. Совершенствование отечественной технологии риформинга. Нефтепереработка и нефтехимия, 6, 2010, с.12-14.
47. Можайко В.Н., Красий Б.В. Отравление катализатора в головном реакторе риформинга. Нефтепереработка и нефтехимия, 3, 2009, с. 18-20.
48. Ишмурзин А.В., Дорощук А.Б., Яшин А.А., Марышев В.Б., Осадченко А.И. Особенности технологии и результаты модернизации процесса каталитического риформинга. Нефтепереработка и нефтехимия, 4, 2009, с. 35-37.
49. Ишмурзин А.В., Минхайров М.Ф., Солодов П.А., Софьин А.С., Вышенцев А.Ю., Марышев В.Б., Осадченко А.И. Об источниках образования бензола при ужесточении процесса риформинга. Мир нефтепродуктов. ВНК, 2008, № 1.

50. Козлова Е.Г., Емельянов Ю.И., Красий Б.В., Марышев В.Б., Сорокин И.И. Новые промышленные катализаторы риформинга для получения бензина с октановым числом (ИОЧ) 96-98. Катализ в промышленности, № 6, 2003, с.13-15.
51. А.В. Ишмурзин, М.Ф.Минхайров, В.А.Першин, А.С.Софьин, А.Ю. Вышенцев, В.Б.Марышев, А.И.Осадченко. Риформинг бензинов на платиноэрионитном катализаторе. Нефтепереработка и нефтехимия, 12, 2007, с. 10-12.
52. Резниченко И.Д., Целютина М.И., Посохова О.М., Бочаров А.П., Марышев В.Б., Красий Б.В. Опыт промышленной эксплуатации катализаторов риформинга производства ОАО "АЗК и ОС". Катализ в промышленности, 1, 2009, с. 57-62.
53. Белоусова Ю.С., Белоусов А.Е., Осадченко А.И., Ясьян Ю.П. Использование прямогонной бензиновой фракции в процессе производства высокооктанового автомобильного бензина. Нефтепереработка и нефтехимия, 3, 2009, с. 10-13.
54. А.Н. Шакун, М.Л. Федорова. Российские катализаторы и технологии для производства высококачественных автомобильных бензинов. I Санкт-Петербургский форум «Инновационные технологии в области получения и применения горючих и смазочных материалов», г. Санкт-Петербург, 24-25.09.2013.
55. А.Н. Шакун. Инновационные технологии изомеризации C5-C6-фракций «Изомалк-2», C7-фракции «Изомалк-4», н-бутана «Изомалк-3». Промышленный опыт применения. XVII Всероссийское межотрасл. совещание «Газопереработка и газохимия, инновации, технологии, эффективность», г. Геленджик, 24-28.09.2013.
56. Шахназаров А.Р. Основные итоги работы нефтеперерабатывающей промышленности России в 2005 году/ Сборник материалов 6-го международного форума «Топливо-экономический комплекс России». Санкт-Петербург, 11-13 апреля 2006 г. – С. 81-183.
57. Мириманян А.А., Вихман А.Г., Мкртычев А.А. Промышленный опыт работы установок изомеризации пентан-гексановой фракции. Нефтепереработка и

- нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. 2006. № 4. С. 22-31.
58. Мириманян А.А., Вихман А.Г., Марышев В.Б., Боруцкий П.Н., Можайко В.Н. Анализ вариантов снижения доли бензола в риформатах. Мир нефтепродуктов, 2006, № 5, с. 26-27.
59. Марышев В.Б., Можайко В.Н., Сорокин И.И. Удаление бензола из продуктов риформинга. Катализатор и процесс гидроизомеризации бензола. Нефтепереработка и нефтехимия, 2005, № 9, с. 9-10.
60. Мириманян А.А., Вихман А.Г., Боруцкий П.Н. О повышении качества изокомпонентов для производства перспективных автобензинов. Нефтепереработка и нефтехимия, 2007, № 7, с. 5-14.
61. Мириманян А.А., Вихман А.Г., Мкртычев А.А., Марышев В.Б., Боруцкий П.Н., Можайко В.Н. О снижении содержания бензола в бензинах и риформатах. Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. 2006. № 8. С. 11-14.
62. Пельменёва А.А., Калинин Е.А. Потенциал инновационного развития нефтеперерабатывающей отрасли. Управление инновациями: теория, методология и практика Сборник материалов международного научного симпозиума. под редакцией Н.М. Чикишевой. Киров, 2014. С. 76-88.
63. Armor J.N. New catalytic technology commercialized in the USA during the 1990S. Applied Catalysis A: General. 2001. Т. 222. № 1-2. С. 407-426.
64. Обзор инновационных процессов нефтепереработки. Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. 2009. № 1. С. 42-43.
65. Сорокин И.И., Боруцкий П.Н., Вихман А.Г., Мириманян А.А., Яковлев А.А. Комбинированная установка для производства автомобильных топлив перспективного качества на малых НПЗ. Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. 2007. № 11. С. 8-12.
66. Kazakov, M.O., Lavrenov, A.V., Duplyakin, V.K. Hydroisomerization of benzene-containing gasoline fractions on Pt/-ZrO₂-Al₂O₃ Catalyst: Conversion of model and real feedstocks. Catalysis in Industry. Volume 5, Issue 3, July 2013, Pages 209-215.

67. Kazakov, M.O., Lavrenov, A.V., Belskaya, O.B., Danilova, I.G., Arbuzov, A.B., Gulyaeva, T.I., Drozdov, V.A., Duplyakin, V.K. Hydroisomerization of benzene-containing gasoline fractions on a Pt/SO₄ 2--ZrO₂-Al₂O₃ catalyst: III. The hydrogenating properties of the catalyst. *Kinetics and Catalysis*. Volume 53, Issue 1, February 2012, Pages 101-106.
68. Kazakov, M.O., Lavrenov, A.V., Danilova, I.G., Belskaya, O.B., Duplyakin, V.K. Hydroisomerization of benzene-containing gasoline fractions on a Pt/SO₄ 2--ZrO₂-Al₂O₃ catalyst: II. Effect of chemical composition on acidic and hydrogenating and the occurrence of model isomerization reactions. *Kinetics and Catalysis*. Volume 52, Issue 4, July 2011, Pages 573-578.
69. Kazakov, M.O., Lavrenov, A.V., Mikhailova, M.S., Allert, N.A., Gulyaeva, T.I., Muromtsev, I.V., Drozdov, V.A., Duplyakin, V.K. Hydroisomerization of benzene-containing gasoline fractions on a Pt/-ZrO₂-Al₂O₃ catalyst: I. Effect of chemical composition on the phase state and texture characteristics of -ZrO₂-Al₂O₃ supports. *Kinetics and Catalysis*. Volume 51, Issue 3, June 2010, Pages 438-443.
70. Benitez, V.M., Grau, J.M., Yori, J.C., Pieck, C.L., Vera, C.R. Hydroisomerization of benzene-containing paraffinic feedstocks over Pt/WO₃-ZrO₂ catalysts. *Energy and Fuels*, 20 (5), pp. 1791-1798.
71. Kazakov, M.O., Lavrenov, A.V., Duplyakin, V.K. Hydroisomerization of benzene-containing gasoline fractions on Pt/-ZrO 2- 4Al₂O₃ Catalyst: Conversion of model and real feedstocks. *Catalysis in Industry*. Volume 5, Issue 3, July 2013, Pages 209-215.
72. Tsai, K.-Y., Wang, I., Tsai, T.-C. Zeolite supported platinum catalysts for benzene hydrogenation and naphthene isomerization. *Catalysis Today*, 166 (1), pp. 73-78.
73. Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Институт проблем переработки углеводородов Сибирского отделения Российской академии наук. <http://www.xn--h1aoaq.xn--p1ai>
74. Казаков М.О., Лавренов А.В., Дуплякин В.К. Гидроизомеризация бензолсодержащих бензиновых фракций на катализаторе Pt/SO₄2—ZrO₂—

- Al₂O₃. Превращения модельного и реального сырья. Катализ в промышленности. 2013;(3):15-21.
75. Ишмурзин А.В., Минхайров М.Ф., Солодов П.А., Софьин А.С., Вышенцев А.Ю., Марышев В.Б., Осадченко А.И. Об источниках образования бензола при ужесточении процесса риформинга. Мир нефтепродуктов. ВНК, 2008, № 1.
76. Белоусова Ю.С., Белоусов А.Е., Осадченко А.И., Ясьян Ю.П. Использование прямогонной бензиновой фракции в процессе производства высокооктанового автомобильного бензина. Нефтепереработка и нефтехимия, 3, 2009, с. 10-13.
77. Крачилов Д.К., Тишкина О.Б., Ёлшин А.И., Кузора И.Е., Гурдин В.И. Анализ показателей работы российских и зарубежных катализаторов риформинга на отечественных нефтеперерабатывающих заводах. Нефтепереработка и нефтехимия, 3, 2012, с. 3-11.
78. Марышев В.Б., Осадченко А.И., Белоусов А.Е., Вышенцев А.Ю., Иванов С.Л. Опыт длительной промышленной эксплуатации цеолитсодержащих катализаторов риформинга. Нефтепереработка и нефтехимия, 2014, №10, с. 29-32.
79. Кравцов А.В., Иванчина Э.Д., Костенко А.В., Шарова Е.С., Фалеев С.А. Анализ эффективности эксплуатации платиносодержащих катализаторов процесса риформинга бензинов с использованием компьютерной моделирующей системы // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2009. - № 11. – с. 18 – 23.
80. Chekantsev, N.V.; Gyngazova, M.S.; Ivanchina, E.D Mathematical modeling of light naphtha (C5, C6) isomerization process. Chem. Eng. J., 2014, 238 () 120-128.
81. Kirgina M.V., Ivanchina E.D., Dolganov I.M., Chekantsev N.V., Kravtsov A.V., Fu F. Computer Program for Optimizing Compounding of High-Octane Gasoline // Chemistry and Technology of Fuels and Oils – 2014. – Vol. 1. – P. 12-18.
82. Конституция Российской Федерации [Электронный ресурс]. - Режим доступа [www. URL: http://www.consultant.ru/popular/cons](http://www.consultant.ru/popular/cons)
83. Кодекс об административных нарушениях.
84. Уголовный кодекс РФ.

85. Трудовой кодекс Российской Федерации" от 30.12.2001 N 197-ФЗ
86. Генеральное соглашение между общероссийскими объединениями профсоюзов, общероссийскими объединениями работодателей и Правительством Российской Федерации на 2014 - 2016 годы от 25 декабря 2013 г.
87. ГОСТ 12.1.007-76. ССБТ. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности (с Изменениями № 1, 2).
88. ГОСТ 12.1.005-88 ССБТ. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны (с Изменением № 1).
89. Постановление Министерства труда и социального развития РФ № 67 от 26.12.97 г.
90. СанПиН 2.2.4.584-96. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений. Санитарные правила и нормы.
91. ГОСТ 12.1.003-83. Шум. Общие требования безопасности.
92. СН 2.2.4/2.1.8.566-96 Производственная вибрация, вибрация в помещениях жилых и общественных зданий. Санитарные нормы.
93. СанПиН 2.2.1/2.1.1.1278–03. Гигиенические требования к естественному, искусственному и совмещенному освещению жилых и общественных зданий.
94. СанПиН 2.2.2/2.4.1340-03. Гигиенические требования к персональным электронно-вычислительным машинам и организации работы.
95. ГОСТ 12.1.002–84. Электрические поля промышленной частоты. Допустимые уровни и требования к проведению контроля на рабочем месте.
96. ГОСТ Р 22.0.01-94. Безопасность в чрезвычайных ситуациях.
97. ГОСТ 12.0.004-90. Организация обучения безопасности труда
98. Федеральный закон № 426-ФЗ от 28.12.2013 г.
99. Федеральный закон № 421-ФЗ от 28.12.2013 г.
100. Федеральный закон № 123-ФЗ от 22.07.2008 г. «Технический регламент о требованиях пожарной безопасности» (с изменениями на 13 июля 2015 года);
101. Приказ Минздравсоцразвития России № 302н от 12.04.11 г.
102. Приказ Минздравсоцразвития России № 45н от 16.02.2009 г.

Приложение А

Раздел 1 Обзор литературы

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ41	Смольянова Юлия Аркадьевна		

Консультант кафедры ХТТ и ХК

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

Консультант-лингвист кафедры ИЯПР

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

1. Russian and foreign companies experience to increase the efficiency of isomerization process of pentane-hexane fraction

1.1 Upgrading technology of isomerization process of pentane-hexane fraction

As a result of reformulated gasoline legislation for benzene reduction, a variation of isomerization process of pentane-hexane fractions is being used to saturate all the benzene in the LSR cut and boost the octane of this gasoline fraction.

Paraffin isomerization to upgrade the octane of light-naphtha streams has been known to the refining industry for many years and has gained importance since the onset of the worldwide reduction in the use of lead antiknock compounds [1-3].

Refiners with idle hydroprocessing equipment, such as old catalytic reformers or hydrodesulfurization units, can consider converting this equipment to a UOP Once-Through (O-T) Zeolitic Isomerization process (formerly known as the Shell Hysomer process). The process scheme is similar to that of a simple hydrotreater, as shown in Fig. 1.1.1, and conversions can be accomplished quickly and at low cost. With O-T Zeolitic Isomerization, a 10 to 12 octane-number increase for the C5–71°C (160°F) light naphtha can be achieved [1, 4, 5].

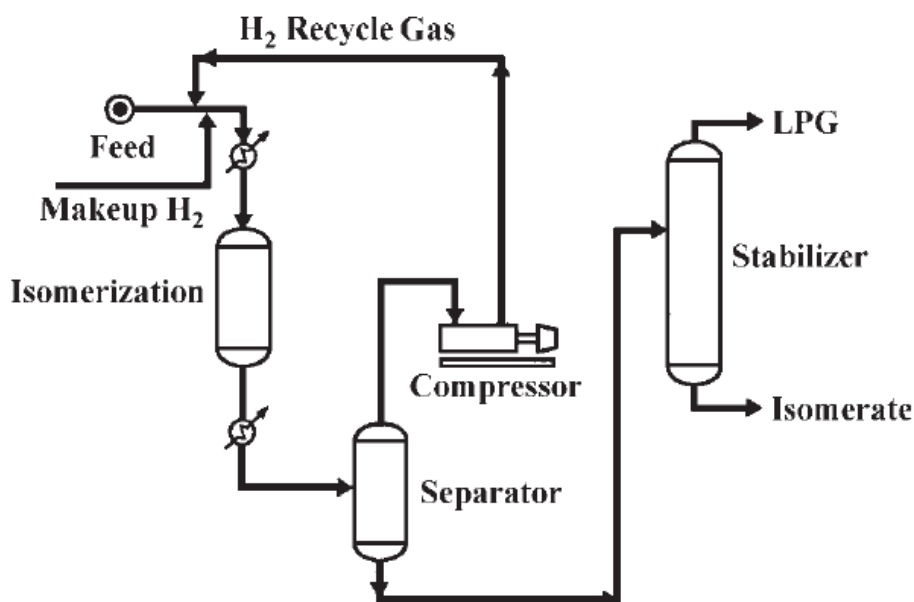


Figure 1.1.1 – UOP O-T Zeolitic Isomerization process

UOP company also conducts upgrading and development of other technologies isomerization process. For example, The UOP's Penex process is specifically designed for the catalytic isomerization of pentane, hexanes, and mixtures thereof.

An improved version of these third-generation catalysts is used in the Penex process (Fig. 1.1.2). Paraffin isomerization is most effectively catalyzed by a dual-function catalyst containing a noble metal and an acid function. The reaction is believed to proceed through an olefin intermediate that is formed by the dehydrogenation of the paraffin on the metal site.

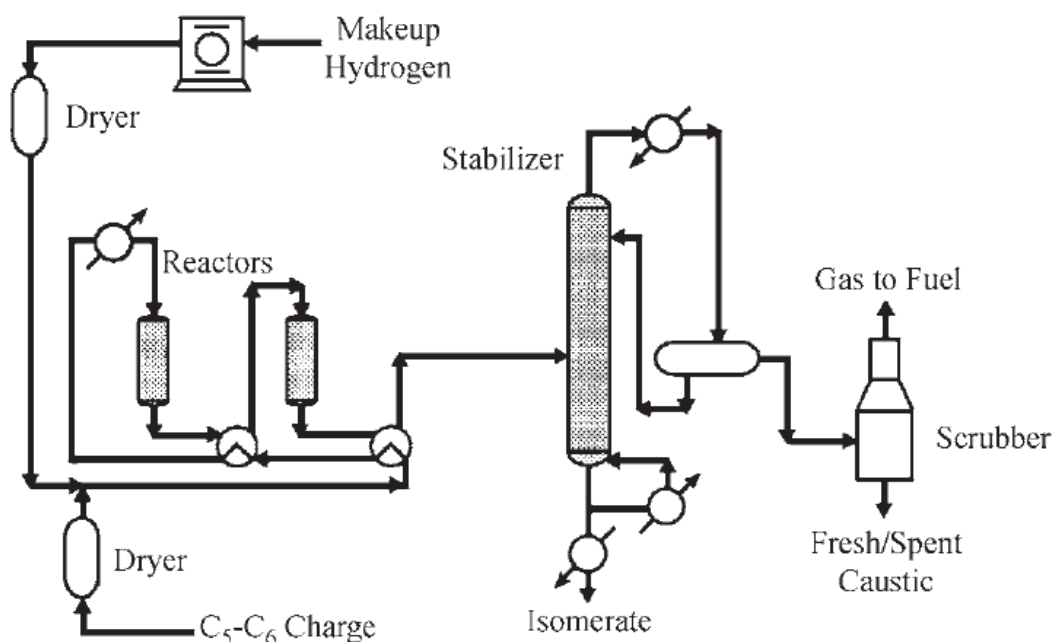


Figure 1.1.2 – UOP Penex process

To improve the efficiency of Penex process UOP company has developed several modification of technological equipment of process [1, 2, 6]:

- with recycle of n-hexane and methylpentanes (separation in deisohexanizer).

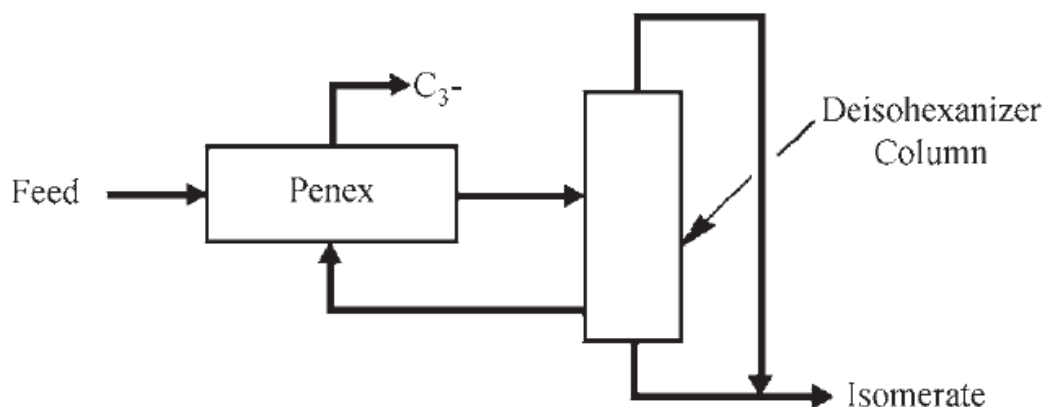


Figure 1.1.3 – MeC₅ and n-C₆ recycle option

The stabilizer bottoms can be separated into normal and isoparaffin components by fractionation or molecular-sieve separation or a combination of the two methods to obtain recycle of the normal paraffins and low-octane methylpentanes (Fig. 1.1.3).

- with recycle of n-pentane and n-hexane (separation with molecular sieves).

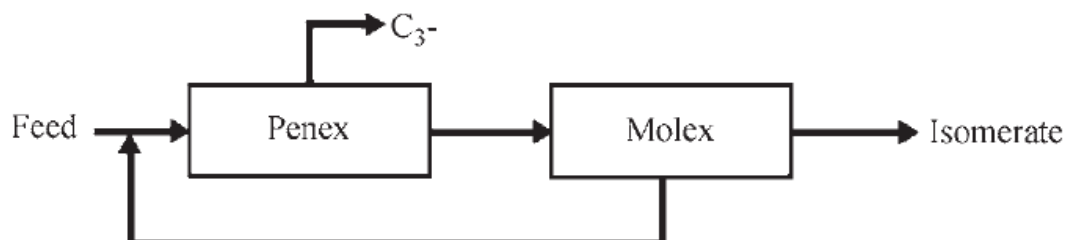


Figure 1.1.4 – n-C₅ and n-C₆ recycle via UOP Molex option

An efficient recycle operation is obtained by combining the Penex process with UOP's Molex process, which uses molecular sieves to separate the stabilized Penex product into a high-octane isoparaffin stream and a low-octane normal paraffin stream (Fig. 1.1.4). In this system, fresh feed together with the recovered low-octane normal paraffin stream is charged to the Penex unit. The isomerized product is denormalized in the Molex unit and recovered for gasoline blending [6].

- with recycle of n-pentane, n-hexane and methylpentanes (separation with molecular sieves and deisohexanizer).

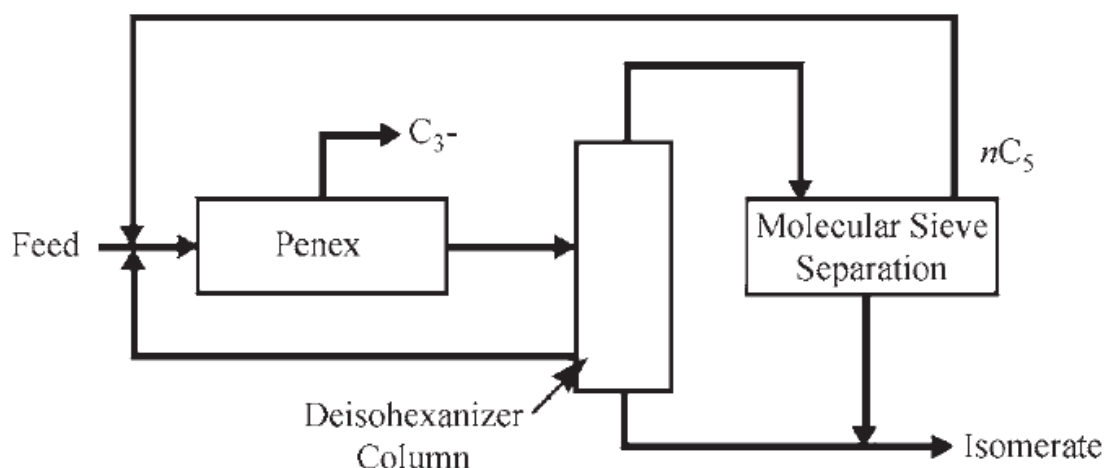


Figure 1.1.5 – n -C₅, n -C₆ and MeC₅ recycle option

The least capital-intensive recycle flow scheme is achieved by combining the Penex process with a deisohexanizer column (Fig. 1.1.5). The deisohexanizer column concentrates the low octane methylpentanes into the sidecut stream. This sidecut stream combines with the fresh feed before entering the Penex reactor. The deisohexanizer column overhead, which is primarily isopentane, 2,2-dimethylbutane, and 2,3-dimethylbutane, is recovered for gasoline blending. A small bottoms drag stream, consisting of C₆ naphthenes and C₇'s, is also removed from the deisohexanizer column and used for gasoline blending or as reformer feed.

With the commercialization of the UOP Par-Isom process, the refiner has another option for light paraffin isomerization. The key to this new process is the LPI-100 catalyst, an innovative, high-performance sulfated metal oxide catalyst with activity approaching that of chlorided alumina catalysts, but with the benefit of being both robust and regenerable. The basic formulation for LPI-100 catalyst was originally developed by Cosmo Research Institute and Mitsubishi Heavy Industries in Japan. With the UOP Par-Isom process, an LSR feedstock can be upgraded to 79 to 82 RONC [1, 6, 7].

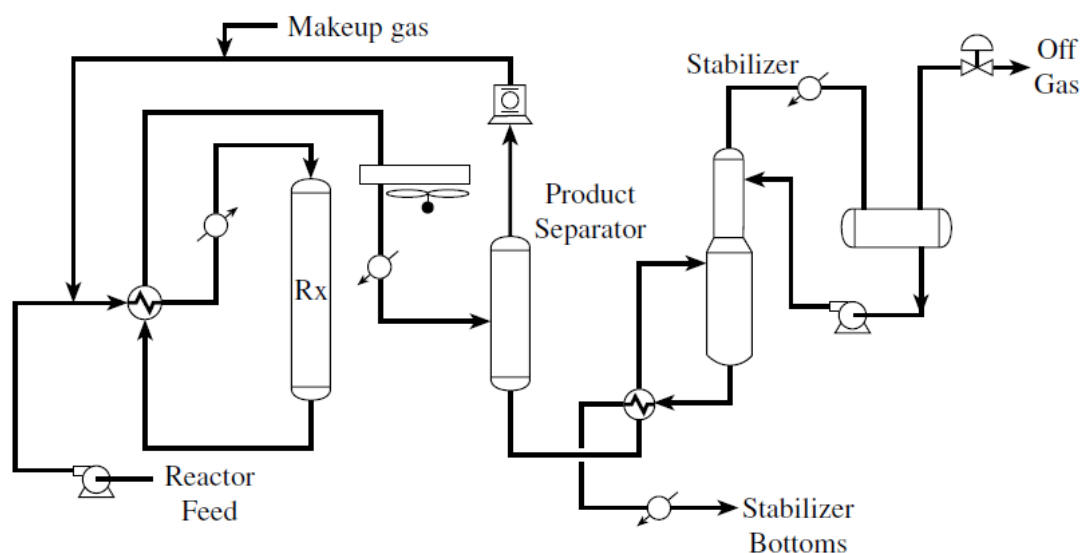


Figure 1.1.6 – UOP Par-Isom process

Pentane-hexane fractions isomerization technology Isomalk-2 is a unique Russian development in the sphere of light naphtha isomerization. The technology efficiency is proved on 10 commercial units. The process was first implemented in 2003 on a converted reforming unit at JSC Ufaneftkhim. Designing and construction of Isomalk-2 units in Russia and other countries are in progress.

Specific feature of the technology is application of SI-2 catalyst, which ensures process behavior in low temperature area of 120-180°C, which is thermodynamically favorable for isomerization of paraffin hydrocarbons, and possesses increased tolerance to catalytic poisons — water, sulfur, nitrogen.

SI-2 catalyst restores its activity in short-term water skip-ups up to 100 ppm and sulfur up to 5 ppm [8].

Concerning the basic specifications of SI-2 catalyst, Isomalk-2 technology involves pre-treatment of feed, but unlike chlorinated catalysts, it does not require special adsorptive treatment of hydrogenate to remove sulfur, nitrogen, and water impurities. Necessary requirements of impurities content are met by simple hydrotreatment and stripping of unstable hydrogenate. Reactor section of Isomalk-2 involves one or two reactors with cooling the reactor effluent in a heat exchanger. If one reactor is used, cool hydrogen gas quench is necessary at the second catalyst bed inlet.

Necessity of cooling the reactor effluent is not so much due to exothermic nature of isomerization reactions, but rather because of significant exothermicity of benzene saturation in feed. Therefore, unit process flow diagram depends on feed composition. Isomalk-2 technology allows processing pentane-hexane fractions, containing considerable amounts of benzene (up to 5-8 %) and C_7 hydrocarbons – up to 10%. However, specific process solutions are to be applied in such cases [8].

1.2 Technological organization of isomerization process of pentane-hexane fraction

To improve the quality of a stable isomerizate installation of gasolines isomerization can include various set of blocks [8].

“Once-through” scheme is notable for the least capital and operating costs (Fig. 1.2.1). This scheme makes it possible to produce isocomponent with RON 81 – 85, depending on feed composition, and yield of at least 98 wt. %.

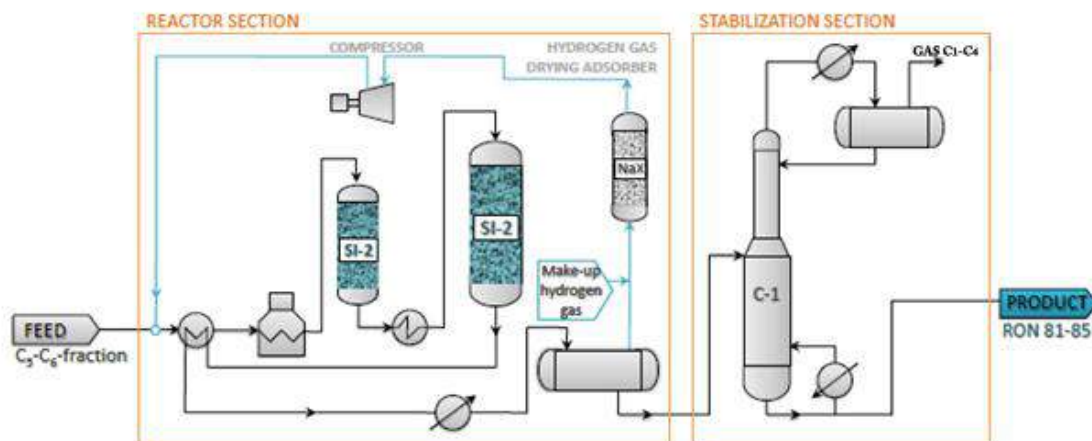


Figure 1.2.1 – “Once-through” scheme

“Once-through” process was implemented on 3 commercial units: JSC Ufaneftekhim (from 2003 till 2008), JSC Ryazan Oil Refining Company, and KINEF Ltd. (from 2005 till present time).

N-pentane recycle (DIP+DP) scheme is used for feed containing 50-70% of pentanes (Fig. 1.2.2). Due to n-pentane recycle, the octane number of the

isocomponent can be raised up to 86-88 RON, the isocomponent yield is not less than 98 wt. %. The scheme makes it possible to separate isopentane cut in the amount, which corresponds to pentanes content in isomerization unit feed.

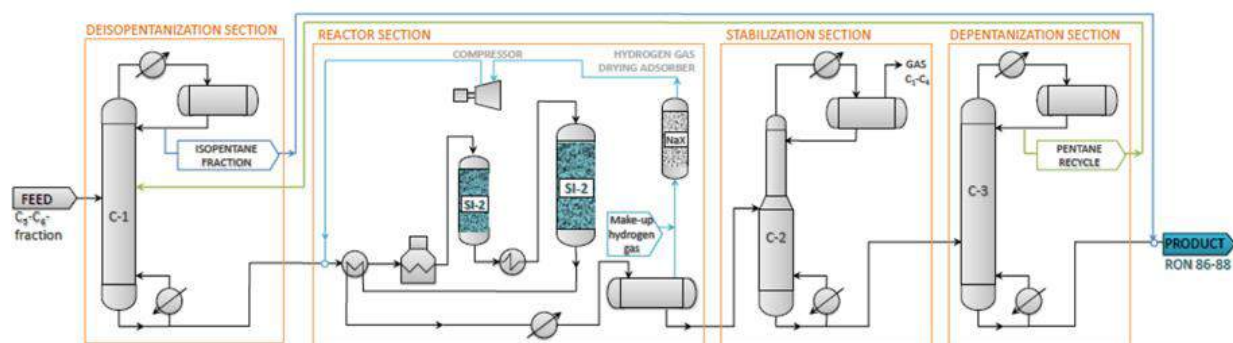


Figure 1.2.2 – N-pentane recycle (DIP+DP) scheme

Process with n-pentane recycle was implemented in PJSC LINIK (Ukraine) and operated at gasoline isocomponent production mode since 2005 till 2011, when the unit was further equipped with deisohexanization column.

Recycle of low-branched hexanes (DIH) scheme increasing octane number of the produced isocomponent due to recycle of low-branched hexanes back to reactor section feed (Fig. 1.2.3). In comparison with "once-through-run" scheme, this scheme includes additional deisohexanization column (DIH) and provides isocomponent with 87-88 RON. Installation of Deisohexanizer is optimum technical solution for processing of feed, containing 50-70% of hexanes and with high content C7+ hydrocarbons and benzene.

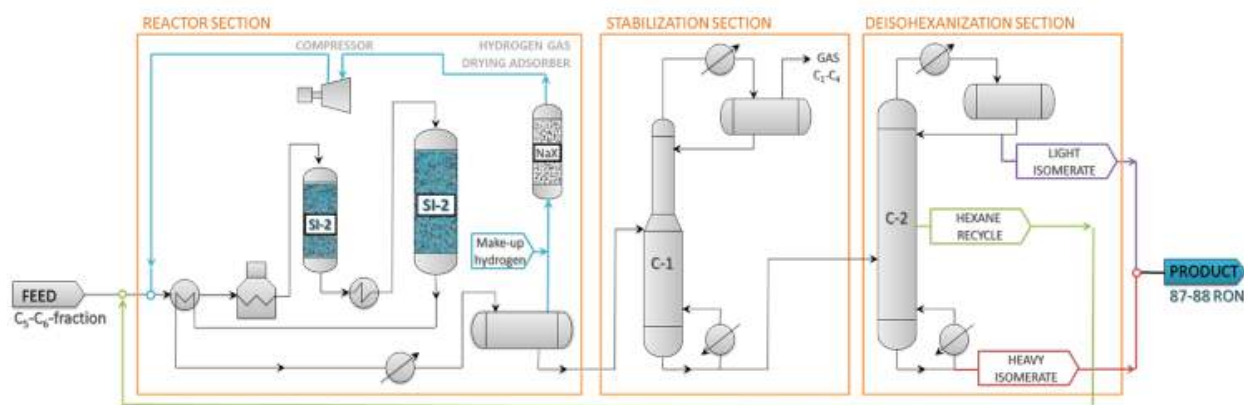


Figure 1.2.3 – Recycle of low-branched hexanes (DIH) scheme

Technology with recycle hexanes scheme has been applied in JSC Ufaneftekhim (2008-2012), JSC Ufa Refinery (since 2008 till present time), JSC NOVOIL (since 2009 till present time). This scheme was also selected for implementation on former reforming unit of LUKOIL-Volgogradneftepererabotka, Ltd. (designing is in progress) and small scale refineries JSC Rosneft-Purneftepererabotka and TPP Kogalymneftegaz JSC LUKOIL-West Siberia.

Feed deisopentanization and low-branched hexanes recycle (DIP+DIH) scheme (Fig. 1.2.4). Further equipping of isomerization unit scheme with feed deisopentanization (DIP) column allows decreasing load on reactor section and increasing pentane isomerization depth. This option is considered to be one of the most optimal technical solutions.

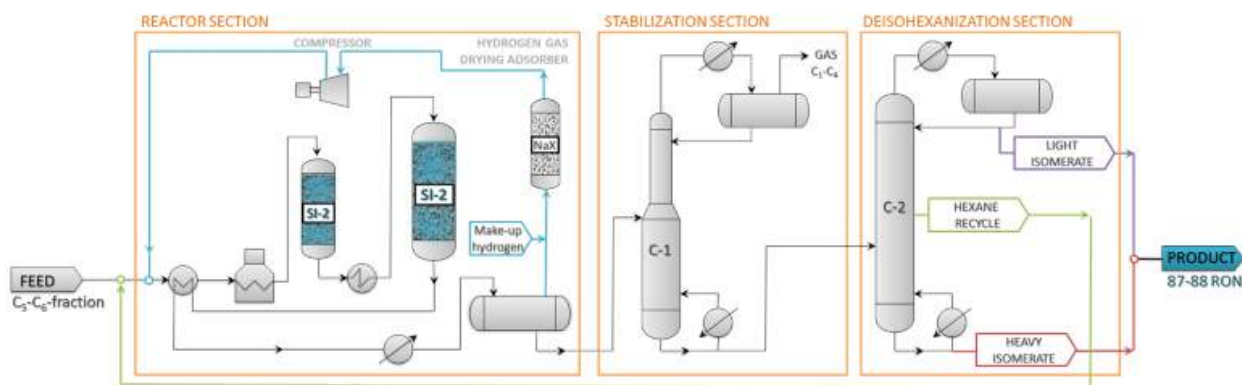


Figure 1.2.4 – Feed deisopentanization and low-branched hexanes recycle (DIP+DIH) scheme

This scheme is applied at PJSC LINIK (since 2011), S.C. Petrotel-Lukoil S.A. (since 2006), JSC Slavneft-YANOS (since 2011), large scale unit is practically constructed in JSC Ryazan Oil Refining Company.

N-pentane and low-branched hexanes recycle (DIP+DP+DIH) scheme allows maximum usage of isomerization technology capabilities in pentane-hexane fractions isomerization (Fig. 1.2.5). Isocomponent octane number (91-92) is achieved due to n-pentane and hexanes recycle. In spite of high capital and operating costs, implementation of naphtha isomerization technology under this scheme has become

an optimal option for refineries in Omsk and Saratov in conditions of necessity of motor gasoline production meeting Euro-3 and Euro-4 standards.

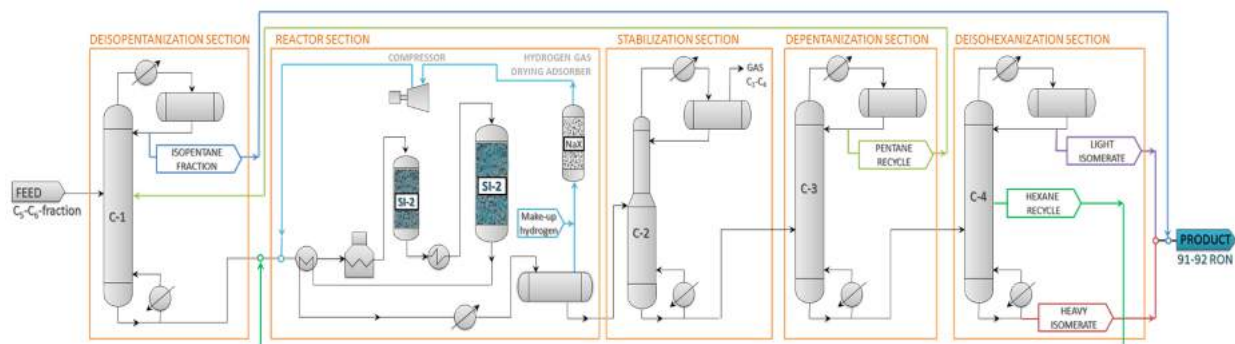


Figure 1.2.5 – N-pentane and low-branched hexanes recycle (DIP+DP+DIH) scheme

N-pentane and low-branched hexanes recycle (DIP+SuperDIH) scheme allows decreasing capital and operating costs due to stable isomerate separation in one column instead of two (Fig. 1.2.6). Isocomponent octane number achieves 90.5-91.5 RON. Besides, this scheme saves space occupied by the unit [8].

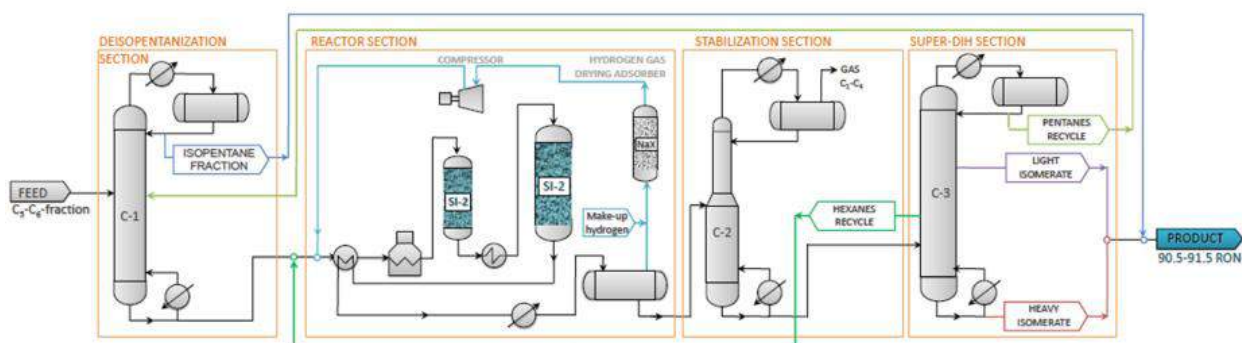


Figure 1.2.6 – N-pentane and low-branched hexanes recycle (DIP+SuperDIH) scheme

2. Combined Processing of Wide Naphtha IBP-180°C

2.1 Developments of JSC SIE Neftehim

Modern motor gasoline standards set new requirements to wide naphtha processing technologies. Analysis of existing naphtha processing scheme at operating refineries is represented below [8].

The most common wide naphtha processing scheme on a refinery is naphtha separation into feed of pentane-hexane fraction isomerization and reforming feed (Fig. 2.1.1). The main disadvantages of such scheme are:

- high content of benzene in autocomponent (1.4-1.8 %);
- high content of aromatic hydrocarbons (42-44 %);
- yield of total catalyzate per feed is no more than 85-86 %.

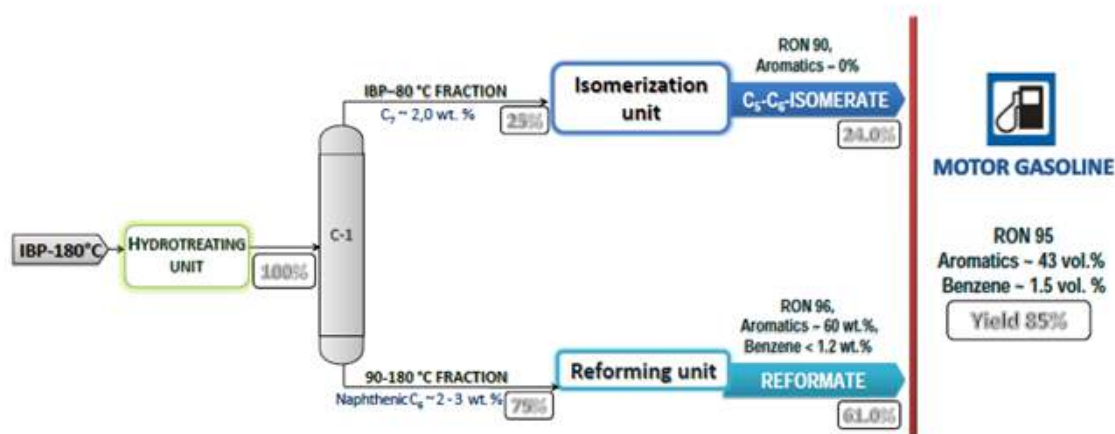


Figure 2.1.1 – Conventional processing scheme of wide naphtha fraction

IBP-180 °C

In order to meet modern requirements to benzene content of < 1 % and aromatics of < 35 % in commercial motor gasoline, it is necessary to add large amounts of high octane non-aromatic additives (MTBE, alkylate). Nowadays EURO-4 and EURO-5 motor gasoline is produced according to such technology. However, due to the limited amount of high-octane non-aromatic autocomponents, motor gasoline production according to EURO-4 and EURO-5 standards, as a rule, doesn't exceed 40-50 % from all the range and in a number of cases it is considerably less.

In the research carried out in JSC SIE Neftehim, it has been concluded that production efficiency of high-octane motor gasoline according to EURO-4 and EURO-5 standards considerably increases with recovery of C7-fraction (70-105°C) and directing it not to reforming, but to the isomerization unit.

C7-fraction isomerization technology developed by JSC SIE Neftehim is named Isomalk-4. This technology has passed experimental and pilot testing and has no analogues in the world.

The unique SI-4 catalyst, which provides proceeding selective process of heptanes isomerization at temperatures of 160-200 °C, is put in basis of the Isomalk-4 technology. The catalyst doesn't require supply of additional reagents and possesses high stability and catalytic poisons resistance. SI-4 catalyst specifications are presented in Table 2.1.1 [8].

Table 2.1.1 – SI-4 catalyst specifications

Shape	extrudate
Extrudate diameter	2.5±0.30 mm
Bulk density	1.000-1.200 g/cm ³
Catalyst crushing strength	no less than 8.0 N/mm
Platinum content	0.25 %
Pressure	1.0-2.0 MPa
Space velocity	1.5-2.0 hour ⁻¹
H ₂ :HC molar ratio	1.0-2.0:1.0
Regeneration type	air-gas, in reactor
Service cycle	2-3 years
Service life	8-10 years
RON	83-85
Isomerate yield, wt. %	92-95
Aromatic hydrocarbons content in product	0 wt. %



TU 2177-016-04706197-2012
The catalyst is produced at the catalyst factory
CJSC Promcatalys, Russia
Supplier – JSC SIE Neftehim

Isomalk-4 technology for heptane fraction (70-105 °C fraction) isomerization has equipment similar to the traditional scheme of Isomalk-2, Figure 2.1.2. The low-branched heptanes recycle scheme allows producing isomerate with 83-85 RON.

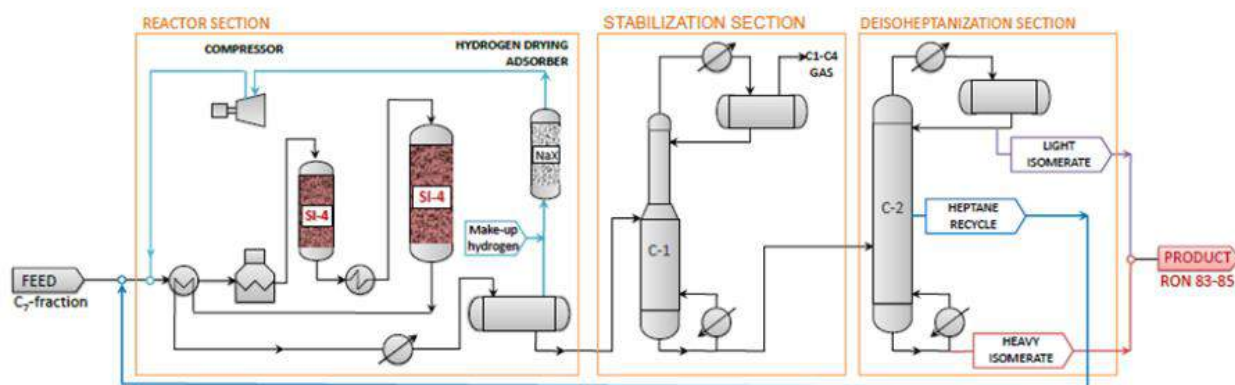


Figure 2.1.2 – Isomalk-4 technology scheme

Isomalk-4 heptane fraction isomerization technology doesn't require special licensed equipment, special feed pre-treatment solutions (feed pre-treatment is carried out in standard hydrotreatment section) and can be implemented by both grass root and revamping of existing facilities of semi-regenerative reforming / isomerization.

JSC SIE Neftehim offers technologies proved via commercial and semi-commercial testing, which make it possible to minimize application of additional expensive non-aromatic components in EURO-5 gasoline production and enhance yield of commercial products.

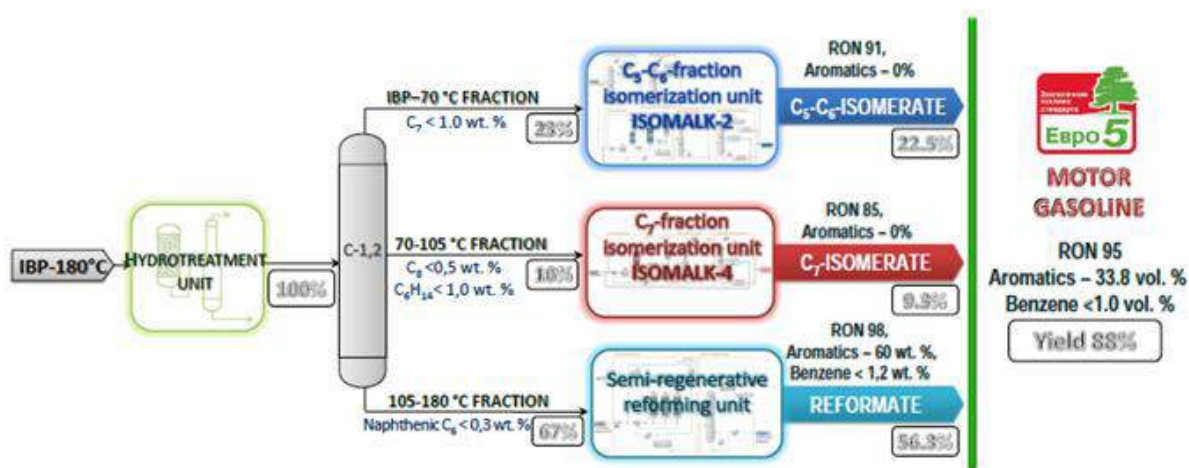


Figure 2.1.3 – Complex wide naphtha processing scheme under JSC SIE Neftehim technology

The main specific feature of the technology is C7-fraction recovery and its isomerization on a separate unit under the technology developed by JSC SIE Neftehim (Fig. 2.1.3).

Involvement of C7 – fraction into isomerization processing scheme allows:

- ensuring the guaranteed benzene content of less than 1 vol. % and decreasing the content of aromatics till 35 %;
- ensuring effective operation of IBP-70°C fraction isomerization catalyst due to decrease of C₇₊ hydrocarbons in feed;
- enhancing catalyst service cycle, yield, and octane number on reforming unit;
- increasing the yield of commercial motor gasoline due to higher selectivity of C₇-fraction isomerization process as compared to reforming.

Thanks to the new integrated wide naphtha processing scheme, EURO-5 requirements are met by compounding only isocomponents and reformate, which significantly decreases costs for obtaining high-octane non-aromatic autocomponents.

3 Ways to reduce the benzene content in the reformat

The introduction of reformulated gasoline with mandated limits on benzene content has caused many refiners to take steps to reduce the benzene in their gasoline products. The major source of benzene in most refineries is the catalytic reformer. Reformate typically contributes 50 to 75 percent of the benzene in the gasoline pool.

The two basic approaches to benzene reduction involve prefractionation of the benzene and benzene precursors in a naphtha splitter before reforming, postfractionation in a reformate splitter of the benzene after it is formed, or a combination of the two (Fig. 3.1). The benzene-rich stream must then be treated to eliminate the benzene by using extraction, alkylation, isomerization, or saturation (Figs. 3.2 and 3.3) [1].

If the refiner has an available benzene market, the benzene-rich stream can be sent to an extraction unit to produce petrochemical-grade benzene. Alkylation of the benzene may also be an attractive option if propylene is available, as in a fluid catalytic cracking (FCC) refinery. An isomerization unit saturates the benzene and also increases the octane of the stream by isomerizing the paraffins to a higher-octane mixture. Saturation in a stand-alone unit is a simple, low-cost option.

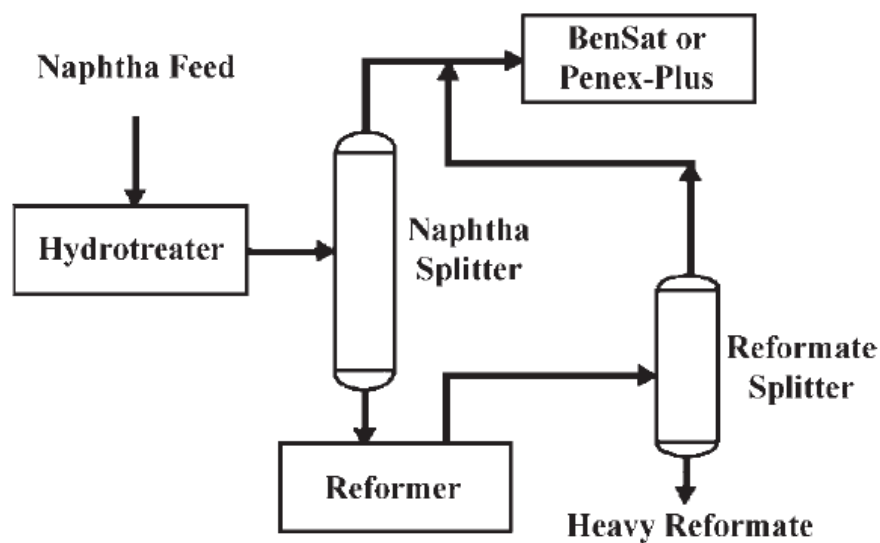


Figure 3.1 – Fractionation for benzene reduction

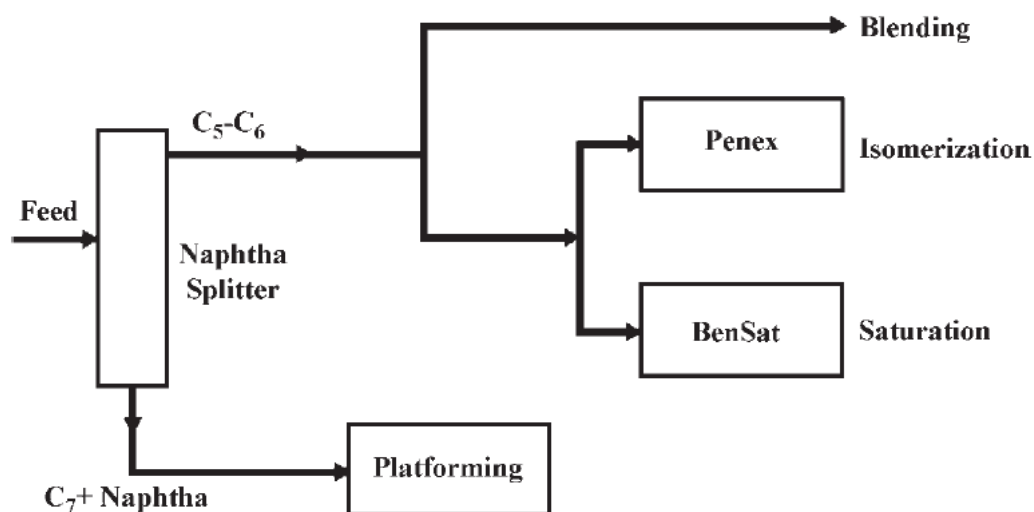


Figure 3.2 – Prefractionation options

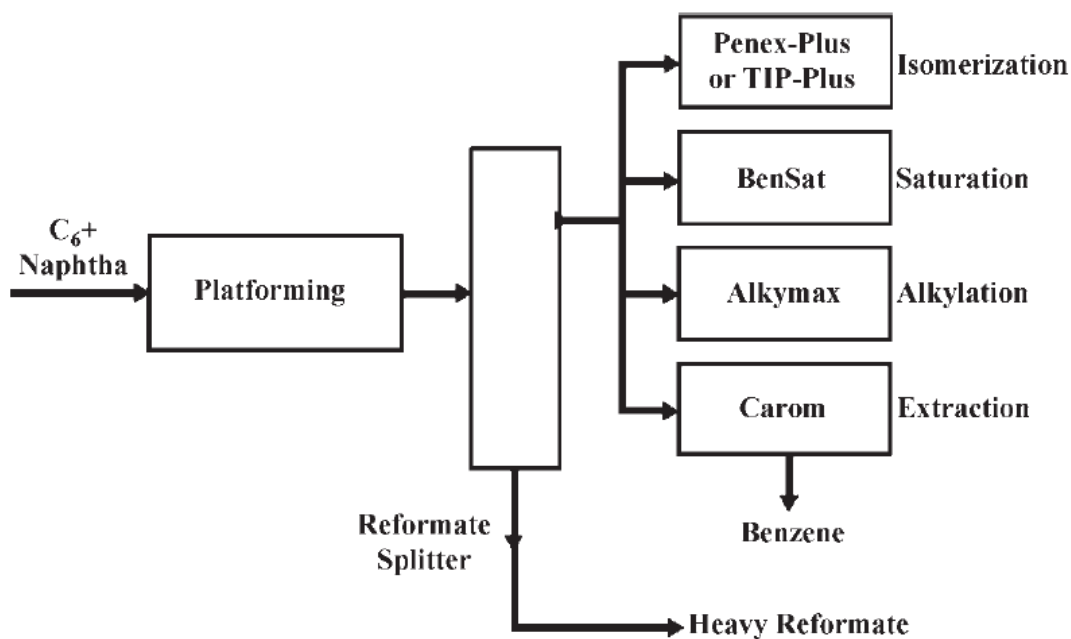


Figure 3.3 – Postfractionation options

The UOP BenSat process was developed to treat C₅-C₆ feedstocks with high benzene levels. Because almost all the benzene is saturated to cyclohexane over a fixed bed of catalyst, no measurable side reactions take place. Process conditions are moderate, and only a slight excess of hydrogen above the stoichiometric level is required. The high heat of reaction associated with benzene saturation is carefully

managed to control the temperature rise across the reactor. Product yield is greater than 100 liquid volume percent (LV %), given the volumetric expansion associated with saturating benzene and the lack of any yield losses from cracking to light ends [1].

The product has a lower octane than the feed as a result of the conversion of the highoctane benzene into lower-octane cyclohexane. However, the octane can be increased by further processing the BenSat product in an isomerization unit, such as a UOP Penex unit.

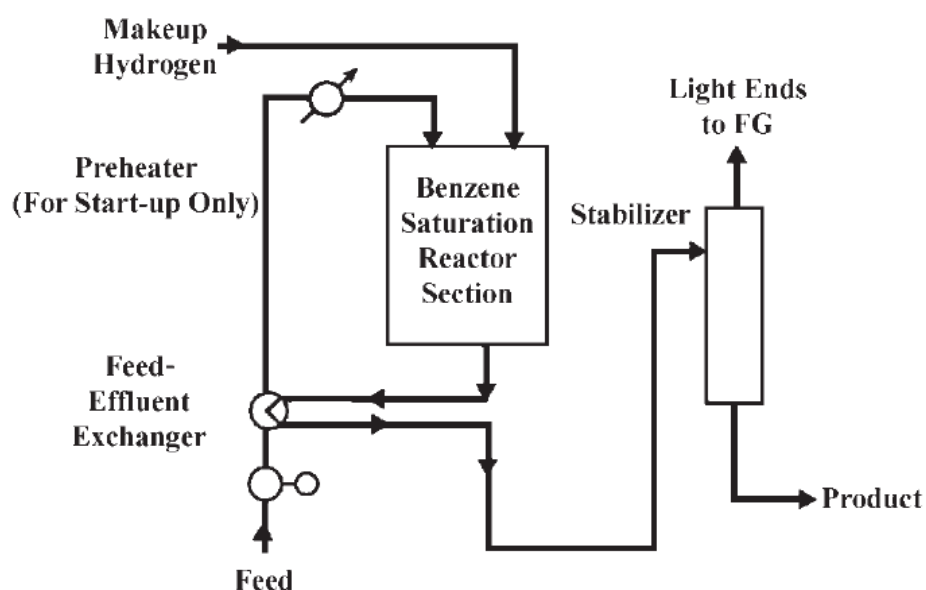


Figure 3.4 – UOP BenSat process

The BenSat process flow is shown in Fig. 3.4. The liquid feed stream is pumped to the feed-effluent exchanger and to a preheater, which is used only during start-up. Once the unit is on-line, the heat of reaction provides the required heat input to the feed via the feed effluent exchanger. Makeup hydrogen is combined with the liquid feed, and flow continues into the reactor. The reactor effluent is exchanged against fresh feed and then sent to a stabilizer for removal of light ends.

Saturating benzene with hydrogen is a common practice in the chemical industry for the production of cyclohexane. Three moles of hydrogen are required for each mole of saturated benzene. The saturation reaction is highly exothermic: the heat

of reaction is 1100 Btu per pound of saturated benzene. Because the benzene-cyclohexane equilibrium is strongly influenced by temperature and pressure, reaction conditions must be carefully chosen.

The UOP BenSat process uses a commercially proven noble metal catalyst, which has been used for many years for the production of petrochemical-grade cyclohexane. The catalyst is selective and has no measurable side reactions. Because no cracking occurs, no appreciable coke forms on the catalyst to reduce activity. Sulfur contamination in the feed reduces catalyst activity, but the effect is not permanent. Catalyst activity recovers when the sulfur is removed from the system.

Light straight-run naphthas must be hydrotreated to remove sulfur. Light reformates usually have very low sulfur contents, and so hydrotreating may not be required. Any olefins and any heavier aromatics, such as toluene, in the feed are also saturated. The makeup hydrogen can be of any reasonable purity and is usually provided by a catalytic reformer.