

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»
Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ

Заведующий кафедрой _____

_____ Г. И. Остапенко
(личная подпись) (И. О. Фамилия)

« _____ » _____ 20 ____ г.

ЗАДАНИЕ

на выполнение бакалаврской работы

Студенту Чугуновой Екатерине Игоревне

- 1. Тема:** Оптимизация производства высокооктановой добавки моторного топлива
- 2. Срок сдачи студентом готовой работы** 26.06.2017
- 3. Исходные данные к работе:** Производительность установки ДВМ 15000 т/час, содержание в исходном сырье метанола 2,56 массовых процента, температуры реактора на входе 356°C и выходе 426 °C
- 4. Содержание текстового документа (перечень подлежащих разработке вопросов)** Теоретическая часть. Обзор по физико-химическим основам производства высокооктановой добавки, выбор лучшего катализатора процесса. Технологическая часть – выбор варианта оптимизации работы установки, расчет материального и теплового балансов двух процессов, расчет реактора.
- 5. Перечень графического материала и иллюстрационного материала (ориентировочный)** 5.1 Технологическая схема процесса производства ДВМ; 5.2 Реактор синтеза олигомеризата; 5.3 Реактор этерификации; 5.4 Химические реакции процессов; 5.5 Схема потоков для расчета материального баланса
- 6. Дата выдачи задания на выполнение бакалаврской работы** 26 февраля 2017 г.

Руководитель выпускной
квалификационной работы _____

(личная подпись)

к.х.н., доцент Ю.Н. Орлов
(ученая степень, звание И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению _____

(личная подпись)

Е.И. Чугунова
(И.О. Фамилия)

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ

Заведующий кафедрой _____

_____ Г.И. Остапенко
(личная подпись) (И.О. Фамилия)

« _____ » _____ 2017 г.

КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
бакалаврской работы

Студента: Чугуновой Екатерины Игоревны
по теме: Оптимизация производства высокооктановой добавки моторного топлива.

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	26.02.2017	02.03.2017	выполнен	
Теоретическая часть	10.03.2017	23.03.2017	выполнен	
Технологическая часть	21.03.2017	25.03.2017	выполнен	
Расчетная часть	28.03.2017	29.05.2017	выполнен	
Выполнение чертежей	05.06.2017	15.06.2017	выполнен	
Выполнение плакатов	25.05.2017	24.05.2017	выполнен	
Заключение	01.06.2017	10.06.2017	выполнен	
Предварительная защита	20.06.2017	20.06.2017	выполнен	
Оформление работы	26.06.2017	26.06.2017	выполнен	

Руководитель выпускной
квалификационной работы

_____ к.х.н., доцент Ю.Н. Орлов
(личная подпись) (ученая степень, звание И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____ Е.И. Чугунова
(личная подпись) (И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа 62 с, 1 рисунок, 27 таблиц, 29 использованных источника, 5 л. графического материала.

МОТОРНОЕ ТОПЛИВО, ОЛИГОМЕРИЗАЦИЯ, ЭТЕРИФИКАЦИЯ, КАТАЛИЗАТОРЫ, АРОМАТИЧЕСКИЕ СОЕДИНЕНИЯ, ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ.

Объектом исследования является установка производства высокооктановой метанольной добавки к моторным топливам.

ООО «СИБУР Тольятти» - дочернее общество СИБУРа в г.Тольятти.

Цель работы – определить возможность оптимизации производства ДВМ, заключающейся в исключении технологической стадии отмывки углеводородного сырья от метанола и его выделение из промывных вод.

Графическая часть выполнена на 5 листах и включает химические реакции процессов олигомеризации и этерификации, технологическую схему процесса производства ДВМ к моторным топливам, чертежи реакторов: синтеза олигомеризата и этерификации, схему потоков для расчета материального баланса.

В теоретической части рассмотрены физ-химические основы процесса получения высокооктанового топлива, химизм, параметры и используемые катализаторы. Проведена оценка работы различных установок. Показано, что добавление метанола в исходное сырье дает возможность снизить энергозатраты.

В ходе выполнения работы предложена оптимизация потоков, поступающих на производственную установку.

Проведены расчеты материальных и тепловых балансов при работе установки олигомеризации с добавлением метилового спирта.

Бакалаврская работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word 13 и представлена на электронном носителе.

ABSTRACT

The graduation project consists of an explanatory note on 62 pages, 1 figure, 27 tables, the list of 29 references including 7 foreign sources and 5 appendices, and the graphic part on 5 A1 sheets.

The goal of this senior graduation project is to optimize the production of high-octane methanol additives for motor fuel, in the context of the factory production at the undergraduate level. The description of two main sequential processes with characteristics is given in the graduation work. These two processes are directed towards improving the quality of motor fuels, realizing its necessity for the best operation of the engine and greater efficiency.

First, we consider the theoretical part of the overall process. We study the optimal variant of motor fuel production. Then we consider how to implement the process into the production. We also consider how the production will affect the environment, how the technology of these processes will be changed. Then we analyze the material and energy balances to understand whether this process benefits or not. Next, we describe the timing of the process implementation. We are looking forward to the demand of our improvement. We have studied the mistakes and made the process profitable for the company.

The results of the study show that the addition of methanol in the first stage oligomerization has a positive effect on high-octane additive. Overall, the results suggest that the implementation of this process in the manufacturing process is necessary.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	7
1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	10
1.1 Литературный обзор	10
1.2 Физико-химические основы процесса	14
1.2.1 Химизм процесса	14
1.2.2 Катализаторы	15
1.3 Патентная часть	17
2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	20
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции	20
2.2 Описание технологической схемы процесса получения ДВМ	23
2.3 Обзор типов аппаратов	28
2.4 Описание аппаратурно-технологической схемы производства	30
3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ	33
3.1 Расчет материального баланса	33
3.1.1 Для процесса олигомеризации	33
3.1.2 Для процесса этерификации	39
3.2 Расчет теплового баланса	43
3.2.1 Для процесса олигомеризации	43
3.2.2 Для процесса этерификации	49
3.3 Расчет основных характеристик аппарата	56
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	59
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	60

ВВЕДЕНИЕ

На сегодняшний день общемировой тенденцией становится использование специальных добавок и присадок, позволяющих повышать детонационную стойкость топлива, как продукта установок бензинового пула НПЗ.

Например, ТОО «Компания Нефтехим LTD» - единственный завод, выпускающий добавки, увеличивающие октановое число, применяющий ЭТБЭ вместо МТБЭ, который находится в Казахстане. Увеличение октанового числа не снижает другие показатели этой товарной продукции.

Разные страны ищут для себя лучшие технологии.

Повышение высокооктановых компонентов оказалось актуальным и перспективным аспектом в мире.

Рост КПД двигателя - это достоинство бензинов, содержащих спирт.

В данной дипломной работе предлагается оптимизация производства, позволяющая упростить применяемую технологию на основе разработанных рекомендаций, что имеет огромное практическое значение для усовершенствования деятельности предприятия в этой области.

Объектом исследования стало предприятие ООО «СИБУР Тольятти». Одним из видов деятельности, на котором основывается здесь производство, служат добавки, повышающие октановое число для моторных топлив.

Предметом исследования считается установка Д-6,3, на которой получают добавку высокооктановую метанольную, увеличивающую октановое число, ДВМ.

Цель работы – определение возможности оптимизации производства ДВМ, заключающейся в исключении технологической стадии отмывки углеводородного сырья от метанола и его выделения из промывных вод.

Задачами данной дипломной работы с поставленной выше целью было:

1. расчет материального баланса;
2. расчет теплового баланса;

3. расчет основных характеристик аппаратов для синтеза олигомеризата.

1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Литературный обзор

Среди разнообразных способов усовершенствования свойств топлива в течение эксплуатации широко применяется добавление к бензину присадок. При этом изменяются ведущие топливные показатели.

Запросы на их применение растут ежеминутно, и в данное время нефтеперерабатывающими заводами вырабатывается примерно 1.500.000 присадок.

Высокооктановые добавки – это смесь углеводородов, обладающих большой стойкостью к детонации, к способности топлива препятствовать самовоспламенению во время сжатия.

Стойкость углеводородов к детонации определяется октановым числом.

Существуют различные алканы, обладающие низким октановым числом, а также разветвленные, имеющие высокое октановое число, и их присутствие желательно при использовании в автомобилях с карбюраторными двигателями.

Хорошим эталоном топлива считают изооктан с октановым числом 100, также триптан с октановым числом 106 и неогексан с числом 92.

Октановое число n-гептана принято считать равным 0.

Существуют различные способы повышения октанового числа.

Одним из таких способов является применение высокооктановой добавки к бензинам.

Рассмотрим схему, приведенную ниже.

Начальная фракция увеличивает температуру в градусах Цельсия в 1 (теплообменнике), поступает в 2 (гидратационный реактор). Поступающая вода идет в низ части 2 (реактора).

Жидкая часть слоя выходит из 2 и теряет тепло в 3 (теплообменнике) и затем перемещается в 2 для забора тепла.

В следствие гидратации олефинов в спирт (третичного строения) извлекаются углеводороды, потому как слой катализатора в гидратационном реакторе сопоставим массообменным насадкам. Чтобы увеличить способность разделительных слоёв катализатора, можно добавить доли насадок для массообмена (кольца Рашига).

В верхнюю часть 2 (реактора) убираются продукты после гидратационного процесса, в которых содержатся нереагирующие углеводороды и спирты третичного строения, направляются на взаимодействие со спиртом в 4 (реакционно-ректификационный тип реактора), который для обогрева использует 5 (кипятильник). Эта установка содержит две зоны: ректификационную и среднюю, обогащенную активатором, в ней происходит реакция.

Гидратационный продукт идет в нижнюю часть ректификационной зоны, а в верхнюю - спирт. Затем производят обработку в 6 (конденсаторе). В 4(реактор) выводят непрореагировавшие углеводороды подача теплоты происходит за счет 5. Кубовым продуктом колонны являются высокооктановые добавки к бензину[1].

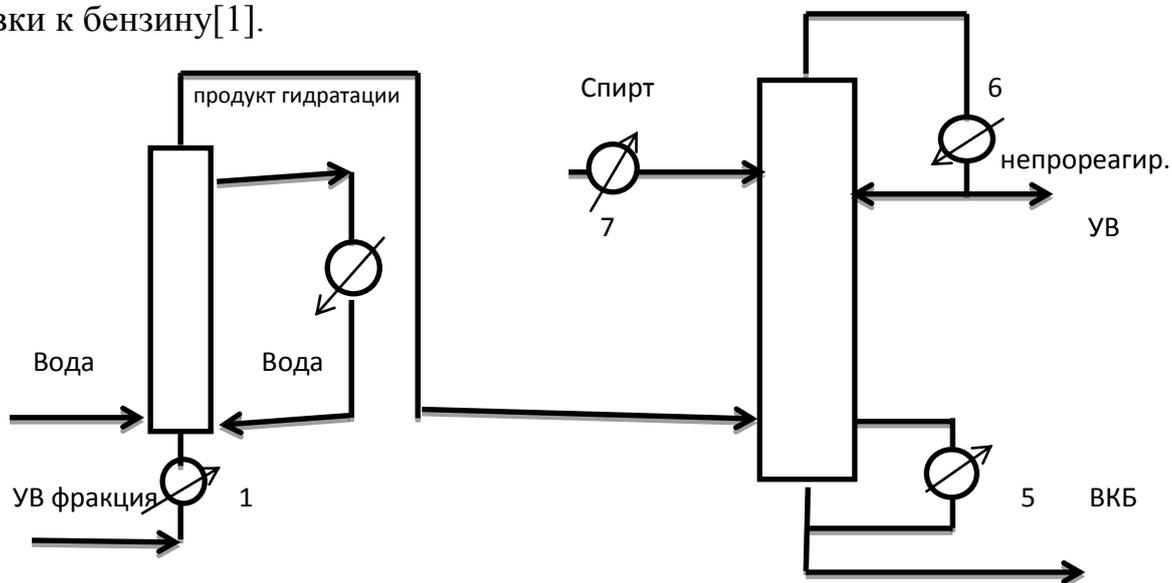


Рисунок 1.1 - Схема получения высокооктанового компонента бензина.

1,3 – теплообменники; 2 – реактор; 4 – реактор реакционно-ректификационного типа; 5 – кипятильник; 6 – конденсатор.

Результаты анализа термодинамики высокооктановых компонентов бензина из газов, благодаря каталитическому крекингу с использованием цеолитного катализатора OMNİKAT-210P модифицированных на Ni, Co, Cr, также представлены как улучшение процесса, рассматриваемого выше[2].

Октановое число может быть улучшено добавлением оксигенатов, таких как этанол, МТБЭ, ТБФ (третичный бутил формиат) и ТБС (третичный бутиловый спирт), а также их смеси с бензином, что уменьшает дороговизну топлива. Углеродные нано трубки являются полезными добавками для повышения октанового числа.

Функционализированные углеродные нано трубки, содержащие амидные группы, обладают высокой способностью к реакции и могут реагировать со многими химическими веществами. Эти соединения можно добавлять в бензин для повышения октанового числа. Анализ этого числа показал, что эти добавки повышают его содержание в желаемых для нас образцах[3].

Низко молекулярные спирты могут быть этерифицированы многоатомными кислотами, например, фталевой в качестве пластификатора для поливинилхлорида[4].

Другим рассмотренным способом для производства высокооктановых бензинов «разбавителя» оказывается косвенное сжижение биомасс, включающее превращение биомассы в синтез-газ через не прямые газификации, очистки газа посредством конверсии смолы и других углеводов, каталитическую конверсию синтез-газа для метанола, дегидрирования метанола до диметилового эфира (ДМЭ) и дальнейшей его омологации на цеолитных катализаторах для получения высокооктановых бензинов - спектра углеводородных продуктов[5].

Преобразование биомассы в расширенное углеводородное топливо требует тщательной оценки, для последующего определения приоритетов в исследовательской работе, технико-экономический анализ (ТЭА) используется для оценки целесообразности и прогресса изучения.

Была рассмотрена оценка экологической устойчивости и технико-экономический анализ по производству высокооктановых бензинов «разбавителя» при газификации метанола и диметилового эфира[6].

А именно, описан новый подход к расчету рецептур смешения бензинов с учетом неаддитивности октановых чисел и состава сырья с использованием системы моделирования.

Разработанная система моделирования доступна каждому нефтеперерабатывающему заводу, который, в свою очередь, может выбирать необходимые рецептуры производства бензина, принимая во внимание состав и существующие потоки.

Это позволит предприятиям сократить расходы на бензин и сделать продукцию более конкурентоспособной[7].

Иной способ – процесс каталитической олигомеризации.

Контакты твердого катализатора в трубчатом реакторе охлаждаются за счет косвенного теплообмена.

Тепло используется для отделения легких углеводородов из сточных вод и получения потока рециркуляции.

Необходим отвод тепла из зоны реакции в экзотермическом процессе конверсии веществ.

По-другому это называют каталитической конденсацией, в которой легкие олефины дают начало тяжелым углеводородам[8].

Предложены инвестиционные проекты:

В период 2014-2016 гг. на ООО «СИБУР Тольятти» реализуются перспективные задачи по наращиванию производства бутилкаучука на 11% с 49,0 до 54,0 тысяч тонн в год, изопренового каучука до 125 тысяч тонн. Происходит улучшение надежной работы оборудования и сведение вреда, причинённого природе, окружающей нас, к минимуму.

Поэтому на двух линиях - БК (бутилкаучука), ИИФ (изобутан-изобутиленовой фракции) и изобутилена - отремонтировано и помещено

примерно 200 именованных установок: полимеризаторы, аппараты теплообмена, емкости, компрессоры с турбо - режимом.

В отделе, находящемся с конца, установлена третья дегазационная система для значительного возрастания очистки бутилкаучука и развития экологических индексов производства.

Совершенствование задач позволяет улучшить эффективность и надежность работы техники, обеспечить стабильную и безопасную эксплуатацию производства.

Это будет способствовать сокращению вреда, причиняемого окружающей природе.

В перспективе предусматривается производство изопрена в одну стадию, а также галобутилкаучука, добавок к бензинам на основе олефинов, замена основных фондов технологического оборудования на современное высокотехнологичное - пластинчатые теплообменные аппараты, герметичные насосы, системы стационарного вибромониторинга динамического оборудования и т.д., внедрение автоматических систем управления[9].

1.2 Физико-химические основы процесса

1.2.1 Химизм процесса

Процесс синтеза высокооктановых компонентов осуществляется на катализаторе при высоких температурах.

Синтез осуществляется по следующей схеме:

- двух стадийный крекинг бутана до изоамилена и гексена;
- изомеризация бутана в изобутан;
- трех стадийная олигомеризация с C_2-C_3 фракции до этилена, гексена, гептена;
- циклизация бутилена в циклогексан;
- двух стадийная ароматизация бутилена в толуол и этилбензол.

Кроме того, в результате превращений на катализаторе образуются также изопарафиновые и нафтеновые углеводороды.

Реакции крекинга и дегидроциклизации, продукты которых составляют примерно 25%, протекают с теплопоглощением.

Изомеризационные реакции, олигомеризации и циклизации, по которым образуется около 75% продуктов, приходят с тепловыделением.

Как видно, общий тепловой эффект синтеза олигомеризата из бутиленовой фракции положительный.

Этерификация - реакция экзотермическая происходит за счет смешивания метанола с изобутиленом, реализующегося по следующей схеме:

- получение метилтретбутилового эфира (МТАЭ);

В состав олигомеризата входят углеводороды C_5 фракции, которые также вступают в реакцию с метанолом:

- получение метилтретамилового эфира;

Реакция, *i* амилена с метанолом, которая проходит аналогично с образованием МТАЭ.

- получение метилвторамилового эфира [10].

1.2.2 Катализаторы.

В процессе олигомеризации олефинов выступают как гомогенные, так и гетерогенные катализаторы.

Представители последних – наноструктурные.

Для кислот, обладающих регулярной структурой в этих веществах, кислотными центрами служат кислоты Льюиса и Бренстеда.

В современном мире довольно широко используются катализаторы, формы которых приведены ниже, например :

А) цеолитные (микропористо - молекулярные сита);

Б) разные типы оксидных структур, модификации наноструктурированного кремния, наподобие циркониевого оксида;

В) системы, которые состоят из мезопористых материалов разных оксидных элементов.

Оксидные металлические формы мезопор и алюмосиликатов - это материалы модернизированного вида, имеющие поры размером от 2,5 до 50,0 нм и поверхность удельную от 410 до 1200 м²/г с большим спектром свойств кислот.

В основе их использованы составные части, управляющие активностью и селективностью полученных проб, в свою очередь обладающих свойствами катализаторов, имеющих двойное строение и функции;

Г) системы, основанные из нано размерных молекул каталитически - активных материалов, а также многофункциональных катализаторов кислот, присутствующих в реакционной системе этого процесса[11].

Размер кристаллитов определяет поверхностные размеры, которые учитывают реакционную скорость и диффузионную величину ограничений.

Для особых катализаторов разные размеры субстратов ведут к падению скоростей реакции и мгновенному отравлению вследствие возникших диффузных осложнений.

Использование наноструктурированных катализаторов с разными поровыми размерами предоставляет огромную возможность увеличивать рентабельность за счет обеспечения доступа реагирующих веществ к центрам активации.

На производстве используется ИК-17-М - катализатор, созданный из низкомолекулярного цеолита без благородных металлов, не имеет взрывоопасных свойств, при взаимодействии с метанолом не теряет свою активность, после отработки экологически безопасен.

Он позволяет получать фракции с высоким выходом ароматических углеводородов.

Мольное соотношение SiO_2 к Al_2O_3 - 60 к 80,

Геометрические размеры: диаметр – 4 мм;

длина – 3 мм.

Процесс проходит при температурах 475 - 550 °С, давлениях до 4 атм [12].

1.3 Патентная часть

Открытие, относящееся к получению высокооктановых добавок, содержащих кислород, которые используются для транспорта, изготавливаются при помощи обработки метиловым спиртом в синтезе с бензином, имеют изоолефины C5-C6 с катализатором кислот.

Способ (1991, Патент N 5047070 США) учитывает изменение комплекса: сырой метиловый спирт перерабатывают в трет-алкиловый эфир с использованием бензина в технологическом процессе из многих стадий:

- «А» - материал, состоящий воды и гидроксид метила, подвергают доработке 4,1-20,3% части жидкостных углеводородов из олефинов C₄+, имеющих в наличии 5,7-10,8% ибутилена;

- «Б» - изготовленный на «А» стадии состав разжижают метил гидратом без воды и при наличии катализаторов кислот - этерифицируют с образованием трет-алкиловых эфиров;

- «В» - состав, полученный на «Б» стадии перераспределяют, разделяют на углеводороды легкие и эфиры трет-алкиловые;

- «Г» - фактически ускоритель из цеолита, представляет собой тип ZSM-5, трансформирующий концентрат, изготовленный на «В» стадии, в C₆+ углеводороды и продукты газа;

- «Д» - в зависимости от количества вещества, участвующего в реакции, преобразованного на «Г» стадии, выделяют воду и газ;

- «Е» - сохраняющиеся во время реакции дегидратирующие алкены после выделения, возвращаются на «А» стадию.

Главный минус применения исходного гидроксида метила, точнее безводного этерифицированного вещества, - требование подготовки усложнённых процессов извлечения результирующего продукта – части бензина, имеющей трет-алкиловый эфир.

Ближайшим технологическим изобретением представляется метод, в котором соединения алкил-трет-алкиловых эфиров высокооктановых с

углеводородами при смешивании спирта с растворами, включающими третичного строения олефины, с H^+ - форме катализатором при $T = 40,1 - 105,0$ °C; $P = 0,10 - 1,03$ МПа.

Существенный недостаток использования приведенного способа - это образование октанового числа с 90,0 пунктами в полученном растворе ТАЭ и углеводородов.

При конкретном методе исследования нельзя получить добавки высокооктановых топлив для автомобилей от 92 до 98 пунктов.

Возможностью открытия представляется улучшение качества получаемого вещества - усиление числа октанового.

Определенная цель описывается способом, приведённым выше – добавки бензина для транспортных средств на катализаторе из катионита в H^+ - форме из бензиновой фракции, имеющей в себе олефины при этерификации метилового спирта, для чего используют фракцию бензина углеводородного состава.

По большей части полученный продукт оказывается с октановым числом на 2 - 5 пунктов больше, нежели первоначальная бензиновая фракция, содержащая олефины.

Для увеличения октанового числа топлива в свою очередь существуют также различные технологии для обработки бензинов[13].

Например, введение добавок, имеющих в своем составе спирт.

Существенный недостаток данных технологий в том, что использование спирта в получении топлива – это малая стабильность его фаз при наличии воды и приведении процесса к ухудшению гомогенности фаз за счет низких температур.

Композиционное разделение на два слоя: бензиновый и водо-спиртовой усугубляет работу аппарата - двигателя внутреннего сгорания по причине частичного вымерзания топлива в цистернах.

Чтобы предотвратить это, из смеси спирта и бензина убирают воду с помощью стабилизаторов и соразтворителей.

Распространенный способ создания бензинов с октановыми высокими числами показывает следующая схема:

Бензиновая фракция прямой гонки проходит гидроочистку, фракционирование, получают две фракции: от начала кипения до 850°C и от 850°C до конца кипения.

Первую фракцию подвергают изомеризации.

Вторую - каталитическому риформингу.

Потом последняя идет до получения: от начала кипения до 850°C, от 850°C до 1400°C, от 1400°C до 2000°C, от 2000°C до конца кипения.

Чтобы получить целевой продукт, эти фракции смешиваются с изомеризатом в нужном соотношении.

Минусом является много стадий, незначительное увеличение октанового числа и небольшое снижается доли ароматических углеводородов, бензола [14].

При использовании автомобильных технологий возможно устанавливать на линиях, соответствующих стандарту установки для перемешивания добавок и самого топлива, но следует учитывать их выбросы в воздух с газами после отработки, что ужесточает экологические требования к моторным топливам.

Надо ограничивать свинец-содержащие добавки.

Решением являются замены добавок на нетоксичные, увеличивающие октановое число.

Если рассмотреть методику увеличения октанового числа без добавления этилового спирта и добавок, содержащих свинец, то минус этого - невозможно получить более 94,99 пунктов без добавления спирта.

Так же можем рассмотреть риформинг – каталитический фракции бензина, недостаток очевиден - возрастание ароматических соединений и бензола в получаемом продукте понижает его экологические характеристики [15].

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Добавки высокооктановые метанольные выступают в роли продукта, получаемого при олигомеризации n-олефинов, которые находятся в БФ (бутиленовой фракции), с дальнейшей этерификацией его и стабилизацией.

ДВМ используется для компаундирования бензинов в автомобилях, количественно до 55% об. пересчитывая на топливо, и не используется естественно, как топливо для транспорта благодаря, высокому содержанию олефинов, или как растворитель в различных отраслях промышленности.

В таблице 2.1 приведены характеристики высокооктановых метанольных добавок (ДВМ).

Таблица 2.1 – «Характеристика ДВМ»

№ п/п	Наименование	Норма производства
1.	Внешний вид образца	Легкоподвижная. жидкость от бесцвет. до слабожелтого цвета.
2.	Стойкость к детонации -октановое число * метод- моторный, \geq * метод исследовательский, \geq	83,0 97,0
3.	Состав фракции: -T °C нач. перегонки, \geq -11% перегоняются при T°C, \leq -50% перегоняются при T°C, \leq -90% перегоняются при T°C, \leq - T°C кон. перегонки, \leq - потери и остаток, %, \leq	30,1 55,0 100,0 159,0 191,0 4,7

Продолжение таблицы 2.1

4.	Давление насыщенных паров, мм рт.ст.	500,1-700,1
5.	Кислотность, мг КОН. в.100. см ³ ДВМ, ≤	2,1
6.	Концентрация фактических смол, мг на 100 см ³ ДВМ, ≤	5,3
7.	Индукционный период, мин., ≥	601,0
8.	Масс. доля S, %, ≤	0,2
9.	Масс. доля CH ₃ OH, %, ≤	0,6
10.	Испытание на Cu пластинке	Выдер.
11.	Содержание мех. прим.	Отсут.
12.	Плотность, кг/м ³	Не нормируются, определение обязательно

Таблица 2.2 – «Характеристика исходных материалов, полупродуктов, сырья.»

№	Наименован	Регламент. показатели	Нормы по ГОСТу, ОСТу, ТУ	Стандартные показатели, обязательные для проверки
1.	Возвратная БФ	Масс. доля, % -тяж. УВ; -ТМК; -изобутилена, ≤; -УВ С ₄ фр	Отс. 0,51 6,31 Не норм.	Масс. доля: -тяж. УВ -ТМК -изобутилена -УВ С ₄

Продолжение таблицы 2.2

2.	Отработанный C ₄ фракция	Масс. доля, % -изобутилена; -МТБЭ; -СН ₃ ОН; -Н ₂ О	Не норм. ≤0,11 ≤0,10 Отс.	Масс.доля: -изобутилена -МТБЭ -мет-ола - Н ₂ О
3.	Катализатор безводород. ароматизации углеводород. сырья (универсал.) ИК-17-М	1.Масс. доли комп-тов катализ-ра (в пересчете на прокаленный при T= 552°C, % масс: - SiO ₂ - ZnO - примеси (Σ NaO и Fe), ≤ -промотор, в пределах - Al ₂ O ₃ 2.Масс. доля потерь на прокаливание при 651°C, %, ≤ 3.Диа.метр гранул, мм, в пределах 4.Катал-ские св-ства: -выход стабил. катализат.а в процессе олигомеризации олефинов C ₄ фр., при их конц-ии в сырье 30,0-45,0% масс, на пропускаемые бутилены, ≤	55,0-65,0 2,4-5,0 0,85 0,06-1,0 30,1-40,6 5,1 2,2-3,8 70,0	

2.2 Описание технологической схемы процесса получения ДВМ.

Испарение бутиленовой фракции.

Бутиленовая фракция (БФ) из № 5/1(емкости) отделения Д.-.1 насосом № 6/'2' и бутановая фракция-рецикл (БФ-рецикл) из № 133(емкости) отделения Д.-.5 установки Д.-.3 насосом № 134/1 подают на установку Д-6, предварительно смешиваясь в заданном соотношении.

Полученная БФ-шихта поступает в испаритель №101, где происходит испарение и отделение углеводородов от уносимых капель жидкости, за счет горячей воды, находящейся в межтрубном пространстве.

Накапливающиеся в процессе работы тяжелые углеводородов, вода из нижней крышки испарителя №101 периодически выводятся в коллектор контактного газа после котла-утилизатора №5/4.

Синтез олигомеризата (контактирование).

Пары БФ-шихты из печи №3/4, нагреваются до 356 °С, поступают в реактор Р-3 на контактирование.

Пары проходят сверху вниз по реактору, в который загружен катализатор ИК-17-М, распределенный на два слоя, на нем проходит синтез высокооктановых компонентов из БФ-шихты.

Давление 7 кгс/см², температура 356-426 °С, объемная скорость 1395 час⁻¹.

Высокотемпературная активация катализатора.

При контактировании происходит закоксовывание катализатора и снижение его активности.

Для контроля увеличивают концентрацию н-бутиленов в БФ-рецикле до 0,5/6 % масс.

По мере закоксовывания, активность катализатора поддерживается за счет увеличения температуры на выходе из печи №3/4 до 520°С и выдерживается 40 минут и последующее снижение температуры до 345-360 °С.

Катализатор активируется в процессе высокотемпературной активации, последний совершается при $T = 520 \text{ }^{\circ}\text{C}$ за счет расщепления ВМС (смола, кокса), образовавшихся на поверхности и в порах катализатора синтеза, до легких углеводородов.

Это способствует доступу к активным центрам.

За один цикл разрешено не более трех активаций, затем катализатор регенерируют.

Регенерация катализатора в реакторе Р-3.

Процесс заключается в выжиге кокса, полученного за время контактирования.

Проводится по схеме: змеевики печи 3/4, реактора Р-3, котел-утилизатор №5/4 продувают азотом от углеводородов в течение 15-20 минут в Д-5 (установка).

После чего сброс переводится на воздушку котла-утилизатора №5/4.

При сильном нагреве кокса приводящему к горению, устанавливается расход водяного пара, при котором температура горения кокса не более 600°C .

Интенсивность горения кокса регулируется изменением расхода водяного пара и технологического воздуха, последний повышается ступенчато.

Температура паро-азото-воздушной смеси на входе в реактор Р-3 увеличивается до 500°C .

После контроля выжига кокса катализатор охлаждается азото-воздушной смесью до 280°C .

Подача технического воздуха прекращается и ИК-17-М продувается азотом 20 минут.

Теперь система синтеза олигомеризата готова к приему сырья.

Активация свежезагруженного катализатора.

Свежезагруженный катализатор в реакторе Р-3 подогревается до $400 \text{ }^{\circ}\text{C}$ азотом со скоростью $50 \text{ }^{\circ}\text{C}/\text{час}$.

При достижении $400 \text{ }^{\circ}\text{C}$ сляя катализатора в реактор подается пар, а подача азота приостанавливается.

Сброс производится через воздушку котла-утилизатора в атмосферу.

ИК-17-М нагревается до 520°C, обработка паром длится 3 часа.

Затем в реактор подается азот для охлаждения и продувки от кислорода, подачи пара при этом нет.

После этого система готова к приему сырья.

Уплотнение контактного газа (конденсация)

Контактный газ с установки Д-6 при температуре 285 °С поступает в межтрубное пространство конденсатора №114/1, в трубном пространстве которого горячая вода из Д-6.

Сконденсированный в трубопроводе контактного газа углеводородный конденсат сливается в сепаратор № 112, отсюда жидкая углеводородная фаза за счет давления газовой фазы переливается в емкость №159.

Возможно удаление жидких углеводородов из сепаратора №112 и колоны-сепаратора 118 насосом №4/1 в емкость №115.

Несконденсированный в конденсаторе 114/1 контактный газ подается в межтрубное пространство параллельно работающих конденсаторов №114/2,3, при этом в трубном пространстве циркулирует обратная вода из коллектора.

Несконденсированные углеводороды после конденсации в аппарате 114/1-3 поступают в горячий контур пластинчатого конденсатора №117, а в холодном контуре присутствует рассол.

Сконденсированные вещества поступают в емкость № 115.

Смесь C₃-C₈ из № 115 (емкости) через №116/1 (насос) подается в реактор Р-2 на этерификацию или в колонну №130 на стабилизацию.

Не сгущенный газ поступает в сепараторную колонну №118 из конденсатора №117, затем №118а (сепаратор) для отделения (сепарации) от жидких углеводородов.

Жидкие углеводороды через сепаратор №118а поступают в емкость №159.

В емкости №115 осуществляется освобождение от жидких углеводородов из емкости

№159

[16].

Эфиризация олигомеризата (незастабелизованного)

Не устойчивый олигомеризат насосом №116/1 подается через фильтры Ф-3,4 из емкости №115 на этерификацию в нижнюю часть реактора Р-2, из установки Д-6 горячая вода совершает циркуляцию в межтрубном пространстве, а в трубном присутствует катализатор.

Из реактора Р-2 через фильтры Ф-1,2 смесь поступает в колонну № 130, здесь из олигомеризата отгоняются легко летучие углеводороды.

Во время простоя используется следующая схема: холодный циркулирующий олигомеризат из емкости №115 насосом №116/1 направляется в реактор Р-2 и снова в емкость №115.

Горячая вода в межтрубное пространство, в это время не подается.

Стабилизация этерифицированного нестабилизованного олигомеризата

Эфиризованный олигомеризат из Р-2 (реактор) идет в колонну № 130, для отгона легколетучих углеводороды, обогрев куба колонны 130 производится выносным кипятильником № 131, в межтрубном пространстве присутствует пар.

Конденсат пара из кипятильника №131 отводится конденсат сборником №130а на установку Д-4.

Стабилизированный олигомеризат из куба колонны №130 самотеком в колонну №130/1.

Пары веществ, выходящие сверху поступают в конденсатор №132/1 охлаждающиеся обратной водой, имеющейся в трубном пространстве.

Несконденсированные углеводороды попадают в пространство между трубами конденсатора №132а, охлажденного рассолом из трубного пространства.

Несконденсированные легколетучие УВ из №132а поступают в сепаратор №118а или на факел через емкость № 159.

Ректификация стабилизированного олигомеризата и получение готового продукта.

Ректификация стабилизированного олигомеризата проводится двухстадийным методом.

Первая стадия происходит в колонне №130/1, где отгоняется основная часть олигомеризата от тяжелых углеводородов.

Стабилизированный олигомеризат из колонны № 130 поступает в колонну №130/1.

В куб колонны №130/1 подается кубовый продукт колонны № 161 из И-9 и абсорбент из емкости №3 для переработки высокооктановой метанольной добавки.

Получение и откачка ДВМ

ДВМ фракция за счет насоса №114/1-2 спускается в №15/ '1' (емкость), заправляется Агидолом для возрастания индукционного периода.

Заправка, Агидола, происходит через воронку, продутую от остатков ДВМ.

Затем, проводят циркуляцию для растворения ингибитора в ДВМ по схеме: из №15/'1' через №13/'1' в №15а затем в №15/'1'.

Для предотвращения попадания нерастворенного ингибитора в № 13/'1" (насос) внутри №15а (емкости) установлена сетка.

ДВМ фракция, дозавращенная Агидолом из №15/'1" (емкости) с помощью №13/'1" (насоса) перемещается в Д-12 (отделение)[17].

2.3 Обзор используемых аппаратов

В процессе производства ДВМ используются аппараты, приведенные в таблице 2.3.

Таблица 2.3- «Типы аппаратов процесса.»

Емкость	5/1, 133, 159, 115, 3, 15/1, 15a
Насос	6/.2, 134/.1., 4/.1., 116/.1, 114/.1,2, 13/.1
Печь	3/.3, 3/.4
Испаритель	101
Котел-утилизатор	5/.4
Реактор полочный	P.3
Реактор трубный	P-2
Конденсатор	114/1, 114/2,3, 117, 132/1, 132a
Сепаратор	112, 118a
Колона-сепаратор	118
Колона	130, 130/1, 161
Фильтры	Ф-1-4
Кипятильник	130
Конденсатосборник	130a

[18]

Характеристика сосудов штуцеров, используемых в процессе этерификации приведены в таблице 2.4

Таблица 2.4 – «Характеристика сосудов штуцера (этерификация).»

Буквенное обозначение	Назначение	Кол-во	D y, mm.	P y kr/cm ²	Поверхность уплотнения
‘А’	Входящий для продукта	1	400,0	10	Гладкая
‘Б’	ППК	1	250,0	10	Гладкая
‘В’	Выходящая вода	1	350,0	10	Гладкая
‘Г’	Входящая вода	1	350,0	10	Гладкая
‘Д’	Воздушна	1	M30	-	Резьбовая
‘Е’	Спускной	1	M30	-	Резьбовая
‘И’	Входящая для продукта	1	500,0	10	Гладкая
‘К’	Воздушка	1	50,0	10	Гладкая

2.4 Описание аппаратурно-технологической схемы производства.

Описание спецификации оборудования, приведено в таблице 2.5

Таблица 2.5 – «Спецификация оборудования.»

№	Позиция	Наименование оборудования	Кол-во	Применение
1	2	Реактор	1	Пов.тепл.792м ²
2	3	Емкост	1	Объем 51,3м ³
3	4/1	Насос центроб-ный	1	Продолжит.50м ³ /час Напор 59м.пол.ст.
4	112	Сепаратор	1	Объем 16,32м ³
5	114/1,2,3	Конденсатор	3	Пов.тепл.460м ² , 405м ² ,460м ² (соотв.)
6	115	Емкость	1	Объем 50,3м ³
7	115а	Емкость	1	Объем 1,6м ³
8	116/1	Насос центроб-ый	2	Продолжит.55м ² /час Напор 93м.пол.ст.
9	116а/1	Бочок для затворной жидкости	2	Объем 0,02м ³
10	117	Конденсатор пластинчатый	1	Поверх.тепл.19,7м ²
11	118	Колонна-сепаратор	1	Тарелки струйно-вихревые 37шт.
12	118а	Сепаратор	1	Объем 3,2м ³
13	130	Колонна ректификации	1	Тарелки струйно-вихревые 49шт.
14	131	Кипятильник	1	Поверх.тепл.155м ²
15	131а	Конденсатосборник	1	Объем 370л.
16	132/1	Конденсатор	2	Поверх.тепл.410м ²

Продолжение таблицы 2.5

17	132а	Конденсатор	1	Поверх.тепл.79,4м ²
18	133	Емкость	1	Объем 12,0м ³
19	134/1	Насос центробеж- ый	2	Продолжит. 35м ³ /час Напор 120ст.ж.
20	134а	Бочок для затворной жидкости	4	Объем 0,01м ³
21	Ф1-4	Фильтры	4	Объем 0,043м ³
22	158	Емкость	1	Объем 3,0м ³
23	159	Емкость	1	Объем 10,2м ³

[19]

Таблица 2.6 – «Аналитический контроль производства.»

Названи е стадий процес- са, анализи- руемый продукт	Место отбора пробы (уста- новка анализато ра)	Контро- лируемые показатели	Контрольные методы (методика, государствен- ный стандарт отраслей)	Нор ма по ГОС Т	Часто та контр о-ля	Кто контро- лирует
1.БФ из отд.Д-1 на установк у Д-6 (возврат ная БФ установк и БК-4)	На линии БФ из отд. Д-1 в испарил- ель № 101	Углеводоро- дный состав, % масс: Σ углеводоро- дов С ₄ Изобутиле н Бутадиен Тяжелый остаток	Хроматографиче- ский -/- -/- -/- Хроматографиче- ский	Не норм Не боле е 6,3 Не норм	1 раз в сутки -/- -/- -/- -/-	Лаборато- рия установк и БК-4

Продолжение таблицы 2.6

БФ-шихта (бутиленовая и бутановая фракция)	На входе в испаритель № 101	Углеводород ный состав, % масс: Бутадиена Σ н- бутиленов C ₅ и выше	Хроматографиче ский -//- Хроматографиче ский	Не бол ее 1,0 Не нор м. Не бол ее 0,5	2 раза в сутк и	Лаборато рия установки БК-4
---	--------------------------------------	--	--	---	-----------------------------	--------------------------------------

[20]

3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Материальный баланс

3.1.1 Для процесса олигомеризации

Формула для перевода %, масс в кг/ч

$$\text{кг/ч} = (\%, \text{ масс} * \Sigma \text{ кг}) / 100\%, \quad (3.1)$$

где Σ кг- производительность стадии олигомеризации за час

Формула для перевода кг/ч в кмоль/ч

$$\text{кмоль/ч} = \text{кг/ч} / M, \quad (3.2)$$

где M- молекулярная масса компонента

Рассчитаем первый поток по формулам (3.1) и (3.2), значения запишем в таблицу, приведенную ниже.

Данные с аналитического контроля для расчета ББФ в %, масс, приведены в таблице 3.1

Таблица 3.1 – «Поток 1.»

Компонент	%, масс	кг/ч	кмоль/ч
C ₂	0,03	4,5	0,188
C ₃ H ₆	1,18	177	4,214
Σ n-C ₄ H ₈	28,172	4225,8	75,461
C ₄ H ₆ (дивинил)	0,22	33	0,611
i-C ₄ H ₈	2,918	437,636	7,815
i-C ₄ H ₁₀	20,04	3006	51,828
n-C ₄ H ₁₀	31,52	4728	81,517
C ₅ H ₁₂	0,40	60	0,833
CH ₃ OH	2,56	384	12
Итого	87,04	13055,936	234,467

Рассчитаем второй поток по формулам (3.1) и (3.2), полученный значения запишем в таблицу, приведенную ниже.

Состав для расчета Бутановой фракции, представлен в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – «Поток 2.»

Компонент	%, масс	кг/ч	кмоль/ч
C_3H_6	1,42	213	5,071
$\Sigma n-C_4H_8$	0,558	83,776	1,496
$i-C_4H_8$	0,382	57,288	1,023
$i-C_4H_{10}$	3,96	594	10,241
$n-C_4H_{10}$	6,48	972	16,759
C_5H_{12}	0,04	6,0	0,083
CH_3OH	0,12	18,0	0,563
Итого	12,96	1944,064	35,236
Σ прихода	100	15000	269,703

Третий поток рассчитываем по формулам аналогично первым двум и полученные значения вносим в таблицу

Таблица 3.3 – «Поток 3 - контактный газ.»

Статья прихода	кг/ч	кмоль/ч	Статья расхода	кг/ч	кмоль/ч
1 и 2 поток			3 поток		
C_3H_6	390	9,285	C_3H_6	370,22	8,814
nC_4H_{10}	5700	98,276	nC_4H_{10}	5700	98,276
iC_4H_{10}	36000	62,069	iC_4H_{10}	3600	62,069
ΣnC_4H_8	4309,5	76,955	ΣnC_4H_8	1120,47	20,008
C_4H_6 (дивин)	33	0,611	C_4H_6 (дивин)	33	0,611
iC_4H_8	495	8,840	iC_4H_8	495	8,840
C_5H_{12}	66	0,916	C_5H_{12}	66	0,916

Продолжение таблицы 3.3

C ₂	4,5	0,188	C ₂	4,5	8,814
CH ₃ OH	402	12,563	CH ₃ OH	402	12,563
			iC ₅ H ₁₀	649,95	9,285
			C ₆ H ₁₂ (гексен)	1630,188	19,407
			C ₆ H ₅ CH ₃	43,332	0,471
			CH ₄	7,536	0,471
			H ₂	3,768	1,884
			C ₆ H ₅ CH ₂ CH ₃	49,926	0,471
			iC ₆ H ₁₂	39,564	0,471
			C ₂ H ₄	659,260	23,545
			C ₇ H ₁₄	46,158	0,471
			C ₆ H ₁₂ (цикло-)	79,128	0,942
Итого	15000	269,703	Итого	15000	269,703

Расчет потока 3 – контактный газ

Выход %, масс (n-C₄H₈) = 74%

Находим количество прореагировавшего nC₄H₈ по выходу на пропущенный.

Σ n-C₄H₈ * выход %, масс (n-C₄H₈) = кол-во прореагировавшего nC₄H₈
 4225,8*0,74=3189,03 кг

Масса непрореагировавшего nC₄H₈
 4225,8 - 3189,03= 1120,47 кг или 20,008 кмоль

Рассмотрим реакцию (3):

$n(iC_4H_{10}) = n(nC_4H_{10})$

По реакции видно:

$n_{\text{израсход.}}(nC_4H_{10}) = 62,069$ кмоль

$m \quad (nC_4H_{10}) \quad = \quad 3600 \quad \text{кг}$

Масса nC_4H_{10} , которая поступила на (1) и (2) реакцию:

$$m(nC_4H_{10})_{(1и2)} = 5700 - 3600 = 2100 \text{ кг}$$

$$n(nC_4H_{10})_{(1и2)} = 36,207 \text{ кмоль}$$

По реакции (1) видно:

$$n(C_3H_6) = n(iC_5H_{10}),$$

следовательно,

$$n(iC_5H_{10}) = 9,285 \text{ кмоль}$$

$$m(iC_5H_{10}) = 649,95 \text{ кг}$$

По закону сохранения масс, масса nC_4H_{10} , поступившая на (1) реакцию:

$$m(nC_4H_{10})_{(1)} = m(C_3H_6) + m(iC_5H_{10})$$

$$m(nC_4H_{10})_{(1)} = 1039,95 \text{ кг}$$

Масса nC_4H_{10} , пошедшая на (2) реакцию:

$$m(nC_4H_{10})_{(2)} = m(nC_4H_{10})_{(1и2)} - m(nC_4H_{10})_{(1)}$$

$$m(nC_4H_{10})_{(2)} = 1060,05 \text{ кг}$$

$$n(nC_4H_{10})_{(2)} = 18,277 \text{ кмоль}$$

По реакции (2):

$$n(nC_4H_{10})_{(2)} : n(C_2H_4) : n(C_6H_{12(\text{гексен})}) = 2:3:3$$

$$n(C_2H_4)_{(2)} = 27,417 \text{ кмоль}$$

$$n(C_6H_{12(\text{гексен})})_{(2)} = 27,417 \text{ кмоль}$$

$$m(C_6H_{12(\text{гексен})})_{(2)} = 2303,028 \text{ кг}$$

Так как скорость химических реакций одинакова, то ей можно пренебречь, берем количество nC_4H_8 в равных мольных соотношениях для всех реакций с (4) по (8):

$$m(nC_4H_8) = 3189,03 / 11 = 289,912 \text{ кг}$$

$$n(nC_4H_8) = 5,177 \text{ кмоль}$$

Пусть 100% составляют 11 мольных частей nC_4H_8 , а на одну часть приходится $100/11=9,09\%$

Пусть X-кмоль приходится на одну часть, тогда

$$100\% - 5,177 \text{ кмоль}$$

$$9,09\% - X\text{-кмоль}$$

$$X = (9,09 \cdot 5,177) / 100 = 0,471 \text{ кмоль}$$

По реакции (4):

$$n(\text{nC}_4\text{H}_8)_{(4)} : n(\text{iC}_6\text{H}_{12}) : n(\text{C}_2\text{H}_4)_{(4)} = 2 : 1 : 1$$

$$n(\text{iC}_6\text{H}_{12}) = 0,942 / 2 = 0,471 \text{ кмоль}$$

$$m(\text{iC}_6\text{H}_{12}) = 39,564 \text{ кг}$$

$$n(\text{C}_2\text{H}_4)_{(4)} = 0,471 \text{ кмоль}$$

$$m(\text{C}_2\text{H}_4)_{(4)} = 13,188 \text{ кг}$$

По реакции (5):

$$n(\text{C}_2\text{H}_4)_{(5)} = n(\text{C}_2\text{H}_4)_{(2)} + n(\text{C}_2\text{H}_4)_{(4)}$$

$$n(\text{C}_2\text{H}_4)_{(5)} = 0,471 + 27,417 = 27,888 \text{ кмоль}$$

$$m(\text{C}_2\text{H}_4)_{(5)} = 780,864 \text{ кг}$$

Масса C_2H_4 прореагировавшая:

$$m(\text{C}_2\text{H}_4)_{(5\text{пр})} = 121,604 \text{ кг}$$

$$m(\text{C}_2\text{H}_4) = m(\text{C}_2\text{H}_4)_{(5)} - m(\text{C}_2\text{H}_4)_{(5\text{пр})}$$

$$m(\text{C}_2\text{H}_4)_{(5)} = 780,864 - 121,604 = 659,260 \text{ кг}$$

$$n(\text{C}_2\text{H}_4)_{(5)} = 23,545 \text{ кмоль}$$

$$m(\text{C}_6\text{H}_{12(\text{гексен})})_{(5)} = 672,840 \text{ кг}$$

$$m(\text{C}_6\text{H}_{12(\text{гексен})}) = m(\text{C}_6\text{H}_{12(\text{гексен})})_{(2)} + m(\text{C}_6\text{H}_{12(\text{гексен})})_{(5)}$$

$$m(\text{C}_6\text{H}_{12(\text{гексен})}) = 2303,028 - 672,840 = 1630,188 \text{ кг}$$

$$n(\text{C}_6\text{H}_{12(\text{гексен})}) = 19,407 \text{ кмоль}$$

По реакции (6):

$$n(\text{nC}_4\text{H}_8) = n(\text{C}_7\text{H}_{14}) = n(\text{C}_3\text{H}_6)_{(6)} = 0,471 \text{ кмоль}$$

$$m(\text{C}_7\text{H}_{14}) = 46,158 \text{ кг}$$

$$m(\text{C}_3\text{H}_6)_{(6)} = 19,78 \text{ кг}$$

$$m(\text{C}_3\text{H}_6) = m(\text{C}_3\text{H}_6)_{(1)} - m(\text{C}_3\text{H}_6)_{(6)} = 370,22 \text{ кг}$$

$$n(\text{C}_3\text{H}_6) = 8,814 \text{ кмоль}$$

По реакции (7):

$$n(\text{nC}_4\text{H}_8) : n(\text{C}_6\text{H}_{12(\text{цикло-})}) = 3 : 2$$

$$n(\text{C}_6\text{H}_{12(\text{цикло-})}) = 2 * 0,471 = 0,942 \text{ кмоль}$$

$$m(\text{C}_6\text{H}_{12(\text{цикло-})}) = 79,128 \text{ кг}$$

По реакции (8):

$$n(nC_4H_8) = 0,942 \text{ кмоль}$$

$$n(nC_4H_8) : n(C_6H_5CH_3) : n(CH_4) : n(H_2)_{(8)} = 2:1:1:2$$

$$n(C_6H_5CH_3) = 0,471 \text{ кмоль}$$

$$m(C_6H_5CH_3) = 43,332 \text{ кг}$$

$$n(CH_4) = 0,942 / 2 = 0,471 \text{ кмоль}$$

$$m(CH_4) = 7,536 \text{ кг}$$

$$n(H_2)_{(8)} = 0,471 \text{ кмоль}$$

По реакции (9):

$$n(nC_4H_8) = 0,269 \text{ кмоль}$$

$$n(nC_4H_8) : n(C_6H_5CH_2CH_3) : n(H_2)_{(9)} = 2:1:3$$

$$n(C_6H_5CH_2CH_3) = 0,471 \text{ кмоль}$$

$$m(C_6H_5CH_2CH_3) = 49,926 \text{ кг}$$

$$n(H_2)_{(9)} = 0,471 \text{ кмоль}$$

$$m(H_2)_{(9)} = 1,413 \text{ кг}$$

$$n(H_2) = n(H_2)_{(8)} + n(H_2)_{(9)} = 1,884 \text{ кмоль}$$

$$m(H_2) = 3,768 \text{ кг}$$

Рассчитываем четвертый поток на основе третьего.

Таблица 3.4 – «Поток 4.»

Статья прихода	кг/ч	кмоль/ч	Статья расхода	кг/ч	кмоль/ч
3 поток			4 поток		
iC ₄ H ₁₀	3600	62,069	iC ₄ H ₁₀	3600	62,069
nC ₄ H ₁₀	5700	98,276	nC ₄ H ₁₀	5700	98,276
C ₅ H ₁₂	66	0,916	C ₅ H ₁₂	66	0,916
C ₆ H ₁₂ (гексен)	1630,188	19,407	C ₆ H ₁₂ (гексен)	1630,188	19,407
C ₇ H ₁₄	46,158	0,471	C ₇ H ₁₄	46,158	0,471
C ₂ H ₄	659,260	23,545	C ₂ H ₄	659,260	23,545
iC ₆ H ₁₂	39,564	0,471	iC ₆ H ₁₂	39,564	0,471

Продолжение таблицы 3.4

iC_4H_8	495	8,840	iC_4H_8	150,46	13,007
$C_6H_5CH_2CH_3$	49,926	0,471	$C_6H_5CH_2CH_3$	49,926	0,471
CH_4	7,536	0,471	CH_4	7,536	0,471
H_2	3,768	1,884	H_2	3,768	1,884
$C_6H_5CH_3$	43,332	0,471	$C_6H_5CH_3$	43,332	0,471
C_6H_{12} (цикло-)	79,128	0,942	C_6H_{12} (цикло-)	79,128	0,942
C_4H_6 (дивин)	33	0,611	C_4H_6 (дивин)	33	0,611
C_3H_6	370,22	8,814	C_3H_6	370,22	8,814
$\Sigma n-C_4H_8$	1120,47	20,008	$\Sigma n-C_4H_8$	91,784	1,639
$i-C_5H_{10}$	649,95	9,285	$i-C_5H_{10}$	649,95	9,285
CH_3OH	402	12,563	CH_3OH	402	12,563
C_2	4,5	0,188	$C_5H_{12}O$ (МТВЭ)	144,232	1,639
			$C_6H_{14}O$ (МТАЭ)	947,07	9,285
			C_5H_{10}	144,73	1,639
			$C_6H_{14}O$ (МБАЭ)	167,178	1,639
			C_2	4,5	0,188
ИТОГО	15000	269,703	ИТОГО	15000	269,703

3.1.2 Для процесса этерификации.

Расчёт потока 4

По уравнению 1:

$$n(CH_3OH)=n(C_5H_{12}O)=n_{(МТВЭ)}=1,639\text{кмоль}$$

$$m(\text{C}_5\text{H}_{12}\text{O}) = 144,232 \text{ кг}$$

$$m(\text{CH}_3\text{OH}) = 52,448 \text{ кг}$$

$$m(\text{C}_4\text{H}_8) = 91,784 \text{ кг}$$

$$m(i\text{C}_4\text{H}_8) = 150,46 \text{ кг}$$

По уравнению 2:

$$n(\text{CH}_3\text{OH}) = n_{(\text{МТАЭ})} = 9,285 \text{ кмоль}$$

$$m(i\text{C}_5\text{H}_{10}) = 649,95 \text{ кг}$$

$$m(\text{CH}_3\text{OH}) = 297,12 \text{ кг}$$

$$m_{(\text{МТАЭ})} = 947,07 \text{ кг}$$

По уравнению 3:

$$n(\text{CH}_3\text{OH}) = n(\text{C}_5\text{H}_{10}) = n_{(\text{МВАЭ})} = 1,639 \text{ кмоль}$$

$$m(\text{CH}_3\text{OH}) = 52,448 \text{ кг}$$

$$m(\text{C}_5\text{H}_{10}) = 114,73 \text{ кг}$$

$$m_{(\text{МВАЭ})} = 167,178 \text{ кг}$$

Рассчитываем пятый поток и результаты вносим в таблицу 3.5.

Таблица 3.5 – «Поток 5.»

Компонент 5 поток	кг/ч	кмоль/ч
БФ-рецикл(2поток)		
C_3H_6	213	5,071
$\Sigma n\text{-C}_4\text{H}_8$	83,776	1,496
$i\text{-C}_4\text{H}_8$	57,288	1,023
$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	594	10,241
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	972	16,759
C_5H_{12}	6,0	0,083
CH_3OH	18,0	0,563
Итого	1944,064	35,236

Продолжение таблицы 3.5

БФ- производство		
C_3H_6	157,22	3,743
$\Sigma n-C_4H_8$	8,008	0,143
i- C_4H_8	93,172	11,984
i- C_4H_{10}	3006	51,828
n- C_4H_{10}	4728	81,517
C_5H_{12}	60	0,833
CH_3OH	384	12,000
Итого	8436,400	162,048

На основе четвертого и пятого потока, составляем шестой.

Таблица 3.6 – «Поток 6.»

КОМПОНЕНТЫ	кг/ч	кмоль/ч
C_6H_{12} (цикло-)	79,128	0,942
C_7H_{14}	46,158	0,471
C_2H_4	659,260	23,545
i- C_6H_{12}	39,564	0,471
C_4H_6 (дивин)	33	0,611
$C_6H_5CH_2CH_3$	49,926	0,471
CH_4	7,536	0,471
H_2	3,768	1,884
$C_6H_5CH_3$	43,332	0,471
C_6H_{12} (гексен)	1630,188	19,407
i- C_5H_{10}	649,95	9,285
$C_5H_{12}O$ (МТВЭ)	144,232	1,639
$C_6H_{14}O$ (МТАЭ)	947,07	9,285
C_5H_{10}	144,73	1,639
$C_6H_{14}O$ (МБАЭ)	167,178	1,639

Продолжение таблицы 3.6

С ₂	4,5	0,188
Итого	4649,520	72,419

3.2 Тепловой баланс

3.2.1 Для процесса олигомеризации

Уравнение теплового баланса аппарата в общем виде:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5, \quad (3.3)$$

где Q_1 -теплота экзотермической реакции, кДж;

Q_2 -тепловой поток бутан-бутиленовой фракции на входе в реактор, кДж;

Q_3 -тепловой поток олигомеризата на выходе из реактора, кДж;

Q_4 -теплопотери в окружающую среду, кДж;

Q_5 -тепло вносимое теплоносителем, кДж.

Расчет теплоты реакций

Стандартные теплоты образования приведены в следующей таблице 3.7.

Таблица 3.7 – «Теплоты образования.»

Компонент	$\Delta H_{\text{обр.}}$, кДж/моль	$\Delta H_{\text{обр.}}$, кДж/кмоль
C_3H_6	20,41	20410
nC_4H_{10}	-124,70	-124700
iC_4H_{10}	-134,52	-134520
nC_4H_8	-0,13	-130
iC_5H_{10}	-329,00	-329000
$C_6H_{12(\text{гексен})}$	-156,00	-156000
$C_6H_5CH_3$	50,17	501700
CH_4	-74,85	-74850
H_2	46,00	46000
$C_6H_5CH_2CH_3$	-327,27	-327270
iC_6H_{12}	-146,44	-146440
C_2H_4	52,30	52300
C_7H_{14}	-673,40	-673400
$C_6H_{12(\text{цикло-})}$	-123,14	-123140

Рассчитываем тепловой эффект реакций 1-9, по формуле:

$$\Delta H = \Delta H \text{ прод.} - \Delta H \text{ исх.}, \quad (3.4)$$

где ΔH – теплота реакции, кДж;

ΔH прод. – теплота образования продуктов реакции, кДж;

ΔH исх. – теплота образования исходных веществ, кДж.

1. $\Delta H_1 = 20410 - 329000 - 124700 = - 59190$ кДж
2. $\Delta H_2 = 52300 - 156000 + 2 \cdot 124700 = 145700$ кДж
3. $\Delta H_3 = -134520 + 124700 = -9820$ кДж
4. $\Delta H_4 = -146440 + 52300 + 2 \cdot 130 = - 94010$ кДж
5. $\Delta H_5 = -156000 - 52300 + 130 = -208170$ кДж
6. $\Delta H_6 = - 67340 - 20410 + 130 = - 87620$ кДж
7. $\Delta H_7 = - 123140 \cdot 2 + 3 \cdot 130 = - 245890$ кДж
8. $\Delta H_8 = 50170 - 74850 + 2 \cdot 46000 + 2 \cdot 130 = 67580$ кДж
9. $\Delta H_9 = -327270 + 3 \cdot 46000 + 2 \cdot 130 = -189010$ кДж

Тепловой эффект из уравнения Гиббса

$$Q_1 = \sum |-\Delta H_{1-9}| = 680430 \text{ кДж};$$

Теплота реакции - получилась отрицательная, значит процесс синтеза олигомеризата из ББФ идет с выделением тепла (экзотермический процесс).

Рассчитываем тепловой эффект ББФ:

Формула для расчёта физического тепла реагентов:

$$Q = n \cdot c_p \cdot T, \quad (3.5)$$

где Q – физическое тепло реагентов, кДж;

n - количество вещества, кмоль;

c_p - теплоемкость вещества при соответствующей температуре, кДж/К*моль;

T - температура реагентов, К

Стандартные величины теплоемкостей, приведены в таблице 3.8.

Таблица 3.8 – «Молярная теплоемкость веществ.»

Компонент	c_p при 298 К	c_p , при 629 К	c_p , при 699 К
C_3H_6	63,93	134,956	149,980
nC_4H_{10}	97,51	205,844	228,758
iC_4H_{10}	96,88	204,514	225,0249
ΣnC_4H_8	72,26	152,541	55,1187
C_4H_6 (дивин)	79,59	168,014	20,0223
iC_4H_8	89,18	188,259	79,6120
CH_3OH	83,58	176,437	25,2650
C_5H_{12}	120,30	253,953	282,224
iC_5H_{10}	111,70	235,799	77,1540
C_6H_{12} (гексен)	132,40	279,496	15,7440
$C_6H_5CH_3$	73,20	154,525	171,727
CH_4	35,74	75,447	83,8436
H_2	15,33	32,362	35,964
$C_6H_5CH_2CH_3$	111,06	234,448	260,547
iC_6H_{12}	126,70	267,464	297,238
C_2H_4	43,58	91,997	29,326
C_7H_{14}	97,63	206,097	299,040
C_2	8,53	18,007	20,011
C_6H_{12} (цикло-)	106,30	224,399	249,3800

[23-25]

Используя формулу (3.5) рассчитываем таблицу 3.9

Таблица 3.9 – «Физическое тепло реагентов на входе.»

Компонент	c_p , кДж/К*кмоль	n, кмоль	T, К	Q_2 , кДж
C_3H_6	134,956	9,285	629	788178,803

Продолжение таблицы 3.9

nC_4H_{10}	205,844	98,276	629	12724371,2
iC_4H_{10}	204,514	62,069		7984513,08
iC_4H_8	188,259	8,840		1046787,81
ΣnC_4H_8	152,541	76,955		7383700,58
C_5H_{12}	253,953	0,916		146318,576
CH_3OH	176,437	12,563		1394227,58
C_2	18,007	0,188		2129,364
C_4H_6	168,014	0,611		64570,973

Общее количество тепла реагентов на входе составляет:

$$Q_2 = 31534798,0 \text{ кДж}$$

Потери в окружающую среду

Принимаем, что потери в окружающую среду составляют 5 % от Σ приходящего тепла

$$Q_4 = (Q_1 + Q_2) * 0,05, \quad (3.6)$$

где Q_4 -теплопотери в окружающую среду, кДж;

Q_1 -теплота экзотермической реакции, кДж;

Q_2 -тепловой поток бутан-бутиленовой фракции на входе в реактор, кДж.

$$Q_4 = (680430 + 31534798) * 0,05 = 1610761,4 \text{ кДж}$$

Аналогично таблице 3.9 считаем таблицу 3.10

Таблица 3.10 – «Физическое тепло продуктов на выходе.»

Компонент	c_p , кДж/К*кмоль	n, кмоль	T, К	Q_3 , кДж
C_3H_6	149,9800	8,814	699	924024,680
ΣnC_4H_8	55,1187	20,008		770867,650
C_4H_6 (дивин)	186,7180	0,611		79745,204
C_2	20,0223	0,188		2631,177
i C_4H_8	79,6120	8,840		491935,286
i C_4H_{10}	225,0249	62,069		9762982,290
n C_4H_{10}	228,758	98,276		15714513,4
CH_3OH	25,2650	12,563		221865,532
C_5H_{12}	282,2240	0,916		180703,512
i C_5H_{10}	77,1540	9,285		500746,048
C_6H_{12} (гексен)	15,7440	19,407		213575,122
$C_6H_5CH_3$	171,7270	0,471		56537,509
CH_4	83,8436	0,471		27603,745
H_2	35,9640	1,884		47361,567
$C_6H_5CH_2CH_3$	260,5470	0,471		85779,628
i C_6H_{12}	297,2380	0,471		97859,370
C_2H_4	29,3260	23,545		482645,988
C_7H_{14}	299,0400	0,471	98452,640	
C_6H_{12} (цикло-)	249,3800	0,942	164206,256	

Общее количество тепла продуктов на выходе составляет:

$$Q_3 = 29924036,6 \text{ кДж}$$

Тепло от теплоносителя

$$Q_5 = n * c_p * T; \quad (3.7)$$

где Q_5 -тепло вносимое теплоносителем, кДж;

n - количество вещества, кмоль;

c_p - теплоемкость вещества при соответствующей температуре,
кДж/К*моль;

T - температура реагентов, К.

$$Q_1 = Q_5;$$

$$c_p (\text{H}_2\text{O}) = 1 \text{ кДж/ К*кмоль};$$

$$T = 699 \text{ К};$$

$$n = 680430 / (1*699) = 973, 433 \text{ кмоль}$$

Общий тепловой баланс процесса синтеза олигомеризата, вносим в таблицу 3.11

Переводим кДж/ч в кВт и результаты пишем в таблицу 3.12

Формула для перевода кДж в кВт:

$$\text{кДж/ч} / 3600 = \text{кВт} / \text{ч} \quad (3.8)$$

Таблица 3.11 – «Тепловой баланс.»

Статья прихода	кДж/ч	Статья расхода	кДж/ч
Тепловой эффект реакции Q_1	680430	Тепловой поток продуктов на выходе Q_3	29924036,6
Тепловой поток реагентов на входе Q_2	31534798	Теплопотери в окружающую среду Q_4	1610761,4
		Тепло теплоносителя Q_5	680430
Итого	32215228	Итого	32215228

Таблица 3.12 – «Энергетический баланс.»

Статья прихода	кВт	Статья расхода	кВт
Тепловой эффект реакции Q_1	189,008	Тепловой поток продуктов на выходе Q_3	8312,232
Тепловой поток реагентов на входе Q_2	8759,666	Теплопотери в окружающую среду Q_4	447,434
		Тепло теплоносителя Q_5	189,008
Итого	8948,674	Итого	8948,674

3.2.2 Для процесса этерификации.

Уравнение теплового баланса аппарата в общем виде:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5, \quad (3.9)$$

где Q_1 - теплота экзотермической реакции, кДж;

Q_2 - тепловой поток на входе реактора этерификации, кДж;

Q_3 - тепловой поток на выходе реактора этерификации, кДж;

Q_4 - тепло потери в окружающую среду, кДж;

Q_5 - тепло вносимое теплоносителем, кДж.

Расчет теплоты реакций

Стандартные теплоты образования представлены ниже.

Таблица 3.13 – «Теплоты образования 2»

Компонент	$\Delta H_{\text{обр.}}, \text{кДж/моль}$	$\Delta H_{\text{обр.}}, \text{кДж/кмоль}$
$\text{C}_5\text{H}_{12}\text{O}$	-360,10	-360100
CH_4O	-202,00	-202000
$n\text{C}_4\text{H}_8$	-0,13	-130
$i\text{C}_5\text{H}_{10}$	-329,00	-329000
C_5H_{10}	-77,20	-77200
$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}$ (МТАЭ)	-564,00	-564000
$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}$ (МВАЭ)	-290,20	-290200

[26]

Рассчитываем теплоты реакций 1-3 по формуле (3.4)

- $\Delta H_1 = -360100 + 130 + 202000 = -157970 \text{ кДж}$
- $\Delta H_2 = -564000 + 329000 + 202000 = -33000 \text{ кДж}$
- $\Delta H_3 = -290200 + 77200 + 202000 = -11000 \text{ кДж}$

Тепловой эффект из уравнения Гиббса:

$$Q_1 = \sum |-\Delta H_{1-3}| = 201970 \text{ кДж};$$

Теплота реакции получилась отрицательная, значит процесс этерификации идет с выделением тепла (экзотермический процесс).

В таблице 3.14 приведены стандартные молярные теплоемкости веществ, используемых в процессе.

Таблица 3.14 – «Молярная теплоемкость веществ 2»

Компонент	C_p при 298 К	C_p , при 340 К	C_p , при 323 К
C_3H_6	63,93	72,944	69,300
$n\text{C}_4\text{H}_{10}$	97,51	111,259	105,701
$i\text{C}_4\text{H}_{10}$	96,88	110,540	105,018
$\Sigma n\text{C}_4\text{H}_8$	72,26	82,449	78,330
C_4H_6 (дивин)	79,59	90,812	86,276

Продолжение таблицы 3.14

iC_4H_8	89,18	101,754	96,671
CH_3OH	83,58	95,365	90,601
C_5H_{12}	120,30	137,262	130,405
iC_5H_{10}	111,70	127,450	121,084
C_6H_{12} (гексен)	132,40	151,068	107,789
$C_6H_5CH_3$	73,20	83,521	79,349
CH_4	35,74	40,779	38,742
H_2	15,33	17,492	16,618
$C_6H_5CH_2CH_3$	111,06	126,719	120,389
iC_6H_{12}	126,70	144,565	137,343
C_2H_4	43,58	49,725	47,241
C_7H_{14}	97,63	111,396	105,831
C_2	8,53	9,733	9,264
C_6H_{12} (цикло-)	106,30	121,288	115,229
$C_5H_{12}O$ (МТВЭ)	209,20	238,697	226,773
C_5H_{10}	82,93	94,623	89,896
$C_6H_{14}O$ (МТАЭ)	146,70	167,385	159,023
$C_6H_{14}O$ (МВАЭ)	146,70	167,385	159,023

[27]

Рассчитываем Q_2 по формуле (3.5) и значение вносим в таблицу 3.14

Таблица 3.15 – «Физическое тепло реагентов на входе.»

Компонент	c_p , кДж/К*кмоль	n, кмоль	T, К	Q_2 , кДж
C_3H_6	72,944	8,814	340	218595,661
nC_4H_{10}	111,259	98,276		3717590,42
iC_4H_{10}	110,540	62,069		2332776,47
ΣnC_4H_8	82,449	20,008		560877,461

Продолжение таблицы 3.15

C_4H_6 (дивин)	90,812	0,64	18865,285
iC_4H_8	101,754	8,840	305831,822
C_5H_{12}	137,262	0,916	42748,877
iC_5H_{10}	127,450	9,285	402346,905
C_6H_{12} (гексен)	151,068	19,407	996804,07
$C_6H_5CH_3$	83,521	0,471	13375,053
CH_4	40,779	0,471	6530,349
H_2	17,492	1,884	11204,676
$C_6H_5CH_2CH_3$	126,719	0,471	20292,781
iC_6H_{12}	144,565	0,471	23150,639
C_2H_4	49,725	23,545	398063,542
C_2	9,733	0,188	622,133
C_7H_{14}	111,396	0,471	17838,955
C_6H_{12} (цикло)	121,288	0,942	38846,121
CH_3OH	95,365	12,563	407343,968

Общее количество тепла реагентов на входе составляет:

$$Q_2 = 9533705, 2 \text{ кДж}$$

Рассчитываем Q_3 , аналогично Q_2

Таблица 3.16 – «Физическое тепло продуктов на выходе.»

Компонент	c_p , кДж/К*кмоль	n, кмоль	T, К	Q_3 , кДж
iC ₄ H ₁₀	105,108	62,069	323	2107235,35
nC ₄ H ₁₀	105,701	98,276		3355282,49
C ₅ H ₁₂	130,405	0,916		38582,667
C ₆ H ₁₂ (цикло)	115,229	0,942		35060,267
C ₇ H ₁₄	105,831	0,471		16100,388
C ₂ H ₄	47,241	23,545		359269,458
iC ₆ H ₁₂	137,343	0,471		20894,403
iC ₄ H ₈	96,671	13,007		406140,102
C ₆ H ₅ CH ₂ CH ₃	120,389	0,471		18315,140
CH ₄	38,742	0,471		5893,937
H ₂	16,618	1,884		10112,585
C ₆ H ₅ CH ₃	79,349	0,471		12071,601
C ₆ H ₁₂ (гексен)	107,789	19,407		675671,143
C ₄ H ₆ (дивин)	86,276	0,611		17026,827
C ₃ H ₆	69,3	8,814		197291,695
Σ nC ₄ H ₈	78,33	1,639		41467,667
iC ₅ H ₁₀	121,084	9,285		363137,576
C ₂	9,264	0,188		562,574
CH ₃ OH	90,601	12,563		367645,177
C ₅ H ₁₂ O(МТВЭ)	226,773	1,639		120052,972
C ₆ H ₁₄ O(МТАЭ)	159,023	9,285	476918,723	
C ₆ H ₁₄ O(МВАЭ)	159,023	1,639	84186,299	
C ₅ H ₁₀	89,896	1,639	47590,673	

Общее количество тепла продуктов на выходе составляет:

$$Q_3 = 9046921,4 \text{ кДж}$$

Потери в окруж. среду

Принимаем, что потери в окружающую среду составляют 5 % от Σ приходящего тепла, рассчитываем по формуле (3.6)

$$Q_4 = (201970 + 9533705,2) * 0,05 = 486783,8 \text{ кДж}$$

Тепло от теплоносителя, считаем по формуле (3.7)

$$c_p (\text{H}_2\text{O}) = 1 \text{ кДж/К*кмоль}; T = 323;$$

$$n = 201970 / (1 * 323) = 625,294 \text{ кмоль}$$

Из проведенных расчетов составляем общую таблицу 3.17 и 3.18.

Таблица 3.17 – «Тепловой баланс 2.»

Статья прихода	кДж/ч	Статья расхода	кДж/ч
Тепловой эффект реакции Q_1	201970	Тепловой поток продуктов на выходе Q_3	9046921,4
Тепловой поток реагентов на входе Q_2	9533705,2	Теплопотери в окружающую среду Q_4	486783,8
		Тепло теплоносителя Q_5	201970
Итого	9735675,2	Итого	9735675,2

Таблица 3.18 – «Энергетический баланс.»

Статья прихода	кВт	Статья расхода	кВт
Тепловой эффект реакции Q_1	56,10	Тепловой поток продуктов на вых-де Q_3	2513,03

Продолжение таблицы 3.18

Тепловой поток реагентов на входе Q_2	2648,25	Теплопотери в окружающую среду Q_4	135,22
		Тепло теплоносителя Q_5	56,10
Итого	2704,35	Итого	2704,35

3.3 Расчет основных характеристик аппарата.

Таблица 3.19 – «Техническая характеристика реактора.»

Диаметр (D, м)	1200,0 мм
Высота цилиндр. части (h, м)	8000 мм
Общая высота (h _{общ} , м)	8710 мм
Толщина торкретбетона	150 мм
Объем катализатора ИК-17-М	4,4 м ³
Расчётное давление	7 кгс/см ²
Расчетная температура стенок	300 ° С
Вместимость аппарата	5,093 м ³
Объем исходной ББФ	6041,347 м ³
Шерохов. стенок труб абсолют. (e, м)	0,2мм

Таблица 3.20- «Расчета объема исходной ББФ.»

Исходные данные		Расчет
поток	кмоль	м ³
приходящий	269,703	6041,347

Аппаратов обеспечивающих заданную производительность надо:

$$N = 10,084 / 5,093 = 1,98 \text{ или } 2 \text{ полки}$$

Как видим, нам установить необходимо 2 полки, соединенные параллельно.

Диаметр штуцеров

Расчет плотности смеси по формуле (3.10)

$$\rho_{\text{см}} = \rho_{\text{бутана}} * X_1 + \rho_{\text{изобутана}} * X_2 + \rho_{\text{бутена}} * X_3, \quad (3.10)$$

ГДЕ X_1, X_2, X_3 – массовые доли соответствующих веществ, %. масс.

$$\rho_{\text{бутана}} = 0,227 \text{ г/см}^3;$$

$$\rho_{\text{изобутана}} = 0,238 \text{ г/см}^3;$$

$$\rho_{\text{бутена}} = 0,613 \text{ г/см}^3.$$

$$\rho_{\text{см}} = 0,227 * 0,4564 + 0,238 * 0,1497 + 0,613 * 0,3250 = 0,3385 \text{ г/см}^3;$$

Рассчитываем объём смеси по формуле (3.11)

$$V_{\text{см}} = \rho_{\text{см}} * P, \quad (3.11)$$

где P – производительность установки, кг/ч.

$$V_{\text{см}} = 0,3385 * 15000 = 5077,5 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$w = 1,5 \text{ м/с}$ (данные аналитического контроля);

Площадь сечения круга, находим через формулу (3.12)

$$S_{\text{сеч. круг.}} = V_{\text{см}} * w, \quad (3.12)$$

$$S_{\text{сеч. круг.}} = 5077,5 * 1,5 = 7616,25 \text{ м};$$

Радиус окружности по формуле (3.13)

$$r = (S_{\text{сеч. круг.}} / \pi)^{1/2}, \quad (3.13)$$

$$r = (7616,25 / 3,14)^{1/2} = 49,25 \text{ м};$$

Диаметр круга находим по формуле (3.14)

$$d_{\text{круг.}} = 2 * r, \quad (3.14)$$

$$d_{\text{круг.}} = 2 * 49,25 = 98,5 \text{ м или } 98500 \text{ мм};$$

Внутренний диаметр по формуле (3.15)

$$d_{\text{внутр}} = d_{\text{круг.}} - 2 * S_{\text{толщ. стенок.}}; \quad (3.15)$$

где $S_{\text{толщ. стенок}}$ - толщина стенок, мм;

$$S_{\text{толщ. стенок}} = 49187,5 \text{ мм};$$

$$d_{\text{внутр}} = 98500 - 2 * 49187,5 = 125 \text{ мм};$$

Таблица 3.21 – «Обозначение и размеры трубы.»

Условный проход трубы ($d_{\text{внутр}}$), мм	Диаметр резьбы (G), дюйм	Наружный диаметр трубы (Dh), мм		
		Труба стальная водо-газо-проводная	Бесшовная	Полимерная
125	5"	140	133	140

[28]

Гидравлическое сопротивление

Элементарный диаметр по формуле (3.16)

$$d_{\text{э}} = (4 * \pi * (r)^2) / (h * 2 * \pi * r), \quad (3.16)$$

где r - радиус реактора синтеза олигомеризата, м;

h - высота цилиндр. части реактора, м.

$$d_{\text{э}} = (4 * 3,14 * (0,6)^2) / (8 * 2 * 3,14 * 0,6) = 0,15 \text{ м}$$

Относительная шероховат. стенок по формуле (3.17)

$$\varepsilon = e / d_{\text{э}}, \quad (3.17)$$

где e – абсолютная шероховатость стенок трубы, равная 0,2 мм.

$$\varepsilon = 0,0002 / 0,15 = 0,0013 \text{ м}$$

Вязкость смеси

$$\mu_{\text{см}} = 1,3420 \text{ Па} * \text{с}$$

Число Рейнольдса по (3.18)

$$Re = (w * d_{\text{э}} * \rho_{\text{см}}) / \mu_{\text{см}}, \quad (3.18)$$

$$Re = (1,5 * 0,15 * 338,5) / 1,342 = 56,753,$$

Коэффициент трения по (3.19)

$$\lambda = (1 / (-21 * g * [(\varepsilon / 3,7) + (6,81 / Re)^{0,9}])^2), \quad (3.19)$$

$$\lambda = (1 / (-21 * 9,81 * [(0,0013 / 3,7) + (6,81 / 56,753)^{0,9}])^2) = 0,0011$$

Σ потери давления по (3.20)

$$\Delta \rho_{\text{п}} = (\lambda * (h_{\text{общ}} / d_{\text{э}}) + 10,3) * (w)^2 * \rho_{\text{см}} / 2, \quad (3.20)$$

$$\Delta \rho_{\text{п}} = (0,0011 * (8,71 / 0,15) + 10,3) * (1,5)^2 * 338,5 / 2 = 8610,436 \text{ Па}$$

Напор для преодоления сопротивл. трения и мест. сопр. (переходов, тройников) по формуле (3.21)

$$h_{\text{п}} = (\lambda * (h_{\text{общ}} / d_{\text{э}}) + 10,3) * (w)^2 / (2 * g), \quad (3.21)$$

$$h_{\text{п}} = (0,0011 * (8,71 / 0,15) + 10,3) * (1,5)^2 / (2 * 9,81) = 1,189 \text{ Па}$$

[29]

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

На основе данных производственной установки Д - 6, 3 предприятия ООО «СИБУР Тольятти» и проведенных расчетов была исследована возможность производства ДВМ без технологической стадии отмывки углеводородного сырья от метанола и его выделения из промывных вод путем расчета материальных и тепловых балансов, уточнения основных характеристик аппарата для синтеза олигомеризата при изменении применяемой в настоящий момент технологии.

По результатам расчетов было выявлено, что исключить предполагаемую технологическую стадию возможно при повышении температуры на входе и выходе реактора, а также замены применяемого катализатора БАК-70 на ИК-17-М с целью предотвращения потерь активности в присутствии метилового спирта.

Положительно и то, что данным изменении процесса не требует замены и переоборудования используемого реактора.

Таким образом, делаем вывод о том, что рассматриваемая оптимизация производства ДВМ возможна и может стать конкурентоспособной альтернативой действующим технологиям.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Интернет ресурс <http://www/sibur.ru/tk/about/catalyzer>
2. Ismailova, Z. R., Kh. B. Thermodynamic analysis of a process for producing high-octane gasoline components from catalytic cracking gas // Industrial and Engineering Chemistry Research. - V.98. - №1 – P. 156-157
3. Kish Sara Safari, Rashidi Alimorad. Increasing the octane number of gasoline using functionalized carbon nanotubes // Applied Surface Science. – 2010. - V.256.-№11 – P. 3472-3477
4. Kolb J.A., Anderson J.E., Studzinski W., Frusti J. Refining economics of U.S. gasoline: octane ratings and ethanol content // Environ Sci Technol. - 2014. - V.177.-№5- P. 33-40
5. Tan, Eric C. D., Talmadge Michael. Conceptual process design and economics for the production of high-octane gasoline blendstock via indirect liquefaction of biomass through methanol/dimethyl ether intermediates // Industrial and Engineering Chemistry Research. – 2015. – V.76. - №1- P. 107-117
6. Tan, Eric C. D., Talmadge Michael, Dutta Abhijit. Combined Sustainability Assessment and Techno-Economic Analysis for the Production of Biomass-Derived High-Octane Gasoline Blendstock // Related Information. – 2015. - V. 10. -№1-P. 8-13
7. Maria Kirgina. Optimization of High-Octane Gasoline Production // Applied Surface Science. – 2015. - V.880. - №2-P. 121-127
8. Ciatti, S. A., Subramanian, S. An experimental investigation of low octane gasoline in diesel engines // Industrial and Engineering Chemistry Research. – 2011. – V.33. - №3 – P. 10-15
9. Фалькевич Г.С., Ростанин Н.Н., Нефедов Б.К., Иняева Г.В. Каталитическая переработка олефин содержащих газов нефтепереработки и нефтехимии как важный фактор повышения эффективности производства моторных топлив и улучшения их экологических свойств // Катализ в промышленности. – 2001. - №2. - С. 36-41

10. Регламент «Сибур Тольятти» ТР-Д-3, Д-6-25,14 р. 3
11. Хашагульгова Н.С., Коновальчиков Л.Д., Нефедов Б.К., Колесник С.О. Гетерогенные катализаторы для олигомеризации низших олефинов // Химия и технология топлив и масел. – 1992. - №12. - С.5-6
12. Интернет ресурс <http://www.sibur.ru/tk/projects/>
13. Patent Number: 2176634/Россия/ Способ получения высокооктановой добавки - компонента автомобильного топлива/Барышников М.Б., Рыжиков В.Г., Васильев В.Ф., Головачев А.М. / 2015
14. Patent Number: 2333937 /Россия/ Способ получения высокооктанового бензина/ Овсянников В. А., Накипова И. Г., Гаврилов Н. В. / 2013
15. Patent Number: 2326933/Россия/способ получения высокооктанового топлива/ Абрамов И. В., Михайлов Ю. О., Шуклин С.Г. / 2006
16. Регламент «Сибур Тольятти» ТР-Д-3, Д-6-25,14 р. 3, ПИ-Д-3-03-13
17. Регламент «Сибур Тольятти» ТР-Д-3, Д-6-25,14 р. 3, ПИ-Д-3-07-13
18. Регламент «Сибур Тольятти» ТР-Д-3, Д-6-25-14 р. 3
19. Регламент «Сибур Тольятти» ТР-Д-3, Д-6-25-14 р. 3
20. Регламент «Сибур Тольятти» ТР-Д-3, Д-6-25-14 р.3.6
21. ЭповаТ.И., Пономарева Н.Н. Методические указания к выполнению курсовой работы по общей химической технологии // Справочник. – 2006. – С.98
22. Интернет ресурс <http://www.tehtab.ru>
23. Интернет ресурс <http://www.chemanalytica.com>
24. Краткий справочник химика/под ред. Б.В. Некрасова. – М.-Л.: Химия, 1964. – 559 с.
25. Справочник нефтехимика / под ред. С.К. Огородникова. – Л: Химия, 1978. – 559 с.
26. Перри Дж. Справочник инженера- химика: Т 1/ пер. с англ. – Л.: Химия 1974

27. Рябинович В.А. Краткий справочник – 3-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1991. – 432 с.
28. Интернет ресурс <http://protrybu.ru/diametry-stalnyh-trub>
29. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии // Химия. – 1991. - С.352