

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

Институт электронного образования

Направление подготовки: Химическая технология органических веществ

Кафедра технологии органических веществ и полимерных материалов

Дипломный проект

Тема работы

**Проект установки получения высокооктанового бензина по технологии
«Цеоформинг»**

УДК 665.73.038.002.5

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Степанижов С.С.		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Бондалетов В.Г.	д.т.н., профессор		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Рыжакина Т.Г.	к.э.н., доцент		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Антоневич О.А.	к.б.н., доцент		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
зав. кафедрой	Юсубов М.С.	д.х.н., профессор		

Томск – 2016 г.

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

Институт электронного обучения
 Специальность Химическая технология органических веществ
 Кафедра Технологии органических веществ и полимерных материалов

УТВЕРЖДАЮ:
 Зав. кафедрой

 (Подпись) _____ (Дата) М.С.Юсубов
 (Ф.И.О.)

ЗАДАНИЕ
на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

Дипломного проекта <small>(бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)</small>

Студенту:

Группа	ФИО
3-5601	Степанижов Сергей Сергеевич

Тема работы:

Проект установки производства полиэтилена	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	28.01.2016 №410/с

Срок сдачи студентом выполненной работы:	06.06.2016
--	------------

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

<p>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, изделию или процессу; особые требования к особенностям функционирования (эксплуатации) объекта или изделия в плане безопасности эксплуатации, влияния на окружающую среду, энергозатратам; экономический анализ и т. д.).</i></p>	<p>Установка получения высокооктанового бензина по технологии «Цеоформинг» производительностью 45 тысяч тонн в год</p>
<p>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></p>	<ol style="list-style-type: none"> 1. Теоретическая часть 2. Инженерные расчеты 3. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность, ресурсосбережение 4. Социальная ответственность
<p>Перечень графического материала <i>(с точным указанием обязательных чертежей)</i></p>	<ol style="list-style-type: none"> 1. Технологическая схема 2. План размещения оборудования 3. Реактор адиабатический. Вид общий 4. Реактор адиабатически. Сборочные единицы 5. График точки безубыточности

Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы*(с указанием разделов)*

Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность, ресурсосбережение	к.э.н., доцент Т.Г.Рыжакина
Социальная ответственность	к.б.н., О.А. Антоневиц

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику**Задание выдал руководитель:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Бондалетов В.Г.	д.т.н., профессор		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Степанижов Сергей Сергеевич		

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

Студенту:

Группа	ФИО
3-5601	Степанижов Сергей Сергеевич

Институт	Электронного обучения	Кафедра	ТОВПМ
Уровень образования	Специалитет	Направление/специальность	ХТОВ

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

1. Стоимость ресурсов проекта: материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Работа с информацией, представленной в российских и иностранных научных публикациях, аналитических материалах, статических бюллетенях и изданиях, нормативно-правовых документах; анкетирование; опрос.
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Оценка коммерческого и инновационного потенциала проекта	Проведение предпроектного анализа. Определение целевого рынка и проведение его сегментирования. Выполнение SWOT-анализа проекта
2. Разработка устава научно-технического проекта	Определение целей и ожиданий, требований проекта. Определение заинтересованных сторон и их ожиданий.
3. Планирование процесса управления проектом: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок	Определение производственной мощности. Расчет сырья, материалов, оборудования, фонда оплаты труда. Расчет себестоимости готового продукта. Расчет точки безубыточности.
4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности	Проведение оценки экономической эффективности установки получения высокооктанового бензина по технологии «Цеоформинг».

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

1. Расчет точки безубыточности графическим и математическим методами.
2. Расчет технико-экономических показателей
3. Расчет чистого денежного потока
4. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности проекта

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Рыжакина Татьяна Гавриловна	Кандидат экономических наук		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Степанижов Сергей Сергеевич		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
3-5601	Степанижов Сергей Сергеевич

Институт	Электронного обучения	Кафедра	ХТОВИМ
Уровень образования	Инженер	Направление/специальность	ХТОВ

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения

Проектируемая установка получения высокооктанового бензина по технологии «Цеоформинг» относится к опасным производствам ввиду обращения в технологическом процессе взрывопожароопасных веществ

Производство высокооктанового топлива относится к категории взрывоопасных производств и характеризуется наличием в системе взрывоопасных, пожароопасных и ядовитых газов, высоких температур, среднего и высокого давления.

Процессы данного производства могут представлять угрозу здоровью и жизни человека.

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Производственная безопасность

1.1. Анализ выявленных вредных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности:

- физико-химическая природа вредности, её связь с разрабатываемой темой;
- действие фактора на организм человека;
- приведение допустимых норм с необходимой размерностью (со ссылкой на соответствующий нормативно-технический документ);
- предлагаемые средства защиты;
- (сначала коллективной защиты, затем – индивидуальные защитные средства).

1.2. Анализ выявленных опасных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности:

- механические опасности (источники, средства защиты);
- термические опасности (источники, средства защиты);
- электробезопасность (в т.ч. статическое электричество, молниезащита – источники, средства защиты);
- пожаровзрывобезопасность (причины,

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке
Вредные факторы:

1. Повышенная загазованность воздуха рабочей среды;
2. Отклонение показателей микроклимата на открытом воздухе и в помещениях;
3. Превышение уровней шума и вибрации;
4. Недостаточная освещенность рабочей зоны;
5. Химические факторы:
-токсические;
-раздражающие.

Опасные факторы:

1. Проникающие в организм человека через: органы дыхания; желудочно-кишечный тракт; кожные покровы и слизистые оболочки;
2. Разрушающиеся конструкции;
3. Электрический ток;
4. Подвижные части производственного оборудования;
5. Повышенная температура поверхностей оборудования;

профилактические мероприятия, первичные средства пожаротушения).	6. Повышенное давление в оборудовании.
2. Экологическая безопасность: <ul style="list-style-type: none"> – защита селитебной зоны – анализ воздействия объекта на атмосферу (выбросы); – анализ воздействия объекта на гидросферу (сбросы); – анализ воздействия объекта на литосферу (отходы); – разработать решения по обеспечению экологической безопасности со ссылками на НТД по охране окружающей среды. 	На установке каталитического риформинга имеют место: - газовые выбросы; - постоянные, так и периодические стоки, содержащие вредные вещества; - твердые отходы.
3. Безопасность в чрезвычайных ситуациях: <ul style="list-style-type: none"> – перечень возможных ЧС при разработке и эксплуатации проектируемого решения; – выбор наиболее типичной ЧС; – разработка превентивных мер по предупреждению ЧС; – разработка действий в результате возникшей ЧС и мер по ликвидации её последствий. 	Чрезвычайные ситуации на производстве возникают вследствие аварий, сопровождающихся самопроизвольным выходом в окружающее пространство вещества и (или) энергии.
4. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности: <ul style="list-style-type: none"> – специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; – организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны. 	Специальные нормы для работников (льготы, ограничения) принимаем согласно ст. 121 Трудового Кодекса РФ. При размещении оборудования учитываются технологические требования согласно ВСН-3-86/Минхимпром Рекомендации по установке технологического оборудования на открытых площадках в химической промышленности.

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

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Антоневич О. А.	к.б.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Степанижов Сергей Сергеевич		

РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа содержит ____ страниц, ____ рисунков, ____ таблиц, ____ источника использованной литературы, ____ приложения, ____ листов графического материала.

Ключевые слова: цеолитные катализаторы, прямогонный бензин, риформинг, цеоформинг.

Объектом исследования является спроектированная установка получения высокооктанового бензина из прямогонной бензиновой фракции по технологии «Цеоформинг» компанией ЗАО «Сибирская технологическая компания «Цеосит», производительностью 30 тыс. тонн в год (по сырью).

Цель работы – рассчитать установку получения высокооктанового бензина по технологии «Цеоформинг» производительностью 45 тыс. тонн в год (по продукту).

В процессе исследования проводился расчёт основного и вспомогательного оборудования, а также выполнены материальные, тепловые, технологический, гидравлический, механический расчеты.

Основные конструктивные, технологические и технико-эксплуатационные характеристики: конструкции аппарата выбраны в соответствии с требованиями, связанными с технологическими условиями процесса.

Область применения: бензин широко используется в автомобильном, авиационном транспорте, как сырье в нефтехимии, т.е. являются одним из основных видов горючего для двигателей современной техники, а их производство – ведущей отраслью нефтеперерабатывающей промышленности.

ESSAY

Final qualifying work contains ____page, ____drawing, ____ table, ____ literature, ____ attachment, ____ graphic design.

Keywords: zeolite catalysts, petrol, reforming, zeoforming.

The object of study is designed plant producing high-octane gasoline from straight-run gasoline fractions "Zeoforming" technology company ZAO "Siberian technological company" Zeosit "capacity of 30 th. Tons per year (for raw materials).

Goal of the work - calculate the installation producing high-octane gasoline technology "Zeoforming" capacity of 45 th. tons per year (according to product).

The study was carried out calculation of basic and auxiliary equipment, as well as made material, heat, technology, hydraulic, mechanical calculations.

The basic constructive, technological and technical and operational characteristics: design of the device selected in accordance with the requirements related to the technological process conditions.

Application area: Gasoline is widely used in automotive, air transport, as a raw material in the petrochemical industry, ie They are one of the main fuels for engines of modern technology, and their production - the leading sector of the petroleum refining industry.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	
1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.....	
1.1	
1.2	
1.3	
2 ИНЖЕНЕРНЫЕ РАСЧЕТЫ.....	
2.1	
2.2	
2.3	
3 ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ.....	
3.1 Потенциальные потребители результатов исследования.....	
3.2 Анализ эффективности действующего производства.....	
3.2.1 Расчет производственной мощности.....	
3.3 Расчет себестоимости готовой продукции по действующему производству.....	
3.3.1 Расчет годового фонда заработной платы производственного персонала.....	
3.3.2 Расчет стоимости основных производственных фондов и амортизационных отчислений от них.....	
3.3.3 Расчет затрат на производство продукции.....	
3.3.4 Расчет годовой потребности в электроэнергии.....	
3.3.5 Расчет калькуляции производства.....	
3.3.6 Расчет цены годовой продукции.....	
3.3.7 Расчет точки безубыточности математическим и графическим способами.....	
3.4 Расчет экономических показателей.....	

4 СОЦИАЛЬНАЯ
ОТВЕТСТВЕННОСТЬ.....

4.1

4.2

4.3

ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....

ПРИЛОЖЕНИЯ.....

ВВЕДЕНИЕ

Широкое развитие автомобильного и авиационного транспорта требует значительного выпуска светлых нефтепродуктов, что может быть достигнуто применением вторичных методов переработки нефти, основанных на разложении (деструкции) продуктов прямой гонки.

В настоящее время повышенные требования к ассортименту и уровню качества нефтепродуктов оказали решающее влияние на технологический процесс производства нефтепродуктов, на создание более совершенных комплексов.

В схеме современного нефтеперерабатывающего завода (мини НПЗ) одним из важнейших процессов является термокаталитический цеоформинг, обеспечивающий получение высокооктанового бензина, индивидуальных ароматических углеводородов - сырья для органического синтеза.

Бензины являются одним из основных видов горючего для двигателей современной техники, а их производство – ведущей отраслью нефтеперерабатывающей промышленности.

В настоящий момент создано большое количество процессов и технологий для производства бензинов из нефти и газового конденсата. Развитие производства бензинов идёт в сторону улучшения его технических и эксплуатационных характеристик. В этой ситуации растёт потребление высокооктановых бензинов. Применение высокооктановых бензинов способствует не только повышению топливной экономичности, но и снижению металлоёмкости двигателя, увеличению его мощности и длительности межремонтного периода. Кроме того в мире остро стоит проблема загрязнения окружающей среды, которая также зависит от качеств топлива.

Таким образом, необходимо развивать процессы производства высокооктановых бензинов с переводом на него оставшегося парка транспортных средств и механизмов.

Для повышения конкурентоспособности компаниям так же необходимо развивать количество малотоннажных установок для обеспечения конкретных

регионов. В этом случае можно снизить долю издержек, связанных с хранением и транспортировкой бензинов, что в конечном случае приведёт к росту прибыли.

1. ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Техничко-экономическое обоснование проекта

Основными промышленными процессами получения неэтилированных высокооктановых бензинов и их высокооктановых компонентов из прямогонных бензиновых фракций являются процессы каталитического риформинга (платформинг) и изомеризации.[1]

Сырьем процесса риформинга являются гидроочищенные прямогонные бензиновые фракции, выкипающие в пределах 35-180°C. Катализаторы риформинга чувствительны к природе сырья. Предпочтительным сырьем риформинга являются углеводородные фракции 85-185°C нафтового основания, что позволяет получать из такого сырья риформаты с октановым числом (ОЧ) до 85-88 ММ, а при переработке фракций с высоким содержанием парафиновых углеводородов практически невозможно производить бензины с ОЧ больше 82 ММ. Получаемые в процессе риформинга бензиновые фракции содержат 50-70% масс. ароматических углеводородов. При переработке риформингом широких бензиновых фракций 35-180°C для получаемых реформатов характерно высокое содержание бензола – 7-15% масс., что значительно превышает максимальное значение (5% об.), допускаемое требованиями действующих российских стандартов ГОСТ Р 51105-97 и ГОСТ Р 51313-99 к автобензинам, и требует последующего вырезания бензольной фракции из реформатов путем ректификации последних и приводит к снижению выхода производимого бензина. Кроме того, катализаторы риформинга весьма чувствительны к серо – и азотсодержащим соединениям, что дополнительно требует предварительной глубокой гидроочистки сырья.

Создание установок риформинга в составе мини-заводов производства моторных топлив средней мощности целесообразно только при переработке сернистого сырья – нефти и газового конденсата, когда необходима гидроочистка от серы получаемого дизельного топлива, а в иных случаях их строительство в составе малотоннажных мини-заводов не оправданно.

Повышение октановых чисел бензиновых фракций возможно и процессами изомеризации, обычно осуществляемыми в среде водорода. В этих процессах наибольший прирост октанового числа происходит в случае изомеризации узких углеводородных фракций (пентановой, гексановой) с целью получения высокооктанового компонента бензина, что требует дополнительного фракционирования прямогонной бензиновой фракции, а при изомеризации широких бензиновых фракций прирост октанового числа составляет всего 4-6 пунктов. Катализаторы изомеризации, как правило, чувствительны к серосодержащим соединениям сырья, в связи с чем необходима предварительная глубокая гидроочистка сырья. Осуществление процесса в среде водорода требует наличия источника последнего, поэтому установки изомеризации бензиновых фракций обычно работают в сочетании с установками риформинга. Создание установок изомеризации целесообразно только в составе крупных НПЗ, имеющих установки риформинга и гидроочистки.[2]

Наиболее приемлемым для реализации в составах мини-заводов производства моторных топлив является процесс цеоформинг. В целом производство высокооктановых бензинов из прямогонных бензиновых фракций процессом цеоформинга относится к гетерогенным термokatалитическим процессам. Сам процесс цеоформинга является сочетанием ряда известных технологических процессов (стадий): нагрева и охлаждения технологических потоков, каталитического превращения сырья, выжигания образующегося на катализаторе кокса, сепарации и ректификации продуктов реакции. Особенность самого процесса цеоформинга обусловлена применением цеолитсодержащего катализатора, обладающего специфическими молекулярно-ситовыми и каталитическими свойствами.

Применяемые в процессе цеоформинга цеолитсодержащие катализаторы типа ИК-30 не требуют предварительной серо или гидроочистки сырья, применения водородсодержащего газа и позволяют перерабатывать выкипающее до 150-250°C углеводородное сырье различного происхождения в

автобензины различных марок (от АИ-80 до АИ-96) без дополнительного их компаундирования и применения антидетонаторов. Последнее достигается при определенных технологических параметрах процесса – температуре реакции, давлении и времени контакта (скорости подачи сырья) - за счет протекания целого ряда каталитических реакций, приводящих к получению бензиновых фракций требуемого углеводородного состава, определяющего октановое число производимого бензина. Одновременно в процессе цеоформинга происходит обессеривание углеводородных фракций – в ходе протекания химических реакций сероорганические соединения сырья превращаются на катализаторе в углеводороды и сероводород, который далее отделяется от бензина на стадии его выделения из реакционной смеси путем сепарации и ректификации продуктов реакции.

Получаемые в процессе бензины цеоформинга, по сравнению с бензинами риформинга с такими же октановыми числами, содержат значительно меньше ароматических углеводородов. Варьируя условия ведения процесса, в т.ч. путем повышения рабочего давления до 14 – 20 ати, на установке цеоформинга возможно выделение сжиженного газа типа СПБТ (смесь пропана-бутана техническая) без дополнительного оборудования.

Первая опытно – промышленная установка цеоформинга мощностью по сырью 5 тыс. т/г была сдана в эксплуатацию в 1992 г. на Нижневартовском ГПЗ. Данная установка оснащена двумя реакторно-тепловыми блоками с трубчатыми реакторами, работающими попеременно в режимах «реакция-регенерация», и двумя ректификационными колоннами для разделения продуктов реакции, работающими постоянно в одном режиме. Применение трубчатых реакторов, обогреваемых дымовыми газами, позволило отказаться от промежуточного подогрева реакционной смеси, применить на начальной стадии регенерации катализатора в качестве регенерирующего газа с содержанием кислорода до 5 % об. в смесь азота с воздухом и осуществлять регенерацию «на проток».

В 1997 г. на НПЗ «Glimar» (г. Горлице, Польша) пущена в эксплуатацию промышленная установка цеоформинга мощностью по сырью 40 тыс. т/г. В связи с большей мощностью переработки, чем на установке цеоформинга Нижневартовского ГПЗ, для переработки сырья потребовалось большее количество катализатора, в связи с чем на установке НПЗ «Glimar» были применены реакторы адиабатического типа. Эта установка оснащена двумя параллельными нитками реакторов, по три последовательно работающих реактора в каждой, и двумя ректификационными колоннами для разделения продуктов реакции. Реакторные нитки работают попеременно в режимах «реакция-регенерация», ректификационные колонны – в постоянном режиме. Между работающими в основном процессе реакторами осуществляется промежуточный подогрев реакционной смеси. На начальной стадии регенерации катализатора в качестве регенерирующего газа с содержанием кислорода до 1,5 % об. применяют азот в смеси с воздухом. В связи с тем, что НПЗ «Glimar» не имело в своем составе газоразделительной установки получения азота и для своих нужд закупало на стороне жидкий азот, для экономии последнего было принято решение схему регенерации катализатора осуществлять с рециркуляцией отработанных газов регенерации.

В 1998 г. на Сосногорском ГПЗ пущена в эксплуатацию установка цеоформинга мощностью по сырью 30 тыс. т/г. Эта установка оснащена двумя параллельными нитками реакторов, по два последовательно работающих реактора в каждой, ректификационной колонной предварительной стабилизации сырья и двумя ректификационными колоннами для разделения продуктов реакции. Реакторные нитки работают попеременно в режимах «реакция-регенерация», ректификационные колонны – в постоянном режиме. Между работающими в основном процессе реакторами осуществляется промежуточный подогрев реакционной смеси. На начальной стадии регенерации катализатора применяют регенерирующий газ с содержанием кислорода ~ 1,0% об.

В 2002 г. ООО «Виртуоз» на ПО «Азот» г. Рустави (Грузия) пущена в эксплуатацию установка цеоформинга мощностью по сырью 30 тыс. т/г. Данная установка была создана в результате реконструкции установки дегидрирования циклогексаноноксима. Она оснащена четырьмя реакторными блоками с кожухотрубчатыми реакторами, обогреваемыми дымовыми газами, реконструированными от установки дегидрирования циклогексаноноксима, и дополнительно установленными двумя ректификационными колоннами для разделения продуктов реакции. Реакторные блоки работают в параллель по два, попеременно в режимах «реакция-регенерация», ректификационные колонны – в постоянном режиме. Применение трубчатых реакторов, обогреваемых дымовыми газами, позволило отказаться от промежуточного подогрева реакционной смеси, применить на начальной стадии регенерации катализатора регенерирующий газ с содержанием кислорода до 5 % об. и осуществлять регенерацию «на проток».

Технология процесса Цеоформинг характеризуется относительно низкими удельными нормами расходных материалов, что позволяет создавать и эксплуатировать установки различной мощности не только в составах НПЗ, но и на удаленных от НПЗ нефтяных и газоконденсатных месторождениях.

В настоящее время разработаны две основные версии процесса Цеоформинг – собственно Цеоформинг и Цеоформинг в сочетании с пиролизом легких углеводородов. Последняя версия позволяет дополнительно вовлекать в производство автобензинов и более легкое углеводородное сырье – ШФЛУ, легкие углеводороды C_2 – C_4 попутных нефтяных газов и газоконденсатных месторождений. Переработка же более тяжелых углеводородных фракций, выкипающих до 360 °С, с помощью процесса Цеоформинг возможна, но не целесообразна, так как при этом будет происходить снижение выхода и цетанового числа дизельных фракций.

В целом, относительно низкие эксплуатационные затраты и капитальные вложения для установок процесса Цеоформинг, а также простота технологии процесса, его меньшая, по сравнению с риформингом, взрыво- и

пожароопасность из-за отсутствия водорода, низкая чувствительность катализатора к составу и качеству сырья делают процесс рентабельным и более предпочтительным для его реализации на малотоннажных установках мощностью 5...100 тыс. т/год по сырью, расположенных вдали от крупных НПЗ, в отдаленных районах непосредственно или вблизи газоконденсатных или нефтяных месторождений, для обеспечения моторным топливом (автобензинами и дизтопливом) данных регионов. В составе НПЗ возможна эксплуатация установок Цеоформинга и большей мощности – до 300 тыс. т/год по сырью.

1.2 Характеристика продукта, исходного сырья, материалов и полупродуктов

1.2.1 Характеристика исходного сырья

Сырьем установки для проведения процесса цеоформинга является прямогонная бензиновая фракция.[2]

Сырье на установку цеоформинга поступает от заводской установки первичной перегонки нефти. Номеров стандартов или технических условий, марка, сорт, требованиям которых соответствует сырье не имеется. Характеристика исходного сырья представлена в таблице 1.1.

Возможно поступление сырья от других НПЗ.

Требования к условиям транспортирования и хранения сырья – обычные для нефтепродуктов по ГОСТ 1510.

Таблица 1.1. Характеристика исходного сырья.

№ п/п	Наименование сырья, показателей качества. Единицы измерения показателей качества	Значение показателей качества	Методика определения
1	Прямогонная бензиновая фракция		
	Плотность при 20 ⁰ С, кг/м ³	719	ГОСТ 2177
2	Содержание общей серы, % масс.	0,011	ГОСТ 19121 или ГОСТ Р 50442 или ЕН ИСО 8754-95, или ЕН ИСО 14596-98, или ЕН ИСО 24260-94
3	Фракционный состав, ⁰ С:		ГОСТ Р 51069

	-температура начала кипения	32	
	-температура выкипания:		
	10% об.	55	
	20% об.	78	
	30% об.	89	
	40% об.	100	
	50% об.	114	
	60% об.	129	
	70% об.	145	
	80% об.	166	
	90% об.	205	
	- температура конца кипения	231	
	- остаток, % об.	1,8	
	- потери, % об.	3,7	
4	Компонентный состав, % масс.		
	- фракция C ₃ -C ₄ (пропан-бутаны)	5,33	
	- н-парафины C ₅₊	29,57	
	- изопарафины и нафтены C ₅₊	56,45	
	- ароматические углеводороды	8,65	
5	Содержание фактических смол, мг/100 мл	1,3	ГОСТ 1567
6	Механические примеси и вода	отсутствуют	по п. 7.3 ГОСТ Р 51105-97
7	Цвет	бесцветная жидкость	визуально

1.2.2 Характеристика производимой продукции

Продукцией установки цеоформинга, к которой предъявляются требования к её качеству, является: производимый в зависимости от необходимости (спроса и т.п.) товарный неэтилированный автомобильный бензин, любой из следующих марок:

Нормаль-80 2 или 5 класса по ГОСТ 51105-97;

Регуляр-92 2 или 5 класса по ГОСТ 51105-97;

АИ-80 по ТУ 38.001165-97 летнего или зимнего вида; АИ-92 по ТУ 38.001165-97 летнего или зимнего вида;

Товарный сжиженный газ марки СПБТ по ГОСТ 20448-90.

Возможно получение сжиженного газа марок ПБТ или ПБА по ГОСТ Р 52087-2003.

Побочными продуктами процесса, к качеству которых требований не предъявляется, являются:

углеводородные газы – подаются в топливную сеть завода для использования в качестве топливного газа или сжигаются на факеле;

тяжелый остаток процесса – фракция с температурой начала кипения более 200°С с низким цетановым числом. После определения параметров качества может использоваться как: добавка к дизельным топливам, компонент печного топлива, растворитель масляных красок.

Углеводородные газы и тяжелый остаток процесса не имеют номеров стандартов или технических условий, марка, сорт, требованиям которых соответствует продукт.

Требования к качеству производимой продукции представлены в таблицах 1.2. - 1.4. Характеристика побочной продукции установки, требования к качеству которой отсутствуют, приведена в таблице 1.5.

Таблица 1.2 – Требования к производимым по ГОСТ 51105-97 бензинам марок Нормаль-80 и Регуляр-92

Наименование продуктов, показателей качества. Единицы измерения показателей качества.	Показатели качества.	Методика определения.
Бензины автомобильные, неэтилированные, марок Нормаль-80 и Регуляр-92		
1. Октановое число, не менее		
- по моторному методу:		ГОСТ 8226
- бензина Нормаль-80	76,0	
- бензина Регуляр-92	83,0	
- по исследовательскому методу:		ГОСТ 511
- бензина Нормаль-80	80,0	
- бензина Регуляр-92	92,0	
2. Концентрация свинца, г/дм ³ , не более	0,010	ГОСТ 28828 или ЕН 237-96
3. Концентрация фактических смол, мг/100 мл, не более:	5,0	ГОСТ 1567
4. Индукционный период, мин., не менее	360	ГОСТ 4039
5. Массовая доля серы, %, не более:	0,05	ГОСТ 19121 или ГОСТ Р 50442 или ЕН ИСО 8754-95, или ЕН ИСО 14596-98, или ЕН ИСО 24260-94
6. Объемная доля бензола, %, не более	5	ГОСТ 2904 или ЕН 238-96 или ЕН ИСО 12177-98
7. Испытание на медной пластинке	выдерживает класс 1	ГОСТ 6321 или ЕН ИСО 2160-98
8. Внешний вид	чистый, прозрачный	визуально

9. Плотность при 15 ⁰ С, кг/м ³	700-750	ГОСТ Р 51069 или ЕН ИСО 3675-98
10. Давление насыщенный паров, КПа:		ГОСТ 1756 или ГОСТ 28781
- класса 2 (летнего), мин.-макс.	45-80	
- класса 5 (зимнего), мин.-макс.	80-00	
11. Фракционный состав:		ГОСТ 2177
- температура начала перегонки, ⁰ С, не ниже:		
- 2-го класса (летнего)	35	
- 5-го класса (зимнего)	не нормир.	
- пределы перегонки, ⁰ С, не выше:		
- 10 % об.		
- 2-го класса (летнего)	70	
- 5-го класса (зимнего)	55	
- 50 % об.		
- 2-го класса (летнего)	115	
- 5-го класса (зимнего)	100	
- 90 % об.		
- 2-го класса (летнего)	185	
- 5-го класса (зимнего)	160	
- конец кипения, ⁰ С, не выше	215	
- остаток в колбе, % об., не более	2	
- остаток и потери, % об., не более	4	
или:		
- объем испарившегося бензина, %, при температуре:		
- 70 ⁰ С, мин.-макс.		
- 2-го класса (летнего)	15-45	
- 5-го класса (зимнего)	15-50	
- 100 ⁰ С, мин.-макс.		
- 2-го класса (летнего)	40-70	
- 5-го класса (зимнего)	40-70	
- 180 ⁰ С, не менее	85	
- конец кипения, ⁰ С, не выше	215	
- остаток в колбе, % об., не более	2	
12. Индекс испаряемости бензина, не более:		по п. 7.4 ГОСТ Р 51105-97
- 2-го класса (летнего)	1000	
- 5-го класса (зимнего)	1300	
13. Цвет (натуральный)	бесцветный или светло- желтый	

Таблица 1.3 – Требования к производимым по ТУ 38.001165-97 бензинам АИ-80 и АИ-92

Наименование продуктов, показателей качества. Единицы измерения показателей качества.	Показатели качества.	Методика определения.
--	----------------------	-----------------------

Бензины АИ-92 и АИ-80		
1. Октановое число, не менее		
- по моторному методу:		ГОСТ 8226
- бензина АИ-92	92,0	
- бензина АИ-80	80,0	
- по исследовательскому методу:		ГОСТ 511
- бензина АИ-92	83,0	
- бензина АИ-80	76,0	
2. Плотность при 20оС, кг/м3, не более		ГОСТ 3900 или ГОСТ Р 51069
- бензина АИ-92	770	
- бензина АИ-80	755	
3. Концентрация свинца, мг/дм ³ , не более	0,013	ГОСТ 28828 или ЕН 237-96
4. Фракционный состав:		ГОСТ 2177
- температура начала перегонки, °С, не ниже:		
- летнего вида	35	
- зимнего вида	не нормир.	
- пределы перегонки, °С, не выше:		
- 10 % об.	75	
- 50 % об.	120	
- 90 % об.	190	
- температура конца кипения, °С, не ниже	215	
- остаток в колбе, % об., не более	1,5	
- остаток и потери, % об., не более	4,0	
5. Давление насыщенных паров, КПа, не более:		ГОСТ 1756 или ГОСТ 28781
- летнего вида	79,993	
- зимнего вида	93,310	
6. Кислотность, мг КОН на 100 см ³ бензина, не более	3	ГОСТ 11362
7. Концентрация фактических смол, мг на 100 мл, не более:	5	ГОСТ 1567
8. Индукционный период, мин., не менее	600	
9. Массовая доля серы, %, не более:	0,05	ГОСТ 19121 или ГОСТ Р 50442 или ЕН ИСО 8754-95, или ЕН ИСО 14596- 98, или ЕН ИСО 24260-94
10. Докторская проба	отрицательна я	
или		
массовая доля меркаптановой серы, %, не более	0,001	
11. Испытание на медной пластинке	выдерживает	ГОСТ 6321 или ЕН ИСО 2160-98
12. Содержание водорастворимых кислот и щелочей	отсутствие	ГОСТ 6307
13. Содержание механических примесей и воды	отсутствие	визуально
14. Цвет (натуральный)	бесцветный или бледно-	визуально

	желтый	
15. Объемная доля бензола, %, не более	5	ГОСТ 2904 или ЕН 238-96 или ЕН ИСО 12177-98

Таблица 1.4 – Требования к производимому по ГОСТ 20448-90 сжиженному газу СПБТ

Наименование продуктов, показателей качества. Единицы измерения показателей качества.	Показатели качества.	Методика определения.
Сжиженный газ СПБТ (смесь пропан-бутана техническая)		
1. Массовая доля компонентов, %:		ГОСТ 10679
- сумма метана и этана, не более	не нормир.	
- сумма пропана и пропилена, не более	не нормир.	
- сумма бутанов и бутиленов, не более	60	
2. Объемная доля жидкого остатка при 20 ⁰ С, %, не более	1,6	по п. 3.2 ГОСТ 20448-90
3. Давление насыщенных паров, избыточное, при +45 ⁰ С, МПа, не более	1,6	по п. 3.3 ГОСТ 20448-90 или ГОСТ 28656
4. Массовая доля сероводорода и меркаптановой серы, %, не более	0,013	ГОСТ 22985
- в т.ч. сероводорода, %, не более	0,003	или ГОСТ 11382
5. Содержание свободной воды и щелочи	Отсутствие	по п. 3.2 ГОСТ 20448-90
6. Интенсивность запаха, баллы, не менее	3	ГОСТ 22387.5 и п. 3.4 ГОСТ 20448-90

Таблица 1.5 – Характеристика побочных продуктов

Наименование продуктов, показателей качества. Единицы измерения показателей качества.	Показатели качества.	Методика определения.
I. Тяжелый остаток - фракция >200 ⁰ С.		
1. Плотность при 20 ⁰ С, кг/м ³	820-920	ГОСТ 3900 или ГОСТ Р 51069
2. Фракционный состав, ⁰ С:		ГОСТ 2177
- температура начала кипения,	170-190	
- температура выкипания 10 % об.	190-220	
- температура выкипания 50 % об.	220-260	
- температура выкипания 90 % об.	240-270	
- температура конца кипения	250-320	
- остаток + потери, % об.	2-8	
3. Температура застывания, ⁰ С	< -10	ГОСТ 20287
4. Компонентный состав, % масс.:		Хроматографически
тетраметилбензолы	1-3	
метипропилбензолы	1-2	
винилметилбензолы	1-2	
винилэтилбензолы	3-5	
винилдиметилбензолы	6-7	

нафталин	12-15	
метилнафталины	29-31	
этилнафталины	4-6	
диметилнафталины	19-23	
триметилнафталины	6-10	
неидентифицированные	0-15	
II. Углеводородные газы (из емкости Е-203)		Хроматографически
Компонентный состав, % масс.:		
водород	0,2-1,5	
сероводород	0,01-0,04	
метан	1,5-3,5	
этан	2,5-3,5	
этилен	0,5-2	
пропан	55-75	
пропилен	0,5-1	
изобутан	12-17	
н-бутан	7-18	
бутилены	0,1-0,3	
C ₅₊	0,5-3	
Примечание: конкретный компонентный состав газов зависит от режима работы установки		

1.2.3 Характеристика основных и вспомогательных материалов, энергоресурсов

Таблица 1.6 - Характеристика основных и вспомогательных материалов.

Наименование вспомогательных материалов. Единицы измерения показателей качества.	Значения показателей качества материалов	Номер стандартов и технических требований, в которых соответствует продукт	Возможные поставщики материалов	Требования к условиям транспортирования и хранения продуктов
1	2	3	4	5
1. Цеолитсодержащий катализатор типа ИК-30:				
1.1. Высококремнеземистый цеолитный катализатор ИК-30-1		ТУ 95.2444-93	ОАО «Новосибирский завод химконцентратов».	Хранить в сухом помещении, не содержащем паров кислот, щелочей и органических соединений при температуре не ниже -30 ⁰ С
- насыпной вес, кг/м ³	650-800			
- форма катализатора	Цилиндр.			
- размер гранул:				
- диаметр, мм	3 - 4			
- длина, мм	3 - 10			

- механическая прочность по образующей, МПа, не менее	5			
1.2. Цеолитсодержащий катализатор КН-30			ОАО «Новосибирский завод химконцентратов».	-//-
1.3. Цеолитсодержащий катализатор			ОАО «Ангарский завод катализаторов и органического синтеза».	Согласно условиям поставщика
1.4. Цеолитсодержащий катализатор марки Т-4555			Фирма «Süd-Chemie» (ФРГ)	-//-
1.5. Цеолитсодержащий катализатор			Фирма «Zeolyst» (США)	-//-
2. Азот технический газообразный		ГОСТ 9294-83	Из общезаводской сети	Транспортирование - по заводскому трубопроводу; хранению не подлежит
- содержание кислорода об. %, не более	0,5			
- содержание масел, мг/м ³ , не более	0,01			
- содержание мехпримесей	отсутствие			
- давление, МПа (изб.)	1,1÷1,2			
3. Регенерирующий газ (смесь азота и воздуха)			от заводской газоразделительной мембранной установки МВ-1,5.	-//-
- содержание кислорода, регулируется в интервале % об.	0,5-21,0			
- содержание масел, мг/м ³ , не более	0,01			
- давление, МПа (изб.)	1,1÷1,2			
4. Вода для охлаждения аппаратов			из общезаводской сети	Транспортирование - по заводскому трубопроводу; хранению не подлежит
- давление, МПа (изб.)	0,3-0,5			
- температура, °С	10-25			
- жесткость карбонатная, мг экв/кг, не более	3,6			
- содержание взвешенных веществ, мг/кг, не более	50			
- значение рН	6,5-8,5			
5. Пар водяной насыщенный			из общезаводской сети	Транспортирование - по заводскому трубопроводу; хранению не подлежит
- давление, МПа (изб.)	0,6			
- температура, °С	160			

6. Топливо технологическое газообразное			из общезаводской сети	Транспортирование - по заводскому трубопроводу; хранению не подлежит
- давление, МПа (изб.)	0,2			
- температура, °С	45-80			
7. Мазут			из общезаводской сети	Транспортирование - по заводскому трубопроводу; хранению не подлежит
- давление, МПа (изб.)	0,2-0,4			
- температура, °С	90			
8. Шары керамические инертные (на основе Al ₂ O ₃ и/или SiO ₂)		ТУ 4328-030-07608911-2008	ООО «КерамХимКатализ», (г.Москва);	Согласно условиям конкретного поставщика
- диаметр, мм	20		ООО «Новокуйбышевский завод катализаторов»;	
- рабочая температура, °С, не менее	700		ООО «УралСтройИнвест» (г.Оренбург);	
- насыпная плотность, кг/м ³	1300-1350		ООО «Потрам» (г.Кемерово);	
			Опытный завод Электро Технических конструкций (г.Санкт-Петербург);	
			«Антей-МСК» (г.Долгопрудный, Московская обл.).	

1.3 Физико – химические основы процесса

На первой стадии была произведена проработка литературы, которая позволила выявить реакции, протекающие на цеолитах. [2]

К ним относятся:

- изомеризация углеводородов;
- крекинг парафинов с образованием углеводородов меньшей молекулярной массы: парафинов и олефинов;
- циклизация углеводородов;

- превращение циклических углеводородов в ароматические путем дегидрирования;
- алкилирование ароматических структур олефинами (парафинами).

В настоящее время в России наиболее широко известны такие процессы безводородной переработки низкооктановых бензиновых фракций на цеолитсодержащих катализаторах как Цеоформинг, БИМТ и его варианты, САПР-Нефтехим, ЦЕОКАТ.

В процессах («Цеоформинг» и др.) протекают реакции превращения низкооктановых компонентов сырья (*n*-парафиновые углеводороды) в высокооктановые (изопарафиновые и ароматические углеводороды). Превращение углеводородов происходит в две основные стадии: на первой – путем разрыва связей С-С парафиновых углеводородов с образованием промежуточных олефиновых фрагментов; на второй – путем перераспределения водорода в олефинах с образованием парафиновых и ароматических углеводородов. Попутно протекают реакции алкилирования промежуточными олефинами изопарафиновых и ароматических углеводородов, реакции диспропорционирования и изомеризации ароматических углеводородов и реакции изомеризации парафиновых и нафтеновых углеводородов. Реакции дегидрирования идут в незначительной степени. Одновременно происходит гидрогенолиз сернистых соединений с образованием сероводорода и соответствующих углеводородов.[3]

Цеолитсодержащие катализаторы обеспечивают глубокое превращение олефинов, что позволяет производить продукцию с низким содержанием непредельных углеводородов. В связи с этим бензины, получаемые на цеолитных катализаторах, имеют высокий индукционный период и, в отличие от бензинов каталитического крекинга, не требуют добавления к ним антиокислителей и стабилизаторов.

При превращении углеводородных фракций на цеолитных катализаторах происходит расширение, по сравнению с исходным сырьем, фракционного состава получаемой бензиновой фракции в направлениях как понижения

начальных, так и повышения конечных температур выкипания. В результате протекания реакций разрыва С–С-связи углеводородов С₇-сырья образуются углеводороды «головных» фракций бензина (С₄–С₆), что приводит к понижению температур начала кипения и выкипания 10 и 50 % (об.) топлива. Синтез этих фракций происходит и в результате протекания реакций перераспределения водорода в промежуточных олефиновых продуктах, образовавшихся при первичном разрыве С–С-связи углеводородов С₇.

В последние годы появилось много публикаций, посвященных разработке цеолитсодержащих катализаторов и основанных на их использовании технологий по переработке низкооктановых прямогонных нефтяных или газоконденсатных бензинов в высокооктановые. Однако процесс цеолитного риформинга, по сравнению с классическим, имеет два существенных недостатка: малый меж-регенерационный пробег цеолитного катализатора (150...500 ч в зависимости от качества исходного сырья и требуемых октановых характеристик продукта) и меньший выход целевого продукта (65...75 % мас. бензина АИ-93 против 84...85 % мас. классического риформинга). Поэтому, по мнению авторов, переработка прямогонной бензиновой фракции 85...180 °С на цеолитсодержащих катализаторах в значительных количествах (>200 тыс. т/год) нецелесообразна. Экономически оправдана переработка на цеолитных катализаторах небольших количеств низкооктановых бензинов, нетипичных для каталитического риформинга бензинового направления, в первую очередь, прямогонной нефтяной или газоконденсатной низкокипящей фракции 130 °С.

Процесс «Цеоформинг» – промышленно освоенная технология производства высокооктановых бензинов на цеолитных катализаторах – разработан научно-инженерным центром «Цеосит» Объединенного института катализа им. Г. К. Борескова СО РАН (ОИК СО РАН) (Новосибирск). Цеоформинг является технологией «первого поколения» и позволяет производить высокооктановые автобензины различных марок без компаундирования и применения антидетонаторов. В этом процессе на цеолитных катализаторах в высокооктановые бензины перерабатываются

прямогонные бензиновые фракции с температурой конца кипения до 200°C. Цеоформинг основан на применении катализатора кислотного действия (типа ИК-30), приготовленного на основе синтетического высококремнеземного цеолита. Катализатор разработан в ОИК СО РАН.

В результате протекания реакций ароматизации промежуточных олефинов, алкилирования и диспропорционирования ароматических углеводородов образуются углеводородные фракции, выкипающие при температуре $> 150^{\circ}\text{C}$, причем с ростом температуры процесса (для повышения октанового числа производимых бензинов) происходит повышение их температур конца кипения до 220...280°C, что требует последующей ректификации стабильного катализатора цеоформинга в ректификационной колонне для выделения бензиновой и тяжелой остаточной фракции. Возможность утяжеления фракционного состава бензиновой фракции позволяет в процессе Цеоформинг перерабатывать относительно низкокипящие углеводородные фракции ($T_{\text{к.к.}} = 100...140^{\circ}\text{C}$) и получать при этом бензины, выкипающие в пределах 35...215 °C.

Применение в технологической схеме колонны стабилизации позволяет регулировать давление насыщенных паров бензина в широком диапазоне, соответствующем ГОСТ 2084–77 или ГОСТ Р 51105–97.

Большим достоинством катализатора процесса Цеоформинг является его стойкость к сернистым соединениям, всегда присутствующим в нефтях и газовых конденсатах. Сероорганические соединения сырья на катализаторе типа ИК-30 превращаются в парафиновые, ароматические углеводороды и сероводород в результате последовательно протекающих реакций. Первыми из них являются реакции разрыва C–S-связи меркаптанов, сульфидов, тиофенов и их производных, в результате которых образуются молекулы сероводорода и промежуточных олефинов, которые далее превращаются в парафиновые и ароматические углеводороды, а сероводород отделяется вместе с побочными продуктами процесса – газами C₁–C₄.

Катализатор процесса Цеоформинг обладает высокой стабильностью каталитического действия в отсутствие восстановительной среды (водорода), что позволяет осуществлять процесс с использованием технологии стационарного слоя катализатора.

1.4 Выбор конструкции основного аппарата

1.4.1 Реакторы каталитических процессов

Наиболее важными аппаратами являются реактора, а также многокамерные печи. Остальное оборудование (теплообменники, насосы, ёмкости, и др.) аналогично применяемому в нефтепереработке. Особенностью работы оборудования и аппаратуры реакторных блоков являются высокие температуры и давление, а также присутствие водорода при жёстком режиме.[4]

Реакторы каталитических процессов с неподвижным слоем катализатора представляют собой цилиндрические вертикальные аппараты с эллиптическими или полушаровыми днищами.[5]

По способу распределения и направлению движения сырья реакторы разделяются на два типа: с аксиальным и радиальным движением сырья. Реакторы с радиальным движением применяют в случаях, когда среда находится только либо в жидком, либо в парогазовом состоянии. В реакторе с радиальным вводом сырья обеспечиваются меньшие потери напора и соответственно меньшее рабочее давление в аппарате, поэтому уменьшаются затраты энергии на подачу сырья.

1.4.2 Реакторы с радиальным движением сырья

Реактор выполнен из цилиндрической обечайки с эллиптическими днищами (рис. 1). Реактор изолирован изнутри слоем торкрет-бетона (поз. 3). Бетонное покрытие защищено от непосредственного действия потока сырья стаканом (поз. 5), в котором размещены внутренние устройства и катализатор. По периферии реактора на стенке стакана по окружности размещены вертикальные короба (поз. 6). Стенки коробов, обращённые к катализатору, перфорированы.

По оси аппарата установлен сборник вывода продуктов реакции, выполненный в виде перфорированной трубы (поз. 7). На трубе снаружи укреплен слой мелкой и крупной сетки, предупреждающей унос катализатора в сборную трубу. Сырьё вводится сверху через штуцер (поз. 1), проходит распределитель (поз. 2), поступает в перфорированные короба, а затем, пойдя в радиальном направлении через слой катализатора, собирается в сборнике и выводится через штуцер снизу аппарата (поз. 9).

В верхней части слоя катализатора под тарелкой имеется цилиндрический стакан, который при оседании слоя катализатора во время эксплуатации аппарата остаётся погружённым в слой катализатора и предотвращает проход среды над слоем катализатора. Для выгрузки катализатора на нижнем днище предусмотрен наклонный штуцер (поз. 8).

Осмотр и монтаж внутренних устройств аппарата и загрузка катализатора выполняют через верхний штуцер ввода сырья.

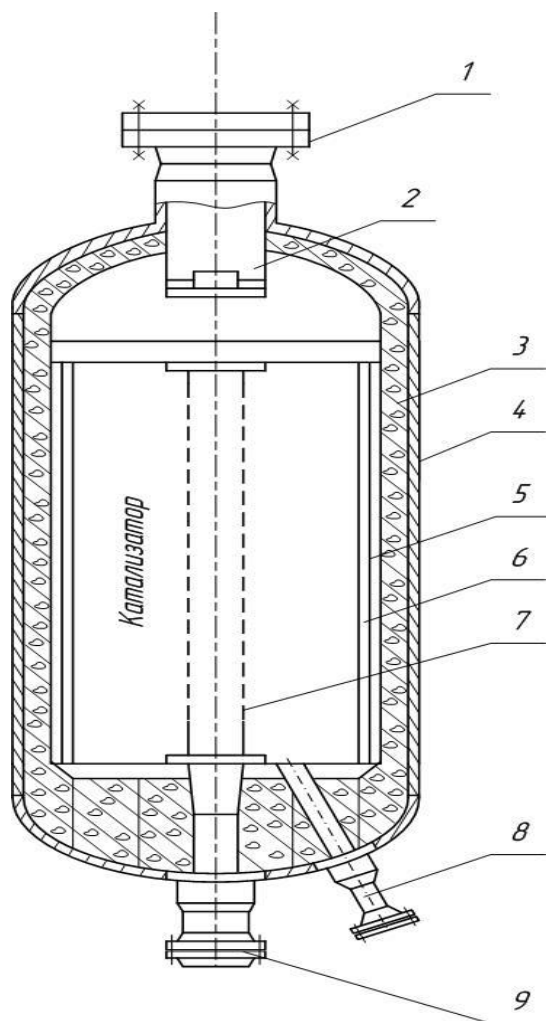


Рис. 1. Реактор с радиальным движением сырья

Реактор другой конструкции представлен на рис. 2. Его отличие заключается в направлении движения продуктов реакции, которые выводятся с верха реактора.[6]

По периферии реактора на стенке стакана по окружности размещены вертикальные короба (поз. 6). Стенки коробов, обращённые к катализатору, перфорированы. По оси аппарата установлен сборник вывода продуктов реакции, выполненный в виде перфорированной трубы (поз. 5). На трубе снаружи укреплен слой мелкой и крупной сетки, предупреждающей унос катализатора в сборную трубу. Сырьё вводится сверху через наклонный штуцер (поз. 1), проходит распределитель (поз. 3), поступает в перфорированные короба, а затем, пойдя в радиальном направлении через слой катализатора, собирается в сборнике и выводится через штуцер сверху аппарата (поз. 2).

Для выгрузки катализатора на нижнем днище предусмотрен наклонный штуцер (поз. 8).

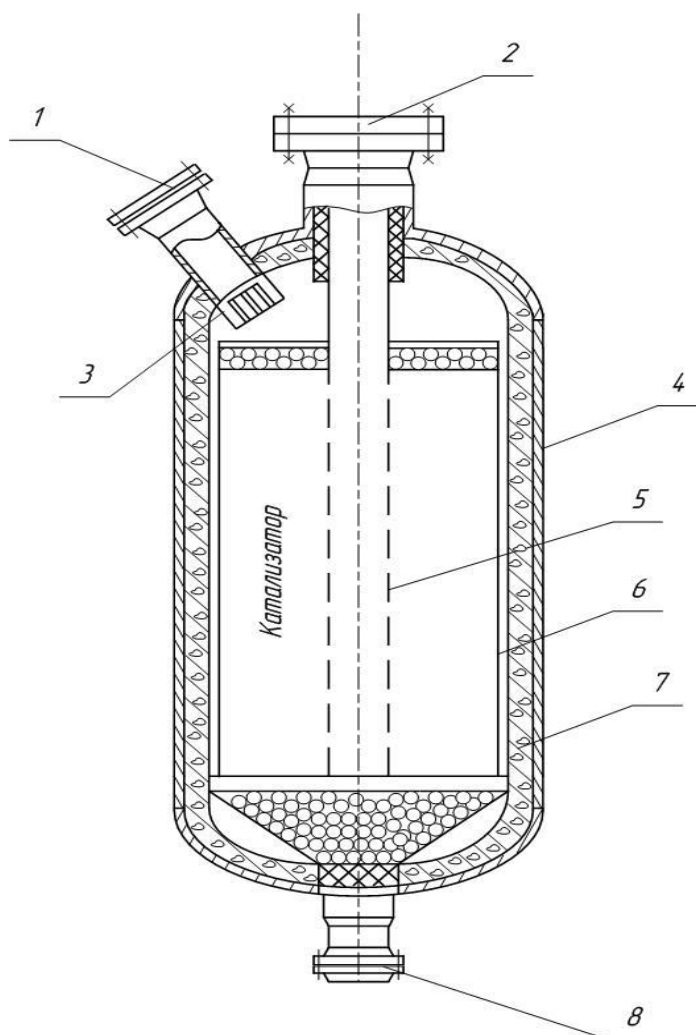


Рис. 2. Реактор с радиальным движением сырья и верхним выводом продукта

1.4.3 Реакторы с аксиальным движением сырья

Аппарат с аксиальным движением представлен на рис. 3. Катализатор загружается в реактор в виде сплошного слоя. Для лучшего распределения паров по сечению слоя и во избежание уноса катализатора выше и ниже слоя насыпаются фарфоровые шары.

Корпус аппарата (поз. 4) изготовлен из углеродистой стали и футерован изнутри торкрет-бетоном (поз. 9). Сырьё вводится сверху через штуцер (поз. 1) и проходит через распределительное устройство (поз. 2). Пройдя через слой катализатора, оно поступает в нишу, отделённую сеткой (поз. 7). Выход осуществляется через центральную трубу (поз. 5) и штуцер (поз. 3) с верха реактора. Выгрузка катализатора осуществляется через штуцер (поз. 6). Для удобства обслуживания предусмотрен люк (поз. 8).

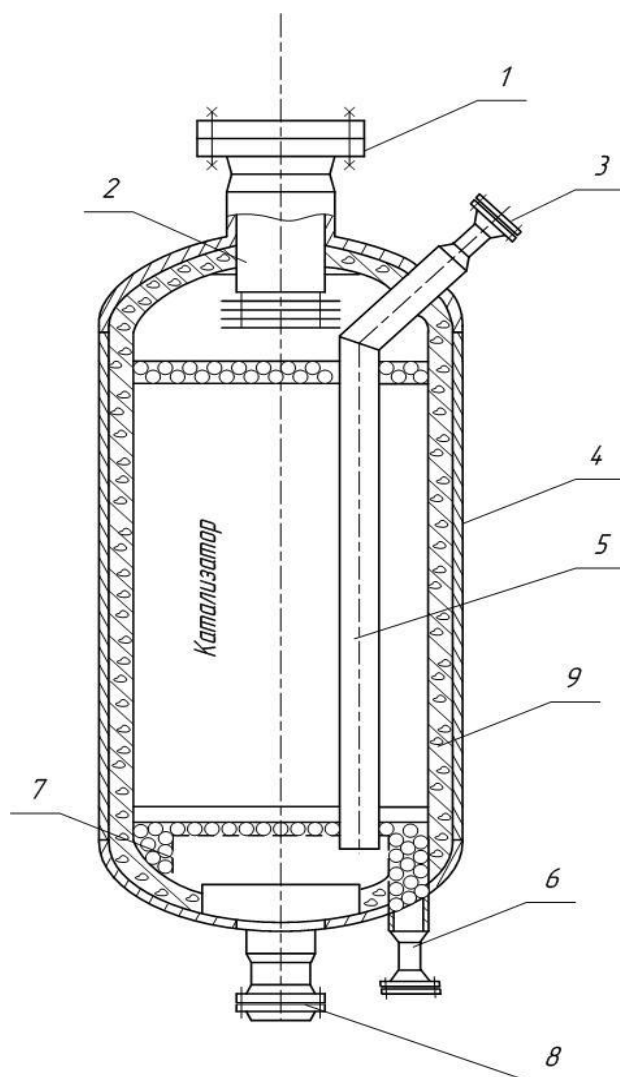


Рис. 3. Реактор с аксиальным движением сырья

1.4.4 Сферические реакторы

Сферические реакторы (рис. 4) не нашли широкого применения в российской нефтеперерабатывающей промышленности, однако на многих зарубежных установках они нашли широкое применение. Сферическая форма аппарата, работающего под высоким давлением, наиболее благоприятна в отношении его механической прочности и даёт возможность значительно сократить толщину металла стенки (поз. 2), используя бетонную изоляцию (поз. 4). [7]

Сырьё вводится через верхний штуцер (поз. 1), проходя через распределительное устройство (поз. 7), и выводится снизу (поз. 5). Относительно небольшая высота слоя катализатора позволяет поддерживать

достаточно равномерный поток паров и небольшой перепад давления. Из-за большой площади расположения катализатора, для его выгрузки используют два люка (поз. 6).

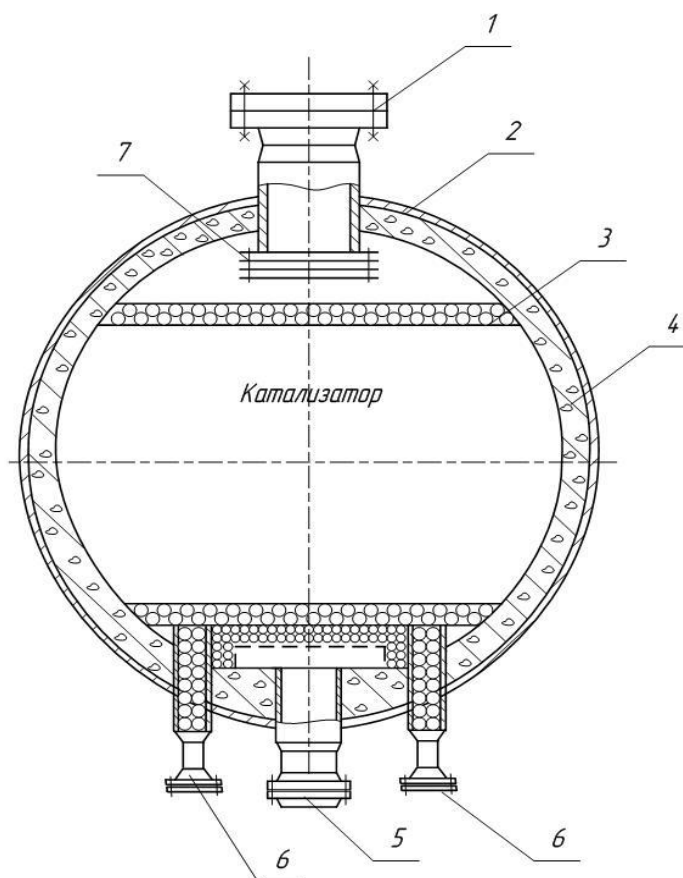


Рис. 4. Сферический реактор

Производство высокооктановых бензинов из прямогонных бензиновых фракций процессом цеоформинга в целом относится к термokatалитическим процессам. В процессе применяется цеолитсодержащий катализатор типа ИК-30. Технология процесса разработана с учетом физико-химических свойств катализатора типа ИК-30, в т.ч. и длительностью его межрегенерационного пробега. [2]

В качестве основного аппарата рекомендуется принять реактор с радиальным движением сырья так как среда находится только в парогазовом состоянии. В реакторе с радиальным вводом сырья обеспечиваются меньшие потери напора и соответственно меньшее рабочее давление в аппарате, поэтому уменьшаются затраты энергии на подачу сырья. Кроме того следует принять

реактор с нижним выводом продуктов (рис. 1) так как данный тип реактора обеспечивает большую поверхность контакта и меньшее давление процесса. [4]

1.5 Описание технологического процесса

1.5.1 Технология процесса

Производство высокооктановых бензинов из прямогонных бензиновых фракций процессом цеоформинга в целом относится к термokatалитическим процессам. В процессе применяется цеолитсодержащий катализатор типа ИК-30. Технология процесса разработана с учетом физико-химических свойств катализатора типа ИК-30, в т.ч. и длительностью его межрегенерационного пробега.

Установка производства высокооктановых бензинов из прямогонных бензиновых фракций состоит из основных технологических узлов и вспомогательных систем.

К основным технологическим узлам установки относятся:

Реакторный узел, предназначенный для осуществления на катализаторе типа ИК-30 цикла химических превращений компонентов сырья в высокооктановые компоненты автобензинов при повышенных давлении и температуре;

Узел фракционирования, предназначенный для разделения продуктов реакции путем сепарации и ректификации с выделением высокооктанового бензина, сжиженного углеводородного газа, фракции углеводородных газов и тяжелого остатка, выкипающего выше 200°C;

Узел подготовки газов для проведения стадии регенерации катализатора, заключающейся в регулируемом выжигании катализаторного кокса, образовавшегося на активной поверхности катализатора в ходе переработки углеводородного сырья.

К основным вспомогательным технологическим системам установки относятся:

Система циркуляции и подачи мазута к форсункам печей, предназначенная для подогрева мазута и его подачи к форсункам печей;

Дренажная система, предназначенная для сбора остатков нефтепродуктов при дренаже технологических аппаратов после остановки установки;

Система аварийного освобождения аппаратов, предназначенная для быстрого опорожнения технологических аппаратов в случае угрозы возникновения аварийной ситуации.

После загрузки "свежего" катализатора в реакторы выполняется стадия активации катализатора для удаления с его активной поверхности остаточных органических веществ и адсорбированной влаги.

Активацию "свежего" катализатора проводят в токе азотовоздушной смеси, а затем чистым воздухом при температуре 450-520°C в течение 6-10 часов при объемной скорости подачи, которая может находиться в диапазоне от 50 до 600 час⁻¹.

Ранее отрегенерированный или активированный катализатор, находившийся при температуре <220°C, подлежит дополнительной активации в токе воздуха или азота в течение 2-4 часов при температуре 400-450°C с объемной скоростью подачи газа, находящейся в диапазоне от 50 до 600 час⁻¹, а находившийся при более высоких температурах в токе воздуха или азота (стадия "горячего простоя") дополнительной активации не подлежит. Стадию "горячего простоя" возможно осуществлять при объемной скорости подачи газа 10-20 час⁻¹. Температурой активации считается средняя температура в слое катализатора.

После стадии активации катализатор готов к осуществлению процесса цеоформинга. Производство бензина процессом цеоформинга осуществляют путем подачи сырья в два последовательно работающих реактора (загруженные катализатором типа ИК-30) с последующим охлаждением и разделением продуктов реакции путем сепарации и ректификации.

Начальная средняя температура реакции - ~330°C и ~360°C соответственно для режимов получения бензинов типа Нормаль-80 (АИ-80) и АИ-92. При производстве бензина одного типа начальная температура реакции

может постепенно повышаться с увеличением количества циклов "реакция-регенерация". Начальная температура реакции может существенно зависеть (до $\pm 20^\circ$) от марки применяемого катализатора и от состава сырья. Процесс можно осуществлять в диапазоне давлений – 0,8-1,6 МПа. Рабочее же давление выбирается из технологических соображений, по получению результатов анализов прогонов определенного вида сырья.

В ходе процесса происходит постепенная дезактивация катализатора коксовыми отложениями, приводящая к увеличению проскока сырья и к падению октанового числа получаемого бензина. Для поддержания постоянного уровня активности катализатора, по мере ее падения повышают на 5-15 $^\circ$ C температуру реакции до конечной $\sim 450^\circ$ C, поддерживая выход и состав (качество) бензина на одном уровне. Температурой реакции считается средняя температура в слое катализатора.

После достижения конечной температуры реакции и ухудшения качества бензина (конец цикла), производят переключение подачи сырья с одной нитки реакторов на другую, а в реакторах с закоксованным катализатором начинают проведение стадии процесса регенерации катализатора. Регенерацию катализатора осуществляют также и в случае попадания в реактор жидкого сырья.

Регенерацию закоксованного катализатора осуществляют при температуре 500-525 $^\circ$ C, постадийно, регенерирующим газом - первоначально смесью воздуха и азота в заданном соотношении, а затем воздухом. Температурой регенерации считается температура в слое катализатора.

Для обеспечения непрерывности работы установки реакторный узел состоит из двух реакторных ниток, по два реактора в каждой (реакторов Р-201 – Р-202 и реакторов Р-203 – Р-204). Реакторы Р-201 - Р-202 работают в режиме получения бензина, реакторы Р-203 - Р-204 - в режиме регенерации катализатора и наоборот. Остальные узлы и системы установки работают непрерывно.

Между всеми стадиями "активация - цеоформинг - регенерация - цеоформинг - остановка установки" для безопасной смены реакционной среды осуществляют продувку реакторов инертным газом - азотом.

Длительность межрегенерационного пробега катализатора зависит от марки применяемого катализатора, состава и качества сырья и режима производства бензина. При неизменном качестве сырья в зависимости от количества произведенных циклов "реакция-регенерация" длительность межрегенерационного пробега катализатора может изменяться: постепенно сокращаться или первоначально возрастать, а затем уменьшаться.

Перегрузку катализатора осуществляют при сокращении времени межрегенерационного пробега менее 100-120 часов.

Скорость нагрева или охлаждения катализатора не должна превышать 50°/час.

Варьируя температурой реакции возможно производство бензинов с необходимыми октановыми числами - от 72 до 86 ММ. Варьируя режимами работы ректификационных колонн К-201 и К-202 возможно производство бензинов летних и зимних видов или различных классов – от 1 до 5 класса включительно. [2]

1.5.2 Стадии продувки реакторов от углеводородов и регенерация катализатора

В ходе процесса получения высокооктанового бензина происходит постоянная дезактивация катализатора образующимися в ходе превращения углеводородов коксовыми отложениями, приводящая к увеличению проскока сырья и падению октанового числа получаемого бензина. Для поддержания постоянного уровня активности катализатора, по мере его падения повышают температуру реакции до конечной 450°С, поддерживая выход, состав и октановое число (качество) бензина на одном уровне. После достижения конечной температуры реакции 450°С и ухудшения качества бензина сырье подают в реакторы Р-203 - Р-204, а в реакторах Р-201 - Р-202 начинают

проведение процесса регенерации катализатора, заключающегося в регулируемом выжигании катализаторного кокса.

Азот на продувки (содержание кислорода не более 0,5% об.), азот на регенерацию (с определенным содержанием кислорода) и воздух на установку цеоформинга поступают от газоразделительной мембранной установки по заводской сети.

Перед проведением процесса регенерации катализатора необходимо в первую очередь уравнивать давление в реакторных нитках Р-201 – Р-202 и Р-203 – Р-204 для чего следует снизить давление в выводимом на регенерацию реакторе Р-201(203) от 14,5 кг/см² (изб.) до 9-10 кг/см² со скоростью не более 0,2 (кг/см²)/мин. Отвод продуктов при сбросе давления осуществляется на сепаратор С-201 по линии продуктов реакции, как было описано выше.

После уравнивания давления в реакторах Р-201 и Р-203 одновременно переключают подачу:

- сырья от печи П-201 с реактора Р-201 на реактор Р-203;
- азота от печи П-203 с реактора Р-203 на реактор Р-201;
- продукта реактора Р-201 с печи П-202 на реактор Р-202;
- продукта реактора Р-203 с реактора Р-204 на печь П-202;
- продукта печи П-202 с реактора Р-202 на реактор Р-204;
- продукта реактора Р-202 с теплообменника Т-203 на теплообменник Т-210;
- продукта реактора Р-204 с теплообменника Т-210 на теплообменник Т-203.

После осуществления переключения направлений вышеописанных потоков в подключенной для выполнения основного процесса получения бензина нитке реакторов Р-203 – Р-204 осуществляют постепенный набор давления до рабочего значения - 14,5 кг/см² на входе реактора Р-203 и вывод температуры реакции в реакторах Р-203 и Р-204 на режимные значения.

Для обеспечения быстрого снижения температуры потока сырья, подаваемого в реакторы при переключении основного процесса с одной нитки реакторов на другую, в схеме предусмотрен байпас печи П-201, при этом необходимо снизить и тепловую нагрузку печей П-201 и П-202.

В отключенных от линии подачи сырья для регенерации катализатора реакторах Р-201 – Р-202 осуществляют стадию продувки азотом для освобождения реакторов от паров углеводородов до остаточного их содержания в продувочных газах не более 1,0% об. В начальный период продувки азот в реакторы подается с чистотой по содержанию кислорода не более 0,5% об. и с температурой не более 350°C.

Реакция горения катализаторного кокса, протекающая при регенерации катализатора, является автокаталитической и имеет высокий экзотермический тепловой эффект - ~40 МДж/кг, при этом адиабатический разогрев составляет 100-140°C на каждый 1% об. кислорода в регенерирующем газе. Поэтому перед подачей азота желательно снизить температуру слоя катализатора в реакторах до 350-420°C. В момент установления теплового равновесия температура в реакторах должна быть не выше 520°C. Если в процессе подачи газа температура продолжает расти, необходимо прекратить подачу смеси азот-кислород и подать в реакторы чистый азот от установки производства азота, и после снижения температуры до 520°C возобновить стадию регенерации заново с содержанием кислорода 1,0% об. и т.д.

По достижению содержания кислорода в смеси газов 21,0% об. (воздух) необходимо проверить состав газовой фазы (на линиях установлены газоанализаторы). Если содержание кислорода и диоксида углерода (CO₂) на выходе из сепаратора С-203 остается на том же уровне что и при подаче к реакторам – процесс регенерации можно считать законченным.

По мере проведения нескольких процессов регенерации и определении скорости выгорания кокса скорость увеличения содержания кислорода в газе регенерации может быть изменена (параметр скорости увеличения концентрации кислорода зависит от природы кокса, состав которого определяется природой сырья и маркой производимого топлива).

На установке цеоформинга азот для продувок и регенерирующий газ подают первоначально в межтрубное пространство теплообменника Т-210, а

затем - в печь П-203 и далее - в реактор Р-201 и из него в реактор Р-202 (или в реакторы Р-203 и Р-204).

В ходе регенерации катализатора постепенно повышают содержание кислорода в газе от 0,5% об. до 21 % об. (переход с азотовоздушной смеси на воздух) и повышают температуру подаваемого от печи П-203 газа в реакторы от 350°С до 520°С.

После реактора Р-202 (или Р-204) отработанные газы последовательно охлаждают в теплообменнике Т-210, аппарате воздушного охлаждения ВХ-202, дохлаживают в теплообменнике водяного охлаждения Т-211 и направляют в сепаратор С-203.

После сепаратора С-203 газы сбрасывают в зависимости от их состава:

- газы продувок от углеводородной среды (перед регенерацией катализатора, перед остановкой установки) – первоначально на факел, а затем – на свечу;
- газы регенерации – на свечу;
- газы продувок от кислорода (перед пуском установки или после регенерации) – на свечу.

Сконденсировавшийся во время продувок от углеводородной среды в сепараторе С-203 углеводородный конденсат по окончании продувки отводят самотеком в дренажную емкость Е-204.

Во время регенерации катализатора, а также его активации, в сепараторе С-203 возможна конденсация водяного конденсата, который из сепаратора С-203 сбрасывают самотеком в промканализацию.

После завершения регенерации катализатора его охлаждают в токе газа до рабочей температуры или температуры горячего простоя. Ориентировочная длительность межрегенерационного пробега катализатора зависит от режима производства бензина (АИ-80 или АИ-92) и качества сырья и может превышать 200 часов, а длительность регенерации катализатора не превышает 100-120 часов. Поэтому после окончания процесса регенерации катализатора необходимо принять следующее решение:

- либо осуществлять горячий простой отрегенерированного катализатора в токе воздуха;
- либо осуществлять горячий простой катализатора в токе азота, т.к. перед вводом этого катализатора в процесс, необходимо провести его продувку от воздуха, и затем включить в процесс.

Перед подачей углеводородного сырья в реакторы катализатор необходимо разогреть (или охладить) до рабочей температуры 335-350°C и продуть азотом работающие аппараты и трубопроводы для удаления кислорода из системы до остаточного его содержания в продувочном газе не более 0,5% об. [2]

1.5.3 Регенерация катализатора

Выгорание кокса в адиабатическом реакторе происходит послойно – начиная с первого слоя по ходу подачи регенерирующего газа. При загорании кокса наблюдается повышение температуры с S-образным температурным профилем по слою катализатора (начало профиля – температура входящего газа), который по мере выгорания кокса постоянно смещается по слою катализатора по ходу движения регенерирующего газа. По прохождении температурного максимума по всей длине слоя и выравнивании температурного профиля данная стадия регенерации считается законченной. После повышения содержания кислорода в регенерирующем газе возможно вновь образование S-образного температурного профиля. Режимная температура выжигания кокса в зоне максимальных температур – 500-520°C. Во всех случаях максимальная температура горения кокса не должна превышать 540°C.

При несоблюдении параметров режима (начальная температура, концентрация кислорода в газе) вследствие высокой экзотермичности процесса возможны вспышки кокса, приводящие к резкому росту температуры в зоне горения до 800°C и выше. В случаях резкого повышения температур выше 520°C в любой зоне слоя катализатора следует снизить содержание кислорода в регенерирующем газе. В случаях резкого повышения температур выше 53-

540°C в любом из слоев катализатора необходимо прекратить подачу воздуха в реактор, подать азот и снизить температуру в слое катализатора.

При регенерации катализатора возможен дополнительный контроль за окончанием регенерации на любой стадии по составу газов регенерации – по окончании горения кокса прекращается образование оксидов углерода и паров воды, состав газа на выходе реактора должен быть идентичен составу газа на входе в реактор.

Скорость нагрева или охлаждения катализатора не должна превышать 50°/час.

Режим регенерации рассчитан исходя из максимально возможного содержания кокса в регенерируемом катализаторе – 20% масс. от веса закоксованного катализатора. К расчету режима регенерации принят состав кокса C_1H_1 с учетом содержание общей серы в катализаторном коксе – 0,01% масс. Принято, что все компоненты кокса выгорают равномерно.

Стадии продувки и регенерации приведены в табл. 1.6. Режим регенерации и длительность могут быть уточнены в ходе первой эксплуатации установки.

Регенерацию катализатора так же осуществляют перед его выгрузкой из реакторов. В этом случае охлаждение катализатора осуществляют до температуры ниже 50°C, а само охлаждение может осуществляться как током воздуха или азота, так и естественным путем без протока газа (в последнем случае время охлаждения составляет несколько суток).

Таблица 1.6 - Стадии продувки и регенерации катализатора

№	Стадия	Объёмная скорость подачи газа, час ⁻¹	Длительность стадии, час
1	Продувка и охлаждение реактора до температуры 350-420 °С в токе азота. Содержание кислорода в газе – не более 0,5% об.	250-330	4-10
2	Подача регенерирующего газа с содержанием кислорода 1% об. и адиабатическое повышение температуры в слое катализатора до 500-520 °С в токе регенерирующего газа. Температура входящего газа $t=350-360$ °С	400-500	0,1-1

3	Регенерация катализатора при 500-520°C и содержании кислорода в газе ~1% об. Регулирование температуры регенерации температурой входящего газа от 350°C до t=460-480 °C.	400-500	40-60
4	Регенерация катализатора при 500-520°C, температура входящего газа t=460-480 °C. Регулирование температуры регенерации повышением содержания кислорода до 15-21 % об., затем – повышением температуры входящего газа до t=480-520 °C	400-920	10-20
5	Снижение температуры в слое катализатора до t=330-360 °C (т.е. до начальной температуры реакции) в токе воздуха. Регулирование температуры в слое катализатора температурой входящего газа.	250-920	4-10
6	Стадия «горячего простоя» катализатора в токе газа: - для режима производства АИ-80 - для режима производства АИ-92	250-920 250-920	50-200 0-150
7	Продувка реактора азотом	250-330	1-10

Примечания к таблице 1.6.

1. Объёмная скорость подачи газа рассчитана исходя из норм.м³ и суммарной загрузки катализатора в одну реакторную нитку (Р-201 и Р-202 или в Р-203 и Р-204.

2. При конечной температуре реакции ~450°C в связи с высоким содержанием кислорода в азоте (0,5% об.) горение катализаторного кокса может начаться сразу после подачи азота в реактор. В этом случае первые стадии регенерации будут выглядеть следующим образом:

№	Стадия	Объёмная скорость подачи газа, час ⁻¹	Длительность стадии, час
1	При конечной температуре реакции ~450°C прекращение подачи сырья и подача азота (содержание кислорода в азоте – не более 0,5% об.) с температурой входящего газа (350-360)°C - адиабатическое повышение температуры в слое катализатора до (500-520)°C	250-330	0,08-0,25 (5-15 мин.)
2	Регенерация в токе азота (содержание кислорода не более 0,5% об.) при (500-520)°C. Регулирование температурой входящего газа (350-400)°C	400-500	20-40*
3	Регенерация катализатора при (500-520)°C при содержании кислорода в газе ~1% об.	400-500	5-20*

	Регулирование температуры регенерации температурой входящего газа от 350°C до 450 °С.		
4	Регенерация катализатора при (500-520)°С, температура входящего газа (460-480) °С. Регулирование температуры регенерации повышением содержания кислорода до (15-21) % об., затем – повышением температуры входящего газа до (480-520) °С	400-920	5-20
5	Снижение температуры в слое катализатора до (330-360) °С (т.е. до начальной температуры реакции) в токе воздуха. Регулирование температуры в слое катализатора температурой входящего газа.	250-920	4-10
6	Стадия «горячего простоя» катализатора в токе газа: - для режима производства АИ-80 - для режима производства АИ-92	250-920 250-920	50-200 0-150
7	Продувка реактора азотом	250-330	0-150

*При подаче азота 1500 норм.м³/ч.

Примечание: В ходе стадии 2 по мере смещения фронта горения кокса температура начальных слоев катализатора будет снижаться (приближаться к температуре входящего газа).

3. Стадию № 6 можно осуществлять как при продувке воздухом, так и азотом в указанном интервале объёмной скорости подачи газа. В случае продувки азотом стадия 6 совмещена со стадией 7. Длительность стадии № 6 зависит от длительности межрегенерационного пробега катализатора.

4. Температура на стадии горячего простоя может быть в пределах (220-350) °С.

5. Максимальные расходы газов, подаваемых на стадиях продувок и регенерации составляют: азота – 1500 норм.м³/ч. Воздуха – 3500 норм.м³/ч.

6. В случае резкого повышения температуры выше 540°C в любом из слоёв катализатора необходимо прекратить подачу воздуха в реактор, подать азот и снизить температуру в слое катализатора. [2]

1.5.4 Загрузка и выгрузка катализатора

Загрузка выгрузка (перегрузка) катализатора в реакторах установки цеоформинга осуществляется не чаще 1 раза в год.

Операции по подготовке реакторов к загрузке и выгрузке катализатора производятся в соответствии с технологическим регламентом. Вскрытие реакторов производится в соответствии с технологическим регламентом,

техническими условиями завода-изготовителя реактора и в соответствии с требованиями разработанной инструкцией.

Завод-изготовитель катализатора ИК-30-1 - ОАО «Новосибирский завод химконцентратов» - катализатор поставляет в таре – металлических бочках вместимостью 60-100 л.

Катализатор в реакторах Р-201 – Р-204 должен грузиться на опорный материал в виде керамических шаров диаметром 10-20 мм (нижний слой шаров может быть двухслойным – с нижним слоем шаров большего диаметра, чем верхний). Слой катализатора должен быть накрыт сверху 100-200 мм слоем керамических шаров диаметром 15-25 мм. Высота верхнего слоя опорных шаров должна превышать высоту уровня горловины люка для выгрузки катализатора.

Загрузка керамических шаров и катализатора в реакторы Р-201 – Р-204 осуществляется последовательно - первоначально загружаются опорный (нижний) слой керамических шаров, затем катализатор, затем верхний слой керамических шаров.

Первоначально катализатор или керамические шары загружаются в бункер для загрузки катализатора из которого далее и производится их загрузка в реакторы. (Приложение А, рис. 3).

Загрузка катализатора и керамических шаров из бункера для загрузки в реакторы осуществляется через верхний фланец реактора по гофрированному пластиковому шлангу бункера. Загрузка катализатора и керамических шаров из бункера в реакторы должна производиться равномерно по всему сечению реактора путем вращения загрузочного конца шланга бункера по спирали с постепенным подъемом загрузочного конца по мере заполнения реактора.

Перед загрузкой катализатора целесообразно произвести его просеивание для удаления возможной пыли и комков. При засыпке катализатора внутрь реактора целесообразно производить отсос катализаторной пыли из загружаемого аппарата.

Проверка загруженных катализатором реакторов на герметичность производится в соответствии с технологическим регламентом. Пуск и эксплуатация реакторов должны производиться в соответствии с инструкциями завода-изготовителя и технологическим регламентом.

После загрузки катализатора перед пуском установки система реакторного блока должна быть продута инертным газом до остаточного содержания кислорода в системе не более 0,5% об.

Выгрузка из реакторов катализатора в нерегенерированном состоянии не допускается.

Выгрузка катализатора из реакторов осуществляется через нижний люк для выгрузки катализатора при снятом верхнем днище реактора. Выгрузка материала из реакторов осуществляется в специальный поддон. В случае возможного спекания катализатора и не просыпания его через люк для выгрузки катализатора необходимо разрушить образовавшиеся комки с применением шестов или багров через верхний фланец и/или люк для выгрузки катализатора.

После выгрузки катализатора из реактора необходимо проверить полноту выгрузки путем визуального осмотра и в случае возможного налипания комков катализатора к внутренним поверхностям реактора удалить образовавшиеся комки шестом или багром.

Выгруженные вместе с катализатором фарфоровые шары после их отделения от выгруженного материала путем просеивания могут быть использованы далее при загрузке новых партий катализатора.

Персонал, занятый загрузкой и выгрузкой катализатора, должен быть оснащен двусторонней телефонной или громкоговорящей связью.

При загрузке, выгрузке, просеивании катализатора персонал должен пользоваться респираторами, защитными очками, перчатками и соблюдать требования безопасности при обращении с катализатором в соответствии с техническими условиями поставщика конкретного катализатора.

По окончании операций по загрузке, выгрузке, просеиванию катализатора спецодежду необходимо очистить от катализаторной пыли и сдать в стирку. Просыпавшийся на площадку катализатор должен быть убран. [2]

2 ИНЖЕНЕРНЫЕ РАСЧЕТЫ

2.1 Описание технологической схемы

Условно принято, что реакторная нитка реакторов Р-201 - Р-202 работает в режиме производства бензина, а реакторная нитка реакторов Р-203 - Р-204 работает в режиме регенерации катализатора.

Описание технологической схемы выполнено для производства "летнего" бензина "Нормаль-80". Технологические режимы производства других марок бензинов представлены в Регламенте на проектирование.

На установку производства высокооктанового бензина сырье – прямогонная бензиновая фракция нефти (или газового конденсата) - поступает в буферную емкость Е-201. Сырье из буферной емкости Е-201 отбирают насосом Н-201(202) и под давлением $15,7 \text{ кг/см}^2$ (изб.) последовательно подают через межтрубное пространство теплообменников Т-201, Т-202 и Т-203 к печи П-201.

Нагретое сырье от печи П-201 при температуре $335/455^\circ\text{C}$ и давлении $1,47 \text{ МПа}$ поступает в реактор Р-201. От реактора Р-201 продукты реакции направляют в догревающую печь П-202, и после подогрева до температуры $345/465^\circ\text{C}$ и давлении $14,5 \text{ кг/см}^2$ направляют в реактор Р-202.

В реакционной зоне реакторов Р-201 и Р-202 на катализаторе типа ИК-30 происходит превращение низкооктановых компонентов сырья в высокооктановые и в газообразные углеводороды. Компенсация потери тепла, происходящего в результате наличия суммарного эндотермического теплового эффекта реакций в первом реакторе, происходит за счет промежуточного подогрева реакционной смеси в догревающей печи П-202.

После реактора Р-202 продукты реакции поступают в трубное пространство теплообменника Т-203. Для поддержания постоянства температуры потока продуктов реакции $310-320^\circ\text{C}$ после теплообменника Т-203 в схеме, на линии подачи сырья предусмотрен минующий теплообменник Т-203 байпас для отвода избыточного по теплу количества потока сырья.

После теплообменника Т-203 поток продуктов реакции подают в трубное пространство теплообменника Т-209, а затем последовательно – в теплообменники Т-207, Т-205, Т-202 и холодильник водяного охлаждения Т-204. Избыточное по теплу количество потока отводят по байпасам, минуя теплообменники Т-209, Т-207 и Т-205.

После охлаждения в холодильнике Т-204 продукты реакции (катализат в смеси газовой фазой) поступает в сепаратор С-201, где происходит отделение углеводородного газа от нестабильного катализата. В сепараторе С-201 предусмотрен отстойник воды, которая может присутствовать в катализате (направляется в промканализацию).

В процессе производства бензина Нормаль-80, для создания необходимого рабочего давления в реакторах Р-201(202) и Р-203(204), в сепараторе С-201 поддерживается повышенная температура (до 70°C). При изменении состава сырья температура в сепараторе С-201 может изменяться (при производстве бензинов с октановым числом более 90 ИМ температура в сепараторе С-201 на уровне 35-45°C поддерживается в зависимости от сезона года).

При отработке рабочих режимов производства бензинов, рабочее давление в реакторах может быть снижено, но не менее чем до 8 кг/см².

Отбираемый из сепаратора С-201 углеводородный газ (С₁-С₄, Н₂) направляют в емкость сбора газа Е-203 и он может быть использован на установке в качестве технологического топлива.

Нестабильный катализат из сепаратора С-201 отбирают насосом Н-203(204) и под давлением ~15 кг/см² подают через трубное пространство теплообменника Т-205 в питательную секцию стабилизационной колонны К-201. Верхом колонны К-201 отбирают легкую фракцию, которую охлаждают и конденсируют в теплообменнике водяного охлаждения Т-206 и подают в сепаратор С-202.

Углеводородные газы (пропан-бутановая фракция) от сепаратора С-202

направляют в емкость сбора газа Е-203 и затем используют в качестве технологического топлива. Жидкий дистиллят из сепаратора С-202 отбирают насосом Н-207(208) и подают частично на орошение колонны К-201, а балансовую часть - сжиженный газ, направляют в парк готовой продукции. Варьируя режимами работы колонны К-201 возможно сжиженный газ перевести в газообразное состояние и использовать в качестве топлива для печей.

Кубовый продукт колонны К-201 – стабильный катализат отбирают насосом Н-205(206) и подают в ребойлерную печь П-204. Часть продукта печи П-204 подают в колонну К-201 в качестве "горячей струи", а балансовую часть редуцируют до давления $1,12 \text{ кг/см}^2$ и подают через теплообменник Т-207 в питательную секцию ректификационной колонны К-202.

В связи с малым количеством кубового продукта колонны К-202 и его склонностью к осмолению и коксованию при высоких температурах, температура в кубе колонны К-202 и теплообменнике Т-209 должна быть минимально возможной (не более 250°C). В связи с этим основная часть тепла подводится в колонну К-202 за счет тепла сырья колонны, а в самой колонне поддерживается минимально возможное давление.

Верхом колонны К-202 при давлении $0,2-0,35 \text{ кг/см}^2$ отбирают пары бензина, которые охлаждают и конденсируют в воздушном холодильнике ВХ-201 и направляют в рефлюксную емкость Е-202. Жидкий дистиллят из емкости Е-202 отбирают насосом Н-211(212) и подают частично на орошение колонны К-202, а балансовую часть (бензин) дохлаживают в теплообменнике водяного охлаждения Т-208 и направляют в парк готовой продукции.

В режиме производства бензина типа Нормаль-80 возможно, что для некоторых видов сырья кубовый продукт колонны К-201 по фракционному составу будет соответствовать требованиям стандарта (в т.ч. по температурам выкипания 90% об. и конца кипения). В этом случае в последующей ректификации бензина нет необходимости. В связи с этим на линии продуктов реакции предусмотрена возможность подачи кубового продукта колонны К-201

на воздушный холодильник ВХ-201, емкость Е-202 (минуя теплообменник Т-207 и колонну К-202) и далее - в товарный парк.

Кубовый продукт колонны К-202 отбирают насосом Н-209(210) и подают, частично через межтрубное пространство теплообменника Т-209, обогреваемого продуктами реакции, в куб колонны К-202 в качестве "горячей струи", а балансовую часть продукта охлаждают в теплообменнике Т-201 и направляют в парк готовой продукции.

Кубовый остаток ректификационной колонны К-202 от теплообменного аппарата Т-201 можно направлять непосредственно на установку фракционирования нефти (конденсата газового) в качестве компонента сырья установки или компонента сырья колонны выделения дизельного топлива. [2]

Установка «Цеоформинг» включает в себя 2 основных узла: реакторный узел и узел фракционирования продуктов и предназначена для каталитического облагораживания прямогонной бензиновой фракции.

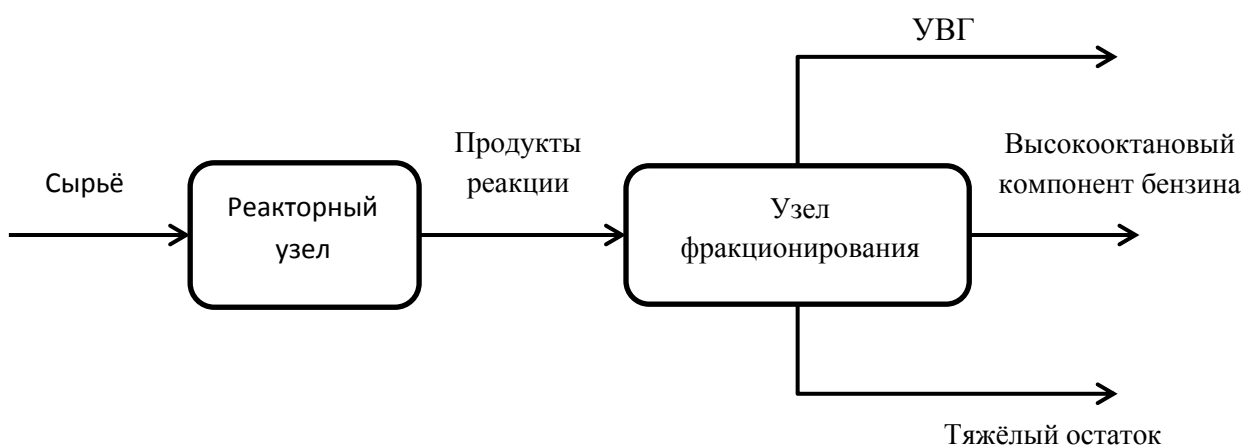


Рис. 5 - Упрощённая технологическая схема установки "Цеоформинг"

Основываясь на заводские данные составлен материальный баланс установки получения высокооктанового бензина по технологии «Цеоформинг» производительностью 45000 т/г в год по продукту.

2,2 Материальный баланс производства

Таблица 2.1 - Материальный баланс получения бензина АИ-92 (Регуляр-92)

№	Режим производства	АИ-92 летнего вида		
	Показатель	% масс.	кг/ч	т/г
	Подано:			
1	Сырье - прямогонный бензин	100	9057,971014	72463,76812
	Итого:	100	9057,971014	72463,76812
	Получено:			
1	1 Углеводородные газы	3,6	326,0869565	2608,695652
	в т. ч.:			
1.1	1.1 углеводородные газы сепарации	2,6	235,5072464	1884,057971
1.2	1.2 углеводородные газы стабилизации	1	90,57971014	724,6376812
2	2 Сжиженный газ СПБТ	32,1	2907,608696	23260,86957
3	3 Бензин АИ-92	62,1	5625	45000
4	4 Тяжелая фракция (фр. >200 ⁰ С)	1,7	153,9855072	1231,884058
5	5 Потери + кокс (0,11%)	0,5	45,28985507	362,3188406
	Итого	100	9057,971014	72463,76812

Пересчитали компонентный состав реакционной смеси и снесли в таблицы (2.2 – 2.4).

Таблица 2.2 - Состав исходного сырья

Прямогонный бензин (вход в Р-201)					
Ароматические					
Компонент	Мі	Кмоль	% Мол.	Кг/ч	% Мас.
Bezene	78	0,60	0,674169	47,01086949	0,519
Toluene	92	2,12	2,366706	194,6557968	2,149
p-Xylene	106	1,83	2,042652	193,5688403	2,137
o-Xylene	106	0,26	0,29249	27,71739126	0,306
1M4-EBenzene	120	0,69	0,768344	82,4275361	0,91
124-Mbenzene	120	0,60	0,674623	72,37318829	0,799
1245-M-BZ	134	0,48	0,538358	64,49275352	0,712
Naphthalene	128	0,31	0,351454	40,21739124	0,444
1-M-Naphthln	142	0,32	0,358902	45,56159413	0,503
Fr-555 (C14H22)	190	0,08	0,090655	15,3985507	0,17
Сумма		7,29	8,158352	783,4239118	8,649
Изопарафины + нафтены C5+					
Компонент	Мі	Кмоль	% Мол.	Кг/ч	% Мас.
Fr-360 (C7H14)	98	13,56	15,16804	1328,894925	14,671
Fr-385 (C8H16)	112	10,34	11,5704	1158,514491	12,79
Fr-412 (C9H18)	128	7,52	8,410362	962,4094188	10,625
Fr-435 (C10H20)	142	3,51	3,931506	499,0942021	5,51

Fr-458 (C11H22)	156	1,37	1,527596	213,0434779	2,352
Fr-480 (C12H26)	170	1,27	1,425634	216,6666663	2,392
i-Pentane	72	4,56	5,09978	328,260869	3,624
23-Mbutane	86	0,05	0,055373	4,25724637	0,047
2-Mpentane	86	3,06	3,424856	263,315217	2,907
3-Mpentane	86	1,62	1,808446	139,0398549	1,535
Сумма		46,87	52,42199	5113,496369	56,453
н-парафины C5					
Компонент	Mi	Кмоль	% Мол.	Кг/ч	% Мас.
n-Pentane	72	6,91	7,72566	497,28261	5,49
n-Hexane	86	5,15	5,76111	442,9347819	4,89
n-Heptane	100	4,92	5,501683	491,8478253	5,43
n-Octane	114	3,27	3,662634	373,2789849	4,121
n-Nonane	128	3,33	3,72114	425,8152167	4,701
n-Decane	142	1,98	2,214772	281,1594198	3,104
n-C11	156	1,06	1,189862	165,9420287	1,832
Сумма		26,62	29,77686	2678,260865	29,568
Hydrogen	2	0	0	0	0
H2S	34	0	0	0	0
Methane	16	0	0	0	0
Ethane	30	0	0	0	0
Ethylene	28	0	0	0	0
Propene	42	0	0	0	0
1-Butene	56	0	0	0	0
1-Pentene	72	0	0	0	0
Сумма		0	0	0	0
C3-C4					
Propane	44	1,23	1,37473	54,07608687	0,597
i-Butane	58	1,59	1,776596	92,11956507	1,017
n-Butane	58	5,80	6,491476	336,5942024	3,716
Сумма		8,62	9,642802	482,7898543	5,330
Итого		89,40	100	9057,9710	100

Таблица 2.3 - Состав реакционной смеси прореагировавшая на цеолитном катализаторе в P-201, вход в P-202

Реакционная смесь (выход из P-201, вход в P-202)					
Ароматические					
Компонент	Mi	Кмоль	% Мол.	Кг/ч	% Мас.
Bezene	78	0,87	0,774604	67,5724637	0,746
Toluene	92	4,20	3,753746	386,231883	4,264
p-Xylene	106	6,06	5,421797	642,753622	7,096
o-Xylene	106	1,38	1,237783	146,73913	1,62
1M4-EBenzene	120	2,20	1,963351	263,496376	2,909
124-Mbenzene	120	0,99	0,888199	119,202898	1,316
1245-M-BZ	134	0,78	0,699905	104,891304	1,158
Naphthalene	128	0,60	0,536564	76,8115941	0,848
1-M-Naphthln	142	0,35	0,317119	50,3623188	0,556

Fr-555 (C14H22)	190	0,10	0,093779	19,9275362	0,22
Сумма		17,54	15,68685	1877,98913	20,733
Изопарафины + нафтены C5+					
Компонент	Mi	Кмоль	% Мол.	Кг/ч	% Мас.
Fr-360 (C7H14)	98	9,38	8,388329	919,384057	10,15
Fr-385 (C8H16)	112	6,53	5,838567	731,340579	8,074
Fr-412 (C9H18)	128	5,68	5,074578	726,449274	8,02
Fr-435 (C10H20)	142	2,72	2,432004	386,231883	4,264
Fr-458 (C11H22)	156	0,66	0,587702	102,536232	1,132
Fr-480 (C12H26)	170	0,18	0,159123	30,2536231	0,334
i-Pentane	72	6,93	6,196919	499,003622	5,509
23-Mbutane	86	0,09	0,078166	7,51811593	0,083
2-Mpentane	86	3,40	3,038096	292,210144	3,226
3-Mpentane	86	1,97	1,762962	169,565217	1,872
Сумма		37,53	33,55644	3864,49275	42,664
н-парафины C5					
Компонент	Mi	Кмоль	% Мол.	Кг/ч	% Мас.
n-Pentane	72	7,33	6,558002	528,079709	5,83
n-Hexane	86	2,93	2,619957	251,992753	2,782
n-Heptane	100	1,72	1,538825	172,101449	1,9
n-Octane	114	1,00	0,89374	113,949275	1,258
n-Nonane	128	0,71	0,635904	91,0326086	1,005
n-Decane	142	0,27	0,237839	37,7717391	0,417
n-C11	156	0,02	0,016094	2,80797101	0,031
Сумма		13,98	12,50036	1197,73551	13,223
Hydrogen	2	1,09	0,971889	2,17391304	0,024
H2S	34	0,01	0,004764	0,18115942	0,002
Methane	16	0,36	0,323963	5,79710144	0,064
Ethane	30	0,44	0,391455	13,134058	0,145
Ethylene	28	0,22	0,199584	6,24999999	0,069
Propene	42	0,34	0,30468	14,3115942	0,158
1-Butene	56	0,17	0,150411	9,42028984	0,104
1-Pentene	72	0,24	0,212601	17,1195652	0,189
Сумма		2,86	2,559348	68,3876811	0,755
C3-C4					
Propane	44	19,01	17,0007	836,59	9,236
i-Butane	58	7,70	6,885612	446,65	4,931
n-Butane	58	13,21	11,81069	766,12	8,458
Сумма		39,92	35,697	2049,37	22,625
Итого		111,84	100	9057,9710	100

Таблица 2.4 - Продукты реакции на выходе P-202

№ потока	Продукты реакции (выход из P-202)				
Ароматические					
Компонент	Mi	Кмоль	% Мол.	Кг/ч	% Мас.
Bezene	78	1,28	0,991614	99,90942013	1,103
Toluene	92	7,02	5,435311	645,923912	7,131
p-Xylene	106	7,95	6,15232	842,391303	9,3

o-Xylene	106	1,58	1,225833	167,8442026	1,853
1M4-EBenzene	120	2,54	1,965788	304,7101444	3,364
124-Mbenzene	120	1,27	0,981141	152,0833331	1,679
1245-M-BZ	134	0,86	0,668787	115,7608694	1,278
Naphthalene	128	0,77	0,593308	98,09782593	1,083
1-M-Naphthln	142	0,57	0,441974	81,06884045	0,895
Fr-555 (C14H22)	190	0,20	0,152795	37,49999994	0,414
Сумма		24,04	18,60887	2545,289851	28,1
Изопарафины + нафтены C5+					
Компонент	Mi	Кмоль	% Мол.	Кг/ч	% Мас.
Fr-360 (C7H14)	98	5,19	4,016343	508,4239122	5,613
Fr-385 (C8H16)	112	3,40	2,630873	380,6159414	4,202
Fr-412 (C9H18)	128	3,78	2,923809	483,4239123	5,337
Fr-435 (C10H20)	142	0,86	0,66222	121,4673911	1,341
Fr-458 (C11H22)	156	0,61	0,473781	95,47101434	1,054
Fr-480 (C12H26)	170	0,06	0,042899	9,42028984	0,104
i-Pentane	72	7,07	5,473507	509,0579702	5,62
23-Mbutane	86	0,09	0,070123	7,78985506	0,086
2-Mpentane	86	2,11	1,634849	181,6123186	2,005
3-Mpentane	86	1,42	1,101587	122,3731882	1,351
Сумма		24,58	19,02999	2419,655793	26,713
н-парафины C5					
Компонент	Mi	Кмоль	% Мол.	Кг/ч	% Мас.
n-Pentane	72	3,96	3,068865	285,4166662	3,151
n-Hexane	86	1,23	0,951556	105,7065216	1,167
n-Heptane	100	0,66	0,508393	65,67028975	0,725
n-Octane	114	0,53	0,412128	60,6884057	0,67
n-Nonane	128	0,33	0,256936	42,48188399	0,469
n-Decane	142	0,07	0,051852	9,51086955	0,105
n-C11	156	0,01	0,004046	0,81521739	0,009
Сумма		6,79	5,253774	570,2898542	6,296
Hydrogen	2	1,99	1,542711	3,98550724	0,044
H2S	34	0,01	0,006187	0,27173913	0,003
Methane	16	0,86	0,666171	13,76811592	0,152
Ethane	30	1,23	0,949001	36,77536226	0,406
Ethylene	28	0,18	0,140246	5,07246376	0,056
Propene	42	0,30	0,228735	12,40942027	0,137
1-Butene	56	0,23	0,17656	12,77173911	0,141
1-Pentene	72	0,17	0,135377	12,59057969	0,139
Сумма		4,97	3,844988	97,64492738	1,078
C3-C4					
Propane	44	40,38	31,26061	1776,721012	19,615
i-Butane	58	12,62	9,770099	731,9746365	8,081
n-Butane	58	15,80	12,23167	916,3949261	10,117
Сумма		68,80	53,26237	3425,090574	37,813
Итого		129,17	100	9057,9710	100

Таблица 2.5 Групповой углеводородный состав

Групповой углеводородный состав, % мас.	Прямогонный бензин (вход Р-201)	Реакционная смесь (выход из Р-201 в Р-202)	Продукты реакции (выход Р-202)
Парафиновые	34,90	36,60	45,19
Нафтеновые	56,45	42,66	26,71
Ароматические	8,65	20,73	28,10
Итого	100	100	100,0

2.3 Технологический расчёт реакторов цеоформинга

Номинальная производительность реакторного блока цеоформинга по сырью 72463,768 т/г по сырью или 9057,9710 кг/ч при работе установки 8000 часов в году.

Фракционный и углеводородные составы сырья приведены в таблице 2.6.

Таблица 2.6 Фракционный и углеводородные составы сырья

Плотность, кг/м ³	Фракционный состав					Углеводородный состав, % масс.		
	н. к	10%	50%	90%	к. к.	ароматические	нафтеновые	парафиновые
719	32	55	114	205	231	8,65	56,45	34,90

2.3.1 Исходные данные и определения.

Над цеолитным катализатором КН-30 при цеоформинге протекают следующие реакции:

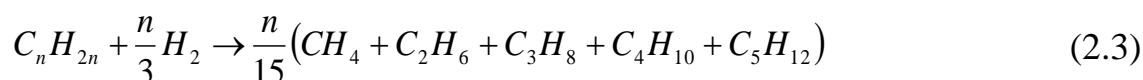
а) превращение нафтеных углеводородов в ароматические:



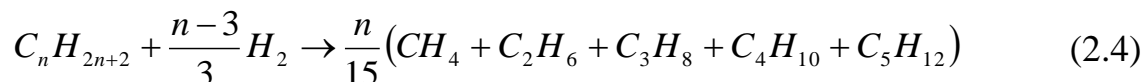
б) превращение нафтеных углеводородов в парафиновые



в) гидрокрекинг нафтеных углеводородов:



г) гидрокрекинг парафиновых углеводородов:



где n - углеродное число.

Исходные данные для расчета:

Производительность реактора по сырью: 9057,9710 кг/ч

Температура реакции: 335 - 470⁰С

Давление в начале процесса (на входе в реактор): 1,472 Мпа

Число реакторов: 2

Для пересчёта состава питания воспользуемся формулой:

$$M_c \cdot y_i = M_i \cdot y'_i, \quad (2.5)$$

где M_c - средняя молекулярная масса сырья;

M_i - средняя молекулярная масса i -го компонента сырья;

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

y'_i - то же в мольных долях.

Средняя молекулярная масса сырья:

$$M_c = 0,4 \cdot T_{50} - 45, \quad (2.6)$$

где T_{50} – температура выкипания 50% бензина (таблица 2.5), К.

$$M_c = 0,4 \cdot 387 - 45 = 109,8 \text{ кмоль/кг}$$

Средние молекулярные массы ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов питания можно рассчитать, исходя из условия, что число атомов n углерода в них будет одно и то же. Формулы для расчёта молекулярных масс углеводородов питания представлены в таблице 2.6.

Для того чтобы определить углеродное число n , используется формула:

$$M_c = \frac{1}{\frac{y_a}{M_a} + \frac{y_n}{M_n} + \frac{y_p}{M_p}}, \quad (2.7)$$

где y_a , y_n , y_p - содержание ароматических, нафтеновых, парафиновых углеводородов в питании (таблица 2.6), масс. доли;

M_a , M_n , M_p - средние молекулярные массы углеводородов (таблица 2.7).

Таблица 2.7 - Расчётные формулы молекулярных масс углеводородов

Углеводород (компонент)	Формула углеводорода	Формула для расчёта молекулярной массы по углеродному числу
Ароматические	C_nH_{2n-6}	$M_a = 12n + 1 \cdot (2n-6) = 14n - 6$
Нафтеновые	C_nH_{2n}	$M_n = 12n + 1 \cdot 2n = 14n$
Парафиновые	C_nH_{2n+2}	$M_p = 12n + 1 \cdot (2n+2) = 14n + 2$

Формула для подсчёта величины M_c :

$$M_c = \frac{1}{\frac{y_a}{14 \cdot n - 6} + \frac{y_H}{14 \cdot n} + \frac{y_{II}}{14 \cdot n + 2}}, \quad (2.8)$$

После преобразований получается кубическое уравнение:

$$n^3 - \frac{1}{14} \cdot (M_c + 4) \cdot n^2 - \frac{1}{98} \cdot \{6 + (y_a - 2 \cdot y_H - 3 \cdot y_{II}) \cdot M_c\} \cdot n + \frac{3}{688} \cdot y_H \cdot M_c = 0.$$

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

$$n^3 - 8,128 \cdot n^2 + 2,279 \cdot n + 0,271 = 0$$

Найти значение n можно также при помощи программы Excel.

Получим $n = 7,83$.

Числовые значения молекулярных масс углеводородов (таблица 2.6):

$$M_a = 14 \cdot 7,83 - 6 = 103,621$$

$$M_H = 14 \cdot 7,83 = 109,621$$

$$M_{II} = 14 \cdot 7,83 + 2 = 111,621$$

Пересчет состава сырья представлен в таблице 2.8.

Таблица 2.8 – Пересчёт массового состава сырья в мольный

Компоненты	Молекулярная масса, M_i	Содержание в сырье	
		y_i , масс. доли	$y'_i = y_i \cdot \frac{M_c}{M_i}$, мольн. доли
C_nH_{2n-6}	103,621	0,086	0,092
C_nH_{2n}	109,621	0,564	0,565
C_nH_{n+2}	111,621	0,348	0,343
Сумма	–	1,00	1,000

Количество сырья (в кмоль) равно:

$$n_{cl} = \frac{G_c}{M_c}, \quad (2.9)$$

где G_c – количество сырья, кг/ч.

Рассчитывается величина n_{cl} :

$$n_{cl} = \frac{9057,971}{109,8} = 82,425 \text{ кмоль/ч}$$

Расчетные данные по количеству и составу сырья приведены в таблице 2.9.

Таблица 2.9 – Количество и состав сырья

Компонент	y'_i , мольная доля	Количество $n_{cli} = n_{cl} \cdot y'_i$, кмоль / ч
$C_n H_{2n-6}$	0,092	7,560
$C_n H_{2n}$	0,565	46,647
$C_n H_{2n+2}$	0,343	28,288
Сумма	1,000	82,495

Вычислим объемную производительность установки по сырью:

$$\frac{P_1 \cdot V_1}{T_1} = \frac{P_0 \cdot V_0}{T_0}, \quad (2.10)$$

$$V_1 = \frac{P_0 \cdot V_0}{T_0} \cdot \frac{T_1}{P_1}, \quad (2.11)$$

$$V_0 = 22,4 \cdot n_{cli}, \quad (2.12)$$

Таблица 2.10 - Объемная производительность установки по сырью

Компонент	мольная доля	Объемная производительность, м ³ /ч
$C_n H_{2n-6}$	0,092	26,603
$C_n H_{2n}$	0,565	164,137
$C_n H_{2n+2}$	0,343	99,535
Сумма	1,000	290,275

Объемную производительность переведем в м³/с

$$V_1 = \frac{290,275}{3600} = 0,08 \text{ м}^3/\text{с}$$

Опираясь на заводские данные и производительность на катализаторе ИК-30 делаем пересчет 3750 кг/ч на нашу производительность 9057,971 кг/ч.

Для первого реактора (Р-201) производительностью 3750 кг/ч

Высота слоя катализатора = 1,6 м

Диаметр слоя = 0,9

Линейная скорость газа при рабочих условиях на входе = 0,048 м/с

Объем катализатора при заводских данных:

$$V_k = 3,14 \cdot 0,9^2 \cdot 1,6 = 1,017 \text{ м}^3$$

Удельная производительность катализатора по жидкому сырью:

$$\frac{3750}{1,017} = 3686,01 \text{ кг}/(\text{ч} \cdot \text{м}^3)$$

Объем катализатора в первом реакторе при производительности 9057,971 кг/ч:

$$V_{к1} = \frac{9057,971}{3686,01} = 2,46 \text{ м}^3$$

Для второго реактора (Р-202) производительностью 3750 кг/ч

Высота слоя катализатора = 2,2 м

Диаметр слоя = 1,2

Линейная скорость газа при рабочих условиях на входе = 0,039 м/с

Объем катализатора при заводских данных:

$$V_{к} = 3,14 \cdot 1,2^2 \cdot 2,2 = 2,486 \text{ м}^3$$

Удельная производительность катализатора по жидкому сырью:

$$\frac{3750}{2,486} = 1507,91 \text{ кг}/(\text{ч} \cdot \text{м}^3)$$

Объем катализатора в первом реакторе при производительности 9057,971 кг/ч:

$$V_{к2} = \frac{9057,971}{1507,91} = 6 \text{ м}^3$$

Таблица 2. 11 - Материальный баланс первого реактора (Р-201)

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. доли	Средняя молекулярная масса M_i	Количество $G_i = n_i \cdot M_i$, кг/ч
Приход				
$C_n H_{2n-6}$	7,29	0,082	107,414	783,4239
$C_n H_{2n}$	46,87	0,524	109,111	5113,4964
$C_n H_{2n+2}$	35,24	0,394	89,698	3161,0507
Сумма	89,40	1,000		9057,971000
Расход				
$C_n H_{2n-6}$	17,54	0,157	107,044	1877,9891
$C_n H_{2n}$	37,53	0,336	102,972	3864,4927

$C_n H_{2n+2}$	56,77	0,508	58,406	3315,4891
Сумма	111,84	1,000		9057,971000

Таблица 2. 12 - Материальный баланс второго реактора (P-202)

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. доли	Средняя молекулярная масса M_i	Количество $G_i = n_i \cdot M_i$,кг/ч
Приход				
$C_n H_{2n-6}$	17,54	0,157	107,044	1877,9891
$C_n H_{2n}$	37,53	0,336	102,972	3864,4927
$C_n H_{2n+2}$	56,77	0,508	58,406	3315,4891
Сумма	111,84	1,000		9057,971000
Расход				
$C_n H_{2n-6}$	24,04	0,186	105,888	2545,2899
$C_n H_{2n}$	24,58	0,190	98,434	2419,6558
$C_n H_{2n+2}$	80,55	0,624	50,811	4093,0254
Сумма	129,17	1,000		9057,97100

2.4 Тепловой баланс реакторного узла

2.4.1 Тепловой баланс первого реактора (поз. P-201)

Основные реакции цеоформинга (2.1) – (2.2) протекают с поглощением тепла. Перепад температуры в реакторах зависит от группового углеводородного состава сырья и температуры реакции.

Уравнение теплового баланса реактора в общем виде:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4 \quad (2.13)$$

Левая часть уравнения учитывает приход тепла с сырьём (в кВт).

Правая часть уравнения учитывает расход тепла (в кВт):

Q_2 - на реакции цеоформинга;

Q_3 - с продуктами реакций и образовавшемся водородсодержащем газом

Q_3 - потери в окружающую среду.

Рассчитаем энтальпию газового потока на входе в аппарат.

Данные по энтальпии при температуре $T_{\text{вх.1}} = 673 \text{ К}$. Для ароматических $C_n H_{2n-6}$, нафтеновых $C_n H_{2n}$ и парафиновых $C_n H_{2n+2}$ углеводородов сырья в парообразном состоянии числовые значения энтальпии определяются по таблицам [8, стр. 332] или по формуле (в кДж/кг):

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

При этом возникает необходимость расчёта относительной плотности углеводородов p_{15}^{15} по известной величине их молекулярной массы. Для этого воспользуемся формулой Крэга:

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1,03 \cdot M}{44,29 + M} \quad (2.15).$$

Найденные значения относительной плотности углеводородов представлены в таблице 2.13.

Таблица 2.13 – Относительные плотности углеводородов

Углеводороды	Относительная плотность ρ_{15}^{15}	
	на входе в реактор	на выходе из реактора
Ароматические	0,729	0,729
Нафтеновые	0,733	0,720
Парафиновые	0,690	0,586

Расчёт энтальпии питающей смеси по формуле (2.15) приведён в таблице 2.14.

Таблица 2.14 – Энтальпия питающей смеси

Компонент	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y_i' = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. доли	$M_i \cdot y_i'$	Содержание $y_i = \frac{M_i \cdot y_i'}{M_{\text{см}}}$, масс. доли	Энтальпия, кДж/кг	
						q_{Ti}^r	$q_{Ti}^r \cdot y_i$
$C_n H_{2n-6}$	107,41	7,29	0,08	8,76	0,09	1279,78	110,63
$C_n H_{2n}$	109,11	46,87	0,52	57,20	0,56	1277,82	721,44
$C_n H_{2n+2}$	89,70	35,24	0,39	35,36	0,35	1298,87	453,26
Сумма	-	89,4	1,00	101,32	1,00	-	1285,34

$$Q_1 = G_c \cdot \sum q_{Ti}^r = 9057,971 \cdot 1285,34 = 11,64 \cdot 10^6 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}} = 3234,04 \text{ кВт}$$

Для расчёта теплового эффекта реакции, воспользуемся формулой [8, стр. 266]:

$$q_p = -335 \cdot x, \quad (2.16)$$

где x – выход водорода в расчёте на исходное сырьё, % масс.

Из материального баланса реактора (таблица 2.3) следует, что в результате цеоформинга получен водород в количестве:

$$x = 0,024$$

Тогда тепловой эффект реакции:

$$q_p = -335 \cdot 0,024 = -8,04 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_2 = G_c \cdot q_p = 9057,971 \cdot \frac{8,04}{3600} = 20,229 \text{ кВт}$$

Тепловой баланс реактора с учётом принятой величины потерь в окружающую среду в количестве $Q_4 = 0,01 \cdot Q_1 = 0,01 \cdot 3234,04 = 32,34 \text{ кВт}$ кДж/ч приведён в таблице 2.15.

Величина Q_3 равна:

$$Q_3 = 9057,971 \cdot q_{T_{\text{ВЫХ}}}^r$$

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 3234,04 - 20,229 - 32,34 = 3181,47 \text{ кВт}$$

Тогда

$$q_{T_{\text{ВЫХ.1}}}^r = \frac{3181,47 \cdot 3600}{9057,971} = 1264,44 \text{ кДж/кг}$$

Таблица 2.15 - Тепловой баланс реактора

Поток	Температура, К	Количество, кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q_1	$T_{\text{ВХ.1}} = 673$	9057,971	1285,335	3234,04
Сумма	–	9057,971	–	3234,04
Расход				
Q_2	–	–	8,04	20,22947
Q_3	$T_{\text{ВЫХ.1}}$	9057,971	$q_{T_{\text{ВЫХ.1}}}^r = 1264,44$	3181,47

Q ₄	принимается		–	32,3403
Сумма	–	9057,971	–	3234,04

Для определения числового значения температуры потока, покидающего реактор, необходимо рассчитать состав смеси на выходе из реактора и построить вспомогательный график зависимости $q_{T_{\text{ВЫХ.1}}}^{\Gamma} = f(T_{\text{ВЫХ.1}})$. [9]

Состав газа, покидающего реактор, рассчитан на основе данных таблицы 2.11 и представлен в таблице 2.16.

Таблица 2.16 - Состав газа, покидающего реактор

Компонент	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание	$M_i \cdot y_i'$	Содержание
			$y_i' = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. доли		$y_i = \frac{M_i \cdot y_i'}{M_{\text{см}}}$, масс. доли
$C_n H_{2n-6}$	107,04	17,54	0,156	16,787	0,207
$C_n H_{2n}$	102,97	37,53	0,335	34,553	0,426
$C_n H_{2n+2}$	58,41	56,77	0,507	29,646	0,366
Сумма	–	111,84	1,000	80,988	1,000

Для построения вспомогательного графика зависимости $q_{T_{\text{ВЫХ.1}}}^{\Gamma} = f(T_{\text{ВЫХ.1}})$ зададимся двумя ориентировочными числовыми значениями температуры: 623 К и 673 К. Значения энтальпии при этих температурах рассчитаны в таблице 2.17.

Таблица 2.17 – Теплосодержания потока при 623 и 673К, кДж/кг

Компоненты	Содержание y_i , масс. доли	Энтальпия			
		при 623 К		при 673 К	
		q_{Ti}^{Γ}	$q_{Ti}^{\Gamma} \cdot y_i$	q_{Ti}^{Γ}	$q_{Ti}^{\Gamma} \cdot y_i$
$C_n H_{2n-6}$	0,207	1133,158562	234,889	1279,205	265,163
$C_n H_{2n}$	0,426	1136,848853	485,035	1283,270	547,5051
$C_n H_{2n+2}$	0,366	1196,365634	437,947	1348,827	493,7573
Сумма	1,000	-	1157,871	-	1306,425

Вспомогательный график $q_{T_{\text{вых.1}}}^r = f(T_{\text{вых.1}})$, построенный по данным таблицы 2.17, представлен на рисунке 6.

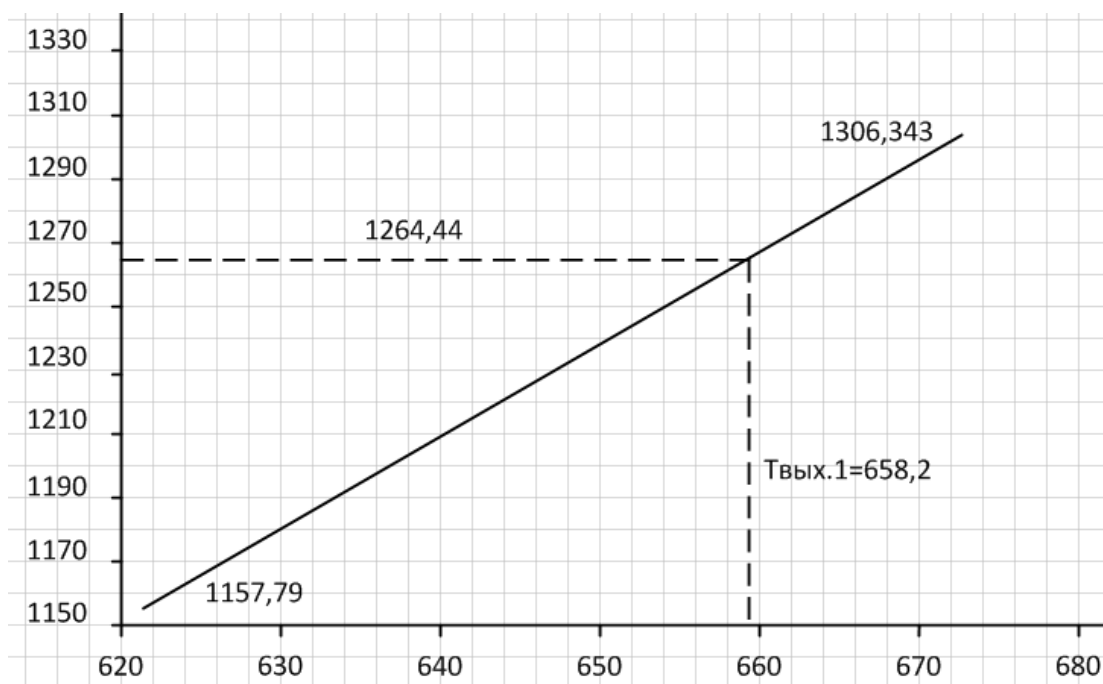


Рис. 6 График $q_{T_{\text{вых.1}}}^r = f(T_{\text{вых.1}})$

Из него найдём, что энтальпии кДж/кг соответствует температура $T_{\text{вых.1}} = 658,2$ К.

Перепад температуры в первом реакторе равен:

$$\Delta T_1 = T_{\text{вх.1}} - T_{\text{вых.1}} = 673 - 658,2 = 14,8 \text{ К.}$$

2.4.2 Тепловой баланс второго реактора (поз. Р-202)

Таблица 2.18 – Относительные плотности углеводородов

Углеводороды	Относительная плотность ρ_{15}^{15}	
	на входе в реактор	на выходе из реактора
Ароматические	0,729	0,726
Нафтеновые	0,720	0,710
Парафиновые	0,586	0,550

Тепловой баланс второго реактора рассчитывается аналогично тепловому расчету первого реактора, по уравнению:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4$$

Левая часть уравнения (Q_1) учитывает приход тепла с сырьем (в кВт).

Правая часть уравнения учитывает расход тепла (в кВт):

Q_2 – на реакции цеоформинга; Q_3 – с продуктами реакции и образовавшемся водородсодержащем газом; Q_4 – потери в окружающую среду.

Расчёт энтальпии питающей смеси приведён в таблице 2.19.

Таблица 2.19 - Энтальпия питающей смеси

Компонент	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. доли	$M_i \cdot y'_i$	Содержание $y_i = \frac{M_i \cdot y'_i}{M_{см}}$, масс. доли	Энтальпия, кДж/кг	
						q_{Ti}^r	$q_{Ti}^r \cdot y_i$
$C_n H_{2n-6}$	107,04	17,54	0,157	16,788	0,207	1294,335	268,299
$C_n H_{2n}$	102,97	37,53	0,336	34,554	0,427	1298,439	553,977
$C_n H_{2n+2}$	58,41	56,77	0,508	29,647	0,366	1364,622	499,539
Сумма	-	111,84	1,000	80,988	1,000	-	1321,815

$$Q_1 = G_c \cdot \sum q_{Ti}^r = 9057,971 \cdot 1321,815 = 11,92 \cdot 10^6 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}} = 3325,82 \text{ кВт}$$

Для расчёта теплового эффекта реакции, воспользуемся формулой [8, стр 266]:

$$q_p = -335 \cdot x,$$

где x – выход водорода в расчёте на исходное сырьё, % масс.

Из материального баланса реактора (таблица 2.4) следует, что в результате цеоформинга получен водород в количестве:

$$x = 0,044$$

Тогда тепловой эффект реакции:

$$q_p = -335 \cdot 0,044 = -14,74 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_2 = G_c \cdot q_p = 9057,971 \cdot \frac{14,74}{3600} = 33,258 \text{ кВт}$$

Тепловой баланс реактора с учётом принятой величины потерь в окружающую среду в количестве $Q_4 = 0,01 \cdot Q_1 = 0,01 \cdot 3325,82 = 33,25 \text{ кВт}$ кДж/ч приведён в таблице 2.20.

Величина Q_3 равна:

$$Q_3 = 9057,971 \cdot q_{T\text{ВЫХ}}^r \quad (2.17)$$

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 3325,82 - 33,258 - 33,25 = 3255,48 \text{ кВт}$$

Тогда

$$q_{T_{\text{ВЫХ.1}}}^{\Gamma} = \frac{3255,48 \cdot 3600}{9057,971} = 1293,857 \text{ кДж/кг}$$

Таблица 2.20 - Тепловой баланс второго реактора

Поток	Температура, К	Количество, кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q ₁	T _{ВХ.2} = 678	9057,971	1321,815	3325,82
Сумма	–	9057,971	–	3325,82
Расход				
Q ₂	–	–	14,74	37,08736
Q ₃	T _{ВЫХ.2}	9057,971	q _{T_{ВЫХ.1}} ^Γ = 1293,857	3255,48
Q ₄	принимается		–	33,25823
Сумма	–	9057,971	–	3325,82

Для определения числового значения температуры T_{ВЫХ.2} потока, покидающего реактор, необходимо рассчитать состав смеси на выходе из реактора и построить вспомогательный график зависимости $q_{T_{\text{ВЫХ.2}}}^{\Gamma} = f(T_{\text{ВЫХ.2}})$.

Состав газа, покидающего реактор, рассчитан на основе данных таблицы 2.12 и представлен в таблице 2.21.

Таблица 2.21 - Состав газа, покидающего реактор

Компонент	Молекулярная масса M _i	Количество n _i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. доли	M _i · y' _i	Содержание $y_i = \frac{M_i \cdot y'_i}{M_{\text{см}}}$, масс. доли
C _n H _{2n-6}	105,89	24,04	0,186	19,707	0,281
C _n H _{2n}	98,43	24,58	0,190	18,730	0,267
C _n H _{2n+2}	50,87	80,55	0,624	31,722	0,452
Сумма	–	129,17	1,000	70,160	1,000

Для построения вспомогательного графика зависимости $q_{T_{\text{ВЫХ.2}}}^{\Gamma} = f(T_{\text{ВЫХ.2}})$ зададимся двумя ориентировочными числовыми значениями температуры: 628 К и 678 К. Значения энтальпии при этих температурах рассчитаны в таблице 2.22.

Таблица 2.22 – Теплосодержания потока при 628 и 678К, кДж/кг

Компоненты	Содержание y_i , масс. доли	Энтальпия			
		при 628 К		при 678 К	
		Q_{Ti}^{Γ}	$Q_{Ti}^{\Gamma} \cdot y_i$	Q_{Ti}^{Γ}	$Q_{Ti}^{\Gamma} \cdot y_i$
$C_n H_{2n-6}$	0,281	1148,371	322,562	1295,477	363,883
$C_n H_{2n}$	0,267	1155,464	308,472	1303,288	347,936
$C_n H_{2n+2}$	0,452	1227,024	554,792	1382,087	624,903
Сумма	1,000	-	1185,827	-	1336,723

Вспомогательный график $q_{T_{\text{ВЫХ.2}}}^{\Gamma} = f(T_{\text{ВЫХ.2}})$, построенный по данным таблицы 2.22, представлен на рисунке 7.

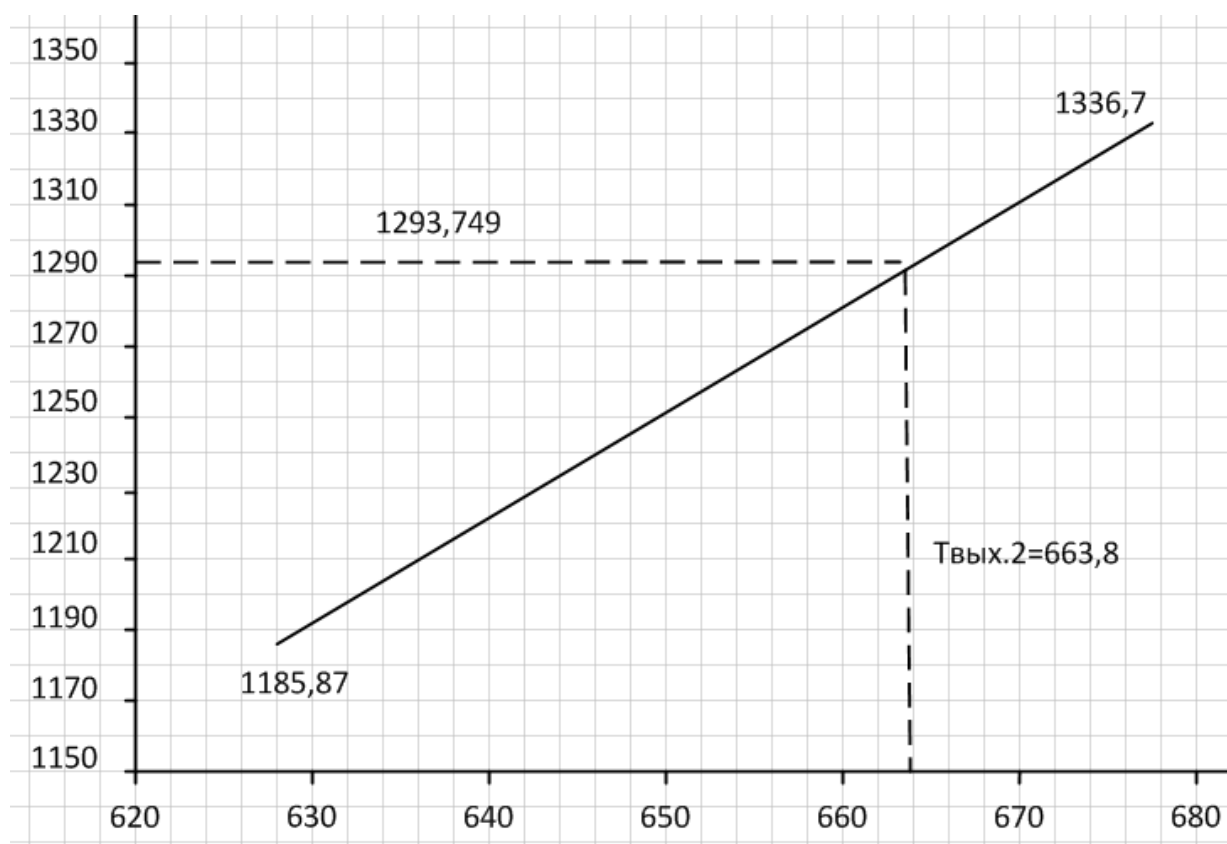


Рис. 7. График $q_{T_{\text{ВЫХ.1}}}^{\Gamma} = f(T_{\text{ВЫХ.1}})$

Из него найдём, что энтальпии кДж/кг соответствует температура $T_{\text{вых.1}} = 663,8 \text{ К}$.

Перепад температуры в первом реакторе равен:

$$\Delta T_2 = T_{\text{вх.2}} - T_{\text{вых.2}} = 673 - 663,8 = 14,2 \text{ К}.$$

2.5 Гидравлический расчет

2.5.1 Определение диаметра первого реактора

Диаметр реактора рассчитывается исходя из допустимой скорости парогазовой смеси, отнесенной к полному сечению аппарата во взаимосвязи с допустимым значением перепада давления Δp в слое катализатора. Последний складывается из потерь давления соответственно в слое катализатора, на металлических решетках и сетках, в слое керамических шариков, а также местных сопротивлений на входе и выходе реактора.

Расчет перепада давления в слое катализатора происходит по формуле Эргуна [10]

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2 \omega \mu}{\varepsilon^2 d_3^2} + 1,75 \cdot \frac{(1-\varepsilon) \rho \omega^2}{\varepsilon^3 d_3}, \text{ кг/м}^2 \quad (2.18)$$

Где H – высота слоя катализатора, м; d_3 – эквивалентный диаметр гранулы катализатора, м; ε – порозность слоя катализатора; ω – скорость газопродуктовой смеси (паров), отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; μ – динамическая вязкость газопродуктовой смеси в реакторе, кг·с/м²; ρ – плотность газопродуктовой смеси в реакторе, кг·с²/м⁴.

Размерности значений вязкости и плотности находятся в соотношении с соотношениями:

$$1 \text{ кг·с/м}^2 = 98,1 \text{ пуаз};$$

$$1 \text{ кг·с}^2/\text{м}^4 = 9,81 \text{ кг/м}^3.$$

Эквивалентный диаметр (d_3) гранулы катализатора определяется по выражению

$$d_3 = d_{\text{ш}} / \varphi_{\text{ф}}, \quad (2.19)$$

где $d_{ш}$ – диаметр равновеликого по объёму с гранулой катализатора шара, м;
 φ_{ϕ} – фактор формы гранул, равный отношению поверхности гранулы катализатора (S_{Γ}) к поверхности равновеликого по объёму шара ($S_{ш}$).

Поверхность гранулы катализатора

$$S_{\Gamma} = \pi d_{\text{ср}} h_{\text{ср}} + 2\pi \frac{d_{\text{ср}}^2}{4}, \quad (2.20)$$

где $d_{\text{ср}}$ и $h_{\text{ср}}$ – средние диаметр и высота гранул.

С учетом линейных размеров гранул катализатора, имеем:

$$d_{\text{ср}} = \frac{3 + 4}{2} = 3,5 \text{ мм}; \quad h_{\text{ср}} = \frac{3 + 10}{2} = 6,5 \text{ мм},$$

тогда $S_{\Gamma} = 3,14 \cdot 3,5 \cdot 6,5 + 2 \cdot 3,14 \cdot (3,5)^2 / 4 = 90,67 \text{ мм}^2$.

Объем гранулы катализатора

$$V_{\Gamma} = \frac{\pi d^2}{4} h_{\text{ср}}, \quad (2.21)$$

$$V_{\Gamma} = \frac{3,14 \cdot (3,5)^2 \cdot 6,5}{4} = 62,51 \text{ мм}^3.$$

Диаметр ($d_{ш}$) и поверхность ($S_{ш}$) равновеликого по объёму шара будут равны:

$$d_{ш} = \sqrt[3]{\frac{6V_{\Gamma}}{\pi}}, \quad (2.22)$$

$$d_{ш} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 62,51}{3,14}} = 4,925 \text{ мм}.$$

$$S_{ш} = \pi d_{ш}^2, \quad (2.46)$$

$$S_{ш} = 3,14 \cdot 4,925^2 = 76,16 \text{ мм}^2.$$

Фактор формы гранулы катализатора

$$\varphi_{\phi} = \frac{S_{\Gamma}}{S_{ш}}, \quad (2.23)$$

$$\varphi_{\phi} = \frac{90,67}{76,16} = 1,1904.$$

Вычисляем эквивалентный диаметр гранулы катализатора:

$$d_{\text{э}} = \frac{d_{ш}}{\varphi_{\phi}}, \quad (2.48)$$

$$d_{\text{э}} = \frac{4,925}{1,1904} = 4,14 \text{ мм} = 4,14 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

Порозность слоя катализатора определяется при допущении упорядоченного расположения гранул катализатора по соотношению

$$\varepsilon = 1 - \frac{V_{\text{ш}}}{V_{\text{куб}}}, \quad (2.24)$$

где $V_{\text{ш}}$ – объем шара, эквивалентный объему гранул катализатора ($V_{\text{ш}}=V_{\text{г}}$); $V_{\text{куб}}$ – объем куба, описанного вокруг шара ($V_{\text{куб}} = d_{\text{ш}}^3$);

$$\varepsilon = 1 - \frac{62,51}{4,925^3} = 0,4768.$$

Скорость парогазовой смеси определяется по секунднему объему ($V_{\text{сек}}$) смеси на входе и на выходе из реактора

$$V_{\text{сек}} = \frac{22,4 \cdot G_{\text{см}} \cdot (t+273) \cdot z}{M \cdot 3600 \cdot 273 \cdot P}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (2.25)$$

где $G_{\text{см}}$ – количество газовой смеси в реакторе, кг/ч ; $T_{\text{ср1}}$ – средняя температура в реакторе, К; $z = 1$ – коэффициент сжимаемости газа, значительно разбавленного водородом; M – средняя молекулярная масса газовой смеси; P – давление в реакторе, Па.

С использованием значений молекулярных масс (M_i) компонентов для расчета объема паров, поступающих (V_1) в реактор и выходящих (V_2) из него:

$$V_1 = \frac{22,4 \cdot 9057,971 \cdot 673 \cdot 1}{101,32 \cdot 3600 \cdot 273 \cdot 1,42} = 0,93 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$V_2 = \frac{22,4 \cdot 9057,971 \cdot 663,8 \cdot 1}{70,160 \cdot 3600 \cdot 273 \cdot 1,42} = 1,18 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Среднее значение объема паров:

$$V_{\text{ср}} = \frac{V_1 + V_2}{2}, \quad (2.26)$$

$$V_{\text{ср}} \frac{0,93 + 1,18}{2} = 1,057 \text{ м}^3/\text{с}$$

При расчете реакторов аксиального типа принимаем значение допустимой линейной скорости паров (ω), отнесенной на полное сечение реактора. Для реакторов со стационарным слоем катализатора эта величина составляет 0,4 - 0,5 м/с. Тогда сечение реактора (S_p) аксиального типа при максимальном значении допустимой линейной скорости паров будет равно:

$$S_p = \frac{V_{\text{ср}}}{\omega}, \quad (2.27)$$

$$S_p = \frac{1,057}{0,5} = 2,11 \text{ м}^2.$$

Определяем внутренний диаметр реактора (D_p):

$$D_p = \sqrt{\frac{4S_p}{\pi}}, \quad (2.28)$$

$$D_p = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,11}{3,14}} = 1,64 \text{ м}$$

Принимаем диаметр аппарата 1600 мм по стандарту. [11]

Тогда сечение реактора будет равно:

$$S_p = \frac{\pi D_p^2}{4}, \quad (2.29)$$

$$S_p = \frac{3,14 \cdot 1,6^2}{4} = 2,01 \text{ м}^2$$

Уточненная скорость паров на это сечение реактора

$$\omega = \frac{V_{cp}}{S_p}, \quad (2.30)$$

$$\omega = \frac{1,057}{2,01} = 0,526 \text{ м/с.}$$

а высота слоя в реакторе составит:

$$H_k = \frac{V_{k1}}{S_p} \quad (2.31)$$

где V_{k1} объем катализатора в первом реакторе

$$H_k = \frac{2,46}{2,01} = 1,22 \text{ м}$$

2.5.2 Определение динамической вязкости и плотности реакционной смеси

В связи с изменением состава парагазовой смеси и температуры по высоте слоя катализатора, скорость, динамическая вязкость и плотность смеси на выходе и входе реактора определяется при средних арифметических значениях температуры и давления.

Средняя температура в реакторе, согласно значениям температуры на входе в реактор и выходе из него, равна:

$$T_{cp} = \frac{T_{вх} + T_{вых}}{2}, \quad (2.32)$$

$$T_{\text{cp}} = \frac{673+658,2}{2} = 665,6 \text{ К}$$

Среднее давление вычисляется на основании известного начального давления процесса (P_1) и принятой величины потерь давления в слое катализатора ($\Delta P = P_1 - P_2 = 1,47 - 1,42 = 0,05$ МПа);

$$P_{\text{cp}} = \frac{P_1 + P_1 - \Delta P}{2}, \quad (2.33)$$

$$P_{\text{cp}} = \frac{1,47 + 1,47 - 0,05}{2} = 1,445 \text{ МПа}$$

Средняя молекулярная масса реакционной смеси рассчитывается как отношение общей массы к суммарному числу молей:

$$M_{\text{cp}} = \frac{\sum M_{i_{\text{вх}}} + \sum M_{i_{\text{вых}}}}{2}, \quad (2.34)$$

где $\sum M_{i_{\text{вх}}}$ – сумма молекулярной массы смеси на входе в реактор; $\sum M_{i_{\text{вых}}}$ – сумма молекулярной массы смеси на выходе из реактора

$$M_{\text{cp}} = \frac{101,32 + 80,98}{2} = 91,15$$

Для определения динамической вязкости μ реакционной смеси используем формулу Фроста [10]:

$$\mu = T_{\text{cp}}(6,6 - 2,25 \log M_{\text{cp}}) \cdot 10^{-7}, \quad (2.35)$$

где μ абсолютная вязкость смеси, пуаз; T_{cp} – средняя температура в реакторе, К.

Отсюда

$$\mu = 665,6 \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \log 91,15) \cdot 10^{-7} = 1,47 \cdot 10^{-4} \text{ пуаз};$$

$$\mu = \frac{1,47 \cdot 10^{-4}}{98,1} = 1,49 \cdot 10^{-6} \text{ кг} \cdot \text{с} / \text{м}^2.$$

Плотность смеси определяется по формуле

$$\rho = \frac{\sum G}{V_{\text{cp}} \cdot 3600}, \quad (2.36)$$

$$\rho = \frac{9057,971}{1,057 \cdot 3600} = 2,38 \text{ кг} / \text{м}^3.$$

$$\rho = \frac{2,38}{9,81} = 0,243 \text{ кг} \cdot \text{с}^2 / \text{м}^4$$

Используя вычисленные значения соответствующих параметров, рассчитаем потерю напора в слое катализатора по формуле (2.18):

$$\Delta P = 1,22 \cdot \left[150 \cdot \frac{(1-0,4768)^2 \cdot 0,5 \cdot 1,49 \cdot 10^{-6}}{0,4768^2 \cdot (4,14 \cdot 10^{-3})^2} + 1,75 \frac{(1-0,4768) \cdot 0,243 \cdot 0,5^2}{0,4768^3 \cdot 4,14 \cdot 10^{-3}} \right] = 177,80 \text{ кг/м}^2 = 0,0177 \text{ кг/см}^2$$

На промышленных установках гидравлическое сопротивление слоя катализатора составляет около 50 % от общего гидравлического сопротивления реактора (с учетом перепада давления в слое фарфоровых шариков, находящихся над слоем катализатора и под ним над решеткой, сопротивления решетки, местных сопротивлений на входе и на выходе реактора).

Гидравлическое сопротивление слоя катализатора должно составлять

$$(14,7 - 14,2)/2 = 0,5/2 = 0,1 \text{ кг/см}^2$$

Вычисленное значение потери напора ($0,0177 \text{ кг/см}^2$) не превышает допустимую величину.

2.5.3 Определение высоты реактора

Высоту реактора H_p определяем по соотношению

$$H_p = \frac{3}{2} H_k + D_p, \quad (2.37)$$

$$H_p = \frac{3}{2} \cdot 1,22 + 1,6 = 3,43 \text{ м}$$

2.5.4 Определение диаметра второго реактора

Аналогично расчету первого реактора высчитываем диаметр реактора исходя из допустимой скорости парогазовой смеси, отнесенной к полному сечению аппарата во взаимосвязи с допустимым значением перепада давления Δp в слое катализатора.

Скорость парогазовой смеси определяется по секунднему объему ($V_{\text{сек}}$) смеси на входе и на выходе из реактора

$$V_{\text{сек}} = \frac{22,4 \cdot G_{\text{см}} \cdot (t+273) \cdot z}{M \cdot 3600 \cdot 273 \cdot P}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (2.38)$$

где $G_{\text{см}}$ – количество газовой смеси в реакторе, кг/ч ; $T_{\text{ср1}}$ – средняя температура в реакторе, К; $z = 1$ – коэффициент сжимаемости газа, значительно разбавленного водородом; M – средняя молекулярная масса газовой смеси; P – давление в реакторе, Па.

С использованием значений молекулярных масс (M_i) компонентов для расчета объема паров, поступающих (V_1) в реактор и выходящих (V_2) из него:

$$V_1 = \frac{22,4 \cdot 9057,971 \cdot 678 \cdot 1}{80,988 \cdot 3600 \cdot 273 \cdot 1,37} = 1,18 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$V_2 = \frac{22,4 \cdot 9057,971 \cdot 663,8 \cdot 1}{70,160 \cdot 3600 \cdot 273 \cdot 1,32} = 1,48 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Среднее значение объема паров:

$$V_{\text{cp}} = \frac{V_1 + V_2}{2}, \quad (2.39)$$

$$V_{\text{cp}} = \frac{1,18 + 1,48}{2} = 1,33 \text{ м}^3/\text{с}$$

При расчете реакторов аксиального типа принимаем значение допустимой линейной скорости паров (ω), отнесенной на полное сечение реактора. Для реакторов со стационарным слоем катализатора эта величина составляет 0,4 - 0,5 м/с. Тогда сечение реактора (S_p) аксиального типа при максимальном значении допустимой линейной скорости паров будет равно:

$$S_p = \frac{V_{\text{cp}}}{\omega}, \quad (2.40)$$

$$S_p = \frac{1,33}{0,5} = 2,66 \text{ м}^2.$$

Определяем внутренний диаметр реактора (D_p):

$$D_p = \sqrt{\frac{4S_p}{\pi}}, \quad (2.41)$$

$$D_p = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,66}{3,14}} = 1,84 \text{ м}$$

Принимаем диаметр аппарата 1800 мм по стандарту [11]

Тогда сечение реактора будет равно:

$$S_p = \frac{\pi D_p^2}{4}, \quad (2.53)$$

$$S_p = \frac{3,14 \cdot 1,8^2}{4} = 2,54 \text{ м}^2$$

Уточненная скорость паров на это сечение реактора

$$\omega = \frac{V_{\text{cp}}}{S_p}, \quad (2.42)$$

$$\omega = \frac{1,33}{2,01} = 0,522 \text{ м/с}.$$

а высота слоя в реакторе составит:

$$H_k = \frac{V_{k2}}{S_p} \quad (2.43)$$

где V_{k2} объем катализатора в первом реакторе

$$H_k = \frac{6,01}{2,54} = 2,36 \text{ м}$$

2.5.3 Определение динамической вязкости и плотности реакционной смеси

В связи с изменением состава парагазовой смеси и температуры по высоте слоя катализатора, скорость, динамическая вязкость и плотность смеси на выходе и входе реактора определяется при средних арифметических значениях температуры и давления.

Средняя температура в реакторе, согласно значениям температуры на входе в реактор и выходе из него, равна:

$$T_{cp} = \frac{T_{вх} + T_{вых}}{2}, \quad (2.44)$$

$$T_{cp} = \frac{678 + 663,8}{2} = 670,9 \text{ К}$$

Среднее давление вычисляется на основании известного начального давления процесса (P_1) и принятой величины потерь давления в слое катализатора ($\Delta P = P_1 - P_2 = 1,37 - 1,32 = 0,05$ МПа);

$$P_{cp} = \frac{P_1 + P_1 - \Delta P}{2}, \quad (2.45)$$

$$P_{cp} = \frac{1,37 + 1,37 - 0,05}{2} = 1,345 \text{ МПа}$$

Средняя молекулярная масса реакционной смеси рассчитывается как отношение общей массы к суммарному числу молей:

$$M_{cp} = \frac{\sum M_{i_{вх}} + \sum M_{i_{вых}}}{2}, \quad (2.46)$$

где $\sum M_{i_{вх}}$ – сумма молекулярной массы смеси на входе в реактор; $\sum M_{i_{вых}}$ – сумма молекулярной массы смеси на выходе из реактора

$$M_{cp} = \frac{80,98 + 70,160}{2} = 75,57$$

Для определения динамической вязкости μ реакционной смеси используем формулу Фроста [10]:

$$\mu = T_{cp}(6,6 - 2,25 \log M_{cp}) \cdot 10^{-7}, \quad (2.47)$$

где μ абсолютная вязкость смеси, пуаз; T_{cp} – средняя температура в реакторе, К.

Отсюда

$$\mu = 670,9 \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \log 75,57) \cdot 10^{-7} = 1,59 \cdot 10^{-4} \text{ пуаз};$$

$$\mu = \frac{1,47 \cdot 10^{-4}}{98,1} = 1,62 \cdot 10^{-6} \text{ кг} \cdot \text{с}/\text{м}^2.$$

Плотность смеси определяется по формуле

$$\rho = \frac{\Sigma G}{V_{cp} \cdot 3600}, \quad (2.48)$$

$$\rho = \frac{9057,971}{1,33 \cdot 3600} = 1,895 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

$$\rho = \frac{2,38}{9,81} = 0,193 \text{ кг} \cdot \text{с}^2/\text{м}^4$$

Используя вычисленные значения соответствующих параметров, рассчитаем потерю напора в слое катализатора по формуле (2.18):

$$\Delta P = 2,36 \cdot \left[150 \cdot \frac{(1-0,4768)^2 \cdot 0,5 \cdot 1,62 \cdot 10^{-6}}{0,4768^2 \cdot (4,14 \cdot 10^{-3})^2} + 1,75 \frac{(1-0,4768) \cdot 0,193 \cdot 0,5^2}{0,4768^3 \cdot 4,14 \cdot 10^{-3}} \right] = 275,018 \text{ кг}/\text{м}^2 = 0,0275 \text{ кг}/\text{см}^2$$

На промышленных установках гидравлическое сопротивление слоя катализатора составляет около 50 % от общего гидравлического сопротивления реактора (с учетом перепада давления в слое фарфоровых шариков, находящихся над слоем катализатора и под ним над решеткой, сопротивления решетки, местных сопротивлений на входе и на выходе реактора).

Гидравлическое сопротивление слоя катализатора должно составлять

$$(13,7 - 13,2)/2 = 0,5/2 = 0,25 \text{ кг}/\text{см}^2$$

Вычисленное значение потери напора ($0,0275 \text{ кг}/\text{см}^2$) не превышает допустимую величину.

2.5.4 Определение высоты реактора

Высоту реактора H_p определяем по соотношению

$$H_p = \frac{3}{2} H_k + D_p, \quad (2.49)$$

$$H_p = \frac{3}{2} \cdot 2,36 + 1,8 = 5,34 \text{ м}$$

2.6 Механический расчет реактора

Цель расчёта – определение размеров отдельных элементов, обеспечивающих безопасную эксплуатацию аппарата за счёт установочной механической прочности, устойчивости к сохранению формы и необходимой долговечности.

Исходные данные для механического расчета:

внутренний диаметр реактора 1,6 м (1600 мм);

высота реактора 3,43 м (3430 мм);

высота обечайки реактора 2,55 м (2550 мм).

Давление:

рабочее, МПа..... 1,6

расчетное, МПа.....1,8

пробное, МПа.....3,2

Температура:

минимальная, °С.....335

максимальная, °С.....470

расчетная, °С.....520

среда: прямогонный бензин.

Выбор материала

Руководствуясь общими принципами выбора материалов и учитывая максимальную рабочую температуру 520°С, давление 1,6 МПа, среднюю коррозионность среды принимаем материал основных частей сосуда (обечайка, днища, фланцы, трубные решетки и другие детали аппаратов) сталь высоколегированная коррозионностойкая 12Х18Н10Т (другое название Х18Н10Т) (ГОСТ 5632-61). которая имеет следующие механические характеристики.

Предел текучести $\sigma_T = 250$ МПа.

Предел прочности: при растяжении $\sigma_B = 660$ МПа.

Качественные и эксплуатационные характеристики:

Сталь обладает удовлетворительными прочностными свойствами, в термообработанном состоянии отличается высокой пластичностью и жаропрочна при температуре до 650°C.

Механо-технологические свойства:

Сталь хорошо сваривается всеми видами сварки и не требует обязательной термической обработки изделия после сварки. Характеризуется высокой коррозионной стойкостью во многих агрессивных средах. [11]

2.6.1 Расчет толщины обечайки

Расчет толщины обечаек проводят в соответствии с ГОСТ 14249-80. [12]

Исполнительную толщину обечайки рассчитывают по формуле:

$$s \geq \frac{p \cdot D_{\text{в}}}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - p} + c, \quad (2.50)$$

где s - расчетная толщина, мм; p - расчетное давление, Па; $D_{\text{в}}$ - внутренний диаметр аппарата, мм; $[\sigma]$ - допускаемое напряжение на растяжение материала аппарата, МПа; c - прибавка на коррозию, принимают 1 - 6 мм.

φ - коэффициент прочности продольного сварного шва.

Он зависит от вида сварных соединений и способа выполнения сварки.

Эта формула применима при следующем условиях: во – первых, для труб и обечаек с $D \geq 200$ мм должно соблюдаться условие $(s - c)/D \leq 0,1$; во-вторых, расчетная температура обечайки из аустенитной стали не должна превышать 525 °С.

Скорость коррозии рассчитываем по формуле:

$$c = П \cdot T_{\text{а}}, \quad (2.51)$$

где П- скорость коррозии, мм/год (0,1 мм/год);

$T_{\text{а}}$ – срок эксплуатации аппарата, (20 лет).

$$c = 0,1 \cdot 20 = 2 \text{ мм}$$

Допускаемое напряжение по расчетной температуре для стали 12Х18Н10Т $[\sigma] = 112$ МПа. [13]

Для стыковых соединений, доступных к сварке только с одной стороны и имеющие в процессе сварки подкладку со стороны корня шва, прилегающую по всей длине шва к основному металлу, $\varphi = 0,9$.

$$s \geq \frac{1,8 \cdot 1600}{2 \cdot 112 \cdot 0,9 - 1,8} = 16 \text{ мм}$$

Проверим, соблюдается ли условие:

$$(s - c)/D = (16 + 2)/1600 = 0,009 < 0,1$$

Принимаем ближайшую толщину листа по сортаменту 16 мм.

Сталь прокатная толстолистовая (ГОСТ 5681-57) X18H10T [11 стр. 102]

Толщина обечайки равна 16 мм.

2.6.2 Расчет толщины днища

Для цилиндрических аппаратов, диаметр которых менее 4м., применяют эллиптические днища и крышки.

Толщину стенки эллиптического днища определяют в его вершине, где поверхность имеет наибольший радиус кривизны, по формуле:

$$s \geq \frac{p \cdot R}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - 0,5 \cdot p}, \quad (2.52)$$

где R – радиус кривизны в вершине днища; $R = D_B$, $H = 0,25 \cdot D_B$ толщина стенки днищ близка к толщине стенки цилиндрической обечайки.

$$s \geq \frac{1,8 \cdot 1600}{2 \cdot 0,9 \cdot 112 - 0,5 \cdot 1,8} = 16 \text{ мм}$$

В нашем случае толщину стенки верхнего и нижнего днища принимаем равной 16 мм.

Таблица 2.23 – Размер эллиптических отбортованных днищ с внутренним базовым диаметром [11 стр.440]

D_B , мм	H , мм	h , мм	F_B , м ²	V , м ³	m , кг
600	150	25	0,437	0,353	58,3
1600	400	40	2,98	0,617	382

Условное обозначение:

Днище 600×16-25-X18H10T ГОСТ 6533-68

Днище 1600×16-40-X18Н10Т ГОСТ 6533-68

Днище 1800×16-50-X18Н10Т ГОСТ 6533-68

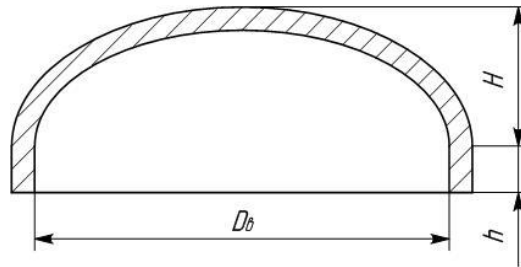


Рис. 8. Эллиптическое днище

2.6.3 Проверка напряжений в нижней части стенки аппарата и в нижнем днище при проведении гидравлических испытаний

Напряжение в нижней части реактора определяется по формуле:

$$\sigma = \frac{P_r \cdot [D_b + (s-c)]}{2 \cdot \varphi \cdot (s-c)} \leq 0,9[\sigma], \quad (2.53)$$

где P_r – гидравлическое давление в нижней части аппарата, МПа.

$$P_r = P_{\text{ПР}} + \rho g H, \quad (2.54)$$

где $P_{\text{ПР}}$ – пробное давление, МПа; ρ – плотность воды, $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$; H – высота столба жидкости в аппарате, м; g – ускорение свободного падения.

Давление в верхней точке аппарата, находящегося в рабочем положении, должно быть равно пробному.

Для сварных аппаратов, расчетное давление которых находится в пределах от 0,5 и более МПа:

$$P_{\text{ПР}} = 1,25 \cdot P_p \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]_t}, \quad (2.55)$$

где P_p – расчетное давление, но не менее $P_p + 0,3 \text{ МПа}$;

$[\sigma]_{20}$ - допускаемое напряжение при нормальной температуре (20°C);

$[\sigma]_t$ - допускаемое напряжение при расчетной температуре.

$$P_{\text{ПР}} = 1,25 \cdot 1,8 \cdot \frac{160}{112} = 3,2 \text{ МПа}$$

Высота реактора $H = 3,43 \text{ м}$

$$P_T = 3,2 + 3,36 \cdot 10^{-2} = 3,23 \text{ МПа}$$

$$\sigma = \frac{3,23 \cdot [1600 + (16 - 2)]}{2 \cdot 0,9 \cdot (16 - 2)} = 205 \text{ МПа}$$

$$0,9 \cdot \sigma_T = 0,9 \cdot 250 = 225 \text{ МПа}$$

$$\sigma < 0,9\sigma_T$$

Полученная толщина стенки $s = 16$ мм обеспечивает прочность обечайки при гидравлическом испытании.

Напряжение в нижнем днище:

$$\sigma = \frac{P_T \cdot [D_B + 0,5 \cdot (s - c)]}{2 \cdot \varphi \cdot (s - c)} \leq 0,9[\sigma]$$

$$\sigma = \frac{3,23 \cdot [1600 + 0,5 \cdot (16 - 2)]}{2 \cdot 0,9 \cdot (16 - 2)} = 204 \text{ МПа}$$

$$0,9 \cdot \sigma_T = 0,9 \cdot 250 = 225 \text{ МПа}$$

204 МПа < 225 МПа – прочность днища обеспечена при гидравлическом испытании.

2.6.4 Расчёт диаметра штуцеров.

2.6.4.1 Реактор – поз.201

Диаметр штуцеров входа газосырьевой смеси и выхода газопродуктовой смеси рассчитаем по формуле:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot W_{\text{доп}}}}, \quad (2.56)$$

где V - объёмный расход потока через штуцер, м³/с;

$W_{\text{доп}}$ - допускаемая скорость потока через штуцер, м/с.

Для газового потока $W = 10-40$ м/с, для жидкостного $W = 1-3$ м/с.

Так как сырьё поступает в реактор в газовом состоянии, то принимаем среднее значение $W = 30$ м/с.

Объёмный расход потока:

$$V = 1,057 \text{ м}^3/\text{с}$$

Так как объём смеси на входе в реактор и на выходе из него не меняется, то штуцера будут иметь одинаковый условный проход.

$$d_{\text{вх}} = d_{\text{вых}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,057}{3,14 \cdot 30}} = 0,212 \text{ м}$$

Принимаем стандартный диаметр штуцеров 250 мм.

2.6.4.2 Реактор – поз.202

Диаметр штуцеров входа газосырьевой смеси и выхода газопродуктовой смеси рассчитаем аналогично первому реактору по формуле (2.56):

Для газового потока $W = 10-40$ м/с, для жидкостного $W = 1-3$ м/с.

Так как сырьё поступает в реактор в газовом состоянии, то принимаем среднее значение $W = 30$ м/с.

Объёмный расход потока:

$$V = 1,33 \text{ м}^3/\text{с}$$

Так как объём смеси на входе в реактор и на выходе из него не меняется, то штуцера будут иметь одинаковый условный проход.

$$d_{\text{вх}} = d_{\text{вых}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,33}{3,14 \cdot 30}} = 0,237 \text{ м}$$

Принимаем стандартный диаметр штуцеров 250 мм.

Конструкция фланцевого соединения принимается в зависимости от рабочих параметров аппарата, в нашем случае: приварные встык фланцы – при $p \geq 2,5$ МПа, $t > 300^\circ\text{C}$ и $t \leq -40^\circ\text{C}$.

Во фланцевых соединениях при $p \geq 4$ МПа и $t > 300^\circ\text{C}$.

Поскольку в аппарате находится горячий нефтепродукт, выбираем фланцы стальные приварные встык с впадиной и выступом (рис.10) на условное давление $P_y = 2,5$ Мпа, $D_y = 250$ мм.

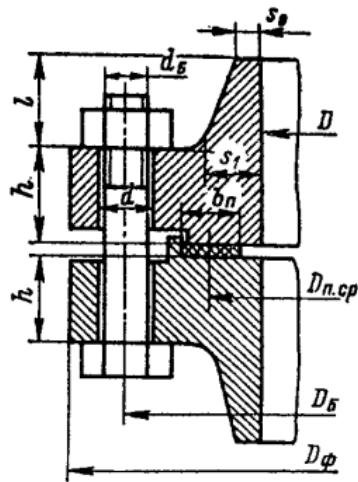


Рис. 9. Фланцевое соединение

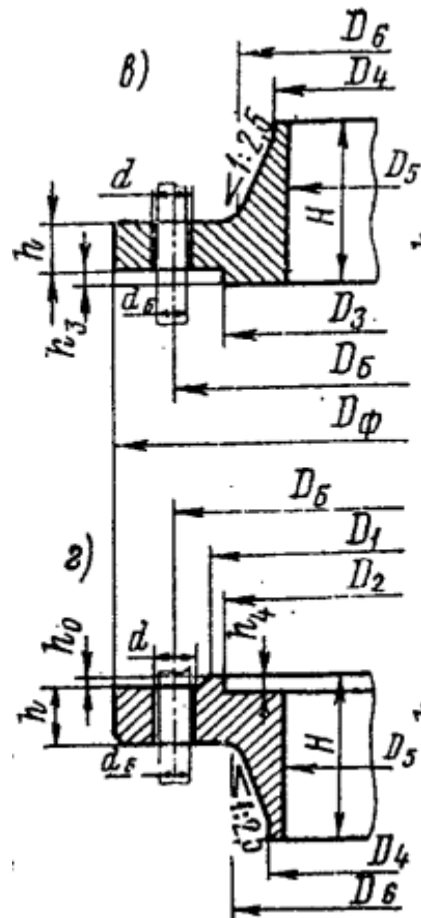


Рис.10. Конструкция стандартного стального приварного встык фланца для труб и трубной арматуры; в, г – с выступом и впадиной по ГОСТ 12831-67.

Принимаем основные размеры фланцев для входа и выхода газового потока; для замера давления; замера температуры, люк технологический.

Таблица 2.24 - Фланцы для труб и трубной арматуры стальные приварные встык с выступом или впадиной. [14 стр.547].

Р _у ,	Размеры, мм	Число
------------------	-------------	-------

МПа												отверстий
	D_y	D_ϕ	D_b	D_1	D_2	D_4	D_5	D_6	H	h	d	z
2,5	50	160	125	102	88	58	49	76	48	17	18	4
	250	425	370	335	313	278	254	300	78	29	30	12
	600	840	770	720	678	636	600	670	120	49	40	20

Продолжение таблицы 2.24

D_y	h_0	h_3	h_4	a_1	a	h_1	D_3	d_6
50	3	4	3	8	7	4	87	M 16
250	3	4	3	11	10	4	312	M 27
600	5	6	5	14	13	6	677	M 36

Условные обозначения:

Фланец для предохранительного клапана, замера давления и замера температуры, в количестве 4 шт.

Стальной приварной встык фланец с выступом с $D_y = 50$ мм на $p_y = 2,5$

МПа:

Фланец I-50-25 ГОСТ 12831-67;

Стальной приварной встык фланец с впадиной с $D_y = 50$ мм на $p_y = 2,5$

МПа:

Фланец II-50-25 ГОСТ 12831-67;

Фланец для входа пара (газа) и выхода пара (газа), количество 2 шт.

Стальной приварной встык фланец с выступом с $D_y = 250$ мм на $p_y = 2,5$

МПа:

Фланец I-250-25 ГОСТ 12831-67;

Стальной приварной встык фланец с впадиной с $D_y = 250$ мм на $p_y = 2,5$

МПа:

Фланец II-250-25 ГОСТ 12831-67;

Люк для осмотра, чистки, ремонта, загрузки, монтажа и демонтажа внутренних устройств выбираем $D_y = 600$ мм.

Стальной приварной встык фланец с выступом с $D_y = 600$ мм на $p_y = 2,5$

МПа:

Фланец I-600-25 ГОСТ 12831-67;

Стальной приварной встык фланец с впадиной с $D_y = 600$ мм на $p_y = 2,5$ МПа:

Фланец П-600-25 ГОСТ 12831-67;

Прокладки плоские эластичные из паронита для стандартных фланцевых соединений труб и трубопроводной арматуры. [14]

Прокладки типа Б для фланца с $D_y = 50$ мм на $p_y = 2,5$ МПа:

Прокладка Б-50-25 ГОСТ 15180-70;

Прокладки типа Б для фланца с $D_y = 250$ мм на $p_y = 2,5$ МПа:

Прокладка Б-250-25 ГОСТ 15180-70;

Прокладки типа Б для фланца с $D_y = 600$ мм на $p_y = 2,5$ МПа:

Прокладка Б-600-25 ГОСТ 15180-70;

Высота цилиндрической части для распределяющего устройства $H = 600$ мм, диаметр цилиндрической обечайки $D_b = 600$ мм, толщина $s = 16$ мм.

На штуцер выгрузки катализатора устанавливаем заглушку $D_y = 250$ мм

Подбираем по стандартам [11 стр. 587]

Таблица 2.25 - Размеры заглушки выгрузки катализатора

P_y , МПа	D_y , мм	d , мм	H , мм	m , кг	h_2	D_ϕ	D_6	d_6	z	h	h_1
2,5	250	244	30	27,5	2	425	370	M 27	12	4	3

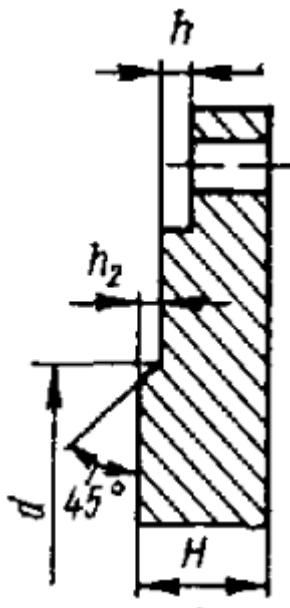


Рис. 11. Фланцевые стальные заглушки

Условное обозначение:

Заглушка 250-25 ГОСТ 12837-67.

Прокладка типа Б для фланца с $D_y = 250$ мм на $p_y = 2,5$ Мпа:

Прокладка Б-250-25 ГОСТ 15180-70.

Стальной приварной встык фланец с впадиной с $D_y = 250$ мм на $p_y = 2,5$ Мпа:

Фланец П-250-25 ГОСТ 12831-67.

Рекомендуемый сортамент бесшовных труб по ГОСТам 9940-62 и 9941-62 из высоколегированной нержавеющей и кислотостойкой сталей для трубопроводов химических производств для стали марки X18H10T[11 стр.122]

Патрубок с $D_y = 50$ мм, $p_y \leq 4$, $D_n \times s = 56 \times 3$ мм.

Патрубок с $D_y = 250$ мм, $p_y \leq 4$, $D_n \times s = 273 \times 11$ мм.

2.6.5 Подбор опор

Для подбора опор необходимо определить массу и нагрузку аппарата.

Масса корпуса определяется по формуле:

Расчет массы аппарата:

$$M_{\text{реактора}} = M_{\text{об}} + M_{\text{об1}} + M_{\text{люк}} + M_{\text{крыш}} + M_{\text{в}} + M_{\text{узлы}}, \quad (2.57)$$

где $M_{\text{об}}$ – масса обечайки, кг;

$M_{\text{об1}}$ – масса обечайки распределяющего устройства, кг;

$M_{\text{люк}}$ – масса люка, кг;

$M_{\text{крыш}}$ – масса крышки, днища аппарата, кг;

$M_{\text{в}}$ – масса воды, кг;

$M_{\text{узлы}}$ – внутренние и наружные узлы, кг (5-10% от массы аппарата)

Масса обечайки:

$$M_{\text{об}} = H \cdot \pi \cdot D \cdot s \cdot \rho_{\text{ст}}, \quad (2.58)$$

где: H – высота обечайки, м

$\rho_{\text{ст}}$ – плотность стали, $\rho_{\text{ст}} = 7900$ кг/м³[11, стр. 101]

D – диаметр обечайки, $D = 1,6$ м

$$M_{\text{об}} = 2,55 \cdot 3,14 \cdot 0,016 \cdot 1,6 \cdot 7900 = 1619 \text{ кг.}$$

$$M_{\text{об1}} = 0,6 \cdot 3,14 \cdot 0,016 \cdot 0,6 \cdot 7900 = 143 \text{ кг.}$$

Масса люка из таблицы (2.23) равна:

$$M_{\text{люк}} = 58,3 \text{ кг}$$

Масса крышки и днища из таблицы (2.23) равна:

$$M_{\text{крыш}} = 2 \cdot 382 = 764 \text{ кг}$$

Масса воды при испытании:

$$M_{\text{в}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H_{\text{реактора}} \cdot \rho_{\text{в}}, \quad (2.59)$$

$$M_{\text{в}} = \frac{3,14 \cdot 1,6^2}{4} \cdot 3,43 \cdot 1000 = 6893 \text{ кг.}$$

$$M_{\text{ап. без узлов}} = 1619 + 143 + 58,3 + 764 + 6893 = 9477 \text{ кг}$$

$$M_{\text{узлы}} = 9477 \cdot \frac{5}{100} = 474 \text{ кг}$$

$$M_{\text{ап.}} = 9477 + 474 = 9951 \text{ кг}$$

Общая масса аппарата $M_{\text{ап.}} = 9951 \text{ кг}$

Принимаем округленно 10000 кг

Подбор опор аппарата

Сила с которой аппарат воздействует на опоры:

$$Q = m \cdot g, \quad (2.60)$$

$$Q = 10000 \cdot 9,81 = 98100 \text{ Н}$$

Принимаем количество опор для аппарата – 4, тогда сила действующая на одну опору:

$$Q = \frac{98100}{4} = 24525 \text{ Н} = 25 \text{ кН}$$

Согласно [14 стр. 595] принимаем опору типа 2 (лапа) для аппаратов с теплоизоляцией с накладным листом по ОСТ 26-665-79.

Опора П-2500 ОСТ 26-665-79 имеет следующие типоразмеры, мм

Таблица 2.25 – Размеры опоры

Q, кН	a	a ₁	a ₂	b	b ₁	b ₂	c	c ₁	h	h ₁	s ₁	K	K ₁	d	d ₆	f
25	125	155	100	255	120	115	45	90	310	16	8	25	65	24	M20	140

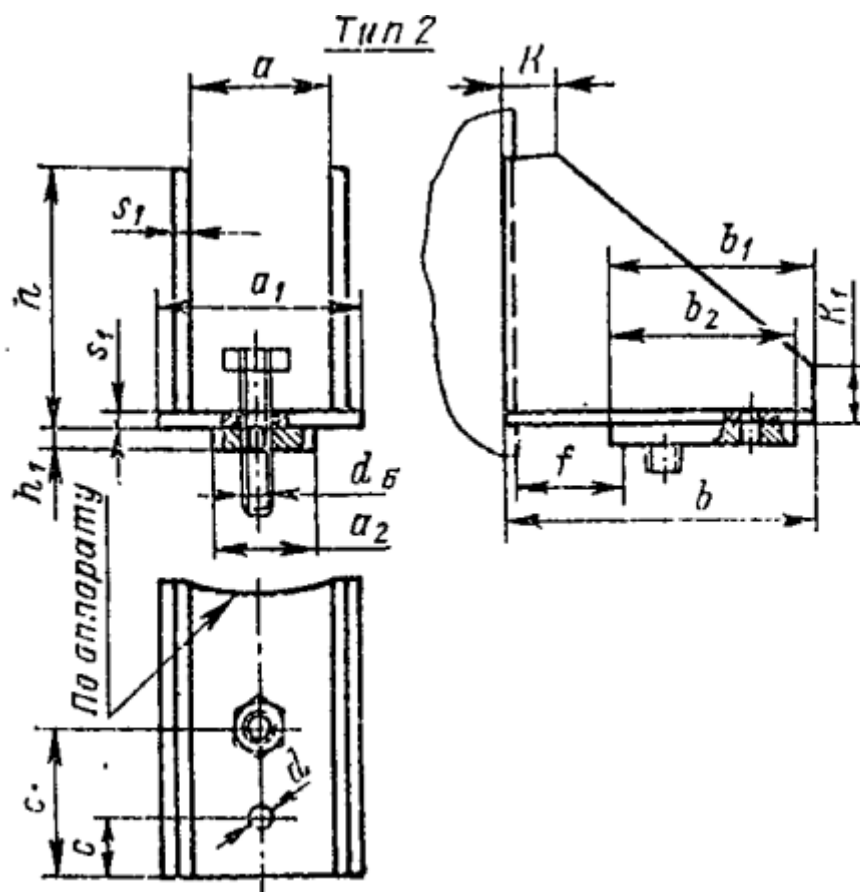


Рис. 12. Конструкция стандартной опоры

2.6.6 Расчет тепловой изоляции

Основной целью расчета тепловой изоляции является выбор теплоизоляционного материала и определение его толщины для минимизации тепловых потерь в окружающую среду и обеспечения техники безопасности.

Температура наружного слоя изоляции задана и не должна превышать 45 °С. Толщину слоя теплоизоляционного материала определяют по уравнению [15]:

$$\delta_{\text{из}} = \frac{\lambda_{\text{из}}}{Q_{\text{пот}}} \cdot F_{\text{н}} \cdot (t - t_{\text{ст}}) \quad (2.70)$$

где t – температура внутреннего слоя изоляции, равной средней температуре смеси в реакторе $t_{\text{ст}} = 400^{\circ}\text{C}$.

$t_{\text{ст}}$ – температура внешнего слоя изоляции, $t_{\text{ст}} = 45^{\circ}\text{C}$.

$\lambda_{\text{из}}$ - теплопроводность изоляции. В качестве теплоизоляционного слоя материала была выбрана вата минеральная $\lambda_{\text{из}} = 0,055 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$

По уравнению теплоотдачи рассчитаем величину тепловых потерь $Q_{\text{пот}}$:

$$Q_{nom} = \alpha F_n (t_{cm} - t_{окр}), \quad (2.71)$$

где $\alpha = 9.47 + 0.07(t_{cm} - t_{окр})$ – суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и излучением, Вт/м²·К, $t_{окр}$ примем равной 20 °С.

F_n – наружная поверхность изоляции аппарата, рассчитывается по формуле:

$$F_n = \pi * D * H + 2 * 0,785 * D^2, \quad (2.72)$$

Тогда получим:

$$\alpha = 9,47 + 0,07 \cdot (45 - 20) = 11,22 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К};$$

$$F_n = 3,14 * 1,6 * 3,43 + 2 * 0,785 * 1,6^2 = 21,25 \text{ м}^2$$

$$Q_{пот} = 11,22 \cdot 21,25 \cdot (45 - 20) = 5960,63 \text{ Вт}$$

$$\delta_{из} = \frac{0,055}{5960,63} \cdot 21,25 \cdot (400 - 45) = 0,072 \text{ м}$$

Принимаем толщину слоя изоляции равной 8 - 10 см, изолированной нержавеющей сталью.

2.6.7 Подбор вспомогательного оборудования

В данной главе произведен расчет вспомогательного оборудования при помощи программы CHEMCAD (Приложение А).

2.6.7.1 Определение объема емкости, сепаратора

Емкость поз. Е-201

Емкость промежуточная для приема бензина прямогонного на участок «Цеоформинга».

Требуемый объем емкостной аппаратуры определяют по формуле:

$$V = \frac{G \cdot \tau}{\rho \cdot \varphi}, \quad (2.73)$$

где G – часовая производительность по продукту, кг/ч; τ – время, час; ρ – плотность жидкости, кг/м³; φ – коэффициент заполнения емкости, обычно $\varphi = 0,6-0,8$

$$V = \frac{9057,971 \cdot 2}{719 \cdot 0,7} = 35,99 \text{ м}^3$$

Принимаем диаметр емкости $D = 2800$ мм или 2,8 м.

Рассчитываем высоту вертикальной емкости по формуле:

$$H = \frac{V}{\frac{\pi \cdot D^2}{4}}, \quad (2.74)$$

$$H = \frac{35,99}{\frac{3,14 \cdot 2,8^2}{4}} = 5,8 \text{ м}$$

Принимаем высоту емкости $H = 6000$ мм или 6 м.

Выбираем соответствующую емкость из нормального ряда по ГОСТу:

Сталь аппарата 09Г2С.

Сепаратор поз. С-201

Отделение газов C_1 - C_4 от катализата.

2.6.7.2 Определение мощности электродвигателя насоса

Насос поз. Н-201

Подача бензина прямогонного к установке.

Расчетная полезная мощность, затрачиваемая на перемещение жидкости равна:

$$N_{\text{п}} = 5,4 \text{ кВт}$$

Мощность, которую должен развивать электродвигатель насоса на выходном валу при установившемся режиме работы:

$$N = \frac{N_{\text{п}}}{\eta_{\text{н}} \cdot \eta_{\text{п}}}, \quad (2.75)$$

где $\eta_{\text{н}}$, $\eta_{\text{п}}$ – коэффициенты полезного действия (к. п. д.) соответственно насоса и передачи от электродвигателя к насосу.

Коэффициент полезного действия насоса находим по формуле:

$$\eta_{\text{н}} = \eta_{\text{о}} \cdot \eta_{\text{г}} \cdot \eta_{\text{м}}, \quad (2.76)$$

где $\eta_{\text{о}}$ – объемный к. п. д., учитывающий перетекание жидкости из зоны большого давления в зону малого давления (0,96 ÷ 0,98); $\eta_{\text{г}}$ – гидравлический к. п. д., учитывающий гидравлическое трение и вихреобразование (0,85 ÷ 0,96); $\eta_{\text{м}}$ – общий механический к. п. д., учитывающий механическое трение в подшипниках и уплотнениях вала, и гидравлическое трение нерабочих поверхностей колес (0,92 ÷ 0,96).

$$\eta_{\text{н}} = 0,96 \cdot 0,93 \cdot 0,92 = 0,82$$

К. п. д. передачи зависит от способа передачи усилия.

В центробежных и осевых насосах вал электродвигателя непосредственно соединяется с валом насоса, $\eta_{\text{п}} \approx 1$

Подставим значения и найдем N :

$$N = \frac{5,4}{0,82 \cdot 1} = 6,6 \text{ кВт}$$

Подбираем насос тип, марки НГ 12,5-240а-2 «Б/О»;

Сталь аппарата 09Г2С;

Напор 240 м;

Производительность 12,5 м³/час.

Насос поз. Н-202

Подача нестабильного катализата к колонне К-201

Расчетная полезная мощность, затрачиваемая на перемещение жидкости равна:

$$N_{\text{п}} = 1,8 \text{ кВт}$$

Мощность, которую должен развивать электродвигатель насоса на выходном валу при установившемся режиме работы находим по формуле (2.75):

$$N = \frac{1,8}{0,82 \cdot 1} = 2,2 \text{ кВт}$$

Подбираем насос тип, марки НГ 12,5-100а-2 «Ж»;

Сталь аппарата 09Г2С;

Напор 100 м;

Производительность 12,5 м³/час.

2.6.7.3 Определение площади поверхности теплообмена

Теплообменник поз. Т-201

Теплообмен. Горячий поток фракция > 200⁰С – кубовый продукт К-202 от Н-209(210). Холодный поток бензин прямогонный.

Расчетная поверхность теплообмена рассчитывается на основании общего уравнения теплопередачи:

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}}, \quad (2.77)$$

где Q – тепловая нагрузка, Вт;

K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м² · К);

$\Delta t_{\text{ср}}$ – средний температурный напор.

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{г}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{г}}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \quad (2.78)$$

где $\Delta t_{\text{м}}$ – разность температур горячего и холодного теплоносителей на левом конце теплообменника;

$\Delta t_{\text{г}}$ – разность температур горячего и холодного теплоносителей на правом конце теплообменника.

20	39
→	
45	252
←	
$\Delta t_{\text{м}}$	$\Delta t_{\text{г}}$

$$\Delta t_{\text{г}} = 252 - 39 = 213$$

$$\Delta t_{\text{м}} = 45 - 20 = 25$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{213 - 25}{\ln \cdot \frac{213}{25}} = 87,75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи принимаем из таблицы 5.3[16, стр. 69].

$$K = 120 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{K}$$

$$F_{\text{расч}} = \frac{93611}{120 \cdot 87,75} = 9 \text{ м}^2$$

Теплообменник поз. Т-202

Теплообмен. Горячий поток – катализат от Т-205. Холодный поток – бензин прямоугольный от Т-201.

39	140
→	
102	160
←	
$\Delta t_{\text{г}}$	$\Delta t_{\text{м}}$

$$\Delta t_{\text{г}} = 102 - 39 = 61$$

$$\Delta t_{\text{м}} = 160 - 40 = 20$$

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{61 - 20}{\ln \cdot \frac{61}{20}} = 36,76 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи принимаем из таблицы 5.3[16, стр. 69].

$$K = 195 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{K}$$

$$F_{\text{расч}} = \frac{583055}{195 \cdot 36,76} = 81 \text{ м}^2$$

Теплообменник поз. Т-203

Теплообмен. Горячий поток катализат от реакторов. Холодный поток – бензин прямоугольный от Т-202.

140	196
→	
336	391
←	
$\Delta t_{\text{г}}$	$\Delta t_{\text{м}}$

$$\Delta t_{\text{м}} = 391 - 196 = 195$$

$$\Delta t_{\text{г}} = 336 - 140 = 196$$

Если $\Delta t_{\text{г}}/\Delta t_{\text{м}} \leq 2$, то средний температурный напор определяется по формуле:

$$\Delta t_{\text{cp}} = (\Delta t_{\text{г}} + \Delta t_{\text{м}})/2, \quad (2.79)$$

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{196 + 195}{2} = 195,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи принимаем из таблицы 5.3[16, стр. 69].

$$K = 60 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{K}$$

$$F_{\text{расч}} = \frac{389167}{60 \cdot 195,5} = 33 \text{ м}^2$$

Теплообменник поз. Т-204

Охлаждение. Горячий поток катализат от Т-202. Холодный поток – вода обратная от градирни.

102	55
→	
40	20
←	
$\Delta t_{\text{г}}$	$\Delta t_{\text{м}}$

$$\Delta t_{\text{Г}} = 102 - 40 = 62$$

$$\Delta t_{\text{М}} = 55 - 20 = 35$$

Согласно условию $\Delta t_{\text{Г}}/\Delta t_{\text{М}} \leq 2$, находим среднеарифметическое по формуле (2.79)

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{62 + 35}{2} = 48,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи принимаем из таблицы 5.3[16, стр. 69].

$$K = 130 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$$

$$F_{\text{расч}} = \frac{490000}{130 \cdot 48,5} = 78 \text{ м}^2$$

Теплообменник поз. Т-205

Теплообмен. Горячий поток катализат от Т-207. Холодный поток – вода обратная от градирни.

55	105
→	
160	195
←	
$\Delta t_{\text{Г}}$	$\Delta t_{\text{М}}$

$$\Delta t_{\text{Г}} = 160 - 55 = 105$$

$$\Delta t_{\text{М}} = 195 - 105 = 90$$

Согласно условию $\Delta t_{\text{Г}}/\Delta t_{\text{М}} \leq 2$, находим среднеарифметическое по формуле (2.79)

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{105 + 90}{2} = 97,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи принимаем из таблицы 5.3[16, стр. 69].

$$K = 90 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$$

$$F_{\text{расч}} = \frac{388333}{90 \cdot 97,5} = 44 \text{ м}^2$$

Теплообменник поз. Т-206

Охлаждение. Горячий поток – отгон колонны К-201. Холодный поток – вода обратная от градирни.

70	40
—————→	
40	20
←—————	
$\Delta t_{\text{Г}}$	$\Delta t_{\text{М}}$

$$\Delta t_{\text{Г}} = 70 - 40 = 30$$

$$\Delta t_{\text{М}} = 40 - 20 = 20$$

Согласно условию $\Delta t_{\text{Г}}/\Delta t_{\text{М}} \leq 2$, находим среднеарифметическое по формуле (2.79)

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{30 + 20}{2} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи принимаем из таблицы 5.3[16, стр. 69].

$$K = 95 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$$

$$F_{\text{расч}} = \frac{583055}{95 \cdot 25} = 245 \text{ м}^2$$

Теплообменник поз. Т-207

Теплообмен горячий поток – катализат от Т-209. Холодный поток – кубовый остаток колонны К-201 от печи П-204.

105	210
—————→	
195	286
←—————	
$\Delta t_{\text{Г}}$	$\Delta t_{\text{М}}$

$$\Delta t_{\text{Г}} = 195 - 105 = 90$$

$$\Delta t_{\text{М}} = 286 - 210 = 76$$

Согласно условию $\Delta t_{\text{Г}}/\Delta t_{\text{М}} \leq 2$, находим среднеарифметическое по формуле (2.79)

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{90 + 76}{2} = 83 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи принимаем из таблицы 5.3[16, стр. 69].

$$K = 270 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$$

$$F_{\text{расч}} = \frac{590833}{270 \cdot 83} = 26 \text{ м}^2$$

Теплообменник поз. Т-209

Теплообмен. Горячий поток – катализат от Т-203. Холодный поток – кубовый продукт колонны К-202.

335	286
→	
252	243
←	
Δt_6	Δt_m

$$\Delta t_6 = 335 - 252 = 83$$

$$\Delta t_m = 286 - 243 = 43$$

Согласно условию $\Delta t_6 / \Delta t_m \leq 2$, находим среднеарифметическое по формуле (2.79)

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{83 + 43}{2} = 63 \text{ } ^\circ\text{С}$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи принимаем из таблицы 5.3[16, стр. 69].

$$K = 310 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$$

$$F_{\text{расч}} = \frac{333889}{310 \cdot 63} = 17 \text{ м}^2$$

2.6.7.3 Определение площади теплообмена воздушного холодильника

Аппарат воздушного охлаждения поз. ВХ-201

Охлаждение отгона ректификационной колонны К-201

105	50
→	
45	15
←	
Δt_6	Δt_m

$$\Delta t_6 = 105 - 45 = 60$$

$$\Delta t_m = 50 - 15 = 35$$

Согласно условию $\Delta t_6/\Delta t_m \leq 2$, находим среднеарифметическое по формуле (2.79)

$$\Delta t_{cp} = \frac{60 + 35}{2} = 47,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи принимаем из таблицы 5.3[16, стр. 69].

$$K = 230 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{K}$$

$$F_{расч} = \frac{938055}{230 \cdot 47,5} = 86 \text{ м}^2$$

2.6.7.4 Расчет печи

Печь поз. П-201

Нагрев сырья – бензина прямогонного

Площадь поверхности нагрева радиантных труб определяют по формуле:

$$F_p = \frac{\Phi_p}{\varphi_p}, \quad (2.80)$$

где F_p – площадь поверхности радиантных труб, м^2 ; Φ_p – тепловая нагрузка радиантной камеры, кВт; φ_p – поверхностная плотность теплового потока радиантных труб, кВт/м^2 .

Из приложения А (оборудование до реакторов)

$\Phi_p = 7129 \text{ МДж/ч}$ переводим $\Phi_p = 1980 \text{ кВт}$

Поверхностную плотность теплового экранных реакционных труб в печах рассчитываемой конструкции принимают равной 60 кВт/м^2 . [17. стр. 52]

$$F_p = \frac{1980}{60} = 33 \text{ м}^2$$

Печь поз. П-202

Промежуточный подогрев реакционной смеси (продуктов первого реактора).

Из приложения А

$\Phi_p = 536$ МДж/ч переводим $\Phi_p = 149$ кВт

Площадь поверхности радиантных труб определяют по формуле (2.80)

$$F_p = \frac{149}{60} = 2,5 \text{ м}^2$$

Печь поз. П-203

Нагрев газов регенерации катализатора, принимаем тепловую производительность без учета КПД печи 170 кВт.

$$F_p = \frac{170}{60} = 2,8 \text{ м}^2$$

Печь поз. П-204

Нагрев кубового остатка колонны К-201 («горячая струя»), принимаем тепловую производительность без учета КПД печи 325 кВт.

$$F_p = \frac{325}{60} = 5,4 \text{ м}^2$$

Печи являются нестандартным оборудованием, сталь змеевика марки 15Х5М. Завод изготовитель «Белэнергомаш» г. Белгород.

2.6.7.5 Расчет ректификационных колонн

Колонна поз. К-201

Разделение нестабильного катализата на пропан-бутановую и бензиновую фракции.

Определение диаметра колонны

$$D_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega_0}}, \quad (2.81)$$

где V – объемный расход паров;

ω_0 – скорость пара(газа), м/с

$$G_{\text{пара}} \Rightarrow V_{\text{пара}}$$
$$G_{\text{пара}} \cdot 22,4 \Rightarrow V_0 \text{ н. м}^3/\text{ч}, \quad (2.82)$$

$$\frac{P_1 \cdot V_1}{T_1} = \frac{P_0 \cdot V_0}{T_0}, \quad (2.83)$$

$$V_1 = \frac{P_0 \cdot V_0}{T_0} \cdot \frac{T_1}{P_1}, \quad (2.84)$$

$$P_0 = 0,1 \text{ МПа}; T_0 = 273 \text{ К.}$$

$$V_0 = 137,80 \cdot 22,4 = 3086,72 \text{ н. м}^3/\text{ч}$$

$$T_1 = 49,8^\circ\text{C} \Rightarrow 322,8 \text{ К}$$

$$P_1 = 1,37 \text{ Мпа}$$

$$V_1 = \frac{0,1 \cdot 3086,72}{273} \cdot \frac{322,8}{1,37} = 266,4 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} \Rightarrow 0,074 \text{ м}^3/\text{с}$$

Определим диаметр колонны по формуле(2.81)

$$D_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,074}{3,14 \cdot 0,5}} = 0,434 \text{ м} = 434 \text{ мм} \approx 500 \text{ мм}$$

Определение высоты колонны [15 стр. 17]:

$$H_{\text{к}} = H_{\text{т}} + Z_{\text{в}} + Z_{\text{н}}, \quad (2.85)$$

Здесь $H_{\text{т}} = (N_{\text{г}} - 1) \cdot H$ – высота тарельчатой (рабочей) части колонны, м;

$Z_{\text{в}}$ – высота сепарационной части над верхней тарелкой, м;

$Z_{\text{н}}$ – расстояние от нижней тарелки до днища колонны, м.

Значения $Z_{\text{в}}$ и $Z_{\text{н}}$ выбирают в соответствии с практическими рекомендациями в зависимости от диаметра колонны:

Диаметр колонны, мм	$Z_{\text{в}}$, мм	$Z_{\text{н}}$, мм
400-1000	600	1500
1200-2200	1000	2000
2400 и более	1400	2500

$$H_{\text{т}} = (28 - 1) \cdot 0,4 = 10,8 \text{ м}$$

$$H_{\text{к}} = 10,8 + 0,6 + 1,5 = 12,9 \approx 13 \text{ м}$$

Колонна поз. К-202

Разделение стабильного катализата на бензиновую фракцию и фракцию $>200^\circ\text{C}$.

$$V_0 = 55,45 \cdot 22,4 = 1242,08 \text{ н. м}^3/\text{ч}$$

$$T_1 = 146,8^\circ\text{C} \Rightarrow 419,8 \text{ К}$$

$$P_1 = 0,11 \text{ Мпа}$$

$$V_1 = \frac{0,1 \cdot 1242,08}{273} \cdot \frac{419,8}{0,11} = 1736,35 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} \Rightarrow 0,482 \text{ м}^3/\text{с}$$

Определим диаметр колонны по формуле(2.81)

$$D_{\text{BH}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,482}{3,14 \cdot 0,5}} = 1,108 \text{ м} = 1108 \text{ мм} \approx 1200 \text{ мм}$$

$$H_{\text{T}} = (28 - 1) \cdot 0,4 = 10,8 \text{ м}$$

$$H_{\text{K}} = 10,8 + 1 + 2 = 13,8 \approx 14 \text{ м}$$

2.6.8 Контроль производства

2.6.8.1 Аналитический контроль

Таблица 2.26 - Аналитический контроль технологического процесса

№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемого продукта	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов)	Норма	Частота контроля
I. Сырье						
1	Сырье цеоформинга - дистиллят широкой фракции углеводородов (входной анализ)	Емкость Е-201, вентиль В-226	1. Плотность при 20°C, кг/м ³ .	ГОСТ 3900	не нормируется	1 раз в смену
			2. Фракционный состав.	ГОСТ 2177	не нормируется	1 раз на партию сырья в резервуаре
			3. Содержание общей серы, % масс, не более	ГОСТ 19121	не нормируется	так же
			4. Содержание фактических смол, мг/100мл	ГОСТ 1567	не нормируется	так же
			5. Содержание воды, % масс, не более	ГОСТ 2477	1	1 раз в смену
			6. Содержание мех. примесей % масс, не более	ГОСТ 6370	отсутствие	1 раз в смену
			7. Октановое число по моторному методу, не менее	ГОСТ 511	не нормируется	1 раз на партию сырья в резервуаре
II. Продукты						

№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемого продукта	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов)	Норма	Частота контроля
	II. Основные продукты					
2	Цеоформат	Емкость Е-202, вентиль В-230 или после холодильника Т-208	1. Плотность при 20°С, кг/м ³ (плотность при 15°С, кг/м ³)	ГОСТ 3900 (ГОСТ Р 51069)	не нормируется	1-2 раза в смену
			2. Октановое число, не менее: - по моторному методу: - цеоформата типа Нормаль-80 (АИ-80) - цеоформата типа Регуляр-92 (АИ-92) - по исследовательскому методу: - цеоформата типа Нормаль-80 (АИ-80) - цеоформата типа Регуляр-92 (АИ-92)	ГОСТ 511-82 или ГОСТ Р 52946-2008	76,0 83,0	1-2 раза в смену
				ГОСТ 8226-80 или ГОСТ Р 52947-2008	76,0 83,0	1-2 раза в смену
			3. Фракционный состав, °С - температура начала перегонки, не ниже - цеоформата летнего (2-го класса по испаряемости) - цеоформата зимнего (5-го класса по испаряемости) - пределы перегонки 10% об., не выше - цеоформата летнего (2-го класса по испаряемости) - цеоформата зимнего (5-го класса по испаряемости) - пределы перегонки 50% об., не выше	ГОСТ 2177	35 не нормируется 70 55	1-2 раза в смену

№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемого продукта	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов)	Норма	Частота контроля
			<ul style="list-style-type: none"> - цеоформата летнего (2-го класса по испаряемости) - цеоформата зимнего (5-го класса по испаряемости) - пределы перегонки 90% об., не выше <ul style="list-style-type: none"> - цеоформата летнего (2-го класса по испаряемости) - цеоформата зимнего (5-го класса по испаряемости) - температура конца кипения, не выше - остаток в колбе, % об., не более - остаток и потери, % об., не более 		<ul style="list-style-type: none"> 115 100 185 160 215 2 4 	
			<p>4. Давление насыщенных паров, кПа, минимум-максимум</p> <ul style="list-style-type: none"> - цеоформата летнего (2-го класса по испаряемости) - цеоформата зимнего (5-го класса по испаряемости) 	ГОСТ 1756 или ГОСТ 28781	<ul style="list-style-type: none"> 45-80 80-100 	1 раз в сутки
			5. Индукционный период, мин., не менее	ГОСТ 4039	360	не реже 1 раза в 5 суток
			6. Массовая доля серы, % (или ppm)	ГОСТ 52660-2006 или ГОСТ 51829-2002	по факту	не реже 1 раза в 5 суток
			7. Содержание фактических смол, мг/100мл	ГОСТ 1567		не реже 1 раза в 3-5

№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемого продукта	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов)	Норма	Частота контроля
						суток
			8. Испытание на медной пластинке	ГОСТ 6321	выдерживает класс I	не реже 1 раза в 5 суток
			9. Объемная доля бензола, %	ГОСТ 2904 или ГОСТ Р ЕН 12177-2088 или ЕН 238-96	по факту	1 раз в сутки
			10. Внешний вид (механические примеси и вода)	По п. 4.4 ГОСТ 2084-77 или по п.7.3 ГОСТ Р 51105-97	чистый и прозрачный	1-2 раза в смену
		Датчик октанового числа на продуктовом трубопроводе после холодильника Т-208				постоянно на потоке
	II. Побочные продукты					
3	Тяжелый остаток цеоформинга (фракция)	Продуктовый трубопровод после теплообменника	1. Плотность при 20°С, кг/м ³ .	ГОСТ 3900	не нормируется	1-2 раза в смену
			2. Фракционный состав.	ГОСТ 2177	не нормируется	1-2 раза в сутки

№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемого продукта	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов)	Норма	Частота контроля
	>200°С)	Т-201, вентиль В-231				
4	Сжиженный газ	Место установки – после насоса Н-207 (208) в любом удобном месте на трубопроводах 4.5.6 или 4.5.5.	1. Компонентный состав, % масс.:	ГОСТ 10679	по факту по факту 60	1-2 раза в сутки
			- сумма метана и этана			
			- сумма пропана и пропилена			
			- сумма бутанов и бутиленов, не более			
			2. Объемная доля жидкого остатка при 20°С, %, не более	по п. 3.2 ГОСТ 20448	1,6	1-2 раза в сутки
			3. Давление насыщенных паров, избыточное при +45°С, МПа, не более	ГОСТ 28656 или по п. 3.3 ГОСТ 20448	1,6	1-2 раза в сутки
			4. Массовая доля сероводорода и меркаптановой серы, %, не более	ГОСТ 22985	0,013	не реже 1 раза в 3 суток
			- в т.ч. сероводорода, %, не более	ГОСТ 22985 или ГОСТ 11382	0,003	
5.	Газы сепарации	Продуктовый трубопровод после сепаратора С-201, вентиль В-227	Компонентный состав, % масс.	ГОСТ 23781 или аналогичные методики	не нормируется	по требованию
6.	Газы стабилизации	Продуктовый трубопровод после сепаратора С-202, вентиль	Компонентный состав, % масс.	ГОСТ 23781 или аналогичные методики	не нормируется	по требованию

№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемого продукта	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов)	Норма	Частота контроля
		В-228				
7.	Топливный газ	Продуктовый трубопровод после емкости Е-203, вентиль В-229	Компонентный состав, % масс.	ГОСТ 23781 или аналогичные методики	не нормируется	по требованию
	III. Вспомогательные материалы					
8.	Регенерирующий газ	Трубопровод подачи регенерирующего газа до Т-210, поточный анализатор	Содержание кислорода, % об.		от 0,5 до 21	Постоянно на стадии регенерации
	IV. Сбросы и отходы					
9.	Газы регенерации	После сепаратора С-203, газоанализатор	Содержание в газах регенерации, % об: - кислорода - оксида углерода (СО) - диоксида углерода (СО ₂)		от 0 до 21 0-0,001 0-0,8	Постоянно на стадии регенерации
10	Газы продувок	После сепаратора С-203, газоанализатор	1. Конечное содержание кислорода в газах продувки от кислорода (воздуха), % об., не более		0,5	На стадии продувки
			2. Содержание в газах продувки от			На стадии

№ п/п	Наименование стадии процесса, анализируемого продукта	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Нормативные документы на методы измерений (испытаний, контроля анализов)	Норма	Частота контроля
			углеводородов, % об. - углеводородов, конечное содержание, не более - азота		1,0 0-98,5	продувки
11	Газы горячего простоя	После сепаратора С-203, газоанализатор	Содержание в газах азота, кислорода, диоксида углерода (CO ₂), % об		не нормируется	по требованию
12	Стоки	Е-208	1. рН контроль 2. Содержание нефтепродуктов 3. Содержание воды 4. Содержание хлористых солей	визуально ?? ГОСТ Р 51797-2001 ГОСТ 2477-65 ГОСТ 21534-76	6-8 фактические данные фактические данные фактические данные	по требованию по требованию по требованию по требованию
13	Жидкие отходы	Е-204				

2.6.8.2 Автоматический контроль

Автоматизация технологического процесса

Управление технологическим процессом переработки сырья и получения готовой продукции на «Установке получения высокооктанового бензина по технологии Цеоформинг» осуществляется с помощью современных средств контроля и управления - автоматической системой управления технологическим процессом (АСУТП), которая в некоторой степени исключают необходимость обхода операторами оборудования установки и повышает качество и надежность её работы.

Для организации ведения технологического процесса на Установке система АСУТП выполняет автоматизированный контроль технологического процесса, опасных и вредных производственных факторов и параметров окружающей среды и на основании полученных данных осуществляет управление технологическим процессом и протеканием процесса в безопасном режиме.

Основной рабочей станцией, где происходит визуализация работы технологического оборудования, отображение аварийных сигналов, изменение параметров технологического процесса, автоматическое ведение журналов техпроцесса, аварий и т.д., является персональный компьютер PC Pentium-5 под управлением операционной системы Windows-XP.

Для разработки программного обеспечения АСУТП установки верхнего уровня выбрана Scada система Intouch 9 компании Wonderware. Система контроля и управления технологическим процессом цеоформинга выполнена на базе контроллера Modicon TSX Premium компании Schneider Electric, электронных датчиков и дистанционных исполнительных механизмов.

Приборы и средства автоматизации, имеющие контакт с внешней средой, имеют коррозионностойкое исполнение.

Размещение технических средств автоматизации в соответствии с их назначением следующее:

- датчики температуры, давления, преобразователи расхода и уровня, газоанализаторы устанавливаются непосредственно на трубопроводах и аппаратах, а также на конструкциях;
- регуляторы, регистраторы, цифровые индикаторы, приборы защиты, табло сигнализации – на оперативных щитах в операторной;
- аппаратура дистанционного управления электроприводов – на пультах в операторной;
- блоки питания, искробезопасные барьеры – на щитах в операторной.

Технические средства автоматизации Установки по надежности электроснабжения относятся к особой группе электроприемников первой категории и обеспечиваются питанием от источника бесперебойного питания (ИБП), запитанного от двух вводов.

Назначение автоматизированной системы управления технологическим процессом (АСУТП) является обеспечение эксплуатационной эффективности производства. Целью автоматизированного управления является обеспечение заданной производительности при заданном качестве и оптимальных затратах тепловой и электрической энергии, с соблюдением мер техники безопасности.

Автоматизированная система управления технологическим процессом базируется на требованиях ГОСТ 24.104-85 или аналогичных стандартах и должна обеспечивать:

- постоянный контроль за параметрами процесса и управление технологическим режимом для поддержания их регламентированных значений;
- регистрацию срабатывания и контроль за работоспособным состоянием средств противоаварийной защиты (ПАЗ);
- постоянный контроль состояния воздушной среды в пределах установки;
- постоянный анализ изменения технологических параметров в сторону критических значений и прогнозирование возможной аварии;
- действие средств управления и ПАЗ, прекращающих развитие опасной ситуации;

- действие средств локализации аварийной ситуации, выбор и реализацию оптимальных управляющих воздействий;
- проведение операций безаварийного пуска, остановки и переключения технологического объекта;
- выдачу информации о состоянии безопасности на объекте в вышестоящую систему управления.

АСУ ТП

Целью создания АСУ ТП является:

- обеспечение устойчивого функционирования основного технологического процесса установки при рациональном оперативном управлении в рамках технологического регламента;
- обеспечение надёжности и безопасности ведения технологического процесса;
- обеспечение возможности совершенствования технологического процесса установки;
- снижение доли ручного труда и повышение культуры труда операторов-технологов и ИТР установки;

Функции АСУ ТП:

а) информационные:

- периодическая печать режимного листа;
- периодическая печать результатов расчётов материального баланса и технико-экономических показателей;
- периодический расчёт качественных характеристик процесса по косвенным показателям;
- выдача на экран дисплея по требованию предыстории технологического процесса;
- выявление и регистрация отклонений технологических параметров и показателей от нормы;
- выдача на экран дисплея по требованию различной расчётной информации;

- контроль состояния воздушной среды в пределах технологической установки;

б) управляющие:

- управление установившимися режимами блоков основного технологического процесса установки;

- логико-програмное управление аварийными электроздвижками и клапанами-отсекателями.

Система автоматического управления выбрана открытой, допускающей её развитие и совершенствование, увеличение числа решаемых задач с помощью вычислительных средств, доступ к базам данных, модификацию существующих программ, внедрение новых программ.

Для обеспечения надёжности ведения процесса регулирующие контроллеры полностью дублированы. Регулирующие контроллеры работают в горячем резерве с возможностью автоматического перехода с основного на резервный контроллер при отказе основного контроллера.

Система управления (PCY) имеет защиту (пароль, ключ доступа к системе) по предотвращению постороннего вмешательства в ход технологического процесса.

Система ПАЗ предупреждает возникновение аварийной ситуации при отклонении от предусмотренных регламентом предельно допустимых значений параметров, определяемых свойствами обращающихся веществ и характером процесса.

Оптимальные методы и средства противоаварийной автоматической защиты выбраны на основе анализа опасности технологического процесса, условий возникновения и развития возможных аварийных ситуаций, особенностей технологического процесса и аппаратного оформления.

Система ПАЗ включена в общую систему управления технологическим процессом и имеет связь с системой PCY. Формирование сигналов для её срабатывания базируется на регламентируемых предельно допустимых

значениях параметров, определяемых свойствами обращающихся веществ и характером процесса.

Время срабатывания системы защиты и исполнительных органов исключает опасное развитие процесса.

Таблица 3.1 - Спецификация на приборы и средства автоматизации

Обозначение	Позиция	Функции	Измеряемый параметр	Тип прибора	Класс точности
TIRA	2,3,5,7, 19,21,23,10, 11,13	Измерение, регистрация, регулирование, сигнализация	Температура входа газа	Термосопротивление ТСП – 100П, преобразователь НПСП	0,5
PIR	11	Измерение, регистрация	Давление газа	Преобразователь МЕТРАН – 43Ф	1
LIRA	4,6,8,15, 16	Измерение, регистрация, регулирование, сигнализация	Уровень насыщенного абсорбента на полуглухой тарелке	Преобразователь уровня САПФИР -22-ДУ, Исполнительный Механизм МИМ	1,5
FIRA	1,20,22, 24,12	Измерение, регистрация	Расход пропана,	Диафрагма камерная ДСК – 10 – 50	1,5
PDIA	5	Измерение, сигнализация	Перепад давлений	Преобразователь разности давлений МЕТРАН – 43 - ДД	1
FQIR	9	Измерение, регистрация, регулирование, сигнализация	Расход,качеств о риформата	Анализатор АМАТЕК - 3050	1,5
NSA	1,8,	Регулирование	Исполнение Регулирова-ния подачи шфлу, риформата абсорбента	РВ – 25 – клапан - регулирующий	1

3 ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ

3.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Продукт: установка производства прямогонного бензина

SWOT-АНАЛИЗ

SWOT – Strengths (сильные стороны), Weaknesses (слабые стороны), Opportunities (возможности) и Threats (угрозы) – представляет собой комплексный анализ научно-исследовательского проекта.

Таблица 3.1 - SWOT-анализ

<p>Внешняя среда</p> <p>Внутренняя среда</p>	<p>Возможности</p> <ol style="list-style-type: none"> 1.Растущий рынок 2. Отсутствие жесткой конкуренции на рынке 3.Наличие стабильного рынка сбыта 4. Хорошая репутация среди потребителей . 5. Поддержка со стороны государственных органов власти. 6. Снижение процентных ставок 	<p>Угрозы</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Рост цен на сырье и материалы 2. Изменение законодательства 3. Природные катастрофы 4. Высокая степень контроля бизнеса со стороны государства 5 Дефицит специалистов 6.Отсутствие нормативов по стандартизации новых технологий. 7.Развитие альтернативных технологий и аналогов оборудования.
<p>Сильные стороны</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Опыт 2. Команда высококвалифицированных специалистов 3. Четкая организационная структура 4. Высокотехнологичное оборудование 5.Известность предприятия 6.Приемлемый уровень цен 7.Динамичное развитие отрасли 8.Система профессионального обучения и повышения квалификации 	<ol style="list-style-type: none"> 1.Увеличение объемов производства 2.Установление конкурентоспособных цен и быстрая обработка заказов 3. Поддержание репутации предприятия 4. Освоение новых рынков 5. Улучшение корпоративной культуры 6.Стремление к увеличению объема совместных с иностранными партнерами проектов по производству 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Модернизация оборудования 2. Закупка сырья по наиболее выгодным ценам и на более длительный период 3. Поддержка местной власти по финансированию социальных проектов

<p>Слабые стороны</p> <p>1. Высокие издержки производства</p> <p>2. Непостоянство денежного потока из-за большого периода оборота</p> <p>3. Нечеткое распределение обязанностей сотрудников</p> <p>4. Недостаток финансовых средств (оборотных и для осуществления стратегических инициатив)</p>	<p>1. Уменьшить постоянные издержки производства</p> <p>2. Контроль за издержками на производстве, сокращение количества незавершенной продукции, поиск путей сокращения переменных затрат</p> <p>3. Установление четкой системы обязанностей внутри компании</p> <p>4. Перевооружение производственных мощностей</p> <p>5. Продажа или сдача в аренду лишних территорий и площадей</p>	<p>1. Стратегия долгосрочного привлечения финансового капитала</p> <p>2. создать из своих работников единую команду</p> <p>3. Привлечение инвестиций.</p> <p>4. Изучение и проработка всех возможных кризисных ситуаций</p>
---	---	---

3.2 Анализ эффективности действующего производства

3.2.1 Расчет производственной мощности

Целью экономического расчёта является определение расходов на производство высокооктанового бензина с учетом увеличения мощности, рассчитать себестоимость 35100 тыс. тонн высокооктанового бензина и сравнить её с себестоимостью 45000 тыс. тонн высокооктанового бензина.

Производственная мощность – это максимально возможный выпуск продукции в определенной номенклатуре и ассортименте при наиболее полном использовании в течение года оборудования и производственных площадей, применении прогрессивных технических норм производительности оборудования и удельных норм расхода сырья и материалов. Под производственной мощностью оборудования следует понимать его максимальную способность выпускать продукцию за определенный календарный период времени при наилучших организационно-технических условиях. Производственная мощность выражается количеством выпускаемой продукции и измеряется в натуральных единицах.

Все аппараты цехов химических предприятий делятся на несколько групп:

1. основное оборудование;

2. вспомогательное оборудование;
3. аппараты, выполняющие подготовительные функции.

Поскольку производственный процесс является непрерывным, на предприятии планируется общая остановка на капитальный ремонт.

Расчет производственной мощности осуществляется по формуле:

$$M = P_{\text{час.}} \cdot T_{\text{эф.}} \cdot K_{\text{об.}}, \quad (3.1)$$

где $P_{\text{час.}}$ – часовая производительность оборудования в натуральных единицах;

$K_{\text{об.}}$ - количество однотипного оборудования, установленного в цехе;

$T_{\text{эф.}}$ – эффективный фонд времени работы оборудования (час.).

$P_{\text{час.}} = 5625$ кг/ч из данных материального баланса;

$K_{\text{об.}} = 1$

Эффективный фонд времени оборудования:

$$T_{\text{эф.}} = T_{\text{ном.}} - T_{\text{ппр}}, \quad (3.2)$$

где $T_{\text{ном.}}$ – номинальный фонд работы оборудования;

$T_{\text{ппр}}$ - время простоя в ремонтах за расчетный период.

Таблица 3.2 – Баланс рабочего времени оборудования

Показатели	Количество дней (часов)
Календарный фонд времени	365 (8760)
Режимные потери рабочего времени	
- выходные	0
- праздники	0
Номинальный фонд рабочего времени ($T_{\text{ном.}}$)	365 (8760)
Простой оборудования в ремонтах ($T_{\text{ппр}}$)	32 (760)
Эффективное время работы оборудования за год ($T_{\text{эф.}}$)	333 (8000)

Согласно формуле (1), находим производственную мощность (M):

$$M = \frac{5625 \cdot 8000 \cdot 1}{1000} = 45000 \text{ т/год} \quad (3.3)$$

Для анализа использования оборудования рассчитываем экстенсивный и интенсивный коэффициенты.

Коэффициент экстенсивного использования оборудования равен

$$K_{\text{экс.}} = \frac{T_{\text{эф.}}}{T_{\text{ном.}}}, \quad (3.4)$$

$$K_{\text{экс.}} = \frac{8000}{8760} = 0,91$$

Коэффициент интенсивного использования оборудования равен

$$K_{\text{инт}} = \frac{Q_{\text{пп}}}{Q_{\text{max}}}, \quad (3.5)$$

где $Q_{\text{пп}}$ – производительность единицы оборудования в единицу времени;

Q_{max} – максимальная производительность в единицу времени.

$$K_{\text{инт.}} = \frac{0,85}{1} = 0,85$$

Интегральный коэффициент использования мощности:

$$K_{\text{им.}} = K_{\text{экс.}} \cdot K_{\text{инт.}}, \quad (3.6)$$

$$K_{\text{им.}} = 0,91 \cdot 0,85 = 0,78$$

Для определения фактического выпуска продукции рассчитывается производственная программа ($N_{\text{год}}$):

$$N_{\text{год}} = K_{\text{им.}} \cdot M, \quad (3.7)$$

$$N_{\text{год}} = 0,78 \cdot 45000 = 35100 \text{ тыс. тонн/год}$$

Таблица 3.3 - Производственная программа выпуска продукции

Наименование показателя	Величина показателя по годам	
	2014	2015
1 Этапы загрузки мощности, %	78%	100%
2 Объем производства, тыс.т/год	35100	45000
3 Цена за единицу продукции, руб./т	31250	31250
4 Объем продаж, тыс.руб.	1096875	1406250

3.3 Расчет себестоимости готовой продукции по действующему производству

3.3.1 Расчет годового фонда заработной платы производственного персонала

На предприятиях нефтеперерабатывающей промышленности в зависимости от условий труда и степени вредности производства продолжительность рабочей смены составляет 12 часов. Следовательно, режим работы – непрерывный, круглосуточный. Для этого на заводе организована 2-х сменная работа, график сменности - четырехбригадный, (А, Б, В, Г) с дополнительными днями отдыха.

Таблица 3.4 - График сменности рабочих

Смена	Время	Дни выходов																		
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
1	8 ⁰⁰ -20 ⁰⁰	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В	Б	Б	А
2	20 ⁰⁰ -8 ⁰⁰	Г	В	В	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В
Отсыпной			Г		В		Б		А		Г		В		Б		А		Г	
Выходной		В А	А	Г Б	Г	В А	В	Г Б	Б	В А	А	Г Б	Г	В А	В	Г Б	Б	В А	А	Г Б

Из графика сменности можно рассчитать величину сменооборота:

$$T_{\text{см-о}} = a \cdot b, \quad (3.8)$$

где $T_{\text{см-о}}$ - длительность сменооборота;

a - количество бригад;

b - количество дней, в течение которых бригада работает одну смену.

$$T_{\text{см-о}} = 4 \cdot 2 = 8 \text{ дней}$$

Сменооборот позволяет нам определить количество выходных дней:

$$T_{\text{вых}} = \frac{T_{\text{кал.}}}{T_{\text{см-о}}} \cdot n, \quad (3.9)$$

где $T_{\text{вых}}$ - количество выходных за год;

$T_{\text{кал.}}$ - время календарное;

n - количество выходных за один сменооборот.

$$T_{\text{вых}} = \frac{365}{8} \cdot 2 = 91 \text{ день}$$

Зная количество выходных за год, можно определить эффективное время работы за год:

$$T_{\text{эф.}} = T_{\text{кал.}} - T_{\text{вых.}} - T_{\text{отп.}} - T_{\text{нев.}}, \quad (3.10)$$

где $T_{\text{эф.}}$ – эффективное время рабочего;

$T_{\text{отп.}}$ – количество ежегодного основного оплачиваемого отпуска (28 дней);

$T_{\text{нев.}}$ – количество невыходов.

$$T_{\text{эф.}} = 365 - 91 - 28 - 10 = 236 \text{ дней}$$

Рассчитаем количество эффективного времени в часах:

$$T_{\text{эф.}} = 236 \cdot 12 = 2832 \text{ часа}$$

Количество производственного персонала, работающего посменно:

$$N_{\text{яв.}} = N_{\text{шт.}} \cdot S, \quad (3.11)$$

где $N_{\text{шт.}}$ – штатное количество человек, работающих в смену;

S – число смен в сутки.

$$N_{\text{яв.}} = 4 \cdot 2 = 8 \text{ человек}$$

Списочная численность:

$$N_{\text{спис.}} = \frac{N_{\text{яв.}} \cdot T_{\text{эф.об.}}}{T_{\text{эф.раб.}} \cdot S}, \quad (3.12)$$

где $T_{\text{эф.об.}}$ - эффективный фонд рабочего времени оборудования, час;

$T_{\text{эф.раб.}}$ - эффективный фонд работы одного среднесписочного рабочего, час.

$$N_{\text{спис.}} = \frac{8 \cdot 8000}{2 \cdot 2832} = 28 \text{ человек}$$

Таблица 3.5 - Структура промышленного производственного персонала установки по производству высокооктанового бензина

№ п/п	Группы ППП	Количество человек
1	ИТР	2
2	Основные рабочие: - операторы	16
3	Вспомогательные рабочие: - слесарь КИПиА - слесари ремонтники;	4 4
4	МОП	2
	Итого по установке	28

Тарифная заработная плата включает в себя:

$$ЗП_{\text{тар}} = T_{\text{ст}} \cdot T_{\text{эф}}, \quad (3.13)$$

где $T_{ст}$ - тарифная ставка данной категории рабочих;

$T_{эф}$ - эффективное годовое время одного среднесписочного работника.

Таблица 3.6 - Часовая тарифная ставка рабочих

Категории рабочих	Часовая тарифная ставка, руб.	
	5 разряд	6 разряд
1. Оператор технологической установки	85	105
2. Слесарь ремонтник	85	-

Премииальные рассчитывается по формуле:

$$D_{прем} = 0,3 \cdot ЗП_{тар}, \quad (3.14)$$

Доплата за работу в ночное время определяется по формуле:

$$D_{н.вр} = 0,4 \cdot T_{ст} \cdot t_{н.вр}, \quad (3.15)$$

где $t_{н.вр}$ - время ночной работы, которое для каждого рабочего в год составляет 944 часа.

Доплата за работу в праздничные дни определяется по формуле:

$$D_{пр} = T_{пр} \cdot T_{ст} \cdot N_{яв}, \quad (3.16)$$

где $T_{пр}$ - количество часов, отработанных в праздник;

$N_{яв}$ - явочная численность рабочих.

Доплата из фонда мастера рассчитывается по формуле:

$$D_{фм} = 0,03 \cdot ЗП_{тар}, \quad (3.17)$$

Зарботную плату рабочих за год определяется по формуле:

$$\Phi ЗП_{год} = (ЗП_{осн} + ЗП_{доп}) \cdot K_p, \quad (3.18)$$

где $ЗП_{осн}$ - плата за труд;

$ЗП_{доп}$ - дополнительная плата за нерабочее время;

K_p - районный коэффициент = 1,3.

$$ЗП_{осн} = ЗП_{тар} + D_{прем} + D_{н.вр} + D_{праз} + D_{бр}, \quad (3.19)$$

где $ЗП_{тар}$ - зарплата по тарифу;

$D_{прем}$ - доплата премиальная;

$D_{н.вр}$ - доплата за ночное время;

$D_{праз}$ - доплата за работу в праздничные дни;

$D_{бр}$ - доплата за бригадирство.

Начисления на зарплату за год определяется по формуле:

$$N_{зач} = (Z_{осн} + Z_{доп}) \cdot 0,3 , \quad (3.20)$$

Таблица 3.7 - Заработная плата рабочих на установке

Категории рабочих	Количество человек	ЗП тар	Д прем (30%)	Дн.вр(ночные 40%)	Д празд	ЗП осн	С учетом К=1,3	НДФЛ (13%)	ЗП на руки (годовая)	ЗП с учетом численности
Основные рабочие										
1. Оператор технологической установки:										
- 5-го разряда	12	240720	72216	31688	6120	350744	455967,2	59275,736	396691,464	4760297,568
- 6-го разряда	4	297360	89208	39144	7560	433272	563253,6	73222,968	490030,632	1960122,528
Итого:									886722,096	6720420,096
Вспомогательные рабочие										
2. Слесарь ремонтник 5-го разряда	4	297360	89208	39144	7560	433272	563253,6	73222,968	490030,632	1960122,528
Итого:									490030,632	1960122,528

Далее рассчитаем заработную плату ИТР (инженерно-технический работник).

Примем, ИТР в количестве 2 человек работают только в день.

Расчет ЗП ИТР (оклад 11000 руб/мес), проводим аналогично расчету ЗП рабочих, принимая для них тот же график работы и такое же эффективное время работы. Результаты расчета заработной платы ИТР приведены в таблице:

Таблица 3.8 - Заработная плата ИТР

Количество человек	ЗП тар	Д прем (30%)	Д празд	ЗП осн	С учетом К=1,3	НДФЛ (13%)	ЗП на руки (годовая)	ЗП с учетом численности
2	368160	110448	15180	493788	641924,4	83450,172	558474,2	1116948,4
Итого:							558474,2	1116948,4

Расчет ЗП МОП (младший обслуживающий персонал) (оклад 5000 руб/мес) производим по тем же формулам, что использовались при расчете ЗП основных рабочих. Результаты расчета приведены в таблице:

Таблица 3.9 - Заработная плата МОП

Количество человек	ЗП тар	Д прем (30%)	Д празд	ЗП осн	С учетом К=1,3	НДФЛ (13%)	ЗП на руки (годовая)	ЗП с учетом численности
2	141600	42480	6600	190680	247884	32224,92	215659,1	431318,2
Итого:							215659,1	431318,2

3.3.2 Расчёт стоимости основных производственных фондов и амортизационных отчислений от них

Производственные фонды представляют собой совокупность средств труда, необходимых для осуществления непрерывного процесса производства. Производственные фонды обслуживают производство в течение длительного времени, они участвуют в процессе производства продукции и переносят

стоимость на готовый продукт по частям, по мере своего износа и не меняют своей натуральной формы.

Оборотные фонды в химической промышленности составляют 20 -25% от основных фондов.

Таблица 3.10 - Стоимость основных фондов.

Наименование основных средств	Стоимость, тыс. руб.	Норма амортизации, %	Годовые амортизационные отчисления, тыс. руб.
Здания	310000	5	15500
Машины и оборудование	600000	9	54000
Приборы КИП и А, лабораторное оборудование	190000	10,3	195700
Инвентарь и инструменты	16000	1,6	256
Итого	1116000,0		265456,0

Основные фонды представляют собой средства труда, которые многократно используются и не меняют натурально-вещественную форму. Основные фонды делятся на производственные (здания, сооружения, рабочие машины) и непроизводственные (жилые дома, больницы, детские сады).

1. Величина капитальных затрат на строительство здания может быть определена укрупнено:

$$C_{зд} = C_{1м3} \cdot V_{зд}, \quad (3.21)$$

где $C_{1м3}$ - стоимость одного м³ производственного здания, руб/м³; $V_{зд}$ - объем здания, м³.

$$C_{зд} = 2250 \cdot 10000 = 225000000 \text{ руб.}$$

2. Величина капитальных затрат на приобретение и монтаж оборудования может быть рассчитана, исходя из стоимости материалов на изготовление оборудования плюс дополнительные затраты на приобретение и монтаж оборудования.

3.3.3 Расчёт затрат на производство продукции

Расчёт годовой потребности в сырье и материалах.

Определение затрат на сырьё и материалы производим исходя из принятого объёма производства, удельных норм расхода сырья и материалов и планово-заготовительных цен.

Таблица 3.11 – Расчёт годовой потребности в сырье и материалах

Наименование сырья	Ед. изм	Цена, тыс. руб.	Расход, т	Затраты, тыс. руб.		
			На единицу готовой продукции	На единицу готовой продукции	N _{год} =35100 тыс. тонн	N _{год} =45000 тыс. тонн
Бензин прямогонный	т	13,5	1,2	16,2	568620	729000
Итого:				16,2	568620	729000

3.3.4 Расчёт годовой потребности в электроэнергии

Таблица 3.12 – Расчёт потребности в энергоресурсах

Вид энергии	Затраты на 1ед. продукции, тыс. руб.	Затраты на весь объём производства, тыс. руб.	
		N _{год} = 35100	N _{год} =45000
Электроэнергия	0,72	25272	32400
Пар	0,167	5862	7515
Азот	0,668	23447	30060
Итого:		54581	69975

3.3.5 Расчёт калькуляции производства

Таблица 3.13 – Калькуляция себестоимости на производство и реализацию продукции при заданном объеме производства N₂₀₁₄= 35100 тыс.т/год, N₂₀₁₅ = 45000 тыс.т/год

Статьи затрат	Ед. изм.	Затраты на единицу продукции, тыс. руб.	Затраты на весь объём, тыс. руб
---------------	----------	---	---------------------------------

		$N_{\text{год}} = 35100$ тыс.тонн	$N_{\text{год}}=45000$ тыс.тонн	$N_{\text{год}} = 35100$ тыс.тонн	$N_{\text{год}}=45000.$ тыс.тонн
1. Сырьё	т	16,2	16,2	568620	729000
2. Электроэнергия	кВт	0,72	0,72	25272	32400
3. Пар		0,16	0,16	5862	7515
4. Азот		0,67	0,67	23447	30060
Итого переменных издержек:	Тыс.руб.	17,8	17,8	623201	798975
5. Амортизационные отчисления	Тыс.руб	7,56	5,89	265456	265456
6. Ремонт	Тыс.руб	0,03	0,02	980	980
7. ЗП основных рабочих	Тыс.руб	0,19	0,14	6720	6720
8. Отчисления на соц. нужды основных рабочих (7*30%)	Тыс.руб	0,06	0,04	2016	2016
9. ЗП вспомогательных рабочих	Тыс.руб	0,06	0,04	1960	1960
10. Отчисления на социальные нужды вспомогательных рабочих (9*30%)	Тыс.руб	0,02	0,01	588	588
11. ЗП ИТР	Тыс.руб	0,03	0,02	1117	1117
12. Отчисления на социальные нужды ИТР (11*30%)	Тыс.руб	0,0095	0,0074	335	335
13. ЗП МОП	Тыс.руб	0,0123	0,0096	431	431
14. Отчисления на социальные нужды МОП (13*30%)	Тыс.руб	0,004	0,003	129	129
Всего ФОТ	Тыс.руб	0,4	0,3	13297	13297,3
Итого постоянных издержек	Тыс.руб	8,0	6,2	279733	279733
Цеховая себестоимость	Тыс.руб	25,7	24,0	902934	1078708
Общезаводские расходы (3% от цеховой себестоимости)	Тыс.руб	0,8	0,6	27088	27088
Заводская себестоимость (цеховая	Тыс.руб	26,5	24,6	930022	1105796

себестоимость + общезаводские расходы)					
Коммерческие расходы (1% от заводской себестоимости)	Тыс.руб	0,3	0,2	9300	9300
Полная себестоимость (заводская себестоимость + коммерческие расходы)	Тыс.руб	25,7	24,0	902934	1078708
Итого переменных издержек	Тыс.руб	17,8	17,8	623201	798975
Итого постоянных издержек	Тыс.руб	8,0	6,2	279733	279733

Из данной таблицы видно, что при увеличении годового выпуска на 22%, на имеющихся производственных мощностях возросли только переменные издержки, постоянные издержки выросли пропорционально переменным, поскольку управленческие расходы зависят от переменных и постоянных издержек. Снизилась себестоимость на единицу продукции, то есть происходит «эффект масштаба».

3.3.6 Расчет цены готовой продукции

$$C = C * \left(1 + \frac{P}{100}\right) = 25,7 * \left(1 + \frac{15}{100}\right) = 29,6 \quad (3.22)$$

где C – полная с/с готовой продукции, тыс.руб;

P - рентабельность продукции, %.

Принимаем рентабельность 15%

3.3.7 Расчет точки безубыточности математическим и графическим способами

В точке безубыточности выручка от продаж продукции (B_{np}) равна общим затратам на производство и реализацию продукции:

$$B_{np} = \text{Изд}_{\text{пост}} + \text{Изд}_{\text{пер}} \quad (3.23)$$

$$V_{\text{пр } 2014 \text{ год}} = 279733 + 623201 = 902934 \text{ тыс.руб.}$$

$$V_{\text{пр } 2015 \text{ год}} = 279733 + 798975 = 1078708 \text{ тыс.руб}$$

Определение точки безубыточности:

1. Аналитическим способом:

$$Q_{\text{кр}} = \frac{\text{Изд}_{\text{пост}}}{C_{1\text{ГП}} - \text{Изд}_{\text{пер1ПГ}}} \quad (3.24)$$

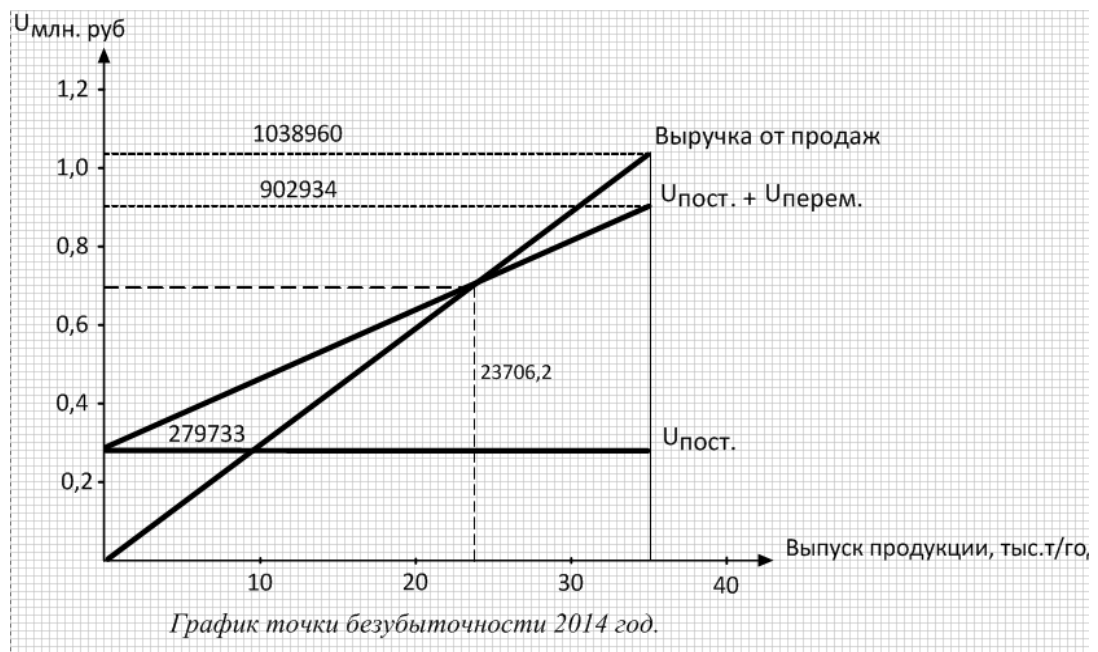
где $C_{1\text{ГП}}$ - цена единицы готовой продукции (1 тонны);

$\text{Изд}_{\text{пер1ПГ}}$ - удельные переменные издержки (переменные издержки на единицу готовой продукции 1 тонну).

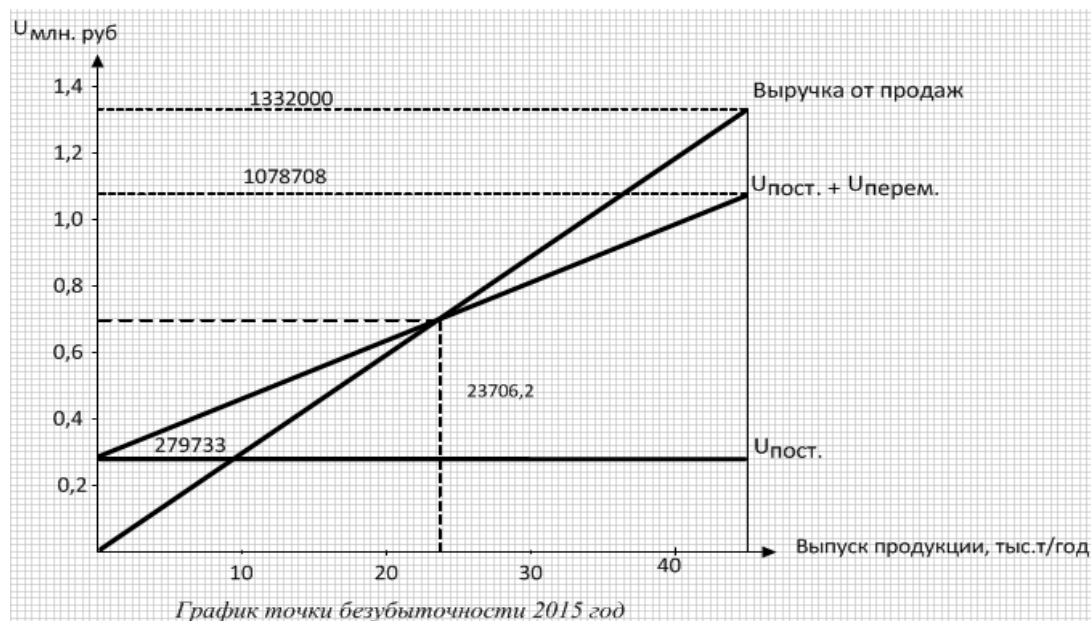
$$Q_{\text{кр}2014,2015} = \frac{279733}{29,6 - 17,8} = 23706,2 \text{ тыс.тонн}$$

2. Графическим

$$Q = 35\ 100 \text{ тыс.тонн}$$



Q= 45 000 тонн



3.4 Расчет экономических показателей

Наименование показателей	Ед. изм.	Отчётный год (2014)	Плановый год (2015)
1 Объём производства	Тыс.тонн	35100	45000
2 Объём продаж	Тыс.тонн.	35100	45000
3. Цена 1 тонны	Тыс.руб.	29,6	29,6
4. Выручка от продажи	Тыс.руб.	1038960	1332000
5. Издержки суммарные	Тыс.руб.	902934	1078708
5.1 Издержки постоянные	Тыс.руб.	279733	279733
5.2 Издержки переменные	Тыс.руб.	623201	798975
6. Операционная прибыль (4-5)	Тыс.руб.	136026	253291,7
7. Налог на прибыль (6*20%)	Тыс.руб.	27205,1	50658,3
8. Чистая прибыль (6-7)	Тыс.руб.	108820,6	202633,4
9. Себестоимость одной тонны	Тыс.руб.	25,7	24

10. Стоимость основных средств	Тыс руб.	1116000	1116000
11. Численность основных рабочих	Чел.	16	16
12. Фондовооружённость (10/11)	Тыс.руб./чел	69750	69750
13. Фондоотдача (4/10)	Тыс.руб./ руб.	0,93	1,2
14. Фондоёмкость (10/4)	Тыс.руб./ руб.	1,07	0,84
15. Производительность труда (5/11)	Тыс.руб./чел	56433,4	67419,3
16. Рентабельность производства (8*100/5)	%	12,1	18,8
17. Рентабельность продаж (8*100/4)	%	10,5	15,2
18. Критический объём продаж Qкр	Тыс.тонн	23706,2	23706,2
19. Критический объём продаж (18*3)	Тыс.руб	701703,5	701703,5

В результате увеличения загрузки производственной мощности на 22% и использования «эффект масштаба», мы получили следующий экономический эффект:

1. Снижение себестоимости на 1 тонну с 25,7 до 24 тыс.руб.
2. Увеличение выручки от продажи с 1038960 до 1332000 тыс.руб.
3. Увеличение чистой прибыли с 108820,6 до 202633,4 тыс.руб.
4. Увеличение показателя фондоотдачи с 0,93 до 1,2.
5. Увеличение производительности труда с 56433,4 до 67419,2 тыс.руб.
6. Увеличение рентабельности производства с 12,1 до 18,8 %.
7. Увеличение рентабельности продаж с 10,5 до 15,2 %.

4 СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ

В данном разделе исследуется проект установки производства высокооктановых бензинов процессом цеоформинга производительностью 45 тысяч тонн в год по продукту, относится к опасным производствам ввиду обращения в технологическом процессе взрывопожароопасных веществ.

Сырьем и продукцией на установке цеоформинга являются пожаровзрывоопасные вещества: прямогонная бензиновая фракция, товарные бензины, сжиженный газ, тяжелый остаток цеоформинга, углеводородные газы сепарации и стабилизации.

В технологическом процессе нефтепродукты нагреваются в печах с огневым нагревом и теплообменном оборудовании выше температуры самовоспламенения. При нарушении технологического процесса или несоблюдении требований безопасности возможно возникновение аварий, приводящих к пожарам и взрывам.

Наличие аппаратов и трубопроводов, работающих при повышенных давлениях и температурах, содержащих продукты в газообразном и парообразном состоянии, может создать опасность загазованности территории (не плотности фланцевых соединений, сальниковые уплотнения запорной и регулирующей арматуры). При этом возможно выделение вредных веществ в воздух рабочей зоны.

Безопасная организация производственного процесса и труда имеет большое значение на объекте, где существует потенциальная опасность аварий, отравлений и взрывов. Предотвращение чрезвычайных ситуаций в значительной степени зависит от строгого соблюдения производственной дисциплины, требований производственного регламента и технологических инструкций.

4.1 Производственная безопасность

Перечень опасных и вредных факторов проектируемой установки конкретно представлены в таблице 4.1.

Таблица 4.1 Опасные и вредные факторы при выполнении работ персонала установки цеоформинга по ГОСТ 12.0.003-74

Источник фактора, наименование видов работ	Вредные	Опасные	Нормативные документы
Работы: 1) Обход рабочей зоны, ремонт и осмотр оборудования; 2) Отбор проб и контроль; 3) Продувка трубопроводов; 4) Загрузка, выгрузка катализатора.	1. Повышенная загазованность воздуха рабочей среды; 2. Отклонение показателей микроклимата на открытом воздухе и в помещениях; 3. Превышение уровней шума и вибрации; 4. Недостаточная освещенность рабочей зоны; 5. Химические факторы: токсические; раздражающие; 6. Физические факторы: Температура; влажность; тепловое излучение; производственный шум.	1. Проникающие в организм человека через: органы дыхания; желудочно-кишечный тракт; кожные покровы и слизистые оболочки; 2. Разрушающиеся конструкции; 3. Электрический ток; 4. Подвижные части производственного оборудования; 5. Повышенная температура поверхностей оборудования; 6. Повышенное давление в оборудовании.	Допустимые шумовые характеристики устанавливаются ГОСТ 12 - 1.003 - 88 и СН 2.2.4/2.1.8.562-96 ; Гигиенические допустимые уровни вибрации регламентирует ГОСТ 12.1.012-78; Параметры освещения устанавливаются СНиП 23-05-95; Знаки безопасности выбирают согласно ГОСТ 12.4.026-76 ; ГН 2.2.5.1313-03. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны; ГОСТ 12.1.012-90 ССБТ. Вибрационная болезнь. Общие требования; ГОСТ 12.4.011-89 ССБТ. Средства защиты работающих; СанПиН 2.2.4.548-96. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений; СН 2.2.4/2.1.8.562-96.

			Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и на территории застройки; СН 2.2.4/2.1.8.566. Производственная вибрация, вибрация в помещениях жилых и общественных зданий; ГОСТ 12.1.019 (с изм. №1) ССБТ. Электробезопасность.
--	--	--	--

При нарушении нормального технологического режима, а также при нарушении уплотнений в соединениях аппаратов и узлов могут иметь место:

- прорыв газа с последующим загоранием и взрывом;
- образование местных взрывоопасных концентраций газов (попутного нефтяного газа, окиси углерода, водорода);
- отравление в результате наличия газов, содержащих токсичные компоненты (окись углерода, шфлу, пропана и удушающие газы - азот);
- термические ожоги при прорывах горячих газов, водяного пара, воды и конденсата;
- поражение электрическим током при неисправностях электрооборудования и электрических систем, а также в результате несоблюдения правил электробезопасности;
- механические травмы при неправильном обслуживании машин, механизмов и другого оборудования;
- загорание смазочных и уплотнительных масел и обтирочных материалов при несоблюдении правил хранения и нарушения противопожарных норм;
- нарушение нормальных уровней в сепараторах и сборниках;
- наличие гидравлических пробок в коммуникациях, что может вызвать гидравлические удары и разрушение коммуникаций и аппаратов;

- неудовлетворительная продувка трубопроводов и аппаратов, что может вызвать образование взрывоопасных концентраций и взрыв.

Учитывая всё вышеизложенное очевидным становится, то, что на данном производстве соблюдение правил техники безопасности является неотъемлемой частью нормального и безопасного ведения технологического процесса.

Химические факторы. Характеристики токсикологических свойств веществ, обращающихся в производстве, а так же предельно-допустимые концентрации (ПДК) веществ в воздухе рабочей зоны, приведены в таблице 4.2. [24]

Таблица 4.2. Характеристика токсикологических свойств веществ, образующихся в производстве

Наименование вещества, продукта	Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны по ГН 2.2.5.1313-03, мг/м ³	Класс опасности по ГОСТ 12.1.005	Токсические свойства (характер вредного воздействия на организм человека)
Бензин прямогонный	100	IV	Пары действуют наркотически, при больших концентрациях вызывают удушье вследствие недостатка кислорода. Возможно раздражение верхних дыхательных путей, слизистой оболочки глаз и кожи человека. Постоянный контакт с бензином может вызвать острые воспаления и хронические экземы.
Бензин высокооктановый	100	IV	
Тяжелый остаток, фр.>200°C	50	IV	Возможно раздражение слизистой оболочки и кожи. Постоянный контакт может вызвать аллергические заболевания.
Углеводородные газы сепарации	300	IV	Пары действуют наркотически. При больших концентрациях вызывают удушье вследствие недостатка кислорода. Быстро накапливаются в организме при вдыхании и столь же быстро выводятся через легкие, в организме человека не кумулируются.
Углеводородные газы стабилизации	300	IV	

Сжиженный газ	300	IV	При попадании на тело вызывают обморожение, напоминающее ожог. Пары действуют наркотически, при больших концентрациях вызывают удушье вследствие недостатка кислорода. Пары газов быстро накапливаются в организме при вдыхании и столь же быстро выводятся через легкие, в организме человека не кумулируются.
Азот	-	-	Не опасен до содержания в смеси с кислородом до 21%. С ростом содержания вызывает недостаток кислорода и отдышку, при больших концентрациях вызывает удушье вследствие недостатка кислорода.
Катализатор ИК-30-1		IV	При попадании на кожу сушит её

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

- система кондиционирования воздуха в помещении операторной для нормализации воздушной среды;
- освещенность рабочих мест на открытой площадке и в помещении операторной;
- устройства, изолирующие устройства и покрытия, устройства защитного заземления и зануления, молниезащиты и разрядники, знаки безопасности для защиты обслуживающего персонала от поражения электрического тока;
- молниезащита зданий и сооружений выполнена в соответствии с требованиями «Инструкции по устройству молниезащиты зданий, сооружений и промышленных коммуникаций» СО 153-34.21.122-2003.
- теплоизоляция для защиты от воздействия высоких температур в аппаратах, емкостях и трубопроводах.

Все производственные помещения оборудованы приточно-вытяжной вентиляцией, обеспечивающей десятикратный воздухообмен в 1 ч и чистоту воздуха рабочей зоны производственных помещений. [2]

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

Для операций по загрузке, выгрузке и просеиванию катализатора персонал должен быть обеспечен респираторами, защитными очками и перчатками.[2]

Для защиты органов слуха применяются противошумные наушники.

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

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

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

На основании Приказа Минздравсоцразвития РФ № 338 от 16.05.2005. для работающих на технологической установке должен предусматриваться ежегодный медицинский осмотр.

Физические вредные факторы.

Производственный микроклимат. Оценка микроклимата проводится на основе измерений его параметров (температура, влажность воздуха, скорость

его движения, тепловое излучение) на всех местах пребывания работника в течение смены и сопоставления с нормативами согласно СанПиН 2.2.4.548-96 «Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений».

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

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

Микроклимат характеризуется температурой воздуха, его и скорость движения, а также интенсивностью теплового излучения. Длительное вредное воздействие на человека неблагоприятных метеорологических условий резко ухудшает его самочувствие, снижает производительность труда и приводит к заболеваниям.[21]

Повышение уровней шума и вибрации. Анализ проекта показывает, что основными источниками шума на территории проектируемого объекта (Установка получения высокооктанового бензина по технологии «Цеоформинг») являются:

- шум от работы горелок технологических печей,
- шум от работы насосов,

- шум от работы вентиляторов воздушных холодильников, расположенных на открытой площадке;

- шум от клапанов регулирующих (в режиме дросселирования).

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

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

- самостоятельные фундаменты, не связанные с конструкцией здания;

- площадки между смежными фундаментами компрессоров выполнены вкладными;

- для уменьшения вибрации трубопроводов компрессоров установлены буферные емкости на всасе и на нагнетании компрессоров;

- трубопроводы, примыкающие к машинам, создающим вибрацию, не имеют жесткого крепления к конструкциям здания;

- виброизолирующие прокладки во фланцах на трубопроводах для вентиляционного оборудования;

- специальная конфигурация трубопроводов;

- применение гасителей пульсаций и вибраций.

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

Повышение уровня шума и вибрации на рабочих местах неблагоприятно сказывается на организме человека. Допустимые уровни параметров шума и вибрации на рабочих местах определяет ГОСТу.[26-27]

В помещении центрального пульта управления шум не превышает норму (65дБ), так как установленный уровень для таких зданий составляет 70 дБ. С целью защиты от шума и вибрации на установке предусмотрено:

- применение звукопоглощающих кожухов на компрессорах;

- применение шумопоглощающей изоляции на трубопроводах;
- вентиляторы установлены на виброоснованиях и присоединены с воздухопроводами через мягкие вставки.

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

Таблица 4.3 – Допустимые шумовые характеристики для рабочих мест

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

Недостаточная освещенность рабочей зоны. Одним из важнейших элементов благоприятных условий труда является рациональное освещение помещений и рабочих установок.

Нормирование естественного освещения промышленных зданий сводится к нормированию коэффициента естественного освещения. Для работ, выполняемых в лаборатории и относящихся к точным работам, при боковом освещении коэффициент естественной освещенности должен быть не менее 1.5 %.

В помещениях, в которых недостаточно естественного света и для освещения помещений и оборудования в темное время суток предусмотрено искусственное освещение.[28]

Так как в химической лаборатории проводятся точные работы, то помещение относится к III разряду по СНиП 23 – 05 - 95, согласно которому коэффициент естественного освещения равен 1,5 %. В утреннее и вечернее время в качестве системы освещения применяют комбинированное освещение. Источником искусственного освещения служат люминесцентные лампы, которые установлены непосредственно над рабочим местом. Величина для расчета и нормирования освещения внутри помещения - коэффициент естественной освещенности (КЕО) – отношение (в процентах освещенности) в данной точке помещения $E_{ВН}$ к наблюдаемой одновременно освещенности под открытым небом $E_{НАР}$.

$$КЕО = \frac{E_{ВН}}{E_{НАР}} \cdot 100\% \quad (4.1)$$

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

Вредный фактор рабочей среды – фактор среды и трудового процесса, воздействие которого на работника может вызывать профессиональное заболевание или другое нарушение состояния здоровья, повреждение здоровья потомства.

Вредными производственными факторами могут быть:

Физические опасные факторы:

- температура, влажность, скорость движения воздуха, тепловое излучение;
- неионизирующие электромагнитные поля (ЭМП) и излучения;
- электростатические поля;
- постоянные магнитные поля (в т.ч. и геомагнитное);
- электрические и магнитные поля промышленной частоты (50 Гц);
- электромагнитные излучения радиочастотного диапазона;

- электромагнитные излучения оптического диапазона (в т.ч. лазерное и ультрафиолетовое);
- ионизирующие излучения;
- производственный шум, ультразвук, инфразвук;
- вибрация (локальная, общая);
- аэрозоли (пыли) преимущественно фиброгенного действия. [2]

При осмотре, ремонте, продувки оборудования и засыпки или замене катализатора, требуется соблюдать технику безопасности.

1. Разрушающиеся конструкции : прочность оборудования, для этого выбирают аппарат с запасом прочности $P_{уст} > P_{рас.}$, этот запас нужен, для того чтобы существовал определенный запас в объеме; коррозия – процесс распада металла под действием химических веществ. Поэтому при выборе материала аппарата, необходимо учитывать это взаимодействие, а, следовательно, лучшим выбором будет сталь эмалированная;

2. Повышенная температура: поверхностей оборудования: термическая опасность связана с высокими температурами внутри аппарата. В результате на стадии используют защитные материалы, а для персонала – средства индивидуальной защиты – перчатки, очки, прорезиненный фартук; механическая опасность связана с движением жидкости по трубопроводам и внутри аппаратов, поэтому на стадии необходимы меры герметизации трубопроводов специальными материалами.

3. Повышенное давление в оборудовании: сосуды под давлением. Внутри аппарата создается избыточное давление, поэтому нужно соблюдать правила ТБ. В аппарате на крышке предусмотрен разрывной клапан, который срабатывает, если в аппарате давление больше нормы.

Также необходимо проверять все сварные швы и фланцы, чтобы избежать выбросов реакционной массы в окружающую среду.

Защита от факторов механического воздействия. Для безопасной работы и при разработке технологии процесса необходимо учитывать правила техники безопасности, создать безопасные условия труда для работающих. Для

этого применяют следующие меры — герметизация оборудования, автоматизация процесса, обеспечение исключения контакта рабочих с вредными веществами.

Поэтому для работающих на производственном оборудовании предусматриваются средства коллективной защиты, которые разделяют на устройства: оградительные, предохранительные, тормозные, автоматического контроля и сигнализации, дистанционного управления и знаки безопасности.

1. Предохранительные устройства представляют собой блокировочные устройства, которые по принципу действия бывают: механические, электронные, электрические, электромагнитные, пневматические, гидравлические, оптические, магнитные и комбинированные. Предохранительное устройство - устройство, предназначенное для ликвидации опасного производственного фактора в источнике его возникновения.

2. Ограничительные устройства по конструктивному исполнению представляют собой - муфты, штифты, клапаны, шпонки, мембраны, пружины, сильфоны и шайбы. Срабатывают при нарушении параметров технологического процесса или режима работы производственного оборудования.

3. Тормозные устройства подразделяют на: по конструктивному исполнению (колодочные, дисковые, конические и клиновые), по способу срабатывания (ручные, автоматические и полуавтоматические), по принципу действия (механические, электромагнитные, пневматические, гидравлические и комбинированные), по назначению (рабочие, резервные, стояночные и экстренного торможения). Служат для замедления или остановки производственного оборудования при возникновении опасного производственного фактора.

4. Устройствами автоматического контроля и сигнализации бывают автоматические и полуавтоматические, постоянные или пульсирующие. Они несут за собой информационное значение предупреждающего, ответного или

аварийного характера. Сигналом таких устройств может быть звук, свет, цвет, знак. Эти устройства, предназначенные для контроля передачи и воспроизведения информации (цветовой, звуковой, световой и др.) с целью привлечения внимания работающих и принятия ими решения при появлении или возможном возникновении опасного производственного фактора

5. Устройства дистанционного управления - это стационарные или передвижные устройства механического, электрического, пневматического, гидравлического и комбинированного действия. Они предназначаются для управления технологическим процессом или производственным оборудованием за пределами опасной зоны [ГОСТ 12.4.125-83 ССБТ Средства коллективной защиты работающих от воздействия механических факторов].

Знаки безопасности выбирают согласно ГОСТ 12.4.026-76.

Электробезопасность. Поражение электрическим током при неисправностях электрооборудования и электрических систем, а также в результате несоблюдения правил электробезопасности может привести к остановки процесса. [25]

Электробезопасность на производстве каталитического риформинга в соответствии с ГОСТ 12.1.019-79 обеспечивается:

- конструкцией электроустановок;
- техническими способами и средствами защиты;
- организационными и техническими мероприятиями.

Для обеспечения электробезопасности применяются отдельно или в сочетании один с другим следующие технические способы и средства:

- Защитное заземление.

Это преднамеренное электрическое соединение с землей или ее эквивалентом металлических нетоковедущих частей, которые могут оказаться под напряжением при замыкании на корпус и по другим причинам.

- Зануление.

Это преднамеренное электрическое соединение с нулевым защитным проводником металлических нетоковедущих частей, которые могут оказаться под напряжением вследствие замыкания на корпус и по другим причинам.

Защитное отключение.

Это быстродействующая защита, обеспечивающая автоматическое отключение электроустановки при возникновении в ней опасности поражения током.

- Выравнивание потенциала.

Это метод снижения напряжения прикосновения и шага между точками электрической цепи, в которых возможно одновременное прикосновение или на которых может одновременно стоять человек.

- Малое напряжение.

Это номинальное напряжение не более 42В, применяемое в цепях для уменьшения опасности поражения электрическим током.

- Изоляция токоведущих частей.

Исправность изоляции - основное условие, обеспечивающее безопасность эксплуатации и надежность электроснабжения электроустановок.

- Электрическое разделение сетей.

Это разделение сети на отдельные электрические не связанные между собой участки с помощью разделяющего трансформатора.

- Оградительные устройства.

Применяют для того, чтобы исключить даже случайные прикосновения к токоведущим частям электроустановок.

- Предупредительная сигнализация, блокировка, знаки безопасности.

Электрозщитные средства.

Это перевозимые и переносимые изделия, служащие для защиты людей от поражения электрическим током, воздействия электрической дуги и электромагнитного поля.

Для обеспечения безопасности работ в действующих электроустановках выполняется целый комплекс организационных мероприятий:

- организуется инструктаж и обучение безопасным методам труда, проверка знаний правил безопасности и инструкций;

- допуск, к проведению работ, оформляется заполнением соответствующего наряда. Технические мероприятия должны предусматривать:

- отключение установки от источника напряжения, снятие предохранителей и другие мероприятия, обеспечивающие невозможность ошибочной подачи напряжения к месту работы;

- установку знаков безопасности и ограждения остающихся под напряжением токоведущих частей.

К работе на установке допускаются лица прошедшие полный инструктаж по технике безопасности [2].

4.2 Экологическая безопасность

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

- возможные неплотности соединений технологических аппаратов, оборудования, трубопроводов и запорно-регулирующей арматуры;
- открытые люки аппаратов при ремонтах и профилактических осмотрах;

- аппараты при их обработке паром при подготовках к ремонтам;

- аварийные разливы продуктов на площадку установки. [2].

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

Организованными выбросами в атмосферу на установке являются:

- газы продувок (периодические);

- газы активации катализатора (периодические);

- газы регенерации катализатора (периодические);

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

Составы и классификация организованных выбросов в атмосферу приведены в таблице 3.4.

Таблица 4.4. Составы и классификация организованных выбросов в атмосферу

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

Мероприятия по предотвращению (сокращению) выбросов и сбросов вредных веществ в окружающую среду.

Основными требованиями, обеспечивающими сохранение природной среды, является максимальная герметизация емкостей, коммуникаций, наносных агрегатов и другого оборудования, строгое соблюдение технологического режима.

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

4.3 Безопасность в чрезвычайных ситуациях

Анализ чрезвычайных ситуации (ЧС). Чрезвычайные ситуации на производстве возникают вследствие аварий, сопровождающихся самопроизвольным выходом в окружающее пространство вещества и (или) энергии.

Источники ЧС на проектируемой установке:

- транспортные аварии (катастрофы);
- пожары, взрывы, угроза взрывов;
- аварии с выбросом (угрозой выброса)

ХОВ - классификация ЧС с ними может быть проведена, например, по масштабу распространения ядовитого вещества, его поражающим свойствам, продолжительности действия;

- аварии с выбросом (угрозой выброса) биологически опасных веществ;
- внезапное обрушение зданий, сооружений;
- аварии на электроэнергетических системах [22].

Защита персонала и территории в чрезвычайных ситуациях. В соответствии с законами Российской Федерации: «О гражданской обороне», «О защите населения и территорий от чрезвычайных ситуаций природного и техногенного характера», Постановлением Правительства Российской Федерации «О единой государственной системе предупреждения и ликвидации чрезвычайных ситуаций» необходимо: создание системы подготовки персонала к адекватным действиям в чрезвычайной ситуации, а также материальных и финансовых резервов.

Подготовка персонала в действиях чрезвычайной ситуации в мирное время производят через систему гражданской обороны.

Превентивные меры гражданской обороны:

1. Защита населения от оружия массового поражения и других средств нападения. Осуществляется проведением комплекса защитных мероприятий.

2. Повышение устойчивости работы объектов и отраслей народного хозяйства в условиях военного времени. Достигается заранее проведёнными мероприятиями (организационные, инженерно-технические и др.).

3. Проведение спасательных и неотложных аварийно-восстановительных работ в очагах поражения и зонах затопления.

Уровень организаций аварийно-спасательных и других неотложных работ при ликвидации ЧС и их последствий во многом зависит от четкой работы начальника ГО объекта, председателя комиссии по чрезвычайным ситуациям, органа управления. Порядок же организации работ, их виды, объемы, приемы и способы проведения зависят от обстановки, сложившейся после аварии, степени повреждения или разрушения зданий и сооружений,

технологического оборудования, характера повреждений на коммунально-энергетических сетях и пожаров. [23]

В случае объявления воздушной тревоги (сигнал по радио, сирены, прерывистые гудки) персонал должен действовать в соответствии с предусмотренным планом: выключить оборудование и покинуть производство в специально отведённые места для укрытия. Если на предприятии во время аварии произошла утечка (выброс) ядовитых веществ, то оповещается так же население, проживающее в непосредственной близости от объекта и в направлениях возможного распространения ядовитых газов. [22]

4.4 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности

Трудовое законодательство. Существуют в данном проекте специальные нормы для работников (льготы, ограничения), являются: [ст. 121 Трудового Кодекса РФ]

Льготы:

- уменьшение количества рабочих часов (36 часов в неделю и меньше);
- оплачиваемый отпуск, являющемся дополнительным и предоставляемым каждый год (не меньше 7 календарных дней);
- происходит рост оплаты труда (не меньше 4% от оклада);
- льготы для пенсионного обеспечения;
- бесплатное лечение и оздоровление;
- выдача расходных материалов — спецодежды, обеззараживающих средств.

Ограничения:

- в применении труда женщин на тяжелых работах и работах с вредными и (или) опасными условиями;
- лица не достигшие 21 года;
- вредность и тяжесть условий труда;
- субъектные основания: физиологические особенности женского организма (его детородная функция и материнская роль), а также социальная роль одинокой матери (одинокого отца), лиц с семейными обязанностями,

психофизиологические особенности неокрепшего организма и характера подростка, ограниченная трудоспособность инвалидов;

- специфика краткой трудовой связи временных и сезонных работников;
- сочетание труда с обучением;
- климатические условия;
- значение отрасли экономики и выпускаемой продукции (данный фактор проявляется в нормах, устанавливающих надбавки за стаж работы в отдельных отраслях экономики и при выпуске определенной продукции).

Специальные нормы трудового права и ее результат — специальное законодательство дает всем работникам равную возможность реализовывать свои конституционные трудовые права, обеспечивая их осуществление особенностями правового регулирования труда (дифференциацией) отдельных категорий работников, нуждающихся в дополнительной защите от производственных вредностей или с учетом характера их труда, трудовой связи.

Компоновка оборудования. При размещении оборудования учитываются следующие технологические требования:

- удобство обслуживания оборудования и возможность демонтажа аппаратов и их деталей при ремонтах;
- обеспечение максимально коротких трубопроводов между аппаратами при необходимости самотека;
- рациональное решение внутризаводского транспорта.

При этом необходимо соблюдать строительные нормы, требования естественной освещенности, технику безопасности и охрану труда, санитарные нормы.

Компоновка оборудования на открытых площадках сокращает капитальные затраты на строительство, уменьшает загазованности и влияние тепловыделений, снижает взрыво- и пожароопасность. Установка аппаратуры на открытых площадках создает также предпосылки для укрупнения агрегатов, позволяет во многих случаях отказаться от членения на части (царги)

аппаратуры (преимущественно колонной) и, кроме того, на открытых площадках химическая аппаратура устанавливается на этажерках-железобетонных и металлических— или самостоятельно- на индивидуальных и групповых фундаментах. Аппараты малого диаметра и большой высоты устанавливаются в этажерках.

При размещении технологического оборудования на открытых площадках, руководствуются перечнем технологического оборудования химической промышленности, устанавливаемого на открытых площадках, и характеристикой климатического района.

Размеры пролетов, расположение разбивочных осей и высоты зданий принимаются по строительным нормам СНИП-II-M2-62.

В зданиях и на открытых площадках для монтажа, эксплуатации, демонтажа и ремонта оборудования устанавливают подъемно-транспортные устройства.

Для технологического обслуживания большого количества и разнообразного по характеру оборудования, устанавливаемого на открытой площадке, требующей частой разборки или демонтажа, загрузки и выгрузки катализатора, применяются передвижные краны. При размещении оборудования предусмотрены проходы, обеспечивающие безопасное обслуживание оборудования, движения людей и транспорта, а также удобную очистку рабочих поверхностей оборудования. Машины и аппараты, обслуживаемые подъемными кранами, размещают в зоне приближения крюка крана. Все насосы в насосном отделении, создающие на рабочих местах вибрации и шум, устанавливаются на специальных фундаментах. Для выполнения работ по монтажу, демонтажу, чистке и замене трубных пучков подогревателей, холодильников, конденсаторов, коммуникаций предусматриваются соответствующие средства механизации. Максимально механизирована загрузка и выгрузка ядовитых и взрывоопасных веществ, а также подача веществ в опасные зоны. В производстве исключены ручные

операции при транспортировке и погрузочно-разгрузочных работах. В качестве безрельсового транспорта применяются автопогрузчики, тележки, платформы.

При размещении оборудования руководствуются действующими правилами и нормами по технике безопасности, противопожарной безопасности, указаниями по выносу оборудования на открытые площадки в химической промышленности и другими указаниями, правилами и нормами, обеспечивая нормальные условия обслуживающему персоналу и безаварийную работу оборудования

Заключение

В данной работе рассматривается проект установки каталитического риформинга мощностью 45 тысяч тонн в год по продукту. В проекте приведен обзор по основным промышленным способам производства высокооктановых бензинов, дано технико-экономическое обоснование выбора способа производства и основного аппарата. Дана характеристика исходного сырья и получаемых продуктов. Произведен расчет материального, теплового баланса с учетом заданной мощности. Выбраны размеры аппарата и проведена проверка основных узлов и деталей на прочность. Рассмотрены вопросы экологичности проекта, охраны труда и окружающей среды. Выполнена графическая часть проекта, включающая в себя технологическую схему производства цеоформинга, чертеж реактора цеоформинга с детализацией узлов, план расположения оборудования, технико-экономические показатели.

В экономической части дипломного проекта приведены расчеты по определению экономического эффекта. Данный расчет показал, что окупаемость проекта составляет

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Гуреев А.А., Жоров Ю.М., Смидович Е.В. Производство высокооктановых бензинов. М., 1981. с.
2. Регламент на проектирование установки производства высокооктановых бензинов из прямогонной бензиновой фракции производительностью 30 тыс. тонн в год (по сырью). ЗАО «Сибирская технологическая компания «ЦЕОСИТ», Россия – г. Новосибирск-2005 г.
3. Рабо Дж. Химия цеолитов и катализ на цеолитах. Том 1. Издательство «Мир» Москва 1980. 500 с.
4. Гуревич И.А. Технология переработки нефти и газа. М., «Химия», 1972. 205 с.
5. Вихман Г. Л., Круглов С. А. Основы конструирования аппаратов и машин нефтеперерабатывающих заводов. Учебник для студентов вузов. Изд. 2-е, пер. и доп. М., «Машиностроение», 1978. 328 с.
6. Леонтьев А. П., Леонтьев С. А. Эксплуатация оборудования нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов. Учебное пособие. Тюмень, ТюмГНГУ, 1999. 97 с.
7. Смидович Е. В. Технология переработки нефти и газа. Часть вторая. Деструктивная переработка нефти и газа. М., «Химия», 1966. 388 с.
8. Кузнецов А. А., Кагерманов С. М., Судаков Е. Н. Расчёты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. Изд. 2-е, пер. и доп. Л., «Химия», 1974. 344 с.
9. Варгафтик И.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – М., Физматгиз, 1963, 708 с.
10. Туманян Б. П., Петрухина Н. Н., Колесников М. И. Каталитический реформинг: технологические аспекты и расчет основного оборудования. – М.: Издательство «Техника», ТУМА ГРУПП, 2012. – 176 с.
11. Лашинский А. А., Толчинский А. Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: Справочник. 3-е изд., стереотипное. – М.: ООО ИД «Альянс», 2008. – 752 с.

- 12 Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии/ Дытнерский Ю.И. -Л.: Химия, 1981. -512 с.
13. Альперт Л. З. Основы проектирования химических установок: Учеб. Пособие для учащихся химико-механич. Спец. Техникумов. – 4-е изд., перераб. и доп. – М.: Высш. шк., 1989. – 304 с.
14. Тимонин А. С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования. Справочник. Том 1
15. Процессы и аппараты химической технологии. Проектирование ректификационных колонн. Часть 2. Методические указания к курсовому проектированию для студентов химико-технологического и заочного энерго-механического факультетов. – Томск: Изд. ТПУ, 1997. – 32 с.
- 16 Иоффе И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: Учебник для техникумов. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.
17. Гутник С. П., Сосонко В. Е., Гутман В. Д. Расчеты по технологии органического синтеза: Учеб. Пособие для техникумов. – М.: Химия, 1988. – 272 с.
18. Татевский В.М. Физико-химические свойства индивидуальных углеводородов. – М., Гостоптехиздат, 1960.
19. Паспорт сосуда работающего под давлением. Реактор адиабатический Р-201
20. Бочкарев В. В., Ляпков А. А. Графическая часть курсовых и дипломных проектов. – Учебно-методическое пособие. – Томск: Издательство ТПУ, 2006. – 98 с.
- 21 СанПин 2.2.4.548-96 Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений.
22. Кукин П.П. Безопасность жизнедеятельности. Безопасность технологических процессов и производств. Охрана труда: учебное пособие для вузов / [и др].- 5-е изд.,стер. - Москва: Высшая школа, 2009. - 335 с.
- 23.ГОСТ Р 22.0.01-94. Безопасность в ЧС. Основные положения.

- 24 ГН 22.5.1313-03 Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны.
- 25 ГОСТ 12.1.019-79 «Электробезопасность».
- 26 ГОСТ 12.1.003-88 «Шум. Общие требования безопасности».
- 27 ГОСТ 12.1.012-78 «Вибрация. Общие требования безопасности».
- 28 СНиП 23-05-95 «Естественное и искусственное освещение.»
29. Зайцев Н.Л. Экономика промышленного предприятия. Издательство: ИНФРА-М, 2004. – 384 с.
30. Мухина И.А. Экономика организации (предприятия). – М.: Флинта: НОУ ВПО «МПСИ», 2010. – 320 с.
31. Рыжакина Т.Г. Экономика и управление производством. Расчет экономической части дипломного проекта. Издательство: Томский политехнический университет, 2013. – 22 с.
32. Фокина О.М, Соломка А.В. Практикум по экономике организации (предприятия). Издание: Финансы и статистика, 2008. – 272 с.

Приложение А

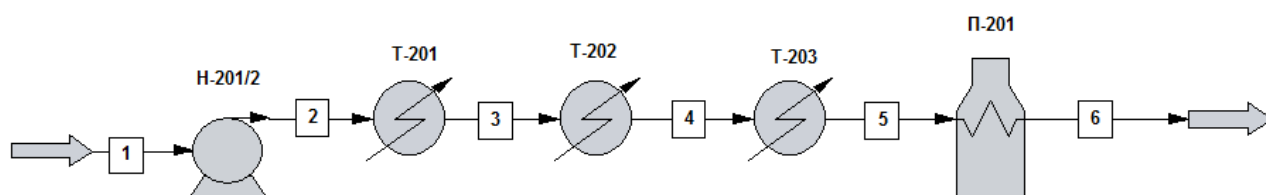


Рисунок А.1 – Вспомогательное оборудование до реакторного узла

CHEMCAD 6.5.6

Page 1

Simulation: Diplom

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:04

FLWSHEET SUMMARY

Equipment	Label	Stream Numbers
1	PUMP H-201/2	1 -2
2	HTXR T-201	2 -3
3	HTXR T-202	3 -4
4	HTXR T-203	4 -5
5	FIRE П-201	5 -6

Stream Connections

Stream	Equipment From	Equipment To	Stream	Equipment From	Equipment To	Stream	Equipment From	Equipment To
1		1	3	2	3	5	4	5
2	1	2	4	3	4	6	5	

CHEMCAD 6.5.6

Page 2

Simulation: Diplom

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:04

Calculation mode : Sequential

Flash algorithm : Normal

Equipment Calculation Sequence

1 2 3 4 5

No recycle loops in the flowsheet.

CHEMCAD 6.5.6

Page 3

Simulation: Diplom

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:04

Overall Mass Balance	kmol/h		kg/h	
	Input	Output	Input	Output
Ethane	0.000	0.000	0.000	0.000
Ethylene	0.000	0.000	0.000	0.000
Propane	1.230	1.230	54.238	54.238
Hydrogen	0.000	0.000	0.000	0.000

Sulfur hydride	0.000	0.000	0.000	0.000
Methane	0.000	0.000	0.000	0.000
Propene	0.000	0.000	0.000	0.000
I-Butane	1.590	1.590	92.416	92.416
Butane	5.800	5.800	337.113	337.113
1-Butene	0.000	0.000	0.000	0.000
I-Pentane	4.560	4.560	329.004	329.004
N-Pentane	6.910	6.910	498.556	498.556
1-Pentene	0.000	0.000	0.000	0.000
N-Hexane	5.150	5.150	443.812	443.812
MthCyclohexane	13.560	13.560	1331.429	1331.429
N-Heptane	4.920	4.920	493.004	493.004
Ethylcyclohexane	10.340	10.340	1160.303	1160.303
N-Octane	3.270	3.270	373.535	373.535
2,3-Dimethylbuta	0.050	0.050	4.309	4.309
2-Methylpentane	3.060	3.060	263.702	263.702
3-Methylpentane	1.620	1.620	139.607	139.607
N-PropylCyc-C6	7.520	7.520	949.340	949.340
N-Nonane	3.330	3.330	427.099	427.099
N-Butylcyclohexa	3.510	3.510	492.344	492.344
Decane	1.980	1.980	281.724	281.724
N-Hexylcyclo-C5	1.370	1.370	211.391	211.391
Undecane	1.060	1.060	165.691	165.691
1,1-Bicyclohexyl	1.270	1.270	211.210	211.210
Benzene	0.600	0.600	46.868	46.868
Toluene	2.120	2.120	195.339	195.339
P-Xylene	1.830	1.830	194.286	194.286
O-Xylene	0.260	0.260	27.603	27.603
1-Methyl-2-Ethyl	0.690	0.690	82.934	82.934
1,2,4-Trimethylb	0.600	0.600	72.116	72.116
1-butylbenzene	0.480	0.480	64.426	64.426
Naphthalene	0.310	0.310	39.734	39.734
N-Octylbenzene	0.080	0.080	15.226	15.226
1-Methylnaphthal	0.320	0.320	45.504	45.504
Total	89.390	89.390	9043.863	9043.863

CHEMCAD 6.5.6

Page 4

Simulation: Diplom

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:04

Overall Energy Balance	MJ/h	
	Input	Output
Feed Streams	-17402.8	
Product Streams		-6418.03
Total Heating	10965.4	
Total Cooling	0	
Power Added	19.3808	
Power Generated	0	
Total	-6418.03	-6418.03

CHEMCAD 6.5.6

Page 5

Simulation: Diplom

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:04

COMPONENTS

ID #	Name	Formula
1	Ethane	C2H6
2	Ethylene	C2H4
3	Propane	C3H8
4	Hydrogen	H2

5	50	Sulfur hydride	H2S
6	2	Methane	CH4
7	23	Propene	C3H6
8	5	I-Butane	C4H10
9	6	Butane	C4H10
10	24	1-Butene	C4H8
11	7	I-Pentane	C5H12
12	8	N-Pentane	C5H12
13	29	1-Pentene	C5H10
14	10	N-Hexane	C6H14
15	39	MthCyclohexane	C7H14
16	11	N-Heptane	C7H16
17	60	Ethylcyclohexane	C8H16
18	12	N-Octane	C8H18
19	55	2,3-Dimethylbuta	C6H14
20	52	2-Methylpentane	C6H14
21	53	3-Methylpentane	C6H14
22	184	N-PropylCyc-C6	C9H18
23	13	N-Nonane	C9H20
24	190	N-Butylcyclohexa	C10H20
25	14	Decane	C10H22
26	398	N-Hexylcyclo-C5	C11H22
27	15	Undecane	C11H24
28	888	1,1-Bicyclohexyl	C12H22
29	40	Benzene	C6H6
30	41	Toluene	C7H8
31	44	P-Xylene	C8H10
32	42	O-Xylene	C8H10
33	72	1-Methyl-2-Ethyl	C9H12
34	76	1,2,4-Trimethylb	C9H12
35	78	1-butylbenzene	C10H14
36	185	Naphthalene	C10H8
37	1509	N-Octylbenzene	C14H22
38	191	1-Methylnaphthal	C11H10

THERMODYNAMICS

K-value model : SRK
 IPP flag on
 Enthalpy model : SRK
 Liquid density : Library

CHEMCAD 6.5.6

Page 6

Simulation: Diplom

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:04

Std vapor rate reference temperature is 0 C.
 Atmospheric pressure is 0.1013 MPa.

SRK Parameters:

BIP = A + B * T + C * T * T T = Temperature in degree K

I	J	A	B	C
1	2	0.01230	0.00000	0.00000
1	4	-0.01400	0.00000	0.00000
1	5	0.08290	0.00000	0.00000
2	4	0.05400	0.00000	0.00000
3	4	0.07996	0.00000	0.00000
3	5	0.08310	0.00000	0.00000
3	7	0.00750	0.00000	0.00000
4	5	0.08344	0.00000	0.00000
4	6	-0.00900	0.00000	0.00000

4	7	0.07544	0.00000	0.00000
4	8	0.12164	0.00000	0.00000
4	9	0.14455	0.00000	0.00000
4	10	0.13677	0.00000	0.00000
4	11	0.20031	0.00000	0.00000
4	12	0.21667	0.00000	0.00000
4	13	0.20798	0.00000	0.00000
4	14	0.28828	0.00000	0.00000
4	15	0.32357	0.00000	0.00000
4	16	0.32357	0.00000	0.00000
4	17	0.32357	0.00000	0.00000
4	18	0.32357	0.00000	0.00000
4	19	0.27446	0.00000	0.00000
4	20	0.26895	0.00000	0.00000
4	21	0.28245	0.00000	0.00000
4	22	0.32357	0.00000	0.00000
4	23	0.32357	0.00000	0.00000
4	24	0.32357	0.00000	0.00000
4	25	0.32357	0.00000	0.00000
4	26	0.32357	0.00000	0.00000
4	27	0.32357	0.00000	0.00000
4	28	0.32357	0.00000	0.00000
4	29	0.32357	0.00000	0.00000
4	30	0.32357	0.00000	0.00000
4	31	0.32357	0.00000	0.00000
4	32	0.32357	0.00000	0.00000
4	33	0.32357	0.00000	0.00000
4	34	0.32357	0.00000	0.00000
4	35	0.32357	0.00000	0.00000
4	36	0.32357	0.00000	0.00000
4	37	0.32357	0.00000	0.00000
4	38	0.32357	0.00000	0.00000

CHEMCAD 6.5.6

Page 7

Simulation: Diplom

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:04

5	6	0.08500	0.00000	0.00000
5	8	0.05230	0.00000	0.00000
5	9	0.06090	0.00000	0.00000
5	12	0.06970	0.00000	0.00000

CHEMCAD 6.5.6

Page 8

Simulation: Diplom

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:04

EQUIPMENT SUMMARIES

Pump Summary

Equip. No.	1
Name	H-201/2
Output pressure MPa	1.6720
Efficiency	1.0000
Calculated power kW	5.3836
Calculated Pout MPa	1.6720
Head m	218.3665
Vol. flow rate m3/h	12.3303
Mass flow rate kg/h	9043.8633

Heat Exchanger Summary

Equip. No.	2	3	4
------------	---	---	---

Name	T-201	T-202	T-203
1st Stream dp MPa	0.0500	0.0500	0.0500
1st Stream T Out C	39.0000	140.0000	196.0000
Calc Ht Duty MJ/h	336.8997	2098.9875	1400.8221
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000
1st Stream Pout MPa	1.6220	1.5720	1.5220
P1 out specified MPa	1.6220	1.5720	1.5220

Fired Heater Summary

Equip. No.	5
Name	Π-201
Pressure Drop MPa	0.0500
Temperature Out C	400.0000
Heat Absorbed MJ/h	7128.7271
Fuel Usage (SCF)	10009.9307

CHEMCAD 6.5.6

Page 9

Simulation: Diplom
STREAM PROPERTIES

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:04

Stream No.	1	2	3	4
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	89.3900	89.3900	89.3900	89.3900
Mass flow kg/h	9043.8633	9043.8633	9043.8633	9043.8633
Temp C	20.0000	20.2042	39.0000	140.0000
Pres MPa	0.1013	1.6720	1.6220	1.5720
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Enth MJ/h	-17403.	-17383.	-17047.	-14948.
Tc C	300.3793	300.3793	300.3793	300.3793
Pc MPa	3.7366	3.7366	3.7366	3.7366
Std. sp gr. wtr = 1	0.737	0.737	0.737	0.737
Std. sp gr. air = 1	3.493	3.493	3.493	3.493
Degree API	60.4486	60.4486	60.4486	60.4486
Average mol wt	101.1731	101.1731	101.1731	101.1731
Actual dens kg/m3	733.4651	733.2975	716.3855	595.7335
Actual vol m3/h	12.3303	12.3331	12.6243	15.1811
Std liq m3/h	12.2683	12.2683	12.2683	12.2683
Std vap 0 C m3/h	2003.5558	2003.5558	2003.5558	2003.5558
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	89.3900	89.3900	89.3900	89.3900
Mass flow kg/h	9043.8633	9043.8633	9043.8633	9043.8633
Average mol wt	101.1731	101.1731	101.1731	101.1731
Actual dens kg/m3	733.4651	733.2975	716.3855	595.7335
Actual vol m3/h	12.3303	12.3331	12.6243	15.1811
Std liq m3/h	12.2683	12.2683	12.2683	12.2683
Std vap 0 C m3/h	2003.5558	2003.5558	2003.5558	2003.5558
Cp J/kmol-K	196433.5000	196099.0625	205322.4063	261045.5469
Z factor	0.0065	0.1075	0.0999	0.0842
Visc Pa-sec	0.0005230	0.0005329	0.0004283	0.0001752
Th cond W/m-K	0.1182	0.1182	0.1131	0.0845
Surf. tens. N/m	0.0219	0.0219	0.0198	0.0078

Page 10

Simulation: Diplom
STREAM PROPERTIES

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

Stream No.	5	6
Name		

```

- - Overall - -
Molar flow kmol/h      89.3900      89.3900
Mass flow kg/h        9043.8633     9043.8633
Temp C                196.0000     400.0000
Pres MPa              1.5220       1.4720
Vapor mole fraction    0.0000       1.0000
Enth MJ/h            -13547.       -6418.0
Tc C                  300.3793     300.3793
Pc MPa                3.7366       3.7366
Std. sp gr. wtr = 1   0.737        0.737
Std. sp gr. air = 1   3.493        3.493
Degree API            60.4486      60.4486
Average mol wt        101.1731     101.1731
Actual dens kg/m3     489.1122     29.1628
Actual vol m3/h       18.4904     310.1169
Std liq m3/h          12.2683     12.2683
Std vap 0 C m3/h     2003.5558    2003.5558
- - Vapor only - -
Molar flow kmol/h      89.3900
Mass flow kg/h        9043.8633
Average mol wt        101.1731
Actual dens kg/m3     29.1628
Actual vol m3/h       310.1169
Std liq m3/h          12.2683
Std vap 0 C m3/h     2003.5558
Cp J/kmol-K          308775.9688
Z factor              0.9126
Visc Pa-sec          1.403e-005
Th cond W/m-K         0.0557
- - Liquid only - -
Molar flow kmol/h      89.3900
Mass flow kg/h        9043.8633
Average mol wt        101.1731
Actual dens kg/m3     489.1122
Actual vol m3/h       18.4904
Std liq m3/h          12.2683
Std vap 0 C m3/h     2003.5558
Cp J/kmol-K          300583.9375
Z factor              0.0822
Visc Pa-sec          0.0001229
Th cond W/m-K         0.0699
Surf. tens. N/m       0.0020

```

CHEMCAD 6.5.6

Page 11

Simulation: Diplom
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	20.0000*	20.2042	39.0000	140.0000
Pres MPa	0.1013*	1.6720	1.6220	1.5720
Enth MJ/h	-17403.	-17383.	-17047.	-14948.
Vapor mass frac.	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/h	89.3900	89.3900	89.3900	89.3900
Total kg/h	9043.8633	9043.8633	9043.8633	9043.8633
Total std L m3/h	12.2683	12.2683	12.2683	12.2683
Total std V m3/h	2003.56	2003.56	2003.56	2003.56
Flow rates in kg/h				
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	54.2381	54.2381	54.2381	54.2381
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Sulfur hydride	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I-Butane	92.4156	92.4156	92.4156	92.4156
Butane	337.1134	337.1134	337.1134	337.1134
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I-Pentane	329.0040	329.0040	329.0040	329.0040
N-Pentane	498.5565	498.5565	498.5565	498.5565
1-Pentene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Hexane	443.8116	443.8116	443.8116	443.8116
MthCyclohexane	1331.4293	1331.4293	1331.4293	1331.4293
N-Heptane	493.0037	493.0037	493.0037	493.0037
Ethylcyclohexane	1160.3030	1160.3030	1160.3030	1160.3030
N-Octane	373.5354	373.5354	373.5354	373.5354
2,3-Dimethylbuta	4.3089	4.3089	4.3089	4.3089
2-Methylpentane	263.7016	263.7016	263.7016	263.7016
3-Methylpentane	139.6067	139.6067	139.6067	139.6067
N-PropylCyc-C6	949.3398	949.3398	949.3398	949.3398
N-Nonane	427.0991	427.0991	427.0991	427.0991
N-Butylcyclohexa	492.3442	492.3442	492.3442	492.3442
Decane	281.7243	281.7243	281.7243	281.7243
N-Hexylcyclo-C5	211.3910	211.3910	211.3910	211.3910
Undecane	165.6907	165.6907	165.6907	165.6907
1,1-Bicyclohexyl	211.2099	211.2099	211.2099	211.2099
Benzene	46.8684	46.8684	46.8684	46.8684
Toluene	195.3389	195.3389	195.3389	195.3389
P-Xylene	194.2856	194.2856	194.2856	194.2856
O-Xylene	27.6034	27.6034	27.6034	27.6034
1-Methyl-2-Ethyl	82.9339	82.9339	82.9339	82.9339
1,2,4-Trimethylb	72.1164	72.1164	72.1164	72.1164
1-butylbenzene	64.4261	64.4261	64.4261	64.4261
Naphthalene	39.7339	39.7339	39.7339	39.7339

CHEMCAD 6.5.6

Page 12

Simulation: Diplom
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

N-Octylbenzene	15.2263	15.2263	15.2263	15.2263
1-Methylnaphthal	45.5040	45.5040	45.5040	45.5040

CHEMCAD 6.5.6

Page 13

Simulation: Diplom
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

Stream No.	5	6
Stream Name		
Temp C	196.0000	400.0000
Pres MPa	1.5220	1.4720
Enth MJ/h	-13547.	-6418.0
Vapor mass frac.	0.00000	1.0000
Total kmol/h	89.3900	89.3900
Total kg/h	9043.8633	9043.8633
Total std L m3/h	12.2683	12.2683
Total std V m3/h	2003.56	2003.56
Flow rates in kg/h		
Ethane	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000
Propane	54.2381	54.2381
Hydrogen	0.0000	0.0000
Sulfur hydride	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000

I-Butane	92.4156	92.4156
Butane	337.1134	337.1134
1-Butene	0.0000	0.0000
I-Pentane	329.0040	329.0040
N-Pentane	498.5565	498.5565
1-Pentene	0.0000	0.0000
N-Hexane	443.8116	443.8116
MthCyclohexane	1331.4293	1331.4293
N-Heptane	493.0037	493.0037
Ethylcyclohexane	1160.3030	1160.3030
N-Octane	373.5354	373.5354
2,3-Dimethylbuta	4.3089	4.3089
2-Methylpentane	263.7016	263.7016
3-Methylpentane	139.6067	139.6067
N-PropylCyc-C6	949.3398	949.3398
N-Nonane	427.0991	427.0991
N-Butylcyclohexa	492.3442	492.3442
Decane	281.7243	281.7243
N-Hexylcyclo-C5	211.3910	211.3910
Undecane	165.6907	165.6907
1,1-Bicyclohexyl	211.2099	211.2099
Benzene	46.8684	46.8684
Toluene	195.3389	195.3389
P-Xylene	194.2856	194.2856
O-Xylene	27.6034	27.6034
1-Methyl-2-Ethyl	82.9339	82.9339
1,2,4-Trimethylb	72.1164	72.1164
1-butylbenzene	64.4261	64.4261
Naphthalene	39.7339	39.7339
CHEMCAD 6.5.6		

Page 14

Simulation: Diplom Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05
FLOW SUMMARIES:

N-Octylbenzene	15.2263	15.2263
1-Methylnaphthal	45.5040	45.5040

CHEMCAD 6.5.6

Page 15

Simulation: Diplom Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05
FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	20.0000*	20.2042	39.0000	140.0000
Pres MPa	0.1013*	1.6720	1.6220	1.5720
Enth MJ/h	-17403.	-17383.	-17047.	-14948.
Vapor mole frac.	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/h	89.3900	89.3900	89.3900	89.3900
Total kg/h	9043.8633	9043.8633	9043.8633	9043.8633
Total std L m3/h	12.2683	12.2683	12.2683	12.2683
Total std V m3/h	2003.56	2003.56	2003.56	2003.56
Flow rates in kmol/h				
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	1.2300	1.2300	1.2300	1.2300
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur hydride	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
I-Butane	1.5900	1.5900	1.5900	1.5900
Butane	5.8000	5.8000	5.8000	5.8000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

I-Pentane	4.5600	4.5600	4.5600	4.5600
N-Pentane	6.9100	6.9100	6.9100	6.9100
1-Pentene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N-Hexane	5.1500	5.1500	5.1500	5.1500
MthCyclohexane	13.5600	13.5600	13.5600	13.5600
N-Heptane	4.9200	4.9200	4.9200	4.9200
Ethylcyclohexane	10.3400	10.3400	10.3400	10.3400
N-Octane	3.2700	3.2700	3.2700	3.2700
2,3-Dimethylbuta	0.0500	0.0500	0.0500	0.0500
2-Methylpentane	3.0600	3.0600	3.0600	3.0600
3-Methylpentane	1.6200	1.6200	1.6200	1.6200
N-PropylCyc-C6	7.5200	7.5200	7.5200	7.5200
N-Nonane	3.3300	3.3300	3.3300	3.3300
N-Butylcyclohexa	3.5100	3.5100	3.5100	3.5100
Decane	1.9800	1.9800	1.9800	1.9800
N-Hexylcyclo-C5	1.3700	1.3700	1.3700	1.3700
Undecane	1.0600	1.0600	1.0600	1.0600
1,1-Bicyclohexyl	1.2700	1.2700	1.2700	1.2700
Benzene	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
Toluene	2.1200	2.1200	2.1200	2.1200
P-Xylene	1.8300	1.8300	1.8300	1.8300
O-Xylene	0.2600	0.2600	0.2600	0.2600
1-Methyl-2-Ethyl	0.6900	0.6900	0.6900	0.6900
1,2,4-Trimethylb	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
1-butylbenzene	0.4800	0.4800	0.4800	0.4800
Naphthalene	0.3100	0.3100	0.3100	0.3100
CHEMCAD 6.5.6				

Page 16

Simulation: Diplom
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

N-Octylbenzene	0.0800	0.0800	0.0800	0.0800
1-Methylnaphthal	0.3200	0.3200	0.3200	0.3200

CHEMCAD 6.5.6

Page 17

Simulation: Diplom
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

Stream No.	5	6
Stream Name		
Temp C	196.0000	400.0000
Pres MPa	1.5220	1.4720
Enth MJ/h	-13547.	-6418.0
Vapor mole frac.	0.00000	1.0000
Total kmol/h	89.3900	89.3900
Total kg/h	9043.8633	9043.8633
Total std L m3/h	12.2683	12.2683
Total std V m3/h	2003.56	2003.56
Flow rates in kmol/h		
Ethane	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000
Propane	1.2300	1.2300
Hydrogen	0.0000	0.0000
Sulfur hydride	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000
I-Butane	1.5900	1.5900
Butane	5.8000	5.8000
1-Butene	0.0000	0.0000
I-Pentane	4.5600	4.5600
N-Pentane	6.9100	6.9100
1-Pentene	0.0000	0.0000

N-Hexane	5.1500	5.1500
MthCyclohexane	13.5600	13.5600
N-Heptane	4.9200	4.9200
Ethylcyclohexane	10.3400	10.3400
N-Octane	3.2700	3.2700
2,3-Dimethylbuta	0.0500	0.0500
2-Methylpentane	3.0600	3.0600
3-Methylpentane	1.6200	1.6200
N-PropylCyc-C6	7.5200	7.5200
N-Nonane	3.3300	3.3300
N-Butylcyclohexa	3.5100	3.5100
Decane	1.9800	1.9800
N-Hexylcyclo-C5	1.3700	1.3700
Undecane	1.0600	1.0600
1,1-Bicyclohexyl	1.2700	1.2700
Benzene	0.6000	0.6000
Toluene	2.1200	2.1200
P-Xylene	1.8300	1.8300
O-Xylene	0.2600	0.2600
1-Methyl-2-Ethyl	0.6900	0.6900
1,2,4-Trimethylb	0.6000	0.6000
1-butylbenzene	0.4800	0.4800
Naphthalene	0.3100	0.3100
CHEMCAD 6.5.6		

Page 18

Simulation: Diplom
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

N-Octylbenzene	0.0800	0.0800
1-Methylnaphthal	0.3200	0.3200

CHEMCAD 6.5.6

Page 19

Simulation: Diplom
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	20.0000*	20.2042	39.0000	140.0000
Pres MPa	0.1013*	1.6720	1.6220	1.5720
Enth MJ/h	-17403.	-17383.	-17047.	-14948.
Vapor mass frac.	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/h	89.3900	89.3900	89.3900	89.3900
Total kg/h	9043.8633	9043.8633	9043.8633	9043.8633
Total std L m3/h	12.2683	12.2683	12.2683	12.2683
Total std V m3/h	2003.56	2003.56	2003.56	2003.56
Component mass fractions				
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Ethylene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.005997	0.005997	0.005997	0.005997
Hydrogen	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Sulfur hydride	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
I-Butane	0.010219	0.010219	0.010219	0.010219
Butane	0.037275	0.037275	0.037275	0.037275
1-Butene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
I-Pentane	0.036379	0.036379	0.036379	0.036379
N-Pentane	0.055126	0.055126	0.055126	0.055126
1-Pentene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N-Hexane	0.049073	0.049073	0.049073	0.049073
MthCyclohexane	0.147219	0.147219	0.147219	0.147219
N-Heptane	0.054513	0.054513	0.054513	0.054513

Ethylcyclohexane	0.128297	0.128297	0.128297	0.128297
N-Octane	0.041303	0.041303	0.041303	0.041303
2,3-Dimethylbuta	0.000476	0.000476	0.000476	0.000476
2-Methylpentane	0.029158	0.029158	0.029158	0.029158
3-Methylpentane	0.015437	0.015437	0.015437	0.015437
N-PropylCyc-C6	0.104971	0.104971	0.104971	0.104971
N-Nonane	0.047225	0.047225	0.047225	0.047225
N-Butylcyclohexa	0.054440	0.054440	0.054440	0.054440
Decane	0.031151	0.031151	0.031151	0.031151
N-Hexylcyclo-C5	0.023374	0.023374	0.023374	0.023374
Undecane	0.018321	0.018321	0.018321	0.018321
1,1-Bicyclohexyl	0.023354	0.023354	0.023354	0.023354
Benzene	0.005182	0.005182	0.005182	0.005182
Toluene	0.021599	0.021599	0.021599	0.021599
P-Xylene	0.021483	0.021483	0.021483	0.021483
O-Xylene	0.003052	0.003052	0.003052	0.003052
1-Methyl-2-Ethyl	0.009170	0.009170	0.009170	0.009170
1,2,4-Trimethylb	0.007974	0.007974	0.007974	0.007974
1-butylbenzene	0.007124	0.007124	0.007124	0.007124
Naphthalene	0.004393	0.004393	0.004393	0.004393
CHEMCAD 6.5.6				Page 20

Simulation: Diplom Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05
FLOW SUMMARIES:

N-Octylbenzene	0.001684	0.001684	0.001684	0.001684
1-Methylnaphthal	0.005031	0.005031	0.005031	0.005031
CHEMCAD 6.5.6				Page 21

Simulation: Diplom Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05
FLOW SUMMARIES:

Stream No.	5	6
Stream Name		
Temp C	196.0000	400.0000
Pres MPa	1.5220	1.4720
Enth MJ/h	-13547.	-6418.0
Vapor mass frac.	0.00000	1.0000
Total kmol/h	89.3900	89.3900
Total kg/h	9043.8633	9043.8633
Total std L m3/h	12.2683	12.2683
Total std V m3/h	2003.56	2003.56
Component mass fractions		
Ethane	0.000000	0.000000
Ethylene	0.000000	0.000000
Propane	0.005997	0.005997
Hydrogen	0.000000	0.000000
Sulfur hydride	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000
Propene	0.000000	0.000000
I-Butane	0.010219	0.010219
Butane	0.037275	0.037275
1-Butene	0.000000	0.000000
I-Pentane	0.036379	0.036379
N-Pentane	0.055126	0.055126
1-Pentene	0.000000	0.000000
N-Hexane	0.049073	0.049073
MthCyclohexane	0.147219	0.147219
N-Heptane	0.054513	0.054513
Ethylcyclohexane	0.128297	0.128297
N-Octane	0.041303	0.041303
2,3-Dimethylbuta	0.000476	0.000476

2-Methylpentane	0.029158	0.029158
3-Methylpentane	0.015437	0.015437
N-PropylCyc-C6	0.104971	0.104971
N-Nonane	0.047225	0.047225
N-Butylcyclohexa	0.054440	0.054440
Decane	0.031151	0.031151
N-Hexylcyclo-C5	0.023374	0.023374
Undecane	0.018321	0.018321
1,1-Bicyclohexyl	0.023354	0.023354
Benzene	0.005182	0.005182
Toluene	0.021599	0.021599
P-Xylene	0.021483	0.021483
O-Xylene	0.003052	0.003052
1-Methyl-2-Ethyl	0.009170	0.009170
1,2,4-Trimethylb	0.007974	0.007974
1-butylbenzene	0.007124	0.007124
Naphthalene	0.004393	0.004393
CHEMCAD 6.5.6		

Page 22

Simulation: Diplom Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05
FLOW SUMMARIES:

N-Octylbenzene	0.001684	0.001684
1-Methylnaphthal	0.005031	0.005031

CHEMCAD 6.5.6

Page 23

Simulation: Diplom Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05
FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	20.0000*	20.2042	39.0000	140.0000
Pres MPa	0.1013*	1.6720	1.6220	1.5720
Enth MJ/h	-17403.	-17383.	-17047.	-14948.
Vapor mole frac.	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/h	89.3900	89.3900	89.3900	89.3900
Total kg/h	9043.8633	9043.8633	9043.8633	9043.8633
Total std L m3/h	12.2683	12.2683	12.2683	12.2683
Total std V m3/h	2003.56	2003.56	2003.56	2003.56
Component mole fractions				
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Ethylene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.013760	0.013760	0.013760	0.013760
Hydrogen	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Sulfur hydride	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
I-Butane	0.017787	0.017787	0.017787	0.017787
Butane	0.064884	0.064884	0.064884	0.064884
1-Butene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
I-Pentane	0.051012	0.051012	0.051012	0.051012
N-Pentane	0.077302	0.077302	0.077302	0.077302
1-Pentene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N-Hexane	0.057613	0.057613	0.057613	0.057613
MthCyclohexane	0.151695	0.151695	0.151695	0.151695
N-Heptane	0.055040	0.055040	0.055040	0.055040
Ethylcyclohexane	0.115673	0.115673	0.115673	0.115673
N-Octane	0.036581	0.036581	0.036581	0.036581
2,3-Dimethylbuta	0.000559	0.000559	0.000559	0.000559
2-Methylpentane	0.034232	0.034232	0.034232	0.034232
3-Methylpentane	0.018123	0.018123	0.018123	0.018123
N-PropylCyc-C6	0.084126	0.084126	0.084126	0.084126

N-Nonane	0.037252	0.037252	0.037252	0.037252
N-Butylcyclohexa	0.039266	0.039266	0.039266	0.039266
Decane	0.022150	0.022150	0.022150	0.022150
N-Hexylcyclo-C5	0.015326	0.015326	0.015326	0.015326
Undecane	0.011858	0.011858	0.011858	0.011858
1,1-Bicyclohexyl	0.014207	0.014207	0.014207	0.014207
Benzene	0.006712	0.006712	0.006712	0.006712
Toluene	0.023716	0.023716	0.023716	0.023716
P-Xylene	0.020472	0.020472	0.020472	0.020472
O-Xylene	0.002909	0.002909	0.002909	0.002909
1-Methyl-2-Ethyl	0.007719	0.007719	0.007719	0.007719
1,2,4-Trimethylb	0.006712	0.006712	0.006712	0.006712
1-butylbenzene	0.005370	0.005370	0.005370	0.005370
Naphthalene	0.003468	0.003468	0.003468	0.003468
CHEMCAD 6.5.6				Page 24

Simulation: Diplom Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05
FLOW SUMMARIES:

N-Octylbenzene	0.000895	0.000895	0.000895	0.000895
1-Methylnaphthal	0.003580	0.003580	0.003580	0.003580
CHEMCAD 6.5.6				Page 25

Simulation: Diplom Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05
FLOW SUMMARIES:

Stream No.	5	6
Stream Name		
Temp C	196.0000	400.0000
Pres MPa	1.5220	1.4720
Enth MJ/h	-13547.	-6418.0
Vapor mole frac.	0.00000	1.0000
Total kmol/h	89.3900	89.3900
Total kg/h	9043.8633	9043.8633
Total std L m3/h	12.2683	12.2683
Total std V m3/h	2003.56	2003.56
Component mole fractions		
Ethane	0.000000	0.000000
Ethylene	0.000000	0.000000
Propane	0.013760	0.013760
Hydrogen	0.000000	0.000000
Sulfur hydride	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000
Propene	0.000000	0.000000
I-Butane	0.017787	0.017787
Butane	0.064884	0.064884
1-Butene	0.000000	0.000000
I-Pentane	0.051012	0.051012
N-Pentane	0.077302	0.077302
1-Pentene	0.000000	0.000000
N-Hexane	0.057613	0.057613
MthCyclohexane	0.151695	0.151695
N-Heptane	0.055040	0.055040
Ethylcyclohexane	0.115673	0.115673
N-Octane	0.036581	0.036581
2,3-Dimethylbuta	0.000559	0.000559
2-Methylpentane	0.034232	0.034232
3-Methylpentane	0.018123	0.018123
N-PropylCyc-C6	0.084126	0.084126
N-Nonane	0.037252	0.037252
N-Butylcyclohexa	0.039266	0.039266
Decane	0.022150	0.022150

N-Hexylcyclo-C5	0.015326	0.015326
Undecane	0.011858	0.011858
1,1-Bicyclohexyl	0.014207	0.014207
Benzene	0.006712	0.006712
Toluene	0.023716	0.023716
P-Xylene	0.020472	0.020472
O-Xylene	0.002909	0.002909
1-Methyl-2-Ethyl	0.007719	0.007719
1,2,4-Trimethylb	0.006712	0.006712
1-butylbenzene	0.005370	0.005370
Naphthalene	0.003468	0.003468

CHEMCAD 6.5.6

Page 26

Simulation: Diplom
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

N-Octylbenzene	0.000895	0.000895
1-Methylnaphthal	0.003580	0.003580

CHEMCAD 6.5.6

Page 27

Simulation: Diplom
Heating Curves Summary

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

Eqp # 2 Unit type : HTXR Unit name: T-201

Stream 2

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	20.2	1.7	0.000	0	9044	0.0000	0.0000
2	22.1	1.7	33.7	0	9044	0.0000	0.0000
3	24.0	1.7	67.4	0	9044	0.0000	0.0000
4	25.9	1.7	101.	0	9044	0.0000	0.0000
5	27.8	1.7	135.	0	9044	0.0000	0.0000
6	29.7	1.6	168.	0	9044	0.0000	0.0000
7	31.6	1.6	202.	0	9044	0.0000	0.0000
8	33.5	1.6	236.	0	9044	0.0000	0.0000
9	35.3	1.6	270.	0	9044	0.0000	0.0000
10	37.2	1.6	303.	0	9044	0.0000	0.0000
11	39.0	1.6	337.	0	9044	0.0000	0.0000

Eqp # 3 Unit type : HTXR Unit name: T-202

Stream 3

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	39.0	1.6	0.000	0	9044	0.0000	0.0000
2	50.3	1.6	210.	0	9044	0.0000	0.0000
3	61.2	1.6	420.	0	9044	0.0000	0.0000
4	71.9	1.6	630.	0	9044	0.0000	0.0000
5	82.4	1.6	840.	0	9044	0.0000	0.0000
6	92.5	1.6	1.05E+003	0	9044	0.0000	0.0000
7	102.4	1.6	1.26E+003	0	9044	0.0000	0.0000
8	112.1	1.6	1.47E+003	0	9044	0.0000	0.0000
9	121.6	1.6	1.68E+003	0	9044	0.0000	0.0000
10	130.9	1.6	1.89E+003	0	9044	0.0000	0.0000
11	140.0	1.6	2.10E+003	0	9044	0.0000	0.0000

CHEMCAD 6.5.6

Page 28

Simulation: Diplom

Date: 05/18/2016 Time: 15:10:05

Heating Curves Summary

Eqp # 4 Unit type : HTXR Unit name: T-203

Stream 4

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	140.0	1.6	0.000	0	9044	0.0000	0.0000
2	146.0	1.6	140.	0	9044	0.0000	0.0000
3	151.8	1.6	280.	0	9044	0.0000	0.0000
4	157.6	1.6	420.	0	9044	0.0000	0.0000
5	163.3	1.6	560.	0	9044	0.0000	0.0000
6	169.0	1.5	700.	0	9044	0.0000	0.0000
7	174.5	1.5	840.	0	9044	0.0000	0.0000
8	180.0	1.5	981.	0	9044	0.0000	0.0000
9	185.4	1.5	1.12E+003	0	9044	0.0000	0.0000
10	190.8	1.5	1.26E+003	0	9044	0.0000	0.0000
11	196.0	1.5	1.40E+003	0	9044	0.0000	0.0000

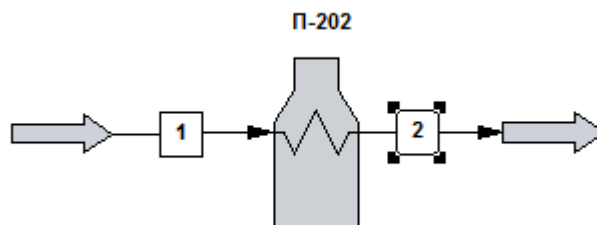


Рисунок А.2 – Промежуточный нагрев

CHEMCAD 6.5.6

Page 1

Simulation: Diplom1

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:26

FLWSHEET SUMMARY

Equipment	Label	Stream Numbers
2	FIRE П-202	1 -2

Stream Connections

Stream	Equipment	
	From	To
1		2
2	2	

CHEMCAD 6.5.6

Page 2

Simulation: Diplom1

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:26

Calculation mode : Sequential
Flash algorithm : Normal

Equipment Calculation Sequence
2

No recycle loops in the flowsheet.

CHEMCAD 6.5.6

Page 3

Simulation: Diplom1

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:26

Overall Mass Balance	kmol/h		kg/h	
	Input	Output	Input	Output
Ethane	0.440	0.440	13.231	13.231
Ethylene	0.220	0.220	6.172	6.172
Propane	19.010	19.010	838.265	838.265
Hydrogen	1.090	1.090	2.197	2.197
Sulfur hydride	0.010	0.010	0.341	0.341
Methane	0.360	0.360	5.775	5.775
Propene	0.340	0.340	14.308	14.308
I-Butane	7.700	7.700	447.547	447.547
Butane	13.210	13.210	767.805	767.805
1-Butene	0.170	0.170	9.538	9.538
I-Pentane	6.930	6.930	499.999	499.999
N-Pentane	7.330	7.330	528.859	528.859
1-Pentene	0.240	0.240	16.832	16.832
N-Hexane	2.930	2.930	252.499	252.499
MthCyclohexane	9.380	9.380	921.004	921.004
N-Heptane	1.720	1.720	172.351	172.351
Ethylcyclohexane	6.530	6.530	732.764	732.764
N-Octane	1.000	1.000	114.231	114.231
2,3-Dimethylbuta	0.090	0.090	7.756	7.756
2-Methylpentane	3.400	3.400	293.002	293.002
3-Methylpentane	1.970	1.970	169.769	169.769
N-PropylCyc-C6	5.680	5.680	717.055	717.055
N-Nonane	0.710	0.710	91.063	91.063
N-Butylcyclohexa	2.720	2.720	381.532	381.532
Decane	0.270	0.270	38.417	38.417
N-Hexylcyclo-C5	0.660	0.660	101.838	101.838
Undecane	0.020	0.020	3.126	3.126
1,1-Bicyclohexyl	0.180	0.180	29.935	29.935
Benzene	0.870	0.870	67.959	67.959
Toluene	4.200	4.200	386.992	386.992
P-Xylene	6.060	6.060	643.372	643.372
O-Xylene	1.380	1.380	146.510	146.510
1-Methyl-2-Ethyl	2.200	2.200	264.427	264.427
1,2,4-Trimethylb	0.990	0.990	118.992	118.992
1-butylbenzene	0.780	0.780	104.692	104.692
Naphthalene	0.600	0.600	76.904	76.904
N-Octylbenzene	0.100	0.100	19.033	19.033
1-Methylnaphthal	0.350	0.350	49.770	49.770
Total	111.840	111.840	9055.862	9055.862

CHEMCAD 6.5.6

Page 4

Simulation: Diplom1

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:26

Overall Energy Balance	MJ/h	
	Input	Output
Feed Streams	-5802.91	
Product Streams		-5267.13
Total Heating	535.78	
Total Cooling	0	
Power Added	0	
Power Generated	0	

Total -5267.13 -5267.13

CHEMCAD 6.5.6

Page 5

Simulation: Diplom1

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:27

COMPONENTS

	ID #	Name	Formula
1	3	Ethane	C2H6
2	22	Ethylene	C2H4
3	4	Propane	C3H8
4	1	Hydrogen	H2
5	50	Sulfur hydride	H2S
6	2	Methane	CH4
7	23	Propene	C3H6
8	5	I-Butane	C4H10
9	6	Butane	C4H10
10	24	1-Butene	C4H8
11	7	I-Pentane	C5H12
12	8	N-Pentane	C5H12
13	29	1-Pentene	C5H10
14	10	N-Hexane	C6H14
15	39	MthCyclohexane	C7H14
16	11	N-Heptane	C7H16
17	60	Ethylcyclohexane	C8H16
18	12	N-Octane	C8H18
19	55	2,3-Dimethylbuta	C6H14
20	52	2-Methylpentane	C6H14
21	53	3-Methylpentane	C6H14
22	184	N-PropylCyc-C6	C9H18
23	13	N-Nonane	C9H20
24	190	N-Butylcyclohexa	C10H20
25	14	Decane	C10H22
26	398	N-Hexylcyclo-C5	C11H22
27	15	Undecane	C11H24
28	888	1,1-Bicyclohexyl	C12H22
29	40	Benzene	C6H6
30	41	Toluene	C7H8
31	44	P-Xylene	C8H10
32	42	O-Xylene	C8H10
33	72	1-Methyl-2-Ethyl	C9H12
34	76	1,2,4-Trimethylb	C9H12
35	78	1-butylbenzene	C10H14
36	185	Naphthalene	C10H8
37	1509	N-Octylbenzene	C14H22
38	191	1-Methylnaphthal	C11H10

THERMODYNAMICS

K-value model : SRK
IPP flag on
Enthalpy model : SRK
Liquid density : Library

CHEMCAD 6.5.6

Page 6

Simulation: Diplom1

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:27

Std vapor rate reference temperature is 0 C.
Atmospheric pressure is 0.1013 MPa.

SRK Parameters:

$$BIP = A + B * T + C * T * T \quad T = \text{Temperature in degree K}$$

I	J	A	B	C
1	2	0.01230	0.00000	0.00000
1	4	-0.01400	0.00000	0.00000
1	5	0.08290	0.00000	0.00000
2	4	0.05400	0.00000	0.00000
3	4	0.07996	0.00000	0.00000
3	5	0.08310	0.00000	0.00000
3	7	0.00750	0.00000	0.00000
4	5	0.08344	0.00000	0.00000
4	6	-0.00900	0.00000	0.00000
4	7	0.07544	0.00000	0.00000
4	8	0.12164	0.00000	0.00000
4	9	0.14455	0.00000	0.00000
4	10	0.13677	0.00000	0.00000
4	11	0.20031	0.00000	0.00000
4	12	0.21667	0.00000	0.00000
4	13	0.20798	0.00000	0.00000
4	14	0.28828	0.00000	0.00000
4	15	0.32357	0.00000	0.00000
4	16	0.32357	0.00000	0.00000
4	17	0.32357	0.00000	0.00000
4	18	0.32357	0.00000	0.00000
4	19	0.27446	0.00000	0.00000
4	20	0.26895	0.00000	0.00000
4	21	0.28245	0.00000	0.00000
4	22	0.32357	0.00000	0.00000
4	23	0.32357	0.00000	0.00000
4	24	0.32357	0.00000	0.00000
4	25	0.32357	0.00000	0.00000
4	26	0.32357	0.00000	0.00000
4	27	0.32357	0.00000	0.00000
4	28	0.32357	0.00000	0.00000
4	29	0.32357	0.00000	0.00000
4	30	0.32357	0.00000	0.00000
4	31	0.32357	0.00000	0.00000
4	32	0.32357	0.00000	0.00000
4	33	0.32357	0.00000	0.00000
4	34	0.32357	0.00000	0.00000
4	35	0.32357	0.00000	0.00000
4	36	0.32357	0.00000	0.00000
4	37	0.32357	0.00000	0.00000
4	38	0.32357	0.00000	0.00000

CHEMCAD 6.5.6

Page 7

Simulation: Diplom1

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:27

5	6	0.08500	0.00000	0.00000
5	8	0.05230	0.00000	0.00000
5	9	0.06090	0.00000	0.00000
5	12	0.06970	0.00000	0.00000

CHEMCAD 6.5.6

Page 8

Simulation: Diplom1

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:28

EQUIPMENT SUMMARIES

Fired Heater Summary

Equip. No.	2
Name	II-202

Pressure Drop MPa	0.0500
Temperature Out C	405.0000
Heat Absorbed MJ/h	535.7800
Fuel Usage (SCF)	752.3252

CHEMCAD 6.5.6

Page 9

Simulation: Diplom1
STREAM PROPERTIES

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:28

Stream No.	1	2
Name		
- - Overall - -		
Molar flow kmol/h	111.8400	111.8400
Mass flow kg/h	9055.8623	9055.8623
Temp C	385.2000	405.0000
Pres MPa	1.4190	1.3690
Vapor mole fraction	1.000	1.000
Enth MJ/h	-5802.9	-5267.1
Tc C	256.4967	256.4967
Pc MPa	5.0838	5.0838
Std. sp gr. wtr = 1	0.694	0.694
Std. sp gr. air = 1	2.796	2.796
Degree API	72.3114	72.3114
Average mol wt	80.9716	80.9716
Actual dens kg/m3	22.1863	20.5981
Actual vol m3/h	408.1734	439.6463
Std liq m3/h	13.0437	13.0437
Std vap 0 C m3/h	2506.7417	2506.7417
- - Vapor only - -		
Molar flow kmol/h	111.8400	111.8400
Mass flow kg/h	9055.8623	9055.8623
Average mol wt	80.9716	80.9716
Actual dens kg/m3	22.1863	20.5981
Actual vol m3/h	408.1734	439.6463
Std liq m3/h	13.0437	13.0437
Std vap 0 C m3/h	2506.7417	2506.7417
Cp J/kmol-K	237715.9531	241820.6406
Z factor	0.9462	0.9546
Visc Pa-sec	1.460e-005	1.491e-005
Th cond W/m-K	0.0582	0.0611

CHEMCAD 6.5.6

Page 10

Simulation: Diplom1
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:28

Stream No.	1	2
Stream Name		
Temp C	385.2000*	405.0000
Pres MPa	1.4190*	1.3690
Enth MJ/h	-5802.9	-5267.1
Vapor mass frac.	1.0000	1.0000
Total kmol/h	111.8400	111.8400
Total kg/h	9055.8623	9055.8623
Total std L m3/h	13.0437	13.0437
Total std V m3/h	2506.74	2506.74
Flow rates in kg/h		
Ethane	13.2308	13.2308
Ethylene	6.1719	6.1719
Propane	838.2650	838.2650
Hydrogen	2.1972	2.1972
Sulfur hydride	0.3408	0.3408

Methane	5.7755	5.7755
Propene	14.3075	14.3075
I-Butane	447.5471	447.5471
Butane	767.8048	767.8048
1-Butene	9.5382	9.5382
I-Pentane	499.9995	499.9995
N-Pentane	528.8595	528.8595
1-Pentene	16.8322	16.8322
N-Hexane	252.4986	252.4986
MthCyclohexane	921.0035	921.0035
N-Heptane	172.3509	172.3509
Ethylcyclohexane	732.7639	732.7639
N-Octane	114.2310	114.2310
2,3-Dimethylbuta	7.7559	7.7559
2-Methylpentane	293.0018	293.0018
3-Methylpentane	169.7687	169.7687
N-PropylCyc-C6	717.0545	717.0545
N-Nonane	91.0632	91.0632
N-Butylcyclohexa	381.5317	381.5317
Decane	38.4170	38.4170
N-Hexylcyclo-C5	101.8380	101.8380
Undecane	3.1262	3.1262
1,1-Bicyclohexyl	29.9353	29.9353
Benzene	67.9592	67.9592
Toluene	386.9922	386.9922
P-Xylene	643.3720	643.3720
O-Xylene	146.5105	146.5105
1-Methyl-2-Ethyl	264.4268	264.4268
1,2,4-Trimethylb	118.9921	118.9921
1-butylbenzene	104.6924	104.6924
Naphthalene	76.9044	76.9044
CHEMCAD 6.5.6		

Page 11

Simulation: Diplom1
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:28

N-Octylbenzene	19.0329	19.0329
1-Methylnaphthal	49.7700	49.7700

CHEMCAD 6.5.6

Page 12

Simulation: Diplom1
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:28

Stream No.	1	2
Stream Name		
Temp C	385.2000*	405.0000
Pres MPa	1.4190*	1.3690
Enth MJ/h	-5802.9	-5267.1
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000
Total kmol/h	111.8400	111.8400
Total kg/h	9055.8623	9055.8623
Total std L m3/h	13.0437	13.0437
Total std V m3/h	2506.74	2506.74
Flow rates in kmol/h		
Ethane	0.4400	0.4400
Ethylene	0.2200	0.2200
Propane	19.0100	19.0100
Hydrogen	1.0900	1.0900
Sulfur hydride	0.0100	0.0100
Methane	0.3600	0.3600
Propene	0.3400	0.3400
I-Butane	7.7000	7.7000

Butane	13.2100	13.2100
1-Butene	0.1700	0.1700
I-Pentane	6.9300	6.9300
N-Pentane	7.3300	7.3300
1-Pentene	0.2400	0.2400
N-Hexane	2.9300	2.9300
MthCyclohexane	9.3800	9.3800
N-Heptane	1.7200	1.7200
Ethylcyclohexane	6.5300	6.5300
N-Octane	1.0000	1.0000
2,3-Dimethylbuta	0.0900	0.0900
2-Methylpentane	3.4000	3.4000
3-Methylpentane	1.9700	1.9700
N-PropylCyc-C6	5.6800	5.6800
N-Nonane	0.7100	0.7100
N-Butylcyclohexa	2.7200	2.7200
Decane	0.2700	0.2700
N-Hexylcyclo-C5	0.6600	0.6600
Undecane	0.0200	0.0200
1,1-Bicyclohexyl	0.1800	0.1800
Benzene	0.8700	0.8700
Toluene	4.2000	4.2000
P-Xylene	6.0600	6.0600
O-Xylene	1.3800	1.3800
1-Methyl-2-Ethyl	2.2000	2.2000
1,2,4-Trimethylb	0.9900	0.9900
1-butylbenzene	0.7800	0.7800
Naphthalene	0.6000	0.6000
CHEMCAD 6.5.6		

Page 13

Simulation: Diplom1
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:28

N-Octylbenzene	0.1000	0.1000
1-Methylnaphthal	0.3500	0.3500

CHEMCAD 6.5.6

Page 14

Simulation: Diplom1
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:28

Stream No.	1	2
Stream Name		
Temp C	385.2000*	405.0000
Pres MPa	1.4190*	1.3690
Enth MJ/h	-5802.9	-5267.1
Vapor mass frac.	1.0000	1.0000
Total kmol/h	111.8400	111.8400
Total kg/h	9055.8623	9055.8623
Total std L m3/h	13.0437	13.0437
Total std V m3/h	2506.74	2506.74
Component mass fractions		
Ethane	0.001461	0.001461
Ethylene	0.000682	0.000682
Propane	0.092566	0.092566
Hydrogen	0.000243	0.000243
Sulfur hydride	0.000038	0.000038
Methane	0.000638	0.000638
Propene	0.001580	0.001580
I-Butane	0.049421	0.049421
Butane	0.084785	0.084785
1-Butene	0.001053	0.001053
I-Pentane	0.055213	0.055213

N-Pentane	0.058400	0.058400
1-Pentene	0.001859	0.001859
N-Hexane	0.027882	0.027882
MthCyclohexane	0.101702	0.101702
N-Heptane	0.019032	0.019032
Ethylcyclohexane	0.080916	0.080916
N-Octane	0.012614	0.012614
2,3-Dimethylbuta	0.000856	0.000856
2-Methylpentane	0.032355	0.032355
3-Methylpentane	0.018747	0.018747
N-PropylCyc-C6	0.079181	0.079181
N-Nonane	0.010056	0.010056
N-Butylcyclohexa	0.042131	0.042131
Decane	0.004242	0.004242
N-Hexylcyclo-C5	0.011246	0.011246
Undecane	0.000345	0.000345
1,1-Bicyclohexyl	0.003306	0.003306
Benzene	0.007504	0.007504
Toluene	0.042734	0.042734
P-Xylene	0.071045	0.071045
O-Xylene	0.016179	0.016179
1-Methyl-2-Ethyl	0.029200	0.029200
1,2,4-Trimethylb	0.013140	0.013140
1-butylbenzene	0.011561	0.011561
Naphthalene	0.008492	0.008492
CHEMCAD 6.5.6		

Page 15

Simulation: Diplom1
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:28

N-Octylbenzene	0.002102	0.002102
1-Methylnaphthal	0.005496	0.005496

CHEMCAD 6.5.6

Page 16

Simulation: Diplom1
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:28

Stream No.	1	2
Stream Name		
Temp C	385.2000*	405.0000
Pres MPa	1.4190*	1.3690
Enth MJ/h	-5802.9	-5267.1
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000
Total kmol/h	111.8400	111.8400
Total kg/h	9055.8623	9055.8623
Total std L m3/h	13.0437	13.0437
Total std V m3/h	2506.74	2506.74
Component mole fractions		
Ethane	0.003934	0.003934
Ethylene	0.001967	0.001967
Propane	0.169975	0.169975
Hydrogen	0.009746	0.009746
Sulfur hydride	0.000089	0.000089
Methane	0.003219	0.003219
Propene	0.003040	0.003040
I-Butane	0.068848	0.068848
Butane	0.118115	0.118115
1-Butene	0.001520	0.001520
I-Pentane	0.061964	0.061964
N-Pentane	0.065540	0.065540
1-Pentene	0.002146	0.002146
N-Hexane	0.026198	0.026198

MthCyclohexane	0.083870	0.083870
N-Heptane	0.015379	0.015379
Ethylcyclohexane	0.058387	0.058387
N-Octane	0.008941	0.008941
2,3-Dimethylbuta	0.000805	0.000805
2-Methylpentane	0.030401	0.030401
3-Methylpentane	0.017614	0.017614
N-PropylCyc-C6	0.050787	0.050787
N-Nonane	0.006348	0.006348
N-Butylcyclohexa	0.024320	0.024320
Decane	0.002414	0.002414
N-Hexylcyclo-C5	0.005901	0.005901
Undecane	0.000179	0.000179
1,1-Bicyclohexyl	0.001609	0.001609
Benzene	0.007779	0.007779
Toluene	0.037554	0.037554
P-Xylene	0.054185	0.054185
O-Xylene	0.012339	0.012339
1-Methyl-2-Ethyl	0.019671	0.019671
1,2,4-Trimethylb	0.008852	0.008852
1-butylbenzene	0.006974	0.006974
Naphthalene	0.005365	0.005365
CHEMCAD 6.5.6		

Page 17

Simulation: Diplom1
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/18/2016 Time: 15:30:28

N-Octylbenzene	0.000894	0.000894
1-Methylnaphthal	0.003129	0.003129

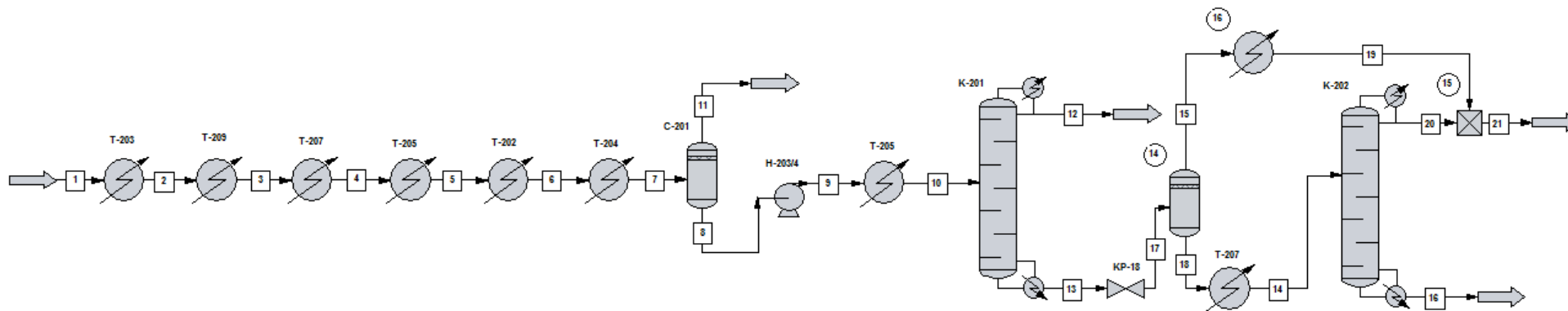


Рисунок А. 3 – Вспомогательное оборудование после реакторов

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:39

FLOWSHEET SUMMARY

Equipment	Label	Stream Numbers
1	HTXR T-209	2 -3
2	HTXR T-203	1 -2
3	HTXR	3 -4
4	HTXR T-205	4 -5
5	HTXR T-202	5 -6
6	HTXR T-204	6 -7
7	FLAS C-201	7 -11 -8
8	PUMP H-203/4	8 -9
9	HTXR T-205	9 -10
10	SCDS K-201	10 -12 -13
11	HTXR	18 -14
12	SCDS K-202	14 -20 -16
13	VALV KP-18	13 -17
14	FLAS	17 -15 -18
15	MIXE	20 19 -21
16	HTXR	15 -19

Stream Connections

Stream	Equipment		Stream	Equipment		Stream	Equipment	
	From	To		From	To		From	To
1		2	8	7	8	15	14	16
2	2	1	9	8	9	16	12	
3	1	3	10	9	10	17	13	14
4	3	4	11	7		18	14	11
5	4	5	12	10		19	16	15
6	5	6	13	10	13	20	12	15
7	6	7	14	11	12	21	15	

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:39

Calculation mode : Sequential

Flash algorithm : Normal

Equipment Calculation Sequence

2 1 3 4 5 6 7 8 9 10 13 14 16 11 12 15

No recycle loops in the flowsheet.

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:39

Overall Mass Balance	kmol/h	kg/h	
Input	Output	Input	Output

Ethane	1.230	1.230	36.986	36.986
Ethylene	0.180	0.180	5.050	5.050
Propane	40.380	40.380	1780.597	1780.597
Hydrogen	1.990	1.990	4.011	4.011
Sulfur hydride	0.010	0.010	0.341	0.341
Methane	0.860	0.860	13.797	13.797
Propene	0.300	0.300	12.624	12.624
I-Butane	12.620	12.620	733.512	733.512
Butane	15.800	15.800	918.343	918.344
1-Butene	0.230	0.230	12.905	12.905
I-Pentane	7.070	7.070	510.101	510.101
N-Pentane	3.960	3.960	285.714	285.714
1-Pentene	0.170	0.170	11.923	11.923
N-Hexane	1.230	1.230	105.998	105.998
MthCyclohexane	5.190	5.190	509.596	509.596
N-Heptane	0.660	0.660	66.135	66.135
Ethylcyclohexane	3.400	3.400	381.531	381.531
N-Octane	0.530	0.530	60.542	60.542
2,3-Dimethylbuta	0.090	0.090	7.756	7.756
2-Methylpentane	2.110	2.110	181.833	181.833
3-Methylpentane	1.420	1.420	122.371	122.372
N-PropylCyc-C6	3.780	3.780	477.195	477.195
N-Nonane	0.330	0.330	42.325	42.325
N-Butylcyclohexa	0.860	0.860	120.631	120.631
Decane	0.070	0.070	9.960	9.960
N-Hexylcyclo-C5	0.610	0.610	94.123	94.123
Undecane	0.010	0.010	1.563	1.563
1,1-Bicyclohexyl	0.060	0.060	9.978	9.978
Benzene	1.280	1.280	99.986	99.986
Toluene	7.020	7.020	646.830	646.830
P-Xylene	7.950	7.950	844.028	844.028
O-Xylene	1.580	1.580	167.744	167.743
1-Methyl-2-Ethyl	2.540	2.540	305.293	305.293
1,2,4-Trimethylb	1.270	1.270	152.646	152.647
1-butylbenzene	0.860	0.860	115.430	115.430
Naphthalene	0.770	0.770	98.694	98.694
N-Octylbenzene	0.200	0.200	38.066	38.066
1-Methylnaphthal	0.570	0.570	81.054	81.054
Total	129.190	129.190	9067.211	9067.211

CHEMCAD 6.5.6

Page 4

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:39

Overall Energy Balance	MJ/h	
	Input	Output
Feed Streams	-5242.32	
Product Streams		-14774.8
Total Heating	5929.82	
Total Cooling	-15469.6	
Power Added	6.3876	
Power Generated	0	
Total	-14775.7	-14774.8

CHEMCAD 6.5.6

Page 5

COMPONENTS

	ID #	Name	Formula
1	3	Ethane	C2H6
2	22	Ethylene	C2H4
3	4	Propane	C3H8
4	1	Hydrogen	H2
5	50	Sulfur hydride	H2S
6	2	Methane	CH4
7	23	Propene	C3H6
8	5	I-Butane	C4H10
9	6	Butane	C4H10
10	24	1-Butene	C4H8
11	7	I-Pentane	C5H12
12	8	N-Pentane	C5H12
13	29	1-Pentene	C5H10
14	10	N-Hexane	C6H14
15	39	MthCyclohexane	C7H14
16	11	N-Heptane	C7H16
17	60	Ethylcyclohexane	C8H16
18	12	N-Octane	C8H18
19	55	2,3-Dimethylbuta	C6H14
20	52	2-Methylpentane	C6H14
21	53	3-Methylpentane	C6H14
22	184	N-PropylCyc-C6	C9H18
23	13	N-Nonane	C9H20
24	190	N-Butylcyclohexa	C10H20
25	14	Decane	C10H22
26	398	N-Hexylcyclo-C5	C11H22
27	15	Undecane	C11H24
28	888	1,1-Bicyclohexyl	C12H22
29	40	Benzene	C6H6
30	41	Toluene	C7H8
31	44	P-Xylene	C8H10
32	42	O-Xylene	C8H10
33	72	1-Methyl-2-Ethyl	C9H12
34	76	1,2,4-Trimethylb	C9H12
35	78	1-butylbenzene	C10H14
36	185	Naphthalene	C10H8
37	1509	N-Octylbenzene	C14H22
38	191	1-Methylnaphthal	C11H10

THERMODYNAMICS

K-value model : SRK
 IPP flag on
 Enthalpy model : SRK
 Liquid density : Library

CHEMCAD 6.5.6

Page 6

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:39

Std vapor rate reference temperature is 0 C.
 Atmospheric pressure is 0.1013 MPa.

SRK Parameters:

BIP = A + B * T + C * T * T T = Temperature in degree K

I	J	A	B	C
1	2	0.01230	0.00000	0.00000
1	4	-0.01400	0.00000	0.00000
1	5	0.08290	0.00000	0.00000
2	4	0.05400	0.00000	0.00000
3	4	0.07996	0.00000	0.00000
3	5	0.08310	0.00000	0.00000
3	7	0.00750	0.00000	0.00000
4	5	0.08344	0.00000	0.00000
4	6	-0.00900	0.00000	0.00000
4	7	0.07544	0.00000	0.00000
4	8	0.12164	0.00000	0.00000
4	9	0.14455	0.00000	0.00000
4	10	0.13677	0.00000	0.00000
4	11	0.20031	0.00000	0.00000
4	12	0.21667	0.00000	0.00000
4	13	0.20798	0.00000	0.00000
4	14	0.28828	0.00000	0.00000
4	15	0.32357	0.00000	0.00000
4	16	0.32357	0.00000	0.00000
4	17	0.32357	0.00000	0.00000
4	18	0.32357	0.00000	0.00000
4	19	0.27446	0.00000	0.00000
4	20	0.26895	0.00000	0.00000
4	21	0.28245	0.00000	0.00000
4	22	0.32357	0.00000	0.00000
4	23	0.32357	0.00000	0.00000
4	24	0.32357	0.00000	0.00000
4	25	0.32357	0.00000	0.00000
4	26	0.32357	0.00000	0.00000
4	27	0.32357	0.00000	0.00000
4	28	0.32357	0.00000	0.00000
4	29	0.32357	0.00000	0.00000
4	30	0.32357	0.00000	0.00000
4	31	0.32357	0.00000	0.00000
4	32	0.32357	0.00000	0.00000
4	33	0.32357	0.00000	0.00000
4	34	0.32357	0.00000	0.00000
4	35	0.32357	0.00000	0.00000
4	36	0.32357	0.00000	0.00000
4	37	0.32357	0.00000	0.00000
4	38	0.32357	0.00000	0.00000

CHEMCAD 6.5.6

Page 7

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:39

5	6	0.08500	0.00000	0.00000
5	8	0.05230	0.00000	0.00000
5	9	0.06090	0.00000	0.00000
5	12	0.06970	0.00000	0.00000

CHEMCAD 6.5.6

Page 8

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:39

EQUIPMENT SUMMARIES

Heat Exchanger Summary

Equip. No.	1	2	3
Name	T-209	T-203	
1st Stream dp MPa	0.0500	0.1000	0.0500
1st Stream T Out C	286.0000		195.0000
Input heat duty MJ/h		-1400.8221	
Calc Ht Duty MJ/h	-1202.9390	-1400.8221	-2127.2141
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000
1st Stream Pout MPa	1.1670	1.2170	1.1170
P1 out specifed MPa	1.1670	1.2170	1.1170

Equip. No.	4	5	6
Name	T-205	T-202	T-204
1st Stream dp MPa	0.0500	0.0500	
1st Stream T Out C	160.0000		55.2000
Input heat duty MJ/h		-2098.9875	
Calc Ht Duty MJ/h	-1397.9691	-2098.9875	-1764.8480
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000
1st Stream Pout MPa	1.0670	1.0170	1.0170
P1 out specifed MPa	1.0670	1.0170	1.0170

Equip. No.	9	11	16
Name	T-205		
1st Stream dp MPa	0.0500	0.0500	
1st Stream T Out C			50.0000
Input heat duty MJ/h	1397.9701	2127.2100	
Calc Ht Duty MJ/h	1397.9701	2127.2100	-851.0541
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000
1st Stream Pout MPa	1.4200	0.1600	0.2100
P1 out specifed MPa	1.4200	0.1600	0.2100

Flash Summary

Equip. No.	7	14
Name	C-201	
Flash Mode	5	0
Param 1	1.0170	

K values:

Ethane	5.051	42.322
Ethylene	7.018	56.192
Propane	1.781	17.527
Hydrogen	103.346	576.659
Sulfur hydride	3.474	26.239

CHEMCAD 6.5.6

Page 9

Simulation: Diplom2
EQUIPMENT SUMMARIES

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Methane	21.347	145.918
Propene	2.036	19.306
I-Butane	0.858	9.485
Butane	0.629	7.266
1-Butene	0.726	8.142
I-Pentane	0.294	3.836
N-Pentane	0.234	3.185
1-Pentene	0.242	3.352

N-Hexane	0.091	1.450
MthCyclohexane	0.033	0.549
N-Heptane	0.035	0.660
Ethylcyclohexan	0.013	0.247
N-Octane	0.014	0.309
2,3-Dimethylbut	0.123	1.823
2-Methylpentane	0.117	1.796
3-Methylpentane	0.105	1.616
N-PropylCyc-C6	6.030E-003	0.128
N-Nonane	5.367E-003	0.144
N-Butylcyclohex	2.758E-003	0.066
Decane	2.233E-003	0.070
N-Hexylcyclo-C5	7.487E-004	0.026
Undecane	9.175E-004	0.034
1,1-Bicyclohexy	2.165E-004	7.805E-003
Benzene	0.072	1.026
Toluene	0.026	0.439
P-Xylene	9.591E-003	0.194
O-Xylene	8.338E-003	0.167
1-Methyl-2-Ethy	3.856E-003	0.088
1,2,4-Trimethyl	3.021E-003	0.074
1-butylbenzene	1.756E-003	0.047
Naphthalene	8.931E-004	0.022
N-Octylbenzene	4.593E-005	2.453E-003
1-Methylnaphtha	2.976E-004	8.794E-003

Pump Summary

Equip. No.	8
Name	H-203/4
Output pressure MPa	1.4700
Efficiency	1.0000
Calculated power kW	1.7743
Calculated Pout MPa	1.4700
Head m	75.0315
Vol. flow rate m3/h	14.0906
Mass flow rate kg/h	8674.8545

CHEMCAD 6.5.6

Page 10

Simulation: Diplom2
EQUIPMENT SUMMARIES

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

SCDS Rigorous Distillation Summary

Equip. No.	10	12
Name	K-201	K-202
No. of stages	30	30
1st feed stage	15	15
Condenser mode	1	1
Condenser spec	2.0000	0.5000
Reboiler mode	3	3
Reboiler spec.	156.0000	242.0000
Reboiler comp i	9	36
Colm press drop MPa	0.0500	0.0500

Est. dist. rate (kmol/h)	42.4206	36.0660
Est. reflux rate (kmol/h)	84.8412	18.0330
Est. T top C	23.4866	126.7939
Est. T bottom C	156.0000	242.0000
Est. T 2 C	45.6864	140.4377
Eff. top stage	0.6000	0.6000
Eff. last stage	0.6000	0.6000
Top pressure MPa	1.3700	0.1100
Calc cond duty MJ/h	-2098.9058	-2526.8662
Calc rebr duty MJ/h	2170.1287	234.5126
Initial flag	6	6
Calc Reflux mole (kmol/h)	86.4780	18.0884
Calc Reflux ratio	2.0000	0.5000
Calc Reflux mass kg/h	3944.3789	1855.5996
Optimization flag	1	1
Calc. tolerance	0.0024	0.0002

Profile Estimations:

Stage	Temp C	Vapor kmol/h	Liquid kmol/h	Pressure MPa
-------	-----------	-----------------	------------------	-----------------

CHEMCAD 6.5.6

Page 11

Simulation: Diplom2
EQUIPMENT SUMMARIES

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Valve Summary

Equip. No.	13
Name	KP-18
Pressure out MPa	0.2100

Mixer Summary

Equip. No.	15
Name	

CHEMCAD 6.5.6

Page 12

Simulation: Diplom2
STREAM PROPERTIES

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	1	2	3	4
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	129.1900
Mass flow kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	9067.2109
Temp C	390.8000	335.8163	286.0000	195.0000
Pres MPa	1.3170	1.2170	1.1670	1.1170
Vapor mole fraction	1.000	1.000	1.000	0.9728
Enth MJ/h	-5242.3	-6643.1	-7846.1	-9973.3

Tc C	225.8393	225.8393	225.8393	225.8393
Pc MPa	5.7915	5.7915	5.7915	5.7915
Std. sp gr. wtr = 1	0.660	0.660	0.660	0.660
Std. sp gr. air = 1	2.423	2.423	2.423	2.423
Degree API	82.8398	82.8398	82.8398	82.8398
Average mol wt	70.1851	70.1851	70.1851	70.1851
Actual dens kg/m3	17.3257	17.6754	18.7792	23.2534
Actual vol m3/h	523.3388	512.9856	482.8319	389.9300
Std liq m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	13.7347
Std vap 0 C m3/h	2895.6187	2895.6187	2895.6187	2895.6187
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	125.6718
Mass flow kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	8675.6367
Average mol wt	70.1851	70.1851	70.1851	69.0341
Actual dens kg/m3	17.3257	17.6754	18.7792	22.2859
Actual vol m3/h	523.3388	512.9856	482.8319	389.2877
Std liq m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	13.2608
Std vap 0 C m3/h	2895.6187	2895.6187	2895.6187	2816.7637
Cp J/kmol-K	204009.2188	193027.1719	182595.1563	160610.0000
Z factor	0.9666	0.9546	0.9383	0.8891
Visc Pa-sec	1.521e-005	1.420e-005	1.327e-005	1.158e-005
Th cond W/m-K	0.0621	0.0538	0.0467	0.0350
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h				3.5182
Mass flow kg/h				391.5752
Average mol wt				111.3005
Actual dens kg/m3				609.6270
Actual vol m3/h				0.6423
Std liq m3/h				0.4739
Std vap 0 C m3/h				78.8553
Cp J/kmol-K				284364.4688
Z factor				0.0557
Visc Pa-sec				0.0001609
Th cond W/m-K				0.0818
Surf. tens. N/m				0.0055
CHEMCAD 6.5.6				

Page 13

Simulation: Diplom2
STREAM PROPERTIES

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	5	6	7	8
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	118.8985
Mass flow kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	8674.8545
Temp C	160.0000	101.9472	55.2000	55.2001
Pres MPa	1.0670	1.0170	1.0170	1.0170
Vapor mole fraction	0.7830	0.4630	0.07966	0.0000
Enth MJ/h	-11371.	-13470.	-15235.	-14348.
Tc C	225.8393	225.8393	225.8394	233.3312
Pc MPa	5.7915	5.7915	5.7915	5.4544
Std. sp gr. wtr = 1	0.660	0.660	0.660	0.671
Std. sp gr. air = 1	2.423	2.423	2.423	2.519
Degree API	82.8398	82.8398	82.8398	79.3992
Average mol wt	70.1851	70.1851	70.1851	72.9602
Actual dens kg/m3	29.2644	52.2574	230.9391	615.6501
Actual vol m3/h	309.8379	173.5107	39.2623	14.0906
Std liq m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	12.9295
Std vap 0 C m3/h	2895.6187	2895.6187	2895.6187	2664.9497

```

- - Vapor only - -
Molar flow kmol/h      101.1567      59.8130      10.2914
Mass flow kg/h        6221.0391     3060.5615     392.3545
Average mol wt        61.4991      51.1688      38.1245
Actual dens kg/m3     20.3922      18.7579      15.5871
Actual vol m3/h       305.0690     163.1608     25.1718
Std liq m3/h          10.1564      5.5531       0.8053
Std vap 0 C m3/h     2267.2898     1340.6273     230.6677
Cp J/kmol-K          139015.3125  109234.3438   78506.8828
Z factor              0.8936       0.8897       0.9113
Visc Pa-sec          1.114e-005   1.026e-005   9.600e-006
Th cond W/m-K        0.0325       0.0281       0.0317
- - Liquid only - -
Molar flow kmol/h      28.0333      69.3770     118.8986     118.8985
Mass flow kg/h        2846.1729     6006.6484     8674.8564     8674.8545
Average mol wt        101.5282      86.5798      72.9601      72.9602
Actual dens kg/m3     596.8293     580.3591     615.6501     615.6501
Actual vol m3/h       4.7688       10.3499      14.0906      14.0906
Std liq m3/h          3.5783       8.1816       12.9295      12.9295
Std vap 0 C m3/h     628.3293     1554.9915     2664.9512     2664.9497
Cp J/kmol-K          250725.0781  202016.4219  164270.2969  164264.2344
Z factor              0.0518       0.0481       0.0468       0.0468
Visc Pa-sec          0.0001595    0.0001628    0.0001737    0.0001737
Th cond W/m-K        0.0832       0.0878       0.0970       0.0970
Surf. tens. N/m      0.0051       0.0052       0.0107       0.0107
CHEMCAD 6.5.6

```

Page 14

Simulation: Diplom2
STREAM PROPERTIES

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

```

Stream No.           9           10           11           12
Name
- - Overall - -
Molar flow kmol/h    118.8985    118.8985    10.2915     43.2390
Mass flow kg/h       8674.8545    8674.8545    392.3573    1972.1888
Temp C               55.3896    104.9544    55.2001     27.3029
Pres MPa              1.4700     1.4200     1.0170     1.3700
Vapor mole fraction  0.0000     0.2249     1.000     0.0000
Enth MJ/h            -14342.     -12944.     -886.89     -5314.4
Tc C                  233.3312    233.3312    86.5587    103.0852
Pc MPa                5.4544     5.4544     7.3007     4.4541
Std. sp gr. wtr = 1  0.671      0.671      0.487     0.514
Std. sp gr. air = 1  2.519      2.519      1.316     1.575
Degree API            79.3992     79.3992    158.9083    143.6376
Average mol wt        72.9602     72.9602    38.1246     45.6114
Actual dens kg/m3     615.3708    135.5551    15.5871     492.4905
Actual vol m3/h       14.0970     63.9950    25.1719     4.0045
Std liq m3/h          12.9295     12.9295    0.8053     3.8348
Std vap 0 C m3/h     2664.9497    2664.9497    230.6690    969.1435
- - Vapor only - -
Molar flow kmol/h                    26.7357     10.2915
Mass flow kg/h                       1369.7155    392.3573
Average mol wt                         51.2318     38.1246
Actual dens kg/m3                       27.4582     15.5871
Actual vol m3/h                         49.8836     25.1719
Std liq m3/h                            2.5016     0.8053
Std vap 0 C m3/h                       599.2438    230.6690
Cp J/kmol-K                          113363.6406  78523.4688
Z factor                               0.8429     0.9113

```


Visc Pa-sec		1.061e-005	9.600e-006
Th cond W/m-K		0.0279	0.0317
- - Liquid only - -			
Molar flow kmol/h	118.8985	92.1629	43.2390
Mass flow kg/h	8674.8545	7305.1406	1972.1888
Average mol wt	72.9602	79.2634	45.6114
Actual dens kg/m3	615.3708	517.6762	492.4905
Actual vol m3/h	14.0970	14.1114	4.0045
Std liq m3/h	12.9295	10.4279	3.8348
Std vap 0 C m3/h	2664.9497	2065.7063	969.1435
Cp J/kmol-K	164044.6563	195223.9531	130417.8828
Z factor	0.0674	0.0647	0.0548
Visc Pa-sec	0.0001741	0.0001273	0.0001028
Th cond W/m-K	0.0969	0.0817	0.0904
Surf. tens. N/m	0.0107	0.0027	0.0066
CHEMCAD 6.5.6			

Page 15

Simulation: Diplom2
STREAM PROPERTIES

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	13	14	15	16
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	75.6596	37.9378	37.7218	1.7610
Mass flow kg/h	6702.6660	3966.4636	2736.2009	255.2650
Temp C	156.0000	210.1272	105.0549	242.0000
Pres MPa	1.4200	0.1600	0.2100	0.1600
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	1.000	0.0000
Enth MJ/h	-7557.2	-1314.4	-4115.6	81.890
Tc C	278.2666	330.3708	210.5893	461.0280
Pc MPa	4.3264	3.8117	4.1526	3.1782
Std. sp gr. wtr = 1	0.737	0.807	0.654	0.949
Std. sp gr. air = 1	3.059	3.610	2.504	5.005
Degree API	60.4977	43.7621	84.7580	17.5792
Average mol wt	88.5898	104.5519	72.5363	144.9515
Actual dens kg/m3	480.7283	4.3058	5.0595	759.2596
Actual vol m3/h	13.9427	921.1920	540.8002	0.3362
Std liq m3/h	9.0947	4.9129	4.1818	0.2689
Std vap 0 C m3/h	1695.8065	850.3235	845.4833	39.4713
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h		37.9378	37.7218	
Mass flow kg/h		3966.4636	2736.2012	
Average mol wt		104.5519	72.5363	
Actual dens kg/m3		4.3058	5.0595	
Actual vol m3/h		921.1920	540.8002	
Std liq m3/h		4.9129	4.1818	
Std vap 0 C m3/h		850.3235	845.4833	
Cp J/kmol-K		220918.7188	141361.7656	
Z factor		0.9670	0.9576	
Visc Pa-sec		1.004e-005	9.078e-006	
Th cond W/m-K		0.0291	0.0229	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	75.6596			1.7610
Mass flow kg/h	6702.6660			255.2650
Average mol wt	88.5898			144.9515
Actual dens kg/m3	480.7283			759.2596
Actual vol m3/h	13.9427			0.3362
Std liq m3/h	9.0947			0.2689
Std vap 0 C m3/h	1695.8065			39.4713

Cp J/kmol-K	237180.9531			349818.7188
Z factor	0.0670			0.0084
Visc Pa-sec	0.0001129			0.0002773
Th cond W/m-K	0.0705			0.0946
Surf. tens. N/m	0.0014			0.0139

CHEMCAD 6.5.6 Page 16

Simulation: Diplom2 Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40
 STREAM PROPERTIES

Stream No.	17	18	19	20
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	75.6596	37.9378	37.7218	36.1767
Mass flow kg/h	6702.6660	3966.4636	2736.2000	3711.1992
Temp C	105.0549	105.0549	50.0000	74.3236
Pres MPa	0.2100	0.2100	0.2100	0.1100
Vapor mole fraction	0.4986	0.0000	0.4627	0.001325
Enth MJ/h	-7557.2	-3441.6	-4966.7	-3687.5
Tc C	278.2666	330.3708	210.5894	322.1392
Pc MPa	4.3264	3.8117	4.1526	3.7702
Std. sp gr. wtr = 1	0.737	0.807	0.654	0.799
Std. sp gr. air = 1	3.059	3.610	2.504	3.542
Degree API	60.4977	43.7621	84.7579	45.5631
Average mol wt	88.5898	104.5519	72.5363	102.5853
Actual dens kg/m3	12.2692	721.4067	12.7641	598.3170
Actual vol m3/h	546.2988	5.4982	214.3676	6.2027
Std liq m3/h	9.0947	4.9129	4.1818	4.6439
Std vap 0 C m3/h	1695.8065	850.3235	845.4827	810.8523
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h	37.7218		17.4526	0.0479
Mass flow kg/h	2736.2021		1097.9136	3.3308
Average mol wt	72.5363		62.9084	69.4843
Actual dens kg/m3	5.0595		5.1814	2.7159
Actual vol m3/h	540.8005		211.8934	1.2264
Std liq m3/h	4.1818		1.8352	0.0052
Std vap 0 C m3/h	845.4838		391.1761	1.0744
Cp J/kmol-K	141361.7656		113595.1328	127151.6484
Z factor	0.9576		0.9491	0.9742
Visc Pa-sec	9.078e-006		8.140e-006	8.372e-006
Th cond W/m-K	0.0229		0.0185	0.0199
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	37.9377	37.9378	20.2692	36.1288
Mass flow kg/h	3966.4624	3966.4636	1638.2865	3707.8687
Average mol wt	104.5519	104.5519	80.8264	102.6292
Actual dens kg/m3	721.4069	721.4067	662.1563	745.1030
Actual vol m3/h	5.4982	5.4982	2.4742	4.9763
Std liq m3/h	4.9129	4.9129	2.3466	4.6387
Std vap 0 C m3/h	850.3229	850.3235	454.3067	809.7777
Cp J/kmol-K	226544.8125	226534.1094	175374.4375	208890.3281
Z factor	0.0109	0.0109	0.0104	0.0059
Visc Pa-sec	0.0002673	0.0002673	0.0002442	0.0003355
Th cond W/m-K	0.1016	0.1016	0.1059	0.1088
Surf. tens. N/m	0.0159	0.0159	0.0150	0.0188

CHEMCAD 6.5.6 Page 17

Simulation: Diplom2 Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40
 STREAM PROPERTIES

```

Stream No.                21
      Name
- - Overall - -
Molar flow kmol/h        73.8985
Mass flow kg/h           6447.4023
Temp C                   54.2162
Pres MPa                 0.1100
Vapor mole fraction      0.3006
Enth MJ/h               -8655.3
Tc C                    271.9344
Pc MPa                  4.2698
Std. sp gr. wtr = 1     0.731
Std. sp gr. air = 1     3.012
Degree API              62.1969
Average mol wt          87.2467
Actual dens kg/m3       11.9071
Actual vol m3/h         541.4752
Std liq m3/h            8.8257
Std vap 0 C m3/h       1656.3353
- - Vapor only - -
Molar flow kmol/h       22.2129
Mass flow kg/h          1449.7356
Average mol wt          65.2655
Actual dens kg/m3       2.7113
Actual vol m3/h         534.6980
Std liq m3/h            2.3690
Std vap 0 C m3/h       497.8722
Cp J/kmol-K            116420.8047
Z factor                0.9730
Visc Pa-sec            8.043e-006
Th cond W/m-K          0.0184
- - Liquid only - -
Molar flow kmol/h       51.6856
Mass flow kg/h          4997.6646
Average mol wt          96.6935
Actual dens kg/m3       737.4197
Actual vol m3/h         6.7772
Std liq m3/h            6.4567
Std vap 0 C m3/h       1158.4634
Cp J/kmol-K            192774.1250
Z factor                0.0059
Visc Pa-sec            0.0003522
Th cond W/m-K          0.1114
Surf. tens. N/m        0.0193

```

CHEMCAD 6.5.6

Page 18

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	390.8000*	335.8163	286.0000	195.0000
Pres MPa	1.3170*	1.2170	1.1670	1.1170
Enth MJ/h	-5242.3	-6643.1	-7846.1	-9973.3
Vapor mass frac.	1.0000	1.0000	1.0000	0.95681
Total kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	129.1900
Total kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	9067.2109
Total std L m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	13.7347

Total std V m3/h	2895.62	2895.62	2895.62	2895.62
Flow rates in kg/h				
Ethane	36.9861	36.9861	36.9861	36.9861
Ethylene	5.0497	5.0497	5.0497	5.0497
Propane	1780.5967	1780.5967	1780.5967	1780.5967
Hydrogen	4.0114	4.0114	4.0114	4.0114
Sulfur hydride	0.3408	0.3408	0.3408	0.3408
Methane	13.7970	13.7970	13.7970	13.7970
Propene	12.6243	12.6243	12.6243	12.6243
I-Butane	733.5123	733.5123	733.5123	733.5123
Butane	918.3434	918.3434	918.3434	918.3434
1-Butene	12.9046	12.9046	12.9046	12.9046
I-Pentane	510.1005	510.1005	510.1005	510.1005
N-Pentane	285.7140	285.7140	285.7140	285.7140
1-Pentene	11.9228	11.9228	11.9228	11.9228
N-Hexane	105.9977	105.9977	105.9977	105.9977
MthCyclohexane	509.5957	509.5957	509.5957	509.5957
N-Heptane	66.1346	66.1346	66.1346	66.1346
Ethylcyclohexane	381.5310	381.5310	381.5310	381.5310
N-Octane	60.5424	60.5424	60.5424	60.5424
2,3-Dimethylbuta	7.7559	7.7559	7.7559	7.7559
2-Methylpentane	181.8335	181.8335	181.8335	181.8335
3-Methylpentane	122.3713	122.3713	122.3713	122.3713
N-PropylCyc-C6	477.1947	477.1947	477.1947	477.1947
N-Nonane	42.3251	42.3251	42.3251	42.3251
N-Butylcyclohexa	120.6313	120.6313	120.6313	120.6313
Decane	9.9600	9.9600	9.9600	9.9600
N-Hexylcyclo-C5	94.1230	94.1230	94.1230	94.1230
Undecane	1.5631	1.5631	1.5631	1.5631
1,1-Bicyclohexyl	9.9784	9.9784	9.9784	9.9784
Benzene	99.9859	99.9859	99.9859	99.9859
Toluene	646.8298	646.8298	646.8298	646.8298
P-Xylene	844.0276	844.0276	844.0276	844.0276
O-Xylene	167.7439	167.7439	167.7439	167.7439
1-Methyl-2-Ethyl	305.2928	305.2928	305.2928	305.2928
1,2,4-Trimethylb	152.6464	152.6464	152.6464	152.6464
1-butylbenzene	115.4301	115.4301	115.4301	115.4301
Naphthalene	98.6940	98.6940	98.6940	98.6940
CHEMCAD 6.5.6				

Page 19

Simulation: Diplom2				
FLOW SUMMARIES:				
N-Octylbenzene	38.0658	38.0658	38.0658	38.0658
1-Methylnaphthal	81.0540	81.0540	81.0540	81.0540

CHEMCAD 6.5.6

Page 20

Simulation: Diplom2				
FLOW SUMMARIES:				
Stream No.	5	6	7	8
Stream Name				
Temp C	160.0000	101.9472	55.2000	55.2001
Pres MPa	1.0670	1.0170	1.0170	1.0170
Enth MJ/h	-11371.	-13470.	-15235.	-14348.
Vapor mass frac.	0.68610	0.33754	0.043272	0.00000
Total kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	118.8985
Total kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	8674.8545

Total std L m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	12.9295
Total std V m3/h	2895.62	2895.62	2895.62	2664.95
Flow rates in kg/h				
Ethane	36.9861	36.9861	36.9861	25.7347
Ethylene	5.0497	5.0497	5.0497	3.1414
Propane	1780.5967	1780.5967	1780.5967	1542.7635
Hydrogen	4.0114	4.0114	4.0114	0.4034
Sulfur hydride	0.3408	0.3408	0.3408	0.2620
Methane	13.7970	13.7970	13.7970	4.8449
Propene	12.6243	12.6243	12.6243	10.7331
I-Butane	733.5123	733.5123	733.5123	682.7808
Butane	918.3434	918.3434	918.3434	870.9368
1-Butene	12.9046	12.9046	12.9046	12.1413
I-Pentane	510.1005	510.1005	510.1005	497.4460
N-Pentane	285.7140	285.7140	285.7140	280.0407
1-Pentene	11.9228	11.9228	11.9228	11.6782
N-Hexane	105.9977	105.9977	105.9977	105.1732
MthCyclohexane	509.5957	509.5957	509.5957	508.1423
N-Heptane	66.1346	66.1346	66.1346	65.9360
Ethylcyclohexane	381.5310	381.5310	381.5310	381.1032
N-Octane	60.5424	60.5424	60.5424	60.4703
2,3-Dimethylbuta	7.7559	7.7559	7.7559	7.6740
2-Methylpentane	181.8335	181.8335	181.8335	180.0083
3-Methylpentane	122.3713	122.3713	122.3713	121.2657
N-PropylCyc-C6	477.1947	477.1947	477.1947	476.9458
N-Nonane	42.3251	42.3251	42.3251	42.3055
N-Butylcyclohexa	120.6313	120.6313	120.6313	120.6026
Decane	9.9600	9.9600	9.9600	9.9580
N-Hexylcyclo-C5	94.1230	94.1230	94.1230	94.1169
Undecane	1.5631	1.5631	1.5631	1.5630
1,1-Bicyclohexyl	9.9784	9.9784	9.9784	9.9782
Benzene	99.9859	99.9859	99.9859	99.3646
Toluene	646.8298	646.8298	646.8298	645.3760
P-Xylene	844.0276	844.0276	844.0276	843.3276
O-Xylene	167.7439	167.7439	167.7439	167.6229
1-Methyl-2-Ethyl	305.2928	305.2928	305.2928	305.1909
1,2,4-Trimethylb	152.6464	152.6464	152.6464	152.6065
1-butylbenzene	115.4301	115.4301	115.4301	115.4125
Naphthalene	98.6940	98.6940	98.6940	98.6863
CHEMCAD 6.5.6				

Page 21

Simulation: Diplom2		Date: 05/23/2016	Time: 10:58:40	
FLOW SUMMARIES:				
N-Octylbenzene	38.0658	38.0658	38.0658	38.0657
1-Methylnaphthal	81.0540	81.0540	81.0540	81.0519

CHEMCAD 6.5.6

Page 22

Simulation: Diplom2		Date: 05/23/2016	Time: 10:58:40	
FLOW SUMMARIES:				
Stream No.	9	10	11	12
Stream Name				
Temp C	55.3896	104.9544	55.2001	27.3029
Pres MPa	1.4700	1.4200	1.0170	1.3700
Enth MJ/h	-14342.	-12944.	-886.89	-5314.4
Vapor mass frac.	0.00000	0.15789	1.0000	0.00000
Total kmol/h	118.8985	118.8985	10.2915	43.2390

Total kg/h	8674.8545	8674.8545	392.3573	1972.1888
Total std L m3/h	12.9295	12.9295	0.8053	3.8348
Total std V m3/h	2664.95	2664.95	230.67	969.14
Flow rates in kg/h				
Ethane	25.7347	25.7347	11.2514	25.7347
Ethylene	3.1414	3.1414	1.9083	3.1414
Propane	1542.7635	1542.7635	237.8330	1526.1154
Hydrogen	0.4034	0.4034	3.6081	0.4034
Sulfur hydride	0.2620	0.2620	0.0788	0.2620
Methane	4.8449	4.8449	8.9520	4.8449
Propene	10.7331	10.7331	1.8912	10.6907
I-Butane	682.7808	682.7808	50.7316	293.8239
Butane	870.9368	870.9368	47.4067	103.2488
1-Butene	12.1413	12.1413	0.7633	3.1479
I-Pentane	497.4460	497.4460	12.6545	0.6387
N-Pentane	280.0407	280.0407	5.6733	0.1207
1-Pentene	11.6782	11.6782	0.2446	0.0070
N-Hexane	105.1732	105.1732	0.8245	0.0010
MthCyclohexane	508.1423	508.1423	1.4535	0.0005
N-Heptane	65.9360	65.9360	0.1987	0.0001
Ethylcyclohexane	381.1032	381.1032	0.4279	0.0001
N-Octane	60.4703	60.4703	0.0721	0.0000
2,3-Dimethylbuta	7.6740	7.6740	0.0819	0.0002
2-Methylpentane	180.0083	180.0083	1.8251	0.0040
3-Methylpentane	121.2657	121.2657	1.1056	0.0020
N-PropylCyc-C6	476.9458	476.9458	0.2490	0.0000
N-Nonane	42.3055	42.3055	0.0197	0.0000
N-Butylcyclohexa	120.6026	120.6026	0.0288	0.0000
Decane	9.9580	9.9580	0.0019	0.0000
N-Hexylcyclo-C5	94.1169	94.1169	0.0061	0.0000
Undecane	1.5630	1.5630	0.0001	0.0000
1,1-Bicyclohexyl	9.9782	9.9782	0.0002	0.0000
Benzene	99.3646	99.3646	0.6214	0.0009
Toluene	645.3760	645.3760	1.4538	0.0005
P-Xylene	843.3276	843.3276	0.7001	0.0001
O-Xylene	167.6229	167.6229	0.1210	0.0000
1-Methyl-2-Ethyl	305.1909	305.1909	0.1019	0.0000
1,2,4-Trimethylb	152.6065	152.6065	0.0399	0.0000
1-butylbenzene	115.4125	115.4125	0.0175	0.0000
Naphthalene	98.6863	98.6863	0.0076	0.0000

Page 23

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	38.0657	38.0657	0.0002	0.0000
1-Methylnaphthal	81.0519	81.0519	0.0021	0.0000

CHEMCAD 6.5.6

Page 24

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	13	14	15	16
Stream Name				
Temp C	156.0000	210.1272	105.0549	242.0000
Pres MPa	1.4200	0.1600	0.2100	0.1600
Enth MJ/h	-7557.2	-1314.4	-4115.6	81.890
Vapor mass frac.	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000

Total kmol/h	75.6596	37.9378	37.7218	1.7610
Total kg/h	6702.6660	3966.4636	2736.2012	255.2650
Total std L m3/h	9.0947	4.9129	4.1818	0.2689
Total std V m3/h	1695.81	850.32	845.48	39.47
Flow rates in kg/h				
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	16.6482	0.9034	15.7447	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur hydride	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0424	0.0021	0.0403	0.0000
I-Butane	388.9568	37.2895	351.6673	0.0000
Butane	767.6880	93.3439	674.3441	0.0000
1-Butene	8.9933	0.9888	8.0045	0.0000
I-Pentane	496.8073	103.1984	393.6089	0.0000
N-Pentane	279.9200	67.1855	212.7345	0.0000
1-Pentene	11.6712	2.6936	8.9776	0.0000
N-Hexane	105.1722	43.0781	62.0941	0.0000
MthCyclohexane	508.1419	328.6183	179.5237	0.0000
N-Heptane	65.9359	39.8119	26.1240	0.0000
Ethylcyclohexane	381.1031	306.0225	75.0806	0.0001
N-Octane	60.4703	46.2428	14.2275	0.0000
2,3-Dimethylbuta	7.6738	2.7282	4.9455	0.0000
2-Methylpentane	180.0044	64.6198	115.3845	0.0000
3-Methylpentane	121.2638	46.5219	74.7419	0.0000
N-PropylCyc-C6	476.9458	423.2097	53.7361	0.0402
N-Nonane	42.3055	37.0194	5.2861	0.0001
N-Butylcyclohexa	120.6026	113.2090	7.3935	1.5388
Decane	9.9580	9.3058	0.6522	0.0034
N-Hexylcyclo-C5	94.1169	91.7279	2.3890	39.6156
Undecane	1.5630	1.5116	0.0514	0.0794
1,1-Bicyclohexyl	9.9782	9.9014	0.0768	9.8900
Benzene	99.3637	49.1831	50.1806	0.0000
Toluene	645.3755	449.2708	196.1048	0.0000
P-Xylene	843.3275	707.2131	136.1144	0.0007
O-Xylene	167.6229	143.7224	23.9005	0.0006
1-Methyl-2-Ethyl	305.1909	280.6309	24.5600	0.1643
1,2,4-Trimethylb	152.6065	142.2044	10.4021	0.1887
1-butylbenzene	115.4125	110.2305	5.1821	2.9718
Naphthalene	98.6863	96.5532	2.1331	82.5718
CHEMCAD 6.5.6			Page 25	

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	38.0657	37.9730	0.0926	37.9717
1-Methylnaphthal	81.0519	80.3493	0.7026	80.2279

CHEMCAD 6.5.6

Page 26

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	17	18	19	20
Stream Name				
Temp C	105.0549	105.0549	50.0000	74.3236
Pres MPa	0.2100	0.2100	0.2100	0.1100
Enth MJ/h	-7557.2	-3441.6	-4966.7	-3687.5

Vapor mass frac.	0.40823	0.00000	0.40125	0.00089751
Total kmol/h	75.6596	37.9378	37.7218	36.1767
Total kg/h	6702.6660	3966.4636	2736.2000	3711.1992
Total std L m3/h	9.0947	4.9129	4.1818	4.6439
Total std V m3/h	1695.81	850.32	845.48	810.85
Flow rates in kg/h				
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	16.6482	0.9034	15.7447	0.9034
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur hydride	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0424	0.0021	0.0403	0.0021
I-Butane	388.9568	37.2895	351.6674	37.2896
Butane	767.6880	93.3439	674.3431	93.3438
1-Butene	8.9933	0.9888	8.0046	0.9888
I-Pentane	496.8073	103.1984	393.6086	103.1983
N-Pentane	279.9200	67.1855	212.7343	67.1855
1-Pentene	11.6712	2.6936	8.9776	2.6936
N-Hexane	105.1722	43.0781	62.0941	43.0782
MthCyclohexane	508.1419	328.6183	179.5240	328.6186
N-Heptane	65.9359	39.8119	26.1240	39.8120
Ethylcyclohexane	381.1031	306.0225	75.0806	306.0226
N-Octane	60.4703	46.2428	14.2275	46.2428
2,3-Dimethylbuta	7.6738	2.7282	4.9455	2.7283
2-Methylpentane	180.0044	64.6198	115.3841	64.6198
3-Methylpentane	121.2637	46.5219	74.7419	46.5219
N-PropylCyc-C6	476.9458	423.2097	53.7360	423.1695
N-Nonane	42.3055	37.0194	5.2861	37.0194
N-Butylcyclohexa	120.6026	113.2090	7.3935	111.6702
Decane	9.9580	9.3058	0.6522	9.3024
N-Hexylcyclo-C5	94.1169	91.7279	2.3890	52.1124
Undecane	1.5630	1.5116	0.0514	1.4323
1,1-Bicyclohexyl	9.9782	9.9014	0.0768	0.0114
Benzene	99.3637	49.1831	50.1806	49.1831
Toluene	645.3755	449.2708	196.1046	449.2712
P-Xylene	843.3275	707.2131	136.1146	707.2124
O-Xylene	167.6229	143.7224	23.9004	143.7215
1-Methyl-2-Ethyl	305.1909	280.6309	24.5600	280.4667
1,2,4-Trimethylb	152.6065	142.2044	10.4021	142.0152
1-butylbenzene	115.4125	110.2305	5.1821	107.2587
Naphthalene	98.6863	96.5532	2.1331	13.9815
CHEMCAD 6.5.6			Page 27	

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	38.0657	37.9730	0.0926	0.0013
1-Methylnaphthal	81.0519	80.3493	0.7026	0.1214

CHEMCAD 6.5.6

Page 28

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	21
Stream Name	
Temp C	54.2162
Pres MPa	0.1100

Enth MJ/h	-8655.3
Vapor mass frac.	0.22486
Total kmol/h	73.8985
Total kg/h	6447.4023
Total std L m3/h	8.8257
Total std V m3/h	1656.34
Flow rates in kg/h	
Ethane	0.0000
Ethylene	0.0000
Propane	16.6482
Hydrogen	0.0000
Sulfur hydride	0.0000
Methane	0.0000
Propene	0.0424
I-Butane	388.9568
Butane	767.6886
1-Butene	8.9933
I-Pentane	496.8076
N-Pentane	279.9196
1-Pentene	11.6711
N-Hexane	105.1721
MthCyclohexane	508.1416
N-Heptane	65.9359
Ethylcyclohexane	381.1035
N-Octane	60.4702
2,3-Dimethylbuta	7.6738
2-Methylpentane	180.0039
3-Methylpentane	121.2640
N-PropylCyc-C6	476.9056
N-Nonane	42.3054
N-Butylcyclohexa	119.0638
Decane	9.9546
N-Hexylcyclo-C5	54.5014
Undecane	1.4836
1,1-Bicyclohexyl	0.0882
Benzene	99.3633
Toluene	645.3759
P-Xylene	843.3270
O-Xylene	167.6218
1-Methyl-2-Ethyl	305.0272
1,2,4-Trimethylb	152.4180
1-butylbenzene	112.4407
Naphthalene	16.1145

CHEMCAD 6.5.6

Page 29

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.0940
1-Methylnaphthal	0.8240

CHEMCAD 6.5.6

Page 30

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	390.8000*	335.8163	286.0000	195.0000

Pres MPa	1.3170*	1.2170	1.1670	1.1170
Enth MJ/h	-5242.3	-6643.1	-7846.1	-9973.3
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000	1.0000	0.97277
Total kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	129.1900
Total kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	9067.2109
Total std L m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	13.7347
Total std V m3/h	2895.62	2895.62	2895.62	2895.62
Flow rates in kmol/h				
Ethane	1.2300	1.2300	1.2300	1.2300
Ethylene	0.1800	0.1800	0.1800	0.1800
Propane	40.3800	40.3800	40.3800	40.3800
Hydrogen	1.9900	1.9900	1.9900	1.9900
Sulfur hydride	0.0100	0.0100	0.0100	0.0100
Methane	0.8600	0.8600	0.8600	0.8600
Propene	0.3000	0.3000	0.3000	0.3000
I-Butane	12.6200	12.6200	12.6200	12.6200
Butane	15.8000	15.8000	15.8000	15.8000
1-Butene	0.2300	0.2300	0.2300	0.2300
I-Pentane	7.0700	7.0700	7.0700	7.0700
N-Pentane	3.9600	3.9600	3.9600	3.9600
1-Pentene	0.1700	0.1700	0.1700	0.1700
N-Hexane	1.2300	1.2300	1.2300	1.2300
MthCyclohexane	5.1900	5.1900	5.1900	5.1900
N-Heptane	0.6600	0.6600	0.6600	0.6600
Ethylcyclohexane	3.4000	3.4000	3.4000	3.4000
N-Octane	0.5300	0.5300	0.5300	0.5300
2,3-Dimethylbuta	0.0900	0.0900	0.0900	0.0900
2-Methylpentane	2.1100	2.1100	2.1100	2.1100
3-Methylpentane	1.4200	1.4200	1.4200	1.4200
N-PropylCyc-C6	3.7800	3.7800	3.7800	3.7800
N-Nonane	0.3300	0.3300	0.3300	0.3300
N-Butylcyclohexa	0.8600	0.8600	0.8600	0.8600
Decane	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700
N-Hexylcyclo-C5	0.6100	0.6100	0.6100	0.6100
Undecane	0.0100	0.0100	0.0100	0.0100
1,1-Bicyclohexyl	0.0600	0.0600	0.0600	0.0600
Benzene	1.2800	1.2800	1.2800	1.2800
Toluene	7.0200	7.0200	7.0200	7.0200
P-Xylene	7.9500	7.9500	7.9500	7.9500
O-Xylene	1.5800	1.5800	1.5800	1.5800
1-Methyl-2-Ethyl	2.5400	2.5400	2.5400	2.5400
1,2,4-Trimethylb	1.2700	1.2700	1.2700	1.2700
1-butylbenzene	0.8600	0.8600	0.8600	0.8600
Naphthalene	0.7700	0.7700	0.7700	0.7700
CHEMCAD 6.5.6				Page 31

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.2000	0.2000	0.2000	0.2000
1-Methylnaphthal	0.5700	0.5700	0.5700	0.5700

CHEMCAD 6.5.6

Page 32

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	5	6	7	8
Stream Name				

Temp C	160.0000	101.9472	55.2000	55.2001
Pres MPa	1.0670	1.0170	1.0170	1.0170
Enth MJ/h	-11371.	-13470.	-15235.	-14348.
Vapor mole frac.	0.78301	0.46298	0.079661	0.00000
Total kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	118.8985
Total kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	8674.8545
Total std L m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	12.9295
Total std V m3/h	2895.62	2895.62	2895.62	2664.95
Flow rates in kmol/h				
Ethane	1.2300	1.2300	1.2300	0.8558
Ethylene	0.1800	0.1800	0.1800	0.1120
Propane	40.3800	40.3800	40.3800	34.9865
Hydrogen	1.9900	1.9900	1.9900	0.2001
Sulfur hydride	0.0100	0.0100	0.0100	0.0077
Methane	0.8600	0.8600	0.8600	0.3020
Propene	0.3000	0.3000	0.3000	0.2551
I-Butane	12.6200	12.6200	12.6200	11.7472
Butane	15.8000	15.8000	15.8000	14.9844
1-Butene	0.2300	0.2300	0.2300	0.2164
I-Pentane	7.0700	7.0700	7.0700	6.8946
N-Pentane	3.9600	3.9600	3.9600	3.8814
1-Pentene	0.1700	0.1700	0.1700	0.1665
N-Hexane	1.2300	1.2300	1.2300	1.2204
MthCyclohexane	5.1900	5.1900	5.1900	5.1752
N-Heptane	0.6600	0.6600	0.6600	0.6580
Ethylcyclohexane	3.4000	3.4000	3.4000	3.3962
N-Octane	0.5300	0.5300	0.5300	0.5294
2,3-Dimethylbuta	0.0900	0.0900	0.0900	0.0890
2-Methylpentane	2.1100	2.1100	2.1100	2.0888
3-Methylpentane	1.4200	1.4200	1.4200	1.4072
N-PropylCyc-C6	3.7800	3.7800	3.7800	3.7780
N-Nonane	0.3300	0.3300	0.3300	0.3298
N-Butylcyclohexa	0.8600	0.8600	0.8600	0.8598
Decane	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700
N-Hexylcyclo-C5	0.6100	0.6100	0.6100	0.6100
Undecane	0.0100	0.0100	0.0100	0.0100
1,1-Bicyclohexyl	0.0600	0.0600	0.0600	0.0600
Benzene	1.2800	1.2800	1.2800	1.2720
Toluene	7.0200	7.0200	7.0200	7.0042
P-Xylene	7.9500	7.9500	7.9500	7.9434
O-Xylene	1.5800	1.5800	1.5800	1.5789
1-Methyl-2-Ethyl	2.5400	2.5400	2.5400	2.5392
1,2,4-Trimethylb	1.2700	1.2700	1.2700	1.2697
1-butylbenzene	0.8600	0.8600	0.8600	0.8599
Naphthalene	0.7700	0.7700	0.7700	0.7699
CHEMCAD 6.5.6			Page 33	

Simulation: Diplom2 Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40
FLOW SUMMARIES:

N-Octylbenzene	0.2000	0.2000	0.2000	0.2000
1-Methylnaphthal	0.5700	0.5700	0.5700	0.5700

CHEMCAD 6.5.6 Page 34

Simulation: Diplom2 Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40
FLOW SUMMARIES:

Stream No.	9	10	11	12
------------	---	----	----	----

Stream Name				
Temp C	55.3896	104.9544	55.2001	27.3029
Pres MPa	1.4700	1.4200	1.0170	1.3700
Enth MJ/h	-14342.	-12944.	-886.89	-5314.4
Vapor mole frac.	0.00000	0.22486	1.0000	0.00000
Total kmol/h	118.8985	118.8985	10.2915	43.2390
Total kg/h	8674.8545	8674.8545	392.3573	1972.1888
Total std L m3/h	12.9295	12.9295	0.8053	3.8348
Total std V m3/h	2664.95	2664.95	230.67	969.14
Flow rates in kmol/h				
Ethane	0.8558	0.8558	0.3742	0.8558
Ethylene	0.1120	0.1120	0.0680	0.1120
Propane	34.9865	34.9865	5.3935	34.6089
Hydrogen	0.2001	0.2001	1.7899	0.2001
Sulfur hydride	0.0077	0.0077	0.0023	0.0077
Methane	0.3020	0.3020	0.5580	0.3020
Propene	0.2551	0.2551	0.0449	0.2541
I-Butane	11.7472	11.7472	0.8728	5.0552
Butane	14.9844	14.9844	0.8156	1.7764
1-Butene	0.2164	0.2164	0.0136	0.0561
I-Pentane	6.8946	6.8946	0.1754	0.0089
N-Pentane	3.8814	3.8814	0.0786	0.0017
1-Pentene	0.1665	0.1665	0.0035	0.0001
N-Hexane	1.2204	1.2204	0.0096	0.0000
MthCyclohexane	5.1752	5.1752	0.0148	0.0000
N-Heptane	0.6580	0.6580	0.0020	0.0000
Ethylcyclohexane	3.3962	3.3962	0.0038	0.0000
N-Octane	0.5294	0.5294	0.0006	0.0000
2,3-Dimethylbuta	0.0890	0.0890	0.0010	0.0000
2-Methylpentane	2.0888	2.0888	0.0212	0.0000
3-Methylpentane	1.4072	1.4072	0.0128	0.0000
N-PropylCyc-C6	3.7780	3.7780	0.0020	0.0000
N-Nonane	0.3298	0.3298	0.0002	0.0000
N-Butylcyclohexa	0.8598	0.8598	0.0002	0.0000
Decane	0.0700	0.0700	0.0000	0.0000
N-Hexylcyclo-C5	0.6100	0.6100	0.0000	0.0000
Undecane	0.0100	0.0100	0.0000	0.0000
1,1-Bicyclohexyl	0.0600	0.0600	0.0000	0.0000
Benzene	1.2720	1.2720	0.0080	0.0000
Toluene	7.0042	7.0042	0.0158	0.0000
P-Xylene	7.9434	7.9434	0.0066	0.0000
O-Xylene	1.5789	1.5789	0.0011	0.0000
1-Methyl-2-Ethyl	2.5392	2.5392	0.0008	0.0000
1,2,4-Trimethylb	1.2697	1.2697	0.0003	0.0000
1-butylbenzene	0.8599	0.8599	0.0001	0.0000
Naphthalene	0.7699	0.7699	0.0001	0.0000

CHEMCAD 6.5.6

Page 35

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.2000	0.2000	0.0000	0.0000
1-Methylnaphthal	0.5700	0.5700	0.0000	0.0000

CHEMCAD 6.5.6

Page 36

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	13	14	15	16
Stream Name				
Temp C	156.0000	210.1272	105.0549	242.0000
Pres MPa	1.4200	0.1600	0.2100	0.1600
Enth MJ/h	-7557.2	-1314.4	-4115.6	81.890
Vapor mole frac.	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	75.6596	37.9378	37.7218	1.7610
Total kg/h	6702.6660	3966.4636	2736.2012	255.2650
Total std L m3/h	9.0947	4.9129	4.1818	0.2689
Total std V m3/h	1695.81	850.32	845.48	39.47
Flow rates in kmol/h				
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.3775	0.0205	0.3571	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur hydride	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0010	0.0000	0.0010	0.0000
I-Butane	6.6920	0.6416	6.0504	0.0000
Butane	13.2080	1.6060	11.6020	0.0000
1-Butene	0.1603	0.0176	0.1427	0.0000
I-Pentane	6.8858	1.4303	5.4554	0.0000
N-Pentane	3.8797	0.9312	2.9485	0.0000
1-Pentene	0.1664	0.0384	0.1280	0.0000
N-Hexane	1.2204	0.4999	0.7205	0.0000
MthCyclohexane	5.1752	3.3468	1.8284	0.0000
N-Heptane	0.6580	0.3973	0.2607	0.0000
Ethylcyclohexane	3.3962	2.7271	0.6691	0.0000
N-Octane	0.5294	0.4048	0.1246	0.0000
2,3-Dimethylbuta	0.0890	0.0317	0.0574	0.0000
2-Methylpentane	2.0888	0.7499	1.3389	0.0000
3-Methylpentane	1.4071	0.5398	0.8673	0.0000
N-PropylCyc-C6	3.7780	3.3524	0.4257	0.0003
N-Nonane	0.3298	0.2886	0.0412	0.0000
N-Butylcyclohexa	0.8598	0.8071	0.0527	0.0110
Decane	0.0700	0.0654	0.0046	0.0000
N-Hexylcyclo-C5	0.6100	0.5945	0.0155	0.2567
Undecane	0.0100	0.0097	0.0003	0.0005
1,1-Bicyclohexyl	0.0600	0.0595	0.0005	0.0595
Benzene	1.2720	0.6296	0.6424	0.0000
Toluene	7.0042	4.8759	2.1283	0.0000
P-Xylene	7.9434	6.6613	1.2821	0.0000
O-Xylene	1.5789	1.3537	0.2251	0.0000
1-Methyl-2-Ethyl	2.5392	2.3348	0.2043	0.0014
1,2,4-Trimethylb	1.2697	1.1831	0.0865	0.0016
1-butylbenzene	0.8599	0.8213	0.0386	0.0221
Naphthalene	0.7699	0.7533	0.0166	0.6442

CHEMCAD 6.5.6

Page 37

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.2000	0.1995	0.0005	0.1995
1-Methylnaphthal	0.5700	0.5650	0.0049	0.5642

CHEMCAD 6.5.6

Page 38

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	17	18	19	20
Stream Name				
Temp C	105.0549	105.0549	50.0000	74.3236
Pres MPa	0.2100	0.2100	0.2100	0.1100
Enth MJ/h	-7557.2	-3441.6	-4966.7	-3687.5
Vapor mole frac.	0.49857	0.00000	0.46267	0.0013251
Total kmol/h	75.6596	37.9378	37.7218	36.1767
Total kg/h	6702.6660	3966.4636	2736.2000	3711.1992
Total std L m3/h	9.0947	4.9129	4.1818	4.6439
Total std V m3/h	1695.81	850.32	845.48	810.85
Flow rates in kmol/h				
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.3775	0.0205	0.3571	0.0205
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur hydride	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0010	0.0000	0.0010	0.0000
I-Butane	6.6920	0.6416	6.0504	0.6416
Butane	13.2080	1.6060	11.6020	1.6060
1-Butene	0.1603	0.0176	0.1427	0.0176
I-Pentane	6.8858	1.4303	5.4554	1.4303
N-Pentane	3.8797	0.9312	2.9485	0.9312
1-Pentene	0.1664	0.0384	0.1280	0.0384
N-Hexane	1.2204	0.4999	0.7205	0.4999
MthCyclohexane	5.1752	3.3468	1.8284	3.3468
N-Heptane	0.6580	0.3973	0.2607	0.3973
Ethylcyclohexane	3.3962	2.7271	0.6691	2.7271
N-Octane	0.5294	0.4048	0.1245	0.4048
2,3-Dimethylbuta	0.0890	0.0317	0.0574	0.0317
2-Methylpentane	2.0888	0.7499	1.3389	0.7498
3-Methylpentane	1.4071	0.5398	0.8673	0.5398
N-PropylCyc-C6	3.7780	3.3524	0.4257	3.3521
N-Nonane	0.3298	0.2886	0.0412	0.2886
N-Butylcyclohexa	0.8598	0.8071	0.0527	0.7961
Decane	0.0700	0.0654	0.0046	0.0654
N-Hexylcyclo-C5	0.6100	0.5945	0.0155	0.3377
Undecane	0.0100	0.0097	0.0003	0.0092
1,1-Bicyclohexyl	0.0600	0.0595	0.0005	0.0001
Benzene	1.2720	0.6296	0.6424	0.6296
Toluene	7.0042	4.8759	2.1283	4.8759
P-Xylene	7.9434	6.6613	1.2821	6.6613
O-Xylene	1.5789	1.3537	0.2251	1.3537
1-Methyl-2-Ethyl	2.5392	2.3348	0.2043	2.3335
1,2,4-Trimethylb	1.2697	1.1831	0.0865	1.1816
1-butylbenzene	0.8599	0.8213	0.0386	0.7991
Naphthalene	0.7699	0.7533	0.0166	0.1091

CHEMCAD 6.5.6

Page 39

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.2000	0.1995	0.0005	0.0000
1-Methylnaphthal	0.5700	0.5650	0.0049	0.0009

CHEMCAD 6.5.6

Page 40

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	21
Stream Name	
Temp C	54.2162
Pres MPa	0.1100
Enth MJ/h	-8655.3
Vapor mole frac.	0.30059
Total kmol/h	73.8985
Total kg/h	6447.4023
Total std L m3/h	8.8257
Total std V m3/h	1656.34
Flow rates in kmol/h	
Ethane	0.0000
Ethylene	0.0000
Propane	0.3775
Hydrogen	0.0000
Sulfur hydride	0.0000
Methane	0.0000
Propene	0.0010
I-Butane	6.6920
Butane	13.2080
1-Butene	0.1603
I-Pentane	6.8858
N-Pentane	3.8797
1-Pentene	0.1664
N-Hexane	1.2204
MthCyclohexane	5.1752
N-Heptane	0.6580
Ethylcyclohexane	3.3962
N-Octane	0.5294
2,3-Dimethylbuta	0.0890
2-Methylpentane	2.0888
3-Methylpentane	1.4072
N-PropylCyc-C6	3.7777
N-Nonane	0.3298
N-Butylcyclohexa	0.8488
Decane	0.0700
N-Hexylcyclo-C5	0.3532
Undecane	0.0095
1,1-Bicyclohexyl	0.0005
Benzene	1.2720
Toluene	7.0042
P-Xylene	7.9434
O-Xylene	1.5789
1-Methyl-2-Ethyl	2.5378
1,2,4-Trimethylb	1.2681
1-butylbenzene	0.8377
Naphthalene	0.1257
CHEMCAD 6.5.6	

Page 41

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.0005
1-Methylnaphthal	0.0058

CHEMCAD 6.5.6

Page 42

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	390.8000*	335.8163	286.0000	195.0000
Pres MPa	1.3170*	1.2170	1.1670	1.1170
Enth MJ/h	-5242.3	-6643.1	-7846.1	-9973.3
Vapor mass frac.	1.0000	1.0000	1.0000	0.95681
Total kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	129.1900
Total kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	9067.2109
Total std L m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	13.7347
Total std V m3/h	2895.62	2895.62	2895.62	2895.62
Component mass fractions				
Ethane	0.004079	0.004079	0.004079	0.004079
Ethylene	0.000557	0.000557	0.000557	0.000557
Propane	0.196378	0.196378	0.196378	0.196378
Hydrogen	0.000442	0.000442	0.000442	0.000442
Sulfur hydride	0.000038	0.000038	0.000038	0.000038
Methane	0.001522	0.001522	0.001522	0.001522
Propene	0.001392	0.001392	0.001392	0.001392
I-Butane	0.080897	0.080897	0.080897	0.080897
Butane	0.101282	0.101282	0.101282	0.101282
1-Butene	0.001423	0.001423	0.001423	0.001423
I-Pentane	0.056258	0.056258	0.056258	0.056258
N-Pentane	0.031511	0.031511	0.031511	0.031511
1-Pentene	0.001315	0.001315	0.001315	0.001315
N-Hexane	0.011690	0.011690	0.011690	0.011690
MthCyclohexane	0.056202	0.056202	0.056202	0.056202
N-Heptane	0.007294	0.007294	0.007294	0.007294
Ethylcyclohexane	0.042078	0.042078	0.042078	0.042078
N-Octane	0.006677	0.006677	0.006677	0.006677
2,3-Dimethylbuta	0.000855	0.000855	0.000855	0.000855
2-Methylpentane	0.020054	0.020054	0.020054	0.020054
3-Methylpentane	0.013496	0.013496	0.013496	0.013496
N-PropylCyc-C6	0.052629	0.052629	0.052629	0.052629
N-Nonane	0.004668	0.004668	0.004668	0.004668
N-Butylcyclohexa	0.013304	0.013304	0.013304	0.013304
Decane	0.001098	0.001098	0.001098	0.001098
N-Hexylcyclo-C5	0.010381	0.010381	0.010381	0.010381
Undecane	0.000172	0.000172	0.000172	0.000172
1,1-Bicyclohexyl	0.001100	0.001100	0.001100	0.001100
Benzene	0.011027	0.011027	0.011027	0.011027
Toluene	0.071337	0.071337	0.071337	0.071337
P-Xylene	0.093086	0.093086	0.093086	0.093086
O-Xylene	0.018500	0.018500	0.018500	0.018500
1-Methyl-2-Ethyl	0.033670	0.033670	0.033670	0.033670
1,2,4-Trimethylb	0.016835	0.016835	0.016835	0.016835
1-butylbenzene	0.012730	0.012730	0.012730	0.012730
Naphthalene	0.010885	0.010885	0.010885	0.010885

CHEMCAD 6.5.6

Page 43

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.004198	0.004198	0.004198	0.004198
1-Methylnaphthal	0.008939	0.008939	0.008939	0.008939

CHEMCAD 6.5.6

Page 44

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	5	6	7	8
Stream Name				
Temp C	160.0000	101.9472	55.2000	55.2001
Pres MPa	1.0670	1.0170	1.0170	1.0170
Enth MJ/h	-11371.	-13470.	-15235.	-14348.
Vapor mass frac.	0.68610	0.33754	0.043272	0.00000
Total kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	118.8985
Total kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	8674.8545
Total std L m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	12.9295
Total std V m3/h	2895.62	2895.62	2895.62	2664.95
Component mass fractions				
Ethane	0.004079	0.004079	0.004079	0.002967
Ethylene	0.000557	0.000557	0.000557	0.000362
Propane	0.196378	0.196378	0.196378	0.177843
Hydrogen	0.000442	0.000442	0.000442	0.000046
Sulfur hydride	0.000038	0.000038	0.000038	0.000030
Methane	0.001522	0.001522	0.001522	0.000559
Propene	0.001392	0.001392	0.001392	0.001237
I-Butane	0.080897	0.080897	0.080897	0.078708
Butane	0.101282	0.101282	0.101282	0.100398
1-Butene	0.001423	0.001423	0.001423	0.001400
I-Pentane	0.056258	0.056258	0.056258	0.057343
N-Pentane	0.031511	0.031511	0.031511	0.032282
1-Pentene	0.001315	0.001315	0.001315	0.001346
N-Hexane	0.011690	0.011690	0.011690	0.012124
MthCyclohexane	0.056202	0.056202	0.056202	0.058576
N-Heptane	0.007294	0.007294	0.007294	0.007601
Ethylcyclohexane	0.042078	0.042078	0.042078	0.043932
N-Octane	0.006677	0.006677	0.006677	0.006971
2,3-Dimethylbuta	0.000855	0.000855	0.000855	0.000885
2-Methylpentane	0.020054	0.020054	0.020054	0.020751
3-Methylpentane	0.013496	0.013496	0.013496	0.013979
N-PropylCyc-C6	0.052629	0.052629	0.052629	0.054980
N-Nonane	0.004668	0.004668	0.004668	0.004877
N-Butylcyclohexa	0.013304	0.013304	0.013304	0.013903
Decane	0.001098	0.001098	0.001098	0.001148
N-Hexylcyclo-C5	0.010381	0.010381	0.010381	0.010849
Undecane	0.000172	0.000172	0.000172	0.000180
1,1-Bicyclohexyl	0.001100	0.001100	0.001100	0.001150
Benzene	0.011027	0.011027	0.011027	0.011454
Toluene	0.071337	0.071337	0.071337	0.074396
P-Xylene	0.093086	0.093086	0.093086	0.097215
O-Xylene	0.018500	0.018500	0.018500	0.019323
1-Methyl-2-Ethyl	0.033670	0.033670	0.033670	0.035181
1,2,4-Trimethylb	0.016835	0.016835	0.016835	0.017592
1-butylbenzene	0.012730	0.012730	0.012730	0.013304
Naphthalene	0.010885	0.010885	0.010885	0.011376
CHEMCAD 6.5.6				

Page 45

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.004198	0.004198	0.004198	0.004388
1-Methylnaphthal	0.008939	0.008939	0.008939	0.009343

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	9	10	11	12
Stream Name				
Temp C	55.3896	104.9544	55.2001	27.3029
Pres MPa	1.4700	1.4200	1.0170	1.3700
Enth MJ/h	-14342.	-12944.	-886.89	-5314.4
Vapor mass frac.	0.00000	0.15789	1.0000	0.00000
Total kmol/h	118.8985	118.8985	10.2915	43.2390
Total kg/h	8674.8545	8674.8545	392.3573	1972.1888
Total std L m3/h	12.9295	12.9295	0.8053	3.8348
Total std V m3/h	2664.95	2664.95	230.67	969.14
Component mass fractions				
Ethane	0.002967	0.002967	0.028676	0.013049
Ethylene	0.000362	0.000362	0.004864	0.001593
Propane	0.177843	0.177843	0.606164	0.773818
Hydrogen	0.000046	0.000046	0.009196	0.000205
Sulfur hydride	0.000030	0.000030	0.000201	0.000133
Methane	0.000559	0.000559	0.022816	0.002457
Propene	0.001237	0.001237	0.004820	0.005421
I-Butane	0.078708	0.078708	0.129299	0.148984
Butane	0.100398	0.100398	0.120825	0.052352
1-Butene	0.001400	0.001400	0.001946	0.001596
I-Pentane	0.057343	0.057343	0.032252	0.000324
N-Pentane	0.032282	0.032282	0.014460	0.000061
1-Pentene	0.001346	0.001346	0.000623	0.000004
N-Hexane	0.012124	0.012124	0.002101	0.000001
MthCyclohexane	0.058576	0.058576	0.003704	0.000000
N-Heptane	0.007601	0.007601	0.000506	0.000000
Ethylcyclohexane	0.043932	0.043932	0.001091	0.000000
N-Octane	0.006971	0.006971	0.000184	0.000000
2,3-Dimethylbuta	0.000885	0.000885	0.000209	0.000000
2-Methylpentane	0.020751	0.020751	0.004652	0.000002
3-Methylpentane	0.013979	0.013979	0.002818	0.000001
N-PropylCyc-C6	0.054980	0.054980	0.000635	0.000000
N-Nonane	0.004877	0.004877	0.000050	0.000000
N-Butylcyclohexa	0.013903	0.013903	0.000073	0.000000
Decane	0.001148	0.001148	0.000005	0.000000
N-Hexylcyclo-C5	0.010849	0.010849	0.000016	0.000000
Undecane	0.000180	0.000180	0.000000	0.000000
1,1-Bicyclohexyl	0.001150	0.001150	0.000000	0.000000
Benzene	0.011454	0.011454	0.001584	0.000000
Toluene	0.074396	0.074396	0.003705	0.000000
P-Xylene	0.097215	0.097215	0.001784	0.000000
O-Xylene	0.019323	0.019323	0.000308	0.000000
1-Methyl-2-Ethyl	0.035181	0.035181	0.000260	0.000000
1,2,4-Trimethylb	0.017592	0.017592	0.000102	0.000000
1-butylbenzene	0.013304	0.013304	0.000045	0.000000
Naphthalene	0.011376	0.011376	0.000019	0.000000

CHEMCAD 6.5.6

Page 47

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.004388	0.004388	0.000000	0.000000
1-Methylnaphthal	0.009343	0.009343	0.000005	0.000000

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	13	14	15	16
Stream Name				
Temp C	156.0000	210.1272	105.0549	242.0000
Pres MPa	1.4200	0.1600	0.2100	0.1600
Enth MJ/h	-7557.2	-1314.4	-4115.6	81.890
Vapor mass frac.	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	75.6596	37.9378	37.7218	1.7610
Total kg/h	6702.6660	3966.4636	2736.2012	255.2650
Total std L m3/h	9.0947	4.9129	4.1818	0.2689
Total std V m3/h	1695.81	850.32	845.48	39.47
Component mass fractions				
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Ethylene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.002484	0.000228	0.005754	0.000000
Hydrogen	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Sulfur hydride	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propene	0.000006	0.000001	0.000015	0.000000
I-Butane	0.058030	0.009401	0.128524	0.000000
Butane	0.114535	0.023533	0.246453	0.000000
1-Butene	0.001342	0.000249	0.002925	0.000000
I-Pentane	0.074121	0.026018	0.143852	0.000000
N-Pentane	0.041762	0.016938	0.077748	0.000000
1-Pentene	0.001741	0.000679	0.003281	0.000000
N-Hexane	0.015691	0.010861	0.022694	0.000000
MthCyclohexane	0.075812	0.082849	0.065611	0.000000
N-Heptane	0.009837	0.010037	0.009548	0.000000
Ethylcyclohexane	0.056858	0.077152	0.027440	0.000000
N-Octane	0.009022	0.011658	0.005200	0.000000
2,3-Dimethylbuta	0.001145	0.000688	0.001807	0.000000
2-Methylpentane	0.026856	0.016292	0.042170	0.000000
3-Methylpentane	0.018092	0.011729	0.027316	0.000000
N-PropylCyc-C6	0.071158	0.106697	0.019639	0.000158
N-Nonane	0.006312	0.009333	0.001932	0.000000
N-Butylcyclohexa	0.017993	0.028542	0.002702	0.006028
Decane	0.001486	0.002346	0.000238	0.000014
N-Hexylcyclo-C5	0.014042	0.023126	0.000873	0.155194
Undecane	0.000233	0.000381	0.000019	0.000311
1,1-Bicyclohexyl	0.001489	0.002496	0.000028	0.038744
Benzene	0.014825	0.012400	0.018340	0.000000
Toluene	0.096286	0.113267	0.071670	0.000000
P-Xylene	0.125820	0.178298	0.049746	0.000003
O-Xylene	0.025008	0.036234	0.008735	0.000002
1-Methyl-2-Ethyl	0.045533	0.070751	0.008976	0.000644
1,2,4-Trimethylb	0.022768	0.035852	0.003802	0.000739
1-butylbenzene	0.017219	0.027791	0.001894	0.011642
Naphthalene	0.014723	0.024342	0.000780	0.323475

CHEMCAD 6.5.6

Page 49

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.005679	0.009574	0.000034	0.148754
----------------	----------	----------	----------	----------

1-Methylnaphthal 0.012092 0.020257 0.000257 0.314293

CHEMCAD 6.5.6

Page 50

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	17	18	19	20
Stream Name				
Temp C	105.0549	105.0549	50.0000	74.3236
Pres MPa	0.2100	0.2100	0.2100	0.1100
Enth MJ/h	-7557.2	-3441.6	-4966.7	-3687.5
Vapor mass frac.	0.40823	0.00000	0.40125	0.00089751
Total kmol/h	75.6596	37.9378	37.7218	36.1767
Total kg/h	6702.6660	3966.4636	2736.2000	3711.1992
Total std L m3/h	9.0947	4.9129	4.1818	4.6439
Total std V m3/h	1695.81	850.32	845.48	810.85

Component mass fractions

Ethane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Ethylene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.002484	0.000228	0.005754	0.000243
Hydrogen	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Sulfur hydride	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propene	0.000006	0.000001	0.000015	0.000001
I-Butane	0.058030	0.009401	0.128524	0.010048
Butane	0.114535	0.023533	0.246452	0.025152
1-Butene	0.001342	0.000249	0.002925	0.000266
I-Pentane	0.074121	0.026018	0.143852	0.027807
N-Pentane	0.041762	0.016938	0.077748	0.018103
1-Pentene	0.001741	0.000679	0.003281	0.000726
N-Hexane	0.015691	0.010861	0.022694	0.011608
MthCyclohexane	0.075812	0.082849	0.065611	0.088548
N-Heptane	0.009837	0.010037	0.009548	0.010728
Ethylcyclohexane	0.056858	0.077152	0.027440	0.082459
N-Octane	0.009022	0.011658	0.005200	0.012460
2,3-Dimethylbuta	0.001145	0.000688	0.001807	0.000735
2-Methylpentane	0.026856	0.016292	0.042169	0.017412
3-Methylpentane	0.018092	0.011729	0.027316	0.012536
N-PropylCyc-C6	0.071158	0.106697	0.019639	0.114025
N-Nonane	0.006312	0.009333	0.001932	0.009975
N-Butylcyclohexa	0.017993	0.028542	0.002702	0.030090
Decane	0.001486	0.002346	0.000238	0.002507
N-Hexylcyclo-C5	0.014042	0.023126	0.000873	0.014042
Undecane	0.000233	0.000381	0.000019	0.000386
1,1-Bicyclohexyl	0.001489	0.002496	0.000028	0.000003
Benzene	0.014825	0.012400	0.018340	0.013253
Toluene	0.096286	0.113267	0.071670	0.121058
P-Xylene	0.125820	0.178298	0.049746	0.190562
O-Xylene	0.025008	0.036234	0.008735	0.038726
1-Methyl-2-Ethyl	0.045533	0.070751	0.008976	0.075573
1,2,4-Trimethylb	0.022768	0.035852	0.003802	0.038267
1-butylbenzene	0.017219	0.027791	0.001894	0.028901
Naphthalene	0.014723	0.024342	0.000780	0.003767

CHEMCAD 6.5.6

Page 51

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.005679	0.009574	0.000034	0.000000
1-Methylnaphthal	0.012092	0.020257	0.000257	0.000033

CHEMCAD 6.5.6

Page 52

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	21
Stream Name	
Temp C	54.2162
Pres MPa	0.1100
Enth MJ/h	-8655.3
Vapor mass frac.	0.22486
Total kmol/h	73.8985
Total kg/h	6447.4023
Total std L m3/h	8.8257
Total std V m3/h	1656.34
Component mass fractions	
Ethane	0.000000
Ethylene	0.000000
Propane	0.002582
Hydrogen	0.000000
Sulfur hydride	0.000000
Methane	0.000000
Propene	0.000007
I-Butane	0.060328
Butane	0.119069
1-Butene	0.001395
I-Pentane	0.077055
N-Pentane	0.043416
1-Pentene	0.001810
N-Hexane	0.016312
MthCyclohexane	0.078813
N-Heptane	0.010227
Ethylcyclohexane	0.059110
N-Octane	0.009379
2,3-Dimethylbuta	0.001190
2-Methylpentane	0.027919
3-Methylpentane	0.018808
N-PropylCyc-C6	0.073969
N-Nonane	0.006562
N-Butylcyclohexa	0.018467
Decane	0.001544
N-Hexylcyclo-C5	0.008453
Undecane	0.000230
1,1-Bicyclohexyl	0.000014
Benzene	0.015411
Toluene	0.100099
P-Xylene	0.130801
O-Xylene	0.025998
1-Methyl-2-Ethyl	0.047310
1,2,4-Trimethylb	0.023640
1-butylbenzene	0.017440
Naphthalene	0.002499

CHEMCAD 6.5.6

Page 53

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

FLOW SUMMARIES:

N-Octylbenzene 0.000015
1-Methylnaphthal 0.000128

CHEMCAD 6.5.6

Page 54

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	390.8000*	335.8163	286.0000	195.0000
Pres MPa	1.3170*	1.2170	1.1670	1.1170
Enth MJ/h	-5242.3	-6643.1	-7846.1	-9973.3
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000	1.0000	0.97277
Total kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	129.1900
Total kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	9067.2109
Total std L m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	13.7347
Total std V m3/h	2895.62	2895.62	2895.62	2895.62
Component mole fractions				
Ethane	0.009521	0.009521	0.009521	0.009521
Ethylene	0.001393	0.001393	0.001393	0.001393
Propane	0.312563	0.312563	0.312563	0.312563
Hydrogen	0.015404	0.015404	0.015404	0.015404
Sulfur hydride	0.000077	0.000077	0.000077	0.000077
Methane	0.006657	0.006657	0.006657	0.006657
Propene	0.002322	0.002322	0.002322	0.002322
I-Butane	0.097686	0.097686	0.097686	0.097686
Butane	0.122301	0.122301	0.122301	0.122301
1-Butene	0.001780	0.001780	0.001780	0.001780
I-Pentane	0.054726	0.054726	0.054726	0.054726
N-Pentane	0.030653	0.030653	0.030653	0.030653
1-Pentene	0.001316	0.001316	0.001316	0.001316
N-Hexane	0.009521	0.009521	0.009521	0.009521
MthCyclohexane	0.040173	0.040173	0.040173	0.040173
N-Heptane	0.005109	0.005109	0.005109	0.005109
Ethylcyclohexane	0.026318	0.026318	0.026318	0.026318
N-Octane	0.004102	0.004102	0.004102	0.004102
2,3-Dimethylbuta	0.000697	0.000697	0.000697	0.000697
2-Methylpentane	0.016333	0.016333	0.016333	0.016333
3-Methylpentane	0.010992	0.010992	0.010992	0.010992
N-PropylCyc-C6	0.029259	0.029259	0.029259	0.029259
N-Nonane	0.002554	0.002554	0.002554	0.002554
N-Butylcyclohexa	0.006657	0.006657	0.006657	0.006657
Decane	0.000542	0.000542	0.000542	0.000542
N-Hexylcyclo-C5	0.004722	0.004722	0.004722	0.004722
Undecane	0.000077	0.000077	0.000077	0.000077
1,1-Bicyclohexyl	0.000464	0.000464	0.000464	0.000464
Benzene	0.009908	0.009908	0.009908	0.009908
Toluene	0.054339	0.054339	0.054339	0.054339
P-Xylene	0.061537	0.061537	0.061537	0.061537
O-Xylene	0.012230	0.012230	0.012230	0.012230
1-Methyl-2-Ethyl	0.019661	0.019661	0.019661	0.019661
1,2,4-Trimethylb	0.009830	0.009830	0.009830	0.009830
1-butylbenzene	0.006657	0.006657	0.006657	0.006657
Naphthalene	0.005960	0.005960	0.005960	0.005960

CHEMCAD 6.5.6

Page 55

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

FLOW SUMMARIES:

N-Octylbenzene	0.001548	0.001548	0.001548	0.001548
1-Methylnaphthal	0.004412	0.004412	0.004412	0.004412

CHEMCAD 6.5.6

Page 56

Simulation: Diplom2

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	5	6	7	8
Stream Name				
Temp C	160.0000	101.9472	55.2000	55.2001
Pres MPa	1.0670	1.0170	1.0170	1.0170
Enth MJ/h	-11371.	-13470.	-15235.	-14348.
Vapor mole frac.	0.78301	0.46298	0.079661	0.00000
Total kmol/h	129.1900	129.1900	129.1900	118.8985
Total kg/h	9067.2109	9067.2109	9067.2109	8674.8545
Total std L m3/h	13.7347	13.7347	13.7347	12.9295
Total std V m3/h	2895.62	2895.62	2895.62	2664.95

Component mole fractions

Ethane	0.009521	0.009521	0.009521	0.007198
Ethylene	0.001393	0.001393	0.001393	0.000942
Propane	0.312563	0.312563	0.312563	0.294255
Hydrogen	0.015404	0.015404	0.015404	0.001683
Sulfur hydride	0.000077	0.000077	0.000077	0.000065
Methane	0.006657	0.006657	0.006657	0.002540
Propene	0.002322	0.002322	0.002322	0.002145
I-Butane	0.097686	0.097686	0.097686	0.098800
Butane	0.122301	0.122301	0.122301	0.126027
1-Butene	0.001780	0.001780	0.001780	0.001820
I-Pentane	0.054726	0.054726	0.054726	0.057987
N-Pentane	0.030653	0.030653	0.030653	0.032644
1-Pentene	0.001316	0.001316	0.001316	0.001400
N-Hexane	0.009521	0.009521	0.009521	0.010264
MthCyclohexane	0.040173	0.040173	0.040173	0.043526
N-Heptane	0.005109	0.005109	0.005109	0.005534
Ethylcyclohexane	0.026318	0.026318	0.026318	0.028564
N-Octane	0.004102	0.004102	0.004102	0.004452
2,3-Dimethylbuta	0.000697	0.000697	0.000697	0.000749
2-Methylpentane	0.016333	0.016333	0.016333	0.017568
3-Methylpentane	0.010992	0.010992	0.010992	0.011835
N-PropylCyc-C6	0.029259	0.029259	0.029259	0.031775
N-Nonane	0.002554	0.002554	0.002554	0.002774
N-Butylcyclohexa	0.006657	0.006657	0.006657	0.007231
Decane	0.000542	0.000542	0.000542	0.000589
N-Hexylcyclo-C5	0.004722	0.004722	0.004722	0.005130
Undecane	0.000077	0.000077	0.000077	0.000084
1,1-Bicyclohexyl	0.000464	0.000464	0.000464	0.000505
Benzene	0.009908	0.009908	0.009908	0.010699
Toluene	0.054339	0.054339	0.054339	0.058909
P-Xylene	0.061537	0.061537	0.061537	0.066808
O-Xylene	0.012230	0.012230	0.012230	0.013279
1-Methyl-2-Ethyl	0.019661	0.019661	0.019661	0.021356
1,2,4-Trimethylb	0.009830	0.009830	0.009830	0.010679
1-butylbenzene	0.006657	0.006657	0.006657	0.007232
Naphthalene	0.005960	0.005960	0.005960	0.006476

CHEMCAD 6.5.6

Page 57

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.001548	0.001548	0.001548	0.001682
1-Methylnaphthal	0.004412	0.004412	0.004412	0.004794

CHEMCAD 6.5.6

Page 58

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	9	10	11	12
Stream Name				
Temp C	55.3896	104.9544	55.2001	27.3029
Pres MPa	1.4700	1.4200	1.0170	1.3700
Enth MJ/h	-14342.	-12944.	-886.89	-5314.4
Vapor mole frac.	0.00000	0.22486	1.0000	0.00000
Total kmol/h	118.8985	118.8985	10.2915	43.2390
Total kg/h	8674.8545	8674.8545	392.3573	1972.1888
Total std L m3/h	12.9295	12.9295	0.8053	3.8348
Total std V m3/h	2664.95	2664.95	230.67	969.14

Component mole fractions

Ethane	0.007198	0.007198	0.036358	0.019793
Ethylene	0.000942	0.000942	0.006610	0.002590
Propane	0.294255	0.294255	0.524078	0.800410
Hydrogen	0.001683	0.001683	0.173921	0.004628
Sulfur hydride	0.000065	0.000065	0.000225	0.000178
Methane	0.002540	0.002540	0.054220	0.006984
Propene	0.002145	0.002145	0.004367	0.005875
I-Butane	0.098800	0.098800	0.084811	0.116913
Butane	0.126027	0.126027	0.079253	0.041083
1-Butene	0.001820	0.001820	0.001322	0.001298
I-Pentane	0.057987	0.057987	0.017042	0.000205
N-Pentane	0.032644	0.032644	0.007641	0.000039
1-Pentene	0.001400	0.001400	0.000339	0.000002
N-Hexane	0.010264	0.010264	0.000930	0.000000
MthCyclohexane	0.043526	0.043526	0.001438	0.000000
N-Heptane	0.005534	0.005534	0.000193	0.000000
Ethylcyclohexane	0.028564	0.028564	0.000370	0.000000
N-Octane	0.004452	0.004452	0.000061	0.000000
2,3-Dimethylbuta	0.000749	0.000749	0.000092	0.000000
2-Methylpentane	0.017568	0.017568	0.002058	0.000001
3-Methylpentane	0.011835	0.011835	0.001247	0.000001
N-PropylCyc-C6	0.031775	0.031775	0.000192	0.000000
N-Nonane	0.002774	0.002774	0.000015	0.000000
N-Butylcyclohexa	0.007231	0.007231	0.000020	0.000000
Decane	0.000589	0.000589	0.000001	0.000000
N-Hexylcyclo-C5	0.005130	0.005130	0.000004	0.000000
Undecane	0.000084	0.000084	0.000000	0.000000
1,1-Bicyclohexyl	0.000505	0.000505	0.000000	0.000000
Benzene	0.010699	0.010699	0.000773	0.000000
Toluene	0.058909	0.058909	0.001533	0.000000
P-Xylene	0.066808	0.066808	0.000641	0.000000
O-Xylene	0.013279	0.013279	0.000111	0.000000
1-Methyl-2-Ethyl	0.021356	0.021356	0.000082	0.000000
1,2,4-Trimethylb	0.010679	0.010679	0.000032	0.000000
1-butylbenzene	0.007232	0.007232	0.000013	0.000000
Naphthalene	0.006476	0.006476	0.000006	0.000000

CHEMCAD 6.5.6

Page 59

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.001682	0.001682	0.000000	0.000000
1-Methylnaphthal	0.004794	0.004794	0.000001	0.000000

CHEMCAD 6.5.6

Page 60

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	13	14	15	16
Stream Name				
Temp C	156.0000	210.1272	105.0549	242.0000
Pres MPa	1.4200	0.1600	0.2100	0.1600
Enth MJ/h	-7557.2	-1314.4	-4115.6	81.890
Vapor mole frac.	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	75.6596	37.9378	37.7218	1.7610
Total kg/h	6702.6660	3966.4636	2736.2012	255.2650
Total std L m3/h	9.0947	4.9129	4.1818	0.2689
Total std V m3/h	1695.81	850.32	845.48	39.47
Component mole fractions				
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Ethylene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.004990	0.000540	0.009466	0.000000
Hydrogen	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Sulfur hydride	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propene	0.000013	0.000001	0.000025	0.000000
I-Butane	0.088448	0.016911	0.160395	0.000000
Butane	0.174571	0.042332	0.307568	0.000000
1-Butene	0.002119	0.000465	0.003782	0.000000
I-Pentane	0.091010	0.037702	0.144623	0.000000
N-Pentane	0.051278	0.024545	0.078164	0.000000
1-Pentene	0.002199	0.001012	0.003393	0.000000
N-Hexane	0.016130	0.013176	0.019101	0.000000
MthCyclohexane	0.068401	0.088219	0.048470	0.000000
N-Heptane	0.008697	0.010473	0.006911	0.000000
Ethylcyclohexane	0.044888	0.071884	0.017737	0.000001
N-Octane	0.006997	0.010671	0.003302	0.000000
2,3-Dimethylbuta	0.001177	0.000834	0.001521	0.000000
2-Methylpentane	0.027608	0.019765	0.035495	0.000000
3-Methylpentane	0.018598	0.014230	0.022992	0.000000
N-PropylCyc-C6	0.049935	0.088365	0.011284	0.000181
N-Nonane	0.004360	0.007608	0.001093	0.000000
N-Butylcyclohexa	0.011364	0.021274	0.001397	0.006229
Decane	0.000925	0.001724	0.000122	0.000014
N-Hexylcyclo-C5	0.008062	0.015670	0.000410	0.145791
Undecane	0.000132	0.000255	0.000009	0.000288
1,1-Bicyclohexyl	0.000793	0.001569	0.000012	0.033769
Benzene	0.016813	0.016596	0.017030	0.000000
Toluene	0.092575	0.128524	0.056421	0.000000
P-Xylene	0.104989	0.175586	0.033988	0.000004
O-Xylene	0.020868	0.035683	0.005968	0.000003
1-Methyl-2-Ethyl	0.033560	0.061543	0.005417	0.000776
1,2,4-Trimethylb	0.016781	0.031186	0.002294	0.000892
1-butylbenzene	0.011365	0.021648	0.001024	0.012573
Naphthalene	0.010176	0.019856	0.000441	0.365816

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene	0.002643	0.005259	0.000013	0.113289
1-Methylnaphthal	0.007534	0.014894	0.000131	0.320374

Simulation: Diplom2
FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Stream No.	17	18	19	20
Stream Name				
Temp C	105.0549	105.0549	50.0000	74.3236
Pres MPa	0.2100	0.2100	0.2100	0.1100
Enth MJ/h	-7557.2	-3441.6	-4966.7	-3687.5
Vapor mole frac.	0.49857	0.00000	0.46267	0.0013251
Total kmol/h	75.6596	37.9378	37.7218	36.1767
Total kg/h	6702.6660	3966.4636	2736.2000	3711.1992
Total std L m3/h	9.0947	4.9129	4.1818	4.6439
Total std V m3/h	1695.81	850.32	845.48	810.85
Component mole fractions				
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Ethylene	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.004990	0.000540	0.009466	0.000566
Hydrogen	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Sulfur hydride	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Methane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propene	0.000013	0.000001	0.000025	0.000001
I-Butane	0.088448	0.016911	0.160395	0.017734
Butane	0.174571	0.042332	0.307568	0.044392
1-Butene	0.002119	0.000465	0.003782	0.000487
I-Pentane	0.091010	0.037702	0.144623	0.039537
N-Pentane	0.051278	0.024545	0.078164	0.025740
1-Pentene	0.002199	0.001012	0.003393	0.001062
N-Hexane	0.016130	0.013176	0.019101	0.013818
MthCyclohexane	0.068401	0.088219	0.048470	0.092513
N-Heptane	0.008697	0.010473	0.006911	0.010982
Ethylcyclohexane	0.044888	0.071884	0.017737	0.075383
N-Octane	0.006997	0.010671	0.003302	0.011190
2,3-Dimethylbuta	0.001177	0.000834	0.001521	0.000875
2-Methylpentane	0.027608	0.019765	0.035495	0.020727
3-Methylpentane	0.018598	0.014230	0.022992	0.014922
N-PropylCyc-C6	0.049935	0.088365	0.011284	0.092658
N-Nonane	0.004360	0.007608	0.001093	0.007978
N-Butylcyclohexa	0.011364	0.021274	0.001397	0.022006
Decane	0.000925	0.001724	0.000122	0.001807
N-Hexylcyclo-C5	0.008062	0.015670	0.000410	0.009336
Undecane	0.000132	0.000255	0.000009	0.000253
1,1-Bicyclohexyl	0.000793	0.001569	0.000012	0.000002
Benzene	0.016813	0.016596	0.017030	0.017404
Toluene	0.092575	0.128524	0.056421	0.134780
P-Xylene	0.104989	0.175586	0.033988	0.184133
O-Xylene	0.020868	0.035683	0.005968	0.037420
1-Methyl-2-Ethyl	0.033560	0.061543	0.005417	0.064501
1,2,4-Trimethylb	0.016781	0.031186	0.002294	0.032661
1-butylbenzene	0.011365	0.021648	0.001024	0.022089

Naphthalene 0.010176 0.019856 0.000441 0.003015
CHEMCAD 6.5.6 Page 63

Simulation: Diplom2 Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40
FLOW SUMMARIES:

N-Octylbenzene 0.002643 0.005259 0.000013 0.000000
1-Methylnaphthal 0.007534 0.014894 0.000131 0.000024

CHEMCAD 6.5.6 Page 64

Simulation: Diplom2 Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40
FLOW SUMMARIES:

Stream No. 21

Stream Name

Temp C 54.2162
Pres MPa 0.1100
Enth MJ/h -8655.3
Vapor mole frac. 0.30059
Total kmol/h 73.8985
Total kg/h 6447.4023
Total std L m3/h 8.8257
Total std V m3/h 1656.34

Component mole fractions

Ethane 0.000000
Ethylene 0.000000
Propane 0.005109
Hydrogen 0.000000
Sulfur hydride 0.000000
Methane 0.000000
Propene 0.000014
I-Butane 0.090556
Butane 0.178732
1-Butene 0.002169
I-Pentane 0.093179
N-Pentane 0.052500
1-Pentene 0.002252
N-Hexane 0.016515
MthCyclohexane 0.070031
N-Heptane 0.008904
Ethylcyclohexane 0.045957
N-Octane 0.007163
2,3-Dimethylbuta 0.001205
2-Methylpentane 0.028265
3-Methylpentane 0.019042
N-PropylCyc-C6 0.051120
N-Nonane 0.004463
N-Butylcyclohexa 0.011486
Decane 0.000947
N-Hexylcyclo-C5 0.004780
Undecane 0.000128
1,1-Bicyclohexyl 0.000007
Benzene 0.017213
Toluene 0.094782
P-Xylene 0.107491
O-Xylene 0.021365
1-Methyl-2-Ethyl 0.034342
1,2,4-Trimethylb 0.017160

1-butylbenzene 0.011336
 Naphthalene 0.001701
 CHEMCAD 6.5.6

Page 65

Simulation: Diplom2
 FLOW SUMMARIES:

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

N-Octylbenzene 0.000007
 1-Methylnaphthal 0.000078

CHEMCAD 6.5.6

Page 66

Simulation: Diplom2
 DISTILLATION PROFILE

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Unit type : SCDS Unit name: K-201 Eqp # 10

Stg	Temp C	Pres MPa	* Net Flows *		Feeds kmol/h	Product kmol/h	Duties MJ/h
			Liquid kmol/h	Vapor kmol/h			
1	27.3	1.37	86.48			43.24	-2099
2	45.5	1.37	94.56	129.72			
3	49.8	1.37	93.31	137.80			
4	53.2	1.37	91.73	136.55			
5	56.3	1.38	90.39	134.97			
6	59.1	1.38	89.31	133.63			
7	61.4	1.38	88.45	132.55			
8	63.4	1.38	87.71	131.69			
9	65.1	1.38	87.01	130.95			
10	66.6	1.38	86.23	130.25			
11	68.0	1.39	85.27	129.46			
12	69.5	1.39	83.84	128.51			
13	71.3	1.39	81.09	127.08			
14	74.4	1.39	67.00	124.33			
15	92.0	1.39	150.15	110.24	118.90		
16	94.1	1.39	152.07	74.49			
17	96.0	1.40	153.56	76.41			
18	97.9	1.40	155.03	77.90			
19	99.9	1.40	156.56	79.37			
20	101.9	1.40	158.15	80.90			
21	103.8	1.40	159.74	82.49			
22	105.8	1.41	161.30	84.08			
23	107.7	1.41	162.78	85.64			
24	109.5	1.41	164.12	87.12			
25	111.5	1.41	165.23	88.46			
26	113.7	1.41	166.08	89.57			
27	116.3	1.41	166.44	90.42			
28	120.0	1.42	165.45	90.78			
29	126.6	1.42	152.73	89.79			
30	156.0	1.42		77.07		75.66	2170

Mole Reflux ratio 2.000

Total liquid entering stage 15 at 90.957 C, 149.488 kmol/h.
 CHEMCAD 6.5.6 Page 67

Simulation: Diplom2
 DISTILLATION PROFILE

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Unit type : SCDS Unit name: K-202 Eqp # 12

Stg	Temp C	Pres MPa	* Net Flows *		Feeds kmol/h	Product kmol/h	Duties MJ/h
			Liquid kmol/h	Vapor kmol/h			
1	74.3	0.11	18.09			36.18	-2527
2	135.3	0.11	19.28	54.27			
3	146.8	0.11	18.82	55.45			
4	151.5	0.11	18.22	55.00			
5	154.6	0.12	17.70	54.40			
6	157.0	0.12	17.25	53.88			
7	159.0	0.12	16.86	53.43			
8	160.8	0.12	16.51	53.04			
9	162.4	0.12	16.20	52.69			
10	163.9	0.12	15.91	52.38			
11	165.2	0.13	15.62	52.08			
12	166.6	0.13	15.33	51.79			
13	167.9	0.13	15.17	51.51			
14	168.7	0.13	16.77	51.35			
15	163.1	0.13	6.26	52.95	37.94		
16	181.3	0.13	6.61	4.50			
17	191.6	0.14	6.74	4.85			
18	199.1	0.14	6.83	4.98			
19	205.0	0.14	6.90	5.07			
20	209.6	0.14	6.95	5.14			
21	213.3	0.14	7.00	5.19			
22	216.4	0.15	7.03	5.23			
23	219.1	0.15	7.05	5.27			
24	221.4	0.15	7.07	5.29			
25	223.6	0.15	7.08	5.31			
26	225.8	0.15	7.08	5.32			
27	228.2	0.15	7.06	5.31			
28	230.9	0.16	7.04	5.30			
29	234.3	0.16	6.88	5.28			
30	242.0	0.16		5.12		1.76	234.5

Mole Reflux ratio 0.500

Total liquid entering stage 15 at 163.078 C, 16.772 kmol/h.
CHEMCAD 6.5.6 Page 68

Simulation: Diplom2
Heating Curves Summary

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Eqp # 1 Unit type : HTXR Unit name: T-209

Stream 2

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	335.8	1.2	0.000	9067	0	1.0000	1.0000
2	331.0	1.2	120.	9067	0	1.0000	1.0000
3	326.1	1.2	241.	9067	0	1.0000	1.0000
4	321.2	1.2	361.	9067	0	1.0000	1.0000
5	316.2	1.2	481.	9067	0	1.0000	1.0000
6	311.3	1.2	601.	9067	0	1.0000	1.0000
7	306.3	1.2	722.	9067	0	1.0000	1.0000

8	301.2	1.2	842.	9067	0	1.0000	1.0000
9	296.2	1.2	962.	9067	0	1.0000	1.0000
10	291.1	1.2	1.08E+003	9067	0	1.0000	1.0000
11	286.0	1.2	1.20E+003	9067	0	1.0000	1.0000

Eqp # 2 Unit type : HTXR Unit name: T-203

Stream 1

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	390.8	1.3	0.000	9067	0	1.0000	1.0000
2	385.4	1.3	140.	9067	0	1.0000	1.0000
3	380.0	1.3	280.	9067	0	1.0000	1.0000
4	374.6	1.3	420.	9067	0	1.0000	1.0000
5	369.2	1.3	560.	9067	0	1.0000	1.0000
6	363.7	1.3	700.	9067	0	1.0000	1.0000
7	358.2	1.3	840.	9067	0	1.0000	1.0000
8	352.6	1.2	981.	9067	0	1.0000	1.0000
9	347.1	1.2	1.12E+003	9067	0	1.0000	1.0000
10	341.5	1.2	1.26E+003	9067	0	1.0000	1.0000
11	335.8	1.2	1.40E+003	9067	0	1.0000	1.0000

CHEMCAD 6.5.6

Page 69

Simulation: Diplom2
Heating Curves Summary

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Eqp # 3 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 3

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	286.0	1.2	0.000	9067	0	1.0000	1.0000
2	275.9	1.2	236.	9067	0	1.0000	1.0000
3	265.7	1.2	473.	9067	0	1.0000	1.0000
4	255.3	1.2	709.	9067	0	1.0000	1.0000
5	244.8	1.1	945.	9067	0	1.0000	1.0000
6	234.2	1.1	1.18E+003	9067	0	1.0000	1.0000
7	223.4	1.1	1.42E+003	9067	0	1.0000	1.0000
8	212.4	1.1	1.65E+003	9067	0	1.0000	1.0000
9	202.6	1.1	1.86E+003	9067	0	1.0000	1.0000 Dew
10	201.3	1.1	1.89E+003	9064	4	0.9998	0.9996
11	195.0	1.1	2.13E+003	8676	392	0.9728	0.9568

Eqp # 4 Unit type : HTXR Unit name: T-205

Stream 4

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	195.0	1.1	0.000	8676	392	0.9728	0.9568
2	191.4	1.1	140.	8433	634	0.9554	0.9300
3	187.9	1.1	280.	8184	883	0.9372	0.9026
4	184.5	1.1	419.	7933	1135	0.9185	0.8749
5	181.0	1.1	559.	7680	1387	0.8994	0.8470
6	177.6	1.1	699.	7429	1638	0.8802	0.8193
7	174.1	1.1	839.	7180	1887	0.8608	0.7919

8	170.7	1.1	979.	6935	2133	0.8414	0.7648
9	167.2	1.1	1.12E+003	6692	2375	0.8219	0.7381
10	163.6	1.1	1.26E+003	6455	2613	0.8024	0.7119
11	160.0	1.1	1.40E+003	6221	2846	0.7830	0.6861

CHEMCAD 6.5.6

Page 70

Simulation: Diplom2
Heating Curves Summary

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:40

Eqp # 5 Unit type : HTXR Unit name: T-202

Stream 5

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	160.0	1.1	0.000	6221	2846	0.7830	0.6861
2	154.6	1.1	210.	5876	3192	0.7535	0.6480
3	149.0	1.1	420.	5540	3527	0.7240	0.6110
4	143.3	1.1	630.	5215	3853	0.6944	0.5751
5	137.5	1.0	840.	4897	4170	0.6644	0.5401
6	131.7	1.0	1.05E+003	4587	4480	0.6340	0.5059
7	125.7	1.0	1.26E+003	4281	4786	0.6027	0.4722
8	119.7	1.0	1.47E+003	3978	5089	0.5703	0.4387
9	113.8	1.0	1.68E+003	3675	5392	0.5364	0.4053
10	107.8	1.0	1.89E+003	3370	5697	0.5007	0.3717
11	101.9	1.0	2.10E+003	3061	6007	0.4630	0.3375

Eqp # 6 Unit type : HTXR Unit name: T-204

Stream 6

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	101.9	1.0	0.000	3061	6007	0.4630	0.3375
2	97.2	1.0	176.	2789	6278	0.4285	0.3076
3	92.6	1.0	353.	2512	6555	0.3922	0.2771
4	88.0	1.0	529.	2230	6837	0.3541	0.2460
5	83.6	1.0	706.	1944	7123	0.3142	0.2144
6	79.2	1.0	882.	1655	7412	0.2729	0.1826
7	74.9	1.0	1.06E+003	1367	7700	0.2307	0.1508
8	70.5	1.0	1.24E+003	1086	7981	0.1885	0.1198
9	65.9	1.0	1.41E+003	820	8247	0.1477	0.0905
10	60.9	1.0	1.59E+003	584	8483	0.1106	0.0644
11	55.2	1.0	1.76E+003	392	8675	0.0797	0.0433

CHEMCAD 6.5.6

Page 71

Simulation: Diplom2
Heating Curves Summary

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:41

Eqp # 9 Unit type : HTXR Unit name: T-205

Stream 9

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	55.4	1.5	0.000	0	8675	0.0000	0.0000
2	63.3	1.5	155.	0	8675	0.0000	0.0000

3	71.0	1.5	311.	0	8675	0.0000	0.0000	
4	78.5	1.5	466.	0	8675	0.0000	0.0000	
5	81.4	1.4	529.	9	8666	0.0017	0.0010	Bub
6	85.0	1.4	621.	72	8603	0.0133	0.0083	
7	89.8	1.4	777.	266	8409	0.0468	0.0306	
8	93.8	1.4	932.	523	8151	0.0900	0.0603	
9	97.5	1.4	1.09E+003	803	7872	0.1356	0.0925	
10	101.2	1.4	1.24E+003	1087	7588	0.1809	0.1253	
11	105.0	1.4	1.40E+003	1370	7305	0.2249	0.1579	

Eqp # 10 Unit type : SCDS Unit name: K-201

Condenser

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	45.5	1.4	2.10E+003	5917	0	1.0000	1.0000	Dew
2	47.0	1.4	1.86E+003	5060	856	0.8616	0.8553	
3	46.0	1.4	1.62E+003	4312	1604	0.7390	0.7288	
4	45.0	1.4	1.39E+003	3568	2349	0.6156	0.6030	
5	44.0	1.4	1.15E+003	2830	3087	0.4919	0.4783	
6	42.9	1.4	909.	2101	3815	0.3687	0.3552	
7	41.6	1.4	671.	1392	4525	0.2474	0.2352	
8	39.6	1.4	433.	726	5191	0.1322	0.1226	
9	35.2	1.4	195.	199	5718	0.0387	0.0336	
10	24.8	1.4	-42.4	0	5917	0.0000	0.0000	Bub
11	27.1	1.4	0.000	14	5903	0.0031	0.0023	

Reboiler

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	126.6	1.4	0.000	0	11867	0.0000	0.0000	Bub
2	128.9	1.4	217.	581	11285	0.0607	0.0490	
3	131.4	1.4	434.	1142	10725	0.1185	0.0962	
4	134.0	1.4	651.	1689	10178	0.1742	0.1423	
5	136.8	1.4	868.	2223	9644	0.2278	0.1873	
6	139.7	1.4	1.09E+003	2744	9123	0.2791	0.2312	

CHEMCAD 6.5.6

Page 72

Simulation: Diplom2
Heating Curves Summary

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:41

7	142.8	1.4	1.30E+003	3251	8616	0.3283	0.2740	
8	145.9	1.4	1.52E+003	3746	8121	0.3753	0.3156	
9	149.2	1.4	1.74E+003	4229	7638	0.4203	0.3563	
10	152.5	1.4	1.95E+003	4701	7166	0.4634	0.3962	
11	156.0	1.4	2.17E+003	5165	6702	0.5047	0.4352	

Eqp # 11 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 18

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	105.1	0.2	0.000	0	3966	0.0000	0.0000	
2	121.3	0.2	236.	302	3665	0.0999	0.0760	
3	133.7	0.2	473.	703	3263	0.2159	0.1773	

4	142.7	0.2	709.	1202	2765	0.3486	0.3030	
5	149.4	0.2	945.	1767	2199	0.4918	0.4456	
6	155.0	0.2	1.18E+003	2371	1595	0.6388	0.5979	
7	160.3	0.2	1.42E+003	2988	978	0.7838	0.7533	
8	166.6	0.2	1.65E+003	3584	383	0.9183	0.9035	
9	172.1	0.2	1.81E+003	3934	33	0.9933	0.9917	Dew
10	181.3	0.2	1.89E+003	3966	0	1.0000	1.0000	
11	210.1	0.2	2.13E+003	3966	0	1.0000	1.0000	

Eqp # 12 Unit type : SCDS Unit name: K-202

Condenser

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	135.3	0.1	2.53E+003	5567	0	1.0000	1.0000	Dew
2	137.0	0.1	2.27E+003	4727	840	0.8666	0.8491	
3	133.6	0.1	2.02E+003	4057	1509	0.7573	0.7288	
4	130.0	0.1	1.77E+003	3402	2165	0.6478	0.6111	
5	126.0	0.1	1.52E+003	2767	2800	0.5394	0.4970	
6	121.4	0.1	1.26E+003	2160	3407	0.4332	0.3880	
7	115.7	0.1	1.01E+003	1594	3973	0.3311	0.2863	
8	108.6	0.1	758.	1084	4483	0.2356	0.1947	
9	99.4	0.1	505.	647	4919	0.1490	0.1163	
10	87.9	0.1	253.	292	5275	0.0718	0.0524	
11	74.2	0.1	0.000	3	5564	0.0009	0.0006	

Reboiler

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	234.3	0.2	0.000	0	984	0.0000	0.0000	Bub

CHEMCAD 6.5.6 Page 73

Simulation: Diplom2
Heating Curves Summary

Date: 05/23/2016 Time: 10:58:41

2	235.0	0.2	23.5	74	910	0.0758	0.0752	
3	235.8	0.2	46.9	148	836	0.1514	0.1502	
4	236.5	0.2	70.4	221	763	0.2266	0.2248	
5	237.3	0.2	93.8	294	690	0.3015	0.2992	
6	238.0	0.2	117.	367	617	0.3761	0.3732	
7	238.8	0.2	141.	440	544	0.4503	0.4470	
8	239.6	0.2	164.	512	472	0.5242	0.5206	
9	240.4	0.2	188.	585	400	0.5978	0.5940	
10	241.2	0.2	211.	657	327	0.6711	0.6673	
11	242.0	0.2	235.	729	255	0.7441	0.7406	

Eqp # 16 Unit type : HTRX Unit name:

Stream 15

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/h	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	105.1	0.2	0.000	2736	0	1.0000	1.0000	Dew
2	98.3	0.2	85.1	2589	147	0.9613	0.9463	
3	92.2	0.2	170.	2432	304	0.9179	0.8889	
4	86.3	0.2	255.	2274	462	0.8724	0.8312	

5	80.3	0.2	340.	2116	620	0.8246	0.7734
6	74.5	0.2	426.	1957	779	0.7743	0.7153
7	68.8	0.2	511.	1795	941	0.7206	0.6562
8	63.5	0.2	596.	1630	1107	0.6629	0.5955
9	58.6	0.2	681.	1458	1278	0.6007	0.5329
10	54.1	0.2	766.	1281	1455	0.5339	0.4681
11	50.0	0.2	851.	1098	1638	0.4627	0.4013