

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Институт компьютерных и инженерных наук
Кафедра химии и химической технологии
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая технология
природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ
Зав. кафедрой
_____ Ю.А. Гужель
«___» _____ 20__г.

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Проектирование и расчет установки пиролиза

Исполнитель

студент группы 0107-об _____ Е.Д. Сорокина
(подпись, дата)

Руководитель

доцент, канд. техн. наук _____ Г.Г. Охотникова
(подпись, дата)

Консультант по безопасности
жизнедеятельности

доцент., канд. техн. наук _____ А.В. Козырь
(подпись, дата)

Нормоконтроль

проф., док. хим. наук _____ Т.А. Родина
(подпись, дата)

Благовещенск 2024

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Институт компьютерных и инженерных наук
Кафедра Химии и химической технологии

УТВЕРЖДАЮ
Зав. кафедрой
_____ Ю.А. Гужель
« ____ » _____ 20__ г.

З А Д А Н И Е

К выпускной квалификационной работе студента Сорокиной Елизаветы Дмитриевны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Проектирование и расчёт установки пиролиза» утверждена Приказом от 17.04.2024 г № 1016-уч.

2. Срок сдачи студентом законченной работы 07.06.2024 г.

3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки по сырью – 300 000 тыс. т/год; сырье – этановая фракция; степень конверсии сырья – 68 %; соотношение пар : сырье = 1 : 3 по массе; потери 1 %; число рабочих дней установки – 335. Литературные данные. Техническая документация, нормативная и иная документация, статистические данные.

4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по процессам пиролиза. Описание технологической схемы процесса пиролиза этановой фракции. Расчет основного оборудования процесса. Экономическое обоснование проекта. Основные требования безопасности на установке, анализ воздействия процесса на окружающую среду.

5. Перечень материалов приложения: Технологическая схема установки пиролиза.

6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А. В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Экологическая безопасность»

7. Дата выдачи задания 25.04.2024 г.

Руководитель выпускной квалификационной работы: Охотникова Галина Генриховна, доцент, канд. техн. наук, доцент

Задание принял к исполнению 25.04.2024 г.

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 92 с., 107 формул, 6 рисунков, 26 таблиц, 44 источника.

ПИРОЛИЗ, УСТАНОВКА ПИРОЛИЗА, ЭТАНОВАЯ ФРАКЦИЯ, ЭТИЛЕН, СЕЛЕКТИВНОСТЬ, КОКСООБРАЗОВАНИЕ

В бакалаврской работе проведено комплексное исследование технологического процесса пиролиза газового сырья.

Цель работы – проектирование и расчет установки пиролиза; основное внимание уделяется изучению принципов работы, технологических особенностей термического разложения углеводородов и конструктивным характеристикам основного оборудования.

В процессе выполнения работы проведен расчет материальных потоков в процессе пиролиза проектируемого производства и основного аппарата – печи пиролиза. Спроектирована установка пиролиза, предназначенная для производства этилена полимерного качества из углеводородных газов. Выполнен экономический анализ, определена себестоимость основного продукта – этилена.

Практическая значимость работы заключается в оценке эффективности работы печи пиролиза.

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Сорокина Е.Д.</i>			<i>Проектирование и расчет установки пиролиза</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г.Г.</i>				<i>У</i>	<i>3</i>	<i>92</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АМГУ ИКиИН гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	6
1 Литературный обзор	8
1.1 Общие сведения о процессе пиролиза	8
1.2 Сырьевая база пиролиза	9
1.3 Стадии и механизмы процесса пиролиза	10
1.4 Селективность процесса пиролиза	14
1.5 Целевые продукты	15
1.5.1 Основные направления использования продуктов пиролиза	17
1.6 Катализаторы и инициаторы процесса	18
1.7 Методы снижения коксообразования	20
1.8 Классификация установок пиролиза	21
2 Технологическая часть	26
2.1 Характеристика сырья	26
2.2 Характеристика продукции	27
2.3 Описание технологической схемы	30
2.4 Краткая характеристика технологического оборудования	33
2.5 Расчет материального баланса блока пиролиза	35
2.6 Технологический расчет печи пиролиза	45
2.6.1 Расчет процесса горения	46
2.6.2 Расчет тепловой нагрузки печи	51
2.6.3 Расчет расхода топлива и КПД печи пиролиза	54
2.7 Конструктивный расчет печи пиролиза	54
2.7.1 Расчет поверхности нагрева реакционного змеевика (экранных труб)	55
2.7.2 Расчет потерь напора в змеевике радиантной зоны	58

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Сорокина Е.Д.</i>			<i>Проектирование и расчет установки пиролиза</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г.Г.</i>				У	4	92
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>			<i>АмГУ ИКиИН гр. 0107-од</i>			
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

3	Механическая часть	62
3.1	Описание конструкции аппарата	62
3.2	Расчет фланцевых соединений	64
3.2.1	Штуцеры ввода	64
3.2.2	Штуцеры вывода	67
4	Экономическое обоснование	69
4.1	Расчет капитальных затрат	72
4.2	Расчет операционных расходов	73
4.3	Расчет рентабельности	75
5	Экологическая безопасность	78
5.1	Основные требования безопасности на предприятии	78
5.2	Воздействие на окружающую среду установки пиролиза	80
5.2.1	Прогноз воздействия объекта при возможных авариях	81
	Заключение	87
	Библиографический список	88

ВВЕДЕНИЕ

Пиролиз – это один из важнейших методов получения углеводородного сырья для нефтегазохимического производства, основанный на термической деструкции органических веществ под действием высоких температур без доступа кислорода. В результате данного процесса, в зависимости от используемого сырья, получают различные продукты, такие как: синтетический газ, жидкое топливо, кокс.

Актуальность проектирования установки пиролиза обусловлена следующими факторами:

1) Рост цен на традиционные виды топлива: пиролиз является альтернативным способом получения топлив, которые, при использовании определенного вида сырья, могут быть более доступны по цене;

2) Ужесточение экологических норм: пиролиз позволяет сократить выбросы парниковых газов, то есть использование данного процесса позволяет перерабатывать отходы, негативно влияющие на окружающую среду, без существенной эмиссионной нагрузки на нее;

3) Развитие химической промышленности: в процессе пиролиза можно производить продукты различного состава, активно используемые в процессах нефтехимического синтеза.

Проектирование установки пиролиза – это многоэтапный и технически сложный процесс, требующий тщательного изучения. В процессе проектирования необходимо учитывать: вид сырья и требуемой продукции, экологические требования, а также экономическую эффективность процесса.

Целью бакалаврской работы является проектирование и расчет установки пиролиза, в ходе которой основное внимание уделяется изучению принци-

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Сорокина Е.Д.</i>				<i>Проектирование и расчет установки пиролиза</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>6</i>	<i>92</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АмГУ ИКиИН гр. 0107-од</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

пов работы, технологических особенностей термического разложения углеводородов и конструктивным характеристикам печей.

Поэтому в данной работе для достижения, обозначенной выше цели, были поставлены следующие задачи:

1) Провести подбор и анализ научно-технической литературы по вопросам термического разложения углеводородных газов и жидкостей;

2) Изучить физико-химические основы, аппаратное обеспечение, технологические параметры и особенности процесса пиролиза;

3) Спроектировать технологическую схему установки;

4) Произвести технологический и механический расчет основного аппарата установки – печи пиролиза;

5) Выполнить расчет экономических показателей проекта и его эффективности;

6) Рассмотреть требования, предъявляемые к безопасности на производстве и его влияние на экологию.

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						7
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Общие сведения о процессе пиролиза

В течение определенного периода времени в каждой стране происходил переход к производству низших олефинов из нефтегазового сырья. В то время как в экономике Европы и Японии начался рост пиролиза после окончания второй мировой войны, в Америке уже в 1920 году были построены установки пиролиза «Union Carbide» и «Carbon Co» [1].

В Советском Союзе же производство этилена началось в 1948 году на Сухумском химическом заводе имени Фрунзе. Этот запуск ознаменовался как основоположник промышленного производства низших олефинов, в частности – этилена. Также большой вклад в историю химической промышленности Советского Союза внесло строительство таких заводов как Новомосковский химический комбинат (1951 г.), Дзержинский химический завод (1956 г.) и Нижнекамский нефтехимический комбинат (1965 г.).

На сегодняшний день наиболее распространенным среди методов производства этилена в мире является пиролиз, при котором в качестве сырья используются газообразные и жидкие углеводороды в смеси с водяным паром в трубчатых печах. В результате данного процесса достигаются практически предельные выходы целевой продукции. Это стало возможным благодаря постоянному совершенствованию технологий производства этилена [2].

Основными усовершенствованиями процесса пиролиза являются:

- уменьшение времени пребывания сырья в печи пиролиза за счет конструирования новых видов змеевиковых труб и регулирования технологических режимов;

- изменение расположения змеевиковых труб с горизонтального на вертикальный;

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Сорокина Е.Д.</i>				<i>Проектирование и расчет установки пиролиза</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>8</i>	<i>92</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АмГУ ИКиИН гр. 0107-0б</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

- внедрение закалочно-испарительных аппаратов (ЗИА), для максимально эффективного использования выделяющегося тепла, за счет образования пара высокого давления из воды, контактирующей с выходящими продуктами [3]. Пар высокого давления далее идет на работу компрессоров для уменьшения затрат электроэнергии. Также благодаря внедрению ЗИА уменьшаются потери целевых продуктов – олефинов, которые продолжают свое превращение до уменьшения температуры путем контактирования с водяным паром.

На сегодняшний день работы по повышению эффективности нагревательных блоков продолжают. Благодаря прогрессу в области технологий теперь мощности по производству этилена одной установки пиролиза могут превышать 2 млн тонн в год. Но кроме технических возможностей установки также необходимо учитывать и другие факторы: рыночный спрос на продукты, свойства и стоимость сырья, а также его транспортировка.

1.2 Сырьевая база пиролиза

Для процесса пиролиза в качестве сырья могут использоваться различные углеводородные соединения: природный и попутный газ, газы коксования, нефтяные дистилляты, газовые конденсаты и даже гудрон [4]. Газообразные углеводороды и бензины являются наиболее подходящими, поскольку они обеспечивают наибольший выход целевых продуктов и минимизируют коксообразование.

Основным фактором, влияющим на выбор сырья, является соотношение потребностей в целевых продуктах, таких как: этилен, пропилен, бутадиен, бутилены, бензол, толуол, ксилол и другие; доступность сырья: ресурсы и способы переработки нефти и газа, топливно-энергетические балансы, спрос на моторные, котельные, дизельные топлива.

Если обратить внимание на географические особенности, то можно заметить, что в России и странах Западной Европы из-за преобладания топливно-масляного варианта переработки нефти в качестве сырья пиролиза в основном используется прямогонный бензин, в США, в связи с ранним развитием газоперерабатывающей промышленности, в качестве основного сырья для процес-

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						9
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

са пиролиза используются алканы, в частности, 45 % производимого этилена производится из этана [5].

К преимуществу бензинового сырья можно отнести богатый ассортимент производимой продукции, но при этом в качестве существенного недостатка данного вида сырья можно отметить его более высокий расход по сравнению с газообразными углеводородами. При использовании газообразного сырья в разы ограничивается ассортимент продукции, однако при этом уменьшается расход на тонну получаемых олефинов.

Оценка качества сырья в основном производится с учетом следующих показателей: выход этилена или суммарный выход непредельных углеводородов $C_2 - C_4$ и выход более сложного набора продуктов, являющихся товарной продукцией.

Физико-химический состав сырья также влияет на производимую продукцию. Из нормальных парафинов получается максимальное количество этилена и наблюдается минимальное – побочных продуктов. Разветвленные парафины образуют преимущественно пропилен, а ароматические углеводороды практически не подвергаются превращениям.

Наиболее перспективным сырьем для производства этилена как целевого продукта является этан, из которого может образовываться до 78 % этилена, пропан и н-бутан. Бензиновая и бензинолигроиновая фракции наиболее эффективны в качестве сырья при производстве широкого спектра продукции.

Выбор сырья для пиролиза обуславливается комплексом факторов, включающих потребности в целевых продуктах, доступность сырья, его состав и характеристики.

1.3 Стадии и механизмы процесса пиролиза

Процесс пиролиза, являющийся совокупностью множества элементарных реакций, протекающих одновременно и последовательно, можно разделить на две стадии [6].

Первая стадия заключается в проведении первичных реакций разложения алканов и циклоалканов. Это приводит к образованию следующих продук-

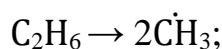
					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						10
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

тов: олефины, диолефины, алканы с меньшим числом атомов углерода и водород.

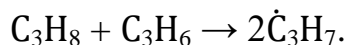
Вторая стадия включает процессы дегидрирования, конденсации и дальнейшего расщепления олефинов и диолефинов, образующихся на первой стадии процесса пиролиза. Продуктами этой стадии являются циклические ненасыщенные циклополиены, ароматические углеводороды, многоядерные ароматические углеводороды, пиролизный кокс (твердая пленка углерода).

Свободные радикалы – это ключевые промежуточные продукты пиролиза. Образование свободных радикалов осуществляется по двум механизмам:

молекулярному (разрыв связи C–C):



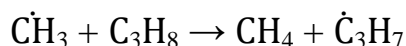
бимолекулярному (реакции диспропорционирования):



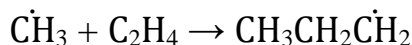
Температура и давление влияют таким образом, что чем ниже температура, тем выше концентрация радикалов, и чем выше давление, тем выше вероятность бимолекулярных реакций образования радикалов.

К основным реакциям радикалов, происходящим в установках пиролиза, можно отнести:

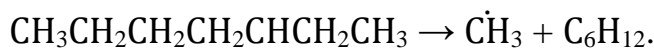
Реакции замещения (отрыва атома водорода):



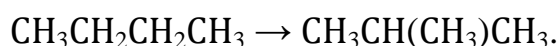
Реакции присоединения:



Реакции деструкции:

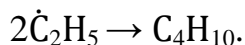


Реакции изомеризации: для нормальных радикалов чаще всего происходит переход свободной валентности от n-го к (n+4), (n+5) и (n+6) атомам углерода (легче всего образуются шестичленные):



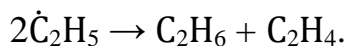
Реакции рекомбинации:

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						11
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



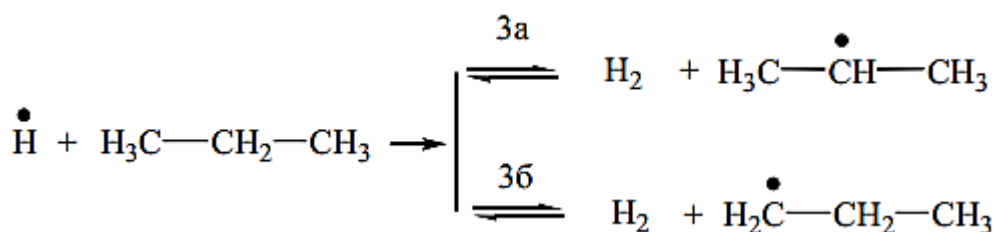
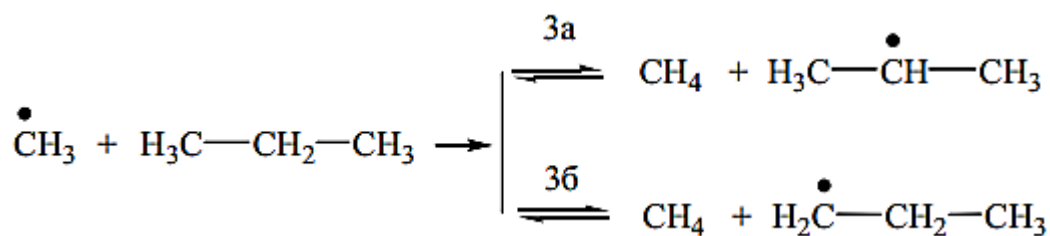
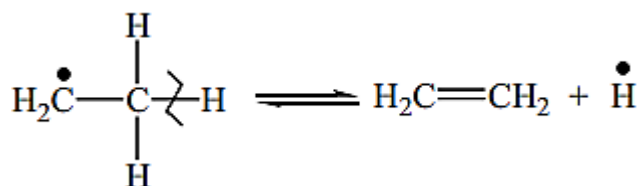
Эти реакции характеризуются очень низкой энергией активации. Рекомбинация атомов водорода и метильного радикала происходит только в результате тройного столкновения.

Реакции диспропорционирования: перераспределение водорода между двумя молекулами олефинов или двумя радикалами, например:



Эти реакции также характеризуются очень низкой энергией активации. При этом скорость реакции невелика из-за низкой концентрации радикалов. Имеет незначительное влияние на образование конечных продуктов.

Реакции алканов. Протекание данных реакций происходит в соответствии с механизмом Райса-Герцфельда-Косякова:



В алканах при пиролизе наиболее часто наблюдается разрыв связи С-С. При этом разрыв сначала происходит между двумя третичными атомами углерода, потом между вторичным и третичным атомами, между первичным и третичным и наконец между двумя вторичными.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						12

Также необходимо учитывать изомеризацию радикалов, протекающую через промежуточные циклы, так как данный вид реакций эндотермичен и способствует ускорению образования этилена.

Циклоалканы, используемые в качестве сырья, циклопентан, циклогексан и их алкилзамещенные, реагируют по радикально-цепному механизму с образованием этилена, пропилена и, при высокой степени разложения, циклопентадиена.

Образование жидких продуктов и кокса. Ароматические углеводороды (бензол, толуол, ксилолы) и алкилароматические углеводороды (этилбензол, пропилбензол) являются основными компонентами жидких продуктов пиролиза.

Образование ароматических углеводородов обусловлено несколькими факторами:

- температурой ведения процесса: при повышении температуры увеличивается выход ароматических углеводородов;
- временем реакции: увеличение времени реакции увеличивает выход ароматических углеводородов;
- составом сырья: содержание парафинов в сырье увеличивает выход олефинов, которые в результате реакции уплотнения при длительном ведении процесса соединяются с алильными радикалами и образуют ароматические соединения.

Образование кокса может проходить двумя путями:

1. Конденсация молекул на внутренней поверхности змеевиковых труб за счет дегидрогенизации;
2. Образование стабильных капель в газовой фазе с дальнейшим осаждением в змеевиковых трубах [7].

К факторам, влияющим на образование кокса, относятся: температура, с повышением которой увеличивается выход кокса; время реакции, увеличение которого также увеличивает количество кокса; состав сырья.

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						13
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

1.4 Селективность процесса пиролиза

В пиролизе одним из основных показателей, характеризующих соотношение целевых продуктов к побочным, является селективность, которая в зависимости от вида сырья определяется:

- для газообразного сырья – как соотношение образовавшегося этилена к количеству превращенного сырья. Преимуществом считается легкость определения и точность показателя

- для жидкого сырья – как отношение выхода метана к выходу этилена (или алкенов $C_2 - C_4$). Преимуществами являются простота метода определения и учет образования побочных продуктов [8].

Для увеличения селективности процесса пиролиза необходимо проводить операции по подавлению вторичных реакций, которые пагубно на нее влияют. При этом для уменьшения воздействия данного процесса возможно использовать уменьшение времени пребывания сырья в зоне реакции, за счет чего произойдет снижение образования побочных продуктов и понижение парциального давления углеводородов, которое снижает скорости вторичных реакций.

Изменение селективности пиролиза в зависимости от времени пребывания при увеличении температуры ведения процесса представлено в таблице 1.1.

Таблица 1.1 – Зависимость выхода продуктов пиролиза от параметров процесса

Продукт	Выход продукта			
	785-800 °С, 1,2 с	801-840 °С, 0,65 с	841-870 °С, 0,35 с	871-925 °С, 0,1 с
Метан	15,5	16,5	16,7	16,6
Этилен	23,1	26,0	29,4	33,4
Пропилен	13,5	12,6	12,1	11,6
Бутадиен	2,3	3,9	4,3	4,9
C_{5+}	32,7	29,6	27,7	23,8
CH_4/C_2H_4	0,671	0,635	0,568	0,497

Помимо оптимизации температурного режима и времени пребывания сырья в зоне реакции необходимо регулировать парциальное давление углево-

дорогов. Влияние парциального давления на ведение процесса пиролиза, в частности на селективность, обосновано вторичными реакциями процесса, в результате которых протекают реакции конденсации и полимеризации, так как непосредственно при увеличении парциального давления углеводородной части растет и степень превращения побочных реакций.

Чаще всего парциальное давление регулируют за счет ввода водяного пара в процесс, тем самым разбавляя углеводороды и понижая давление [9]. При этом увеличивается селективность, снижается коксообразование и увеличивается длительность рабочего пробега печи.

Рабочий пробег также является важным инструментом управления производством. И представляет собой период времени, в течение которого печь может эффективно и безопасно функционировать до необходимости проведения капитального ремонта или замены.

Еще одним фактором, влияющим на селективность, является пленочный эффект, который подразумевает образование слоя реакционной смеси вблизи стенки трубы, имеющего более низкую скорость движения относительно остальной реакционной массы. Данный эффект неблагоприятно сказывается на селективности из-за роста температуры в пристенном слое трубы, в результате которого повышается коксообразование.

Таким образом селективность – показатель пиролиза, определяющий выход целевых продуктов, а вследствие, и экономическую эффективность ведения процесса пиролиза, так как при повышении селективности снижаются расходы на сырье и очистку продуктов пиролиза.

1.5 Целевые продукты

К основным целевым продуктам процесса пиролиза, в первую очередь, относятся этилен, пропилен, бутadiен, бензол и толуол.

Этилен – один из важнейших продуктов химической промышленности. Представляет собой бесцветный горючий газ со слабым сладковатым запахом и имеет химическую формулу C_2H_4 . Основное сырье для производства полиэтилена, этиленгликоля, стирола и других химических продуктов. Технические

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		15

требования к этилену представлены в ГОСТ 25070-2013.

Мировое производство этилена достигает 180 млн тонн в год и имеет тенденцию увеличиваться с каждым годом. Крупнейшим мировым производителем является канадская фирма «Nova Chemicals», мировое производство которой с одного комплекса превышает 3 тысячи тонн в год. В России на данный момент построено и введено в действие более двадцати установок пиролиза, общая производительность которых составляет более 4,5 млн тонн в год [10]. Лидирующую позицию среди компаний по производству этилена занимает ООО «Сибур», на долю которой приходится более 65 % всего производимого этилена в России.

Пропилен, также как и этилен, относится к низшим олефинам, представляет собой бесцветный горючий газ со слабым неприятным запахом и имеет химическую формулу C_3H_6 . Средний выход пропилена в процессе пиролиза составляет порядка от 15 % до 20 % от массы сырья. При этом готовый продукт должен отвечать требованиям ГОСТ 25043-2013. Используется для производства полипропилена, акрилонитрила, изопропанола и других химических продуктов.

Фракция C_4 образуется в основном при пиролизе прямогонного бензина и может превышать половину всех получаемых продуктов. При этом наибольшее значение имеет бутадиен-1,3 – сырье для производства синтетического каучука. Бутадиен-1,3 – газ с характерным запахом, мало растворим в воде и является простейшим диеном с одной двойной связью, имеющий химическую формулу C_4H_6 .

Бензол – бесцветная легковоспламеняющаяся жидкость со специфическим сладковатым запахом, имеющий химическую формулу C_6H_6 . Используется для производства стирола, фенола, анилина и других химических продуктов. Бензол выделяется из жидкой фракции пиролиза углеводородного сырья, а также может быть получен из каменноугольной смолы.

Толуол представляет собой бесцветную жидкость с характерным запахом, имеет химическую формулу C_7H_8 . Как и бензол выделяется из жидкой

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		16

фракции пиролиза и используется как растворитель, а также для производства толуолдиизоцианата, тротила и других химических продуктов.

Основные физико-химические свойства основных продуктов пиролиза представлены в таблице 1.2

Таблица 1.2 – Основные физико-химические свойства продуктов пиролиза

Вещество	Этилен	Пропилен	Бутадиен-1,3	Бензол	Толуол
Молекулярная масса, г/моль	28,05	42,08	54,09	78,11	92,14
Температура кипения, °С	минус 103,7	минус 47,7	минус 4,41	80,1	110,6
Температура плавления, °С	минус 169,2	минус 189,7	минус 108,9	5,5	минус 95,0
Плотность при 20 °С, кг/м ³	1,178	1,784	621,100	878,600	867,000
Растворимость в воде, г/100 мл	0,026	0,041	0,735	0,073	0,014

1.5.1 Основные направления использования продуктов пиролиза

Этилен как сырье имеет широкий спектр применения. Основная масса производимого этилена идет на производство пластических масс, к которым относятся полиэтилен, поливинилхлорид и стирол. Все они имеют разнообразное применение и плотно встроились в среду обитания человека, так как из них производят упаковку, трубы, пленки различного назначения, строительные материалы, текстиль, игрушки, окна, профили, кабельную изоляцию, линолеум и многое другое. Также из этилена получают этиленгликоль и его производные: антифризы, тормозные жидкости; этанол, ацетальдегид, этиленоксиды и другие вещества: винилацетат, пропионовую кислоту, пропионовый альдегид, растворители.

Основное использование пропилена направлено на производство полипропилена, по своим свойствам схожего с полиэтиленом, но имеющего более высокие прочностные характеристики; акрилонитрила, производных пропиленгликоля: ацетона, изопропилбензола, изопропанола, оксоспиртов, аллилацетата, глицерина и других веществ.

При этом значительная часть производимого пропилена приходится не только на получение его в процессе пиролиза, но и на установках крекинга и дегидрирования пропана.

Помимо этилена и пропилена важное значение для промышленности имеют углеводороды фракции C₄: бутadiен-1,3, изобутен, бутен-1 и бутен-2.

Из бутadiена-1,3 в основном производят эластомеры, из изо-бутена – изобутилметилловый эфир и изопрен, спирты и пластические массы.

Бензол также нашел широкое применение в промышленности, большая его часть расходуется на производство этилбензола. Также бензол является сырьем в производстве фенола, циклогексана, анилина, малеинового ангидрида и других веществ.

На сегодняшний день помимо основных продуктов стремятся использовать ранее считавшуюся отходом тяжелую смолу пиролиза в качестве вещества, увеличивающего чувствительность к воздействию света при разложении алифатических спиртов и жидких парафинов [11].

1.6 Катализаторы и инициаторы процесса

Катализаторы играют важную роль в процессе пиролиза. Они способствуют снижению энергозатрат на процесс, так как позволяют снизить температуру разложения органических материалов. Это позволяет экономить энергию и снижать затраты на производство. Также катализаторы повышают скорость реакции пиролиза, что приводит к сокращению времени образования ценных продуктов. Использование катализатора дает возможность увеличить скорость прохождения сырья по трубкам печи, тем самым увеличивая эффективность процесса и качество готовой продукции, одновременно снижая образование нежелательных субпродуктов и отходов [12]. Ниже приведены некоторые катализаторы, наиболее часто используемые в процессе пиролиза:

1. Металлические катализаторы: никель, железо, платина и другие металлы, способствующие активации реакций пиролиза и образованию более ценных углеводородов. Например, никель может быть использован для получения синтез-газа из биомассы.

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						18
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

2. Кислотные катализаторы: сюда относятся такие вещества, как кислоты или ионы металлов, которые способны ускорить образование легких углеводов. Примерами таких катализаторов являются сульфаты металлов или фосфорные кислоты.

3. Оксидные катализаторы: оксиды металлов, такие как оксид железа, оксид цинка или оксид алюминия, могут быть использованы для улучшения качества конечных продуктов пиролиза и снижения образования тяжелых субпродуктов.

4. Цеолиты: это пористые материалы, обладающие большой поверхностью и способностью к адсорбции молекул. Цеолиты могут использоваться в процессе пиролиза для улучшения селективности реакций и повышения выхода ценных углеводов.

5. Мезопористые материалы: глины или силикагели, способствуют равномерному распределению тепла и массы в реакционной среде, что улучшает эффективность процесса пиролиза и качество получаемых продуктов.

Эти катализаторы представляют лишь часть широкого спектра веществ, которые могут быть использованы для оптимизации процесса пиролиза и получения высококачественных углеводов углеродных материалов. Выбор конкретного катализатора зависит от целей процесса и требуемых характеристик конечных продуктов.

Таким образом, катализаторы играют ключевую роль в оптимизации процесса пиролиза, повышая его эффективность, экономичность и качество получаемых продуктов. Исследования в области катализаторов для пиролиза имеют большое значение для развития более эффективных и экологически чистых методов переработки органических материалов.

Каталитический пиролиз в России впервые был проведен уже в 1960-х годах [13]. За это время было аккумулировано большое количество информации о данном процессе, подтверждающей эффективность использования катализаторов в процессе пиролиза углеводородного сырья. При этом на протяжении всего времени существования данного процесса происходило постоянное

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						19
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

изменение каталитических систем с целью повышения их эффективности и устранения главного недостатка – быстрой потери активности, вследствие налипания быстрообразующегося кокса на поверхность катализатора. При этом проведение регенерации во многих случаях было невозможно либо малоэффективно. На сегодняшний день существуют катализаторы, способные работать без регенерации более двух месяцев, в качестве примера которых можно привести катализатор на основе KVO_3 .

Помимо катализаторов в процессе пиролиза часто используются инициаторы, широкое применение в качестве которых нашли галогены и содержащие их соединения; пероксиды, в частности – пероксид водорода; сера и серосодержащие соединения. Также в качестве инициатора часто выступает водород, характеризующийся достаточно высокой эффективностью, но при этом имеющий существенный недостаток: высокий расход при достаточно высокой стоимости производства. При этом по величине эффективности помимо водорода выделяют также хлороводородную кислоту и пероксид водорода.

Галогенсодержащие вещества, такие как хлор, бром и фтор, могут эффективно инициировать процесс пиролиза за счет своей высокой реакционной активности [14]. Органические пероксиды, такие как пероксид бензоила или ацетонпероксикислота, также способны стимулировать разложение углеводов при высоких температурах.

Важно отметить, что правильный выбор и соотношение используемых инициаторов пиролиза могут значительно повлиять на скорость реакции, выход ценных продуктов и общую эффективность процесса. Поэтому проведение детальных исследований по определению наиболее активных инициаторов является ключевым шагом для оптимизации процесса пиролиза углеводов.

1.7 Методы снижения коксообразования

Коксообразование является нежелательным процессом, который приводит к образованию твердых углеродных отложений на стенках печи и других поверхностях, что может привести к снижению эффективности процесса и увеличению износа оборудования. В настоящее время существует несколько

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						20
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

основных методов снижения коксообразования в реакторах пиролиза.

К первому методу относится использование специальных добавок, которые помогают предотвратить образование кокса или уменьшить его склонность к агрегации [15]. Этими добавками являются ингибиторы коксообразования. Наиболее часто в качестве таких добавок используются серосодержащие соединения, которые образуют на внутренней поверхности трубок змеевиков инертную сульфидную пленку, благодаря чему уменьшается образование кокса и происходит некоторое увеличение выхода олефинов. Также для подавления каталитической активности стенок змеевиков можно использовать боросодержащие соединения, к примеру борную кислоту, которая также создает на внутренней поверхности змеевиков механически прочный слой, препятствующий отложению кокса.

Помимо перечисленных методов уменьшить количество образующегося кокса можно за счет уменьшения парциального давления исходных веществ путем ввода в сырье водяного пара [16]. Введение водяного пара в процесс пиролиза имеет ряд положительных эффектов: помимо снижения коксообразования увеличивается выход этилена и других непредельных углеводородов до C_4 . Также ведутся исследования на тему подачи заранее обработанного водяного пара микроволновыми излучениями, способствующими увеличению образования этилена на 7 % при использовании в качестве сырья этана и бутановой фракции [17].

В целом, методы снижения коксообразования в пиролизных печах играют важную роль в обеспечении эффективности и стабильности процесса переработки углеводородных материалов.

1.8 Классификация установок пиролиза

Классификация установок пиролиза позволяет систематизировать различные типы установок и определить их основные характеристики. При этом не существует определенных нормируемых классификаций, но можно выделить их по некоторым признакам:

1. Классификация по типу реагентов. Установки пиролиза могут быть

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		21

классифицированы по типу используемого сырья: газообразные, жидкие или твердые. При этом условия эксплуатации и режим ведения процесса наиболее жесткие на установках с газовым сырьем, у жидких – более контролируемые условия, а твердые – для специфических материалов.

2. Классификация по типу конструкции змеевиков. Установки пиролиза также могут быть классифицированы по способу конструкции расположения змеевиков на установки с вертикальными и горизонтальными змеевиками [18].

Печи с вертикальными змеевиками: в таких установках материал подвергается пиролизу в вертикальном направлении. Это позволяет обеспечить равномерное распределение тепла и реагентов. К достоинствам данного вида змеевиков можно отнести их компактность, эффективность и возможность свободно расширяться и сжиматься в процессе их эксплуатации. Но при пиролизе с вертикальными змеевиками ограничен объем обрабатываемого материала.

Печи с горизонтальными змеевиками: в таких установках движение сырья, подвергающегося пиролизу, происходит в горизонтальном направлении. Достоинством данных установок является возможность обработки крупных материалов, легкость загрузки и выгрузки, а также очистки труб от кокса. К недостаткам относится менее эффективное распределение тепла. Данный недостаток устраняется за счет дополнительной установки радиантных горелок на стенках камеры. Также необходима более сложная система опор для данного типа расположения змеевиков.

В настоящее время помимо расположения змеевиков в пространстве печи важной характеристикой процесса является также разветвленность трубок змеевиков, что сильно влияет на время пребывания реагентов в печи. Так короткоцикловые змеевики типа SRT делятся на конструкции четырех видов: SRT-I – самый простой и менее эффективный вид конструкции, не имеющий разветвлений; SRT-II – конструкция, имеющая три различных диаметра, от наименьшего – при входе реакционной массы, до наибольшего – при выходе из печи; SRT-III – вид змеевиков, отличающийся от SRT-II только уменьшени-

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						22
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

ем длины трубок наибольшего диаметра; SRT-IV имеет уже четыре различных диаметра змеевика [19]. Наглядно видоизменение змеевиков типа SRT представлено на рисунке 1.1.

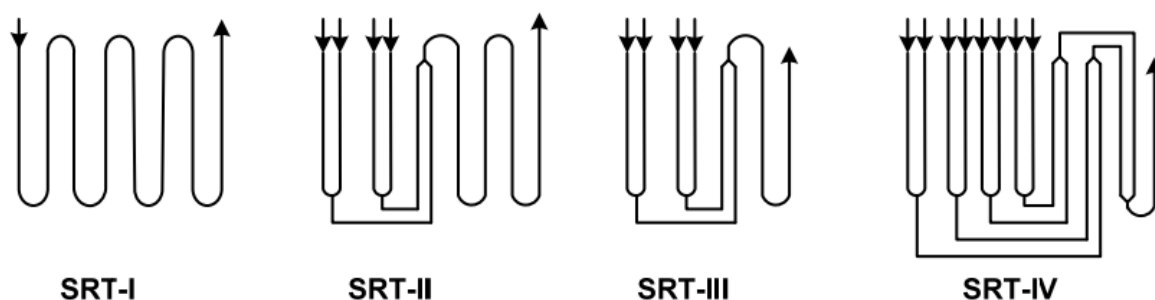


Рисунок 1.1 – Конструкционное оформление змеевиков типа SRT

Зависимость выхода основных продуктов процесса пиролиза бензина в зависимости от использованного типа змеевиков представлена в таблице 1.3.

Таблица 1.3 – Влияние типа змеевика на выход целевых продуктов

Продукты	Выход продуктов в зависимости от типа змеевика, % по массе			
	SRT-I	SRT-II	SRT-III	SRT-IV
Этилен	25,4	26,9	28,6	28,9
Пропилен	14,1	14,4	13,2	13,3
Бутилены	3,1	3,9	4,1	4,2

3. Классификация по способу нагрева. Установки пиролиза могут быть классифицированы по способу нагрева на установки с внешним нагревом, микроволновым нагревом, индукционным нагревом и другие. Выбор способа нагрева зависит от требуемой температуры, скорости процесса и других параметров.

Внешний нагрев: в этом случае тепло подается извне, например, с помощью нагревательных элементов или печей. Достоинства: простота в реализации, контролируемость процесса. Недостатки: возможно неравномерное распределение тепла.

Микроволновой нагрев: в этом случае тепло генерируется за счет микроволновых излучений. К достоинствам данного вида аппаратов можно отнести их быстрое и равномерное нагревание, меньшие энергозатраты. В качестве не-

достатка можно отметить высокую стоимость оборудования.

Индукционный нагрев: в этом случае тепло генерируется за счет электромагнитного поля. Достоинствами данных установок являются высокая эффективность и возможность точной настройки температуры. Но при этом данный способ нагрева имеет высокую стоимость оборудования и, помимо этого, требует специальных материалов.

4. Классификация по конструкции ЗИА. По конструктивному оформлению ЗИА делятся на две группы: с подачей пирогаза в трубки, а воды – в межтрубное пространство, и наоборот [20].

Группа с подачей пирогаза в трубки, а воды – в межтрубное пространство имеет ряд достоинств: более равномерное распределение тепла по всей поверхности трубок, что способствует эффективному отводу тепла и повышению производительности; увеличение теплоотдачи за счет более низкого сопротивления теплопередачи между пирогазом и стенками трубок; возможность более равномерного нагрева воды в межтрубном пространстве. При этом существует и ряд недостатков: возможность образования загрязнений и накипи внутри трубок, что может привести к уменьшению эффективности теплообмена; сложность обслуживания и чистки системы из-за наличия трубок с пирогазом.

Группа с подачей воды в трубки, а пирогаза – в межтрубное пространство отличается тем, что в качестве плюсов использования такой подачи веществ наблюдается уменьшение возможности образования загрязнений и накипи внутри трубок, что способствует более длительному сроку службы оборудования; упрощение обслуживания и чистки системы благодаря отсутствию пирогаза внутри трубок; возможность более равномерного распределения тепла в межтрубном пространстве. Но при этом также есть и минусы данной группы конструкций ЗИА: возможное увеличение сопротивления теплопередачи между пирогазом и стенками трубок из-за промывки водой; менее эффективный отвод тепла из-за неравномерного распределения пирогаза по

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						24
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

поверхности трубок.

Выбор конструктивного оформления ЗИА с подачей пирогаза и воды в разные части системы зависит от специфики процесса, требований к эффективности теплообмена, уровня загрязнений использованного сырья, материалов, из которых производят оборудование, и условий его эксплуатации. Каждая группа имеет свои достоинства и недостатки, которые необходимо учитывать при выборе оптимального варианта для конкретного случая.

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						25
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья

Исходным сырьем для установки пиролиза служит этановая фракция. Требования к сырью и его характеристики представлены в таблице 2.1 [21].

Таблица 2.1 – Состав и характеристика этановой фракции

Наименование показателя	Технические требования
Содержание метана, % по массе	2,0
Содержание этана, % по массе	92,0
Содержание пропана, % по массе	3,0
Сумма углеводородов C ₄₊ , % по массе	Отсутствует
Содержание CO ₂ , % по массе	3,0
Содержание H ₂ S, серы в пересчете на меркаптаны, COS (в пересчете на общую серу), ppm по массе	Не более 200
Содержание COS, ppm по массе	Не более 10
Содержание метанола, ppm по массе	Не более 50
Содержание кислорода, ppm по массе	Не более 1,0
Содержание ртути, ppb по массе	5,0
Содержание PH ₃ , ppb по массе	Не более 20
Содержание AsH ₃ , ppb по массе	Не более 20
Содержание свинца, ppb по массе	Не более 10
Содержание щелочных металлов, ppb по массе	Не более 50
Содержание галогенидов, ppb по массе	Не более 50
Содержание аммиака, аминов, ppm молярный	Не более 5,0
Содержание воды, ppm по массе	Не более 10

Физические свойства сырья представлены в таблице 2.2 [21].

Таблица 2.2 – Физические свойства этиленовой фракции

Параметр	Значение
1	2
Плотность, кг/м ³	8,52

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>		
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>			
<i>Разраб.</i>	<i>Сорокина Е.Д.</i>				<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>				<i>У</i>	<i>26</i>	<i>92</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>				<i>АМГУ ИКИИН гр. 0107-од</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>						
					<i>Проектирование и расчет установ- ки пиролиза</i>		

1	2
Молекулярная масса, кг/кмоль	29,92
Вязкость, мПа·с	0,011
Удельная теплоемкость, кДж/(кг·К)	2,02
Энтальпия, кВт	1386,35

2.2 Характеристика продукции

Установка пиролиза, в качестве сырья которой выступает этановая фракция, может производить следующую продукцию:

- этилен полимерного качества;
- пропилен полимерного качества;
- водород высокой чистоты;
- фракция C₆ – C₈ (пиролизный бензин).

Этилен полимерного качества, вырабатываемый на установке пиролиза, соответствует требованиям, представленным в таблице 2.3.

Таблица 2.3 – Состав и характеристика этилена полимерного качества

Наименование показателя	Технические требования
1	2
Этилен, % по объему, не менее	99,9
Метан + этан, ppm по объему	1000
Метан + этан, ppm по объему	0,5
Пропилен + пропиин, ppm по объему	2
Общее содержание C ₃ и выше, ppm по объему	10
Водород, ppm по объему	5
Азот, ppm по объему	50
Кислород, ppm по объему	0,1
Оксид углерода, ppm по объему	0,1
Двуокись углерода, ppm по объему	1
Общее содержание кислородсодержащих соединений (метанол, спирты, альдегиды, кетоны), ppm по объему	1 (в пересчете на метилэтилкетон)
Сероводород H ₂ S, ppm по объему	включено в общую связанную серу
Сульфид карбонила COS, ppm по объему	0,2

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		27

1	2
Меркаптаны, ppm по объему	0,3
Общая связанная сера, ppm по массе	1,0 (включая COS и меркаптаны)
Общий связанный азот (включая аммиак), ppm по объему	0,2
Фосфин PH ₃ , ppb по объему	30
Арсин AsH ₃ , ppb по объему	30
Вода, ppm по объему	0,1
Масло, ppm по массе	2,0

Пропилен полимерного качества, вырабатываемый на установке пиролиза, соответствует требованиям, представленным в таблице 2.4.

Таблица 2.4 – Состав и характеристика пропилена полимерного качества

Наименование показателя	Технические требования
1	2
Пропилен, % по объему, не менее	99,5
Пропан, % по объему, не более	0,5
Метан + этан, ppm по объему, не более	100,0
Этилен, ppm по объему, не более	50,0
Общее содержание углеводородов C ₄ , ppm по объему, не более	20,0
Водород, ppm по объему, не более	20,0
Метилацетилен, ppm по объему, не более	2,0
Пропадиен, ppm по объему, не более	1,0
Ацетилен, ppm по объему, не более	1,0
Бутадиен, ppm по объему, не более	2,0
Окись углерода, ppm по объему, не более	0,03
Углекислый газ, ppm по объему, не более	2,0
Общее содержание карбониллов (в пересчете на метилэтилкетон), ppm по объему, не более	1,0
Кислород, ppm по объему, не более	1,0
Общее содержание серы, ppm по массе, не более	0,3
Хлориды, ppm по массе, не более	1,0

1	2
Вода, ppm по объему, не более	10,0
Метанол, ppm по объему, не более	1,0
Углеводороды C ₆ – C ₁₂ , ppm по объему, не более	1,0
Аммиак, ppm по объему, не боле	1,0
Сульфид карбонила COS, ppm по объему, не более	0,02
Циклопентадиен, ppm по объему, не более	0,02
Арсин AsH ₃ , ppm по объему, не более	0,03
Общий связанный азот (в пересчете на N), ppm по объему, не более	0,5

Водород, вырабатываемый на установке пиролиза, соответствует требованиям, представленным в таблице 2.5.

Водород используется внутри установки пиролиза в секциях гидрирования C₃, гидрирования бензиновой фракции.

Таблица 2.5 – Технические требования к водороду

Наименование показателя	Технические требования
Водород, % по объему, не менее	99,99
Метан, ppm по объему, не более	100,00
Прочие углеводороды (C ₂₊), ppm по объему, не более	20,00
Ацетилен, ppm по объему, не более	5,00
СО и СО ₂ , ppm по объему, не более	0,20
Кислород, ppm по объему, не более	0,50
Вода, ppm по объему, не более	0,50
Общее содержание сера, ppm по объему	1,00
Азот + аргон, % по объему	0,01
Общий связанный азот, ppm по объему	0,10
Аммиак, ppm по объему	0,10

Фракция C₆ – C₈ подается в парк фракции C₆ – C₈ с насосной объектов общезаводского хозяйства (ОЗХ).

Фракция $C_6 - C_8$ представляет собой смесь ароматических углеводородов. Вырабатываемая на установке пиролиза фракция $C_6 - C_8$ соответствует требованиям, представленным в таблице 2.6.

Таблица 2.6 – Технические требования к фракции $C_6 - C_8$

Наименование показателя	Технические требования
Внешний вид	Прозрачная жидкость, не содержащая свободную воду и твердые примеси
Углеводороды C_5 и ниже, % по массе, менее	1,0
Коррозия медной полосы	1а
Углеводороды C_9 и выше, % по массе, менее	2,0

2.3 Описание технологической схемы

Технологическая схема проектируемой установки пиролиза представлена на рисунке 2.1.

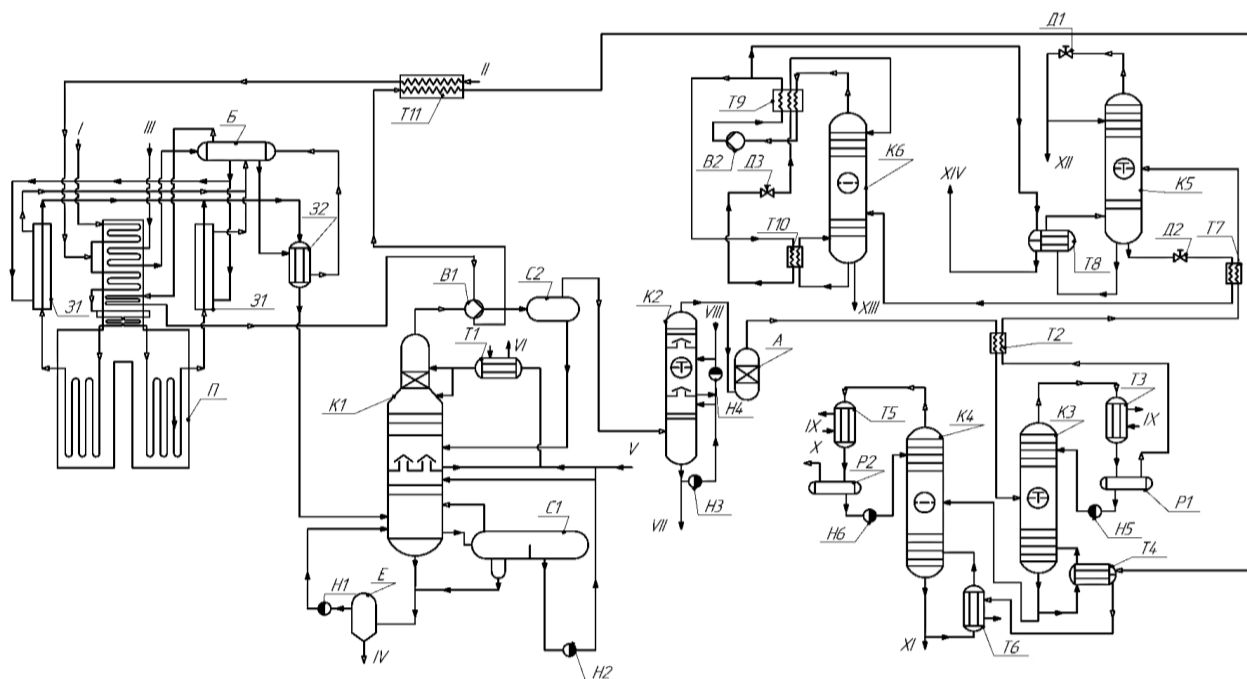


Рисунок 2.1 – Технологическая схема установки пиролиза

Подготовленное и подогретое в секции подогрева сырья до $70^\circ C$ газообразное сырье – этановая фракция I из коллектора секции подключения к печам пиролиза поступает в конвекционную секцию печи $П$ под давлением $0,69$ МПа, где подогревается отходящими дымовыми газами в змеевиках подогрева сырья

до температуры 583 °С. Углеводородное сырье смешивается с технологическим паром *II*, что обеспечивает снижение парциального давления углеводородов для повышения селективности по этилену, а также для ограничения коксообразования в радиантных змеевиках.

До момента ввода сырья и во время пиролиза перед конвекционной секцией в технологический пар *II* подается диметилдисульфид (ДМДС), что необходимо для пассивации радиантных змеевиков и уменьшения коксоотложений и степени образования монооксида углерода.

Перегретая смесь углеводородов и пара поступает в радиантную секцию по переходному трубопроводу. Из переходных коллекторов смесь углеводородов и пара распределяется по входам радиантных змеевиков при помощи критических сужающихся-расширяющихся сопел Лавалья. В змеевиках радиантной камеры протекают реакции пиролиза с максимальной температурой 850 °С с подводом тепла при помощи горелок, расположенных в поду топочной камеры и на стене. На выходе из радиантной камеры в системе закалки, состоящей из основного *31* и вспомогательного *32* ЗИА, производится охлаждение пирогаза, сначала до 530 °С, а затем до 360 °С, в ходе которого образуется насыщенный пар сверхвысокого давления (СВД) [22].

Насыщенный пар СВД подается в паросборник *Б*, перегревается в конвекционной секции и подается в коллектор пара СВД установки. Оптимальная рекуперация отходящего тепла достигается за счет направления горячих дымовых газов из двух радиантных камер в конвекционную секцию, где тепло дымовых газов передается потокам сырья и водяного пара, а также пара СВД и котловой воды.

Пирогаз после ЗИА направляется в закалочную колонну *К1*, где происходит отделение тяжелой смолы пиролиза. Кокс и смола отделяются под действием силы тяжести в нижней части закалочной колонны и отводятся в емкость мазута при помощи циркулирующей воды. В емкости мазута *Е* кокс и тяжелые соединения отделяются от водной фазы и оседают в нижней конической части. Водная фаза, собранная в верхней секции емкости мазута *Е*, воз-

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		31

вращается в нижнюю часть закалочной колонны. С верха колонны пирогаз выходит с температурой 34 °С и давлением 0,08 МПа.

В блоке компримирования *В1* пирогаза выходящий из системы промывочной воды пирогаз компримируется на пяти ступенях с целью получения давления нагнетания 3,7 МПа, требуемого для выполнения различных этапов фракционирования на участках технологической цепочки ниже по потоку. Для предотвращения полимеризации в компрессоре пирогаза температуры нагнетания ступеней компрессора поддерживаются на уровне приблизительно 80 °С путем непрерывного ввода котловой воды на каждой ступени компрессора. После каждой ступени компримирования пирогаз охлаждается в промежуточных холодильниках до приблизительно 39 °С, а в сепараторах конденсируются и отделяются вода и часть тяжелых компонентов, которая перекачивается при контролируемом уровне на входную линию пирогаза закалочной колонны при помощи насоса конденсата пирогаза.

После компримирования пирогаз подается в приемный сепаратор удаления кислого газа *С2*, где происходит разделение газа и конденсата.

Из приемного сепаратора удаления кислого газа *С2* пирогаз подается в нижнюю часть колонны щелочной очистки *К2*. Колонна включает две секции щелочной очистки и одну секцию обратной промывки. Все эти секции оснащены клапанными тарелками.

После очистки пирогаз пропускается через осушитель пирогаза *А*, в котором содержание воды снижается до уровня менее 1 ppm моль.

Различные газообразные и жидкие углеводородные фракции из участка осушки подают в деэтанализатор *К3*, который работает под давлением 2,5 МПа, для дальнейшего разделения на две фракции, одна из которых содержит все *С₂* и более легкие компоненты, а другая – все *С₃* и более тяжелые компоненты.

Кубовая жидкость колонны деэтанализатора *К3* продолжает свой процесс разделения и с температурой 30 °С поступает в колонну отделения *С₃* *К4*, которая работает при давлении 0,75 МПа. С верха колонны выходит пропан-пропиленовая фракция, а с куба колонны выходит *С₄₊*.

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		32

Верхний продукт деэтанатора *K3* частично конденсируется в двухступенчатом конденсаторе *T3* с помощью испаряющегося пропиленового и этиленового хладагента при температуре приблизительно минус 35 °С и минус 50 °С соответственно.

Конденсат собирается в рефлюксной емкости *P1* деэтанатора и подается при контролируемом расходе в качестве орошающей фракции в деэтанатор *K3* при помощи рефлюксного насоса деэтанатора *H5*, а газовая часть на 75 % состоящая из C_2 идет на дальнейшее разделение, проходя два пластинчатых теплообменника *T2* и *T7*, в колонну отделения метана с водородом *K5*, которые в дальнейшем разделяются с помощью КЦА.

А далее происходит разделение кубового продукта в колонне фракционаторе C_2 *K6* на этан, уходящий на рецикл, и этилен, поступающий на установку полимеризации.

2.4 Краткая характеристика технологического оборудования

Краткая характеристика подобранного оборудования представлена в таблице 2.7.

Таблица 2.7 – Краткая характеристика оборудования

Наименование оборудования	Кол-во, шт	Техническая характеристика
1	2	3
Печь пиролиза	1	Производительность по сырью 60 т/ч
Змеевик питательной воды (экономайзер котла)	2	Площадь теплообмена 67 м ²
Змеевик предварительного нагрева сырья	2	Площадь теплообмена 111 м ²
Высокотемпературный змеевик подогрева паросырьевой смеси	2	Площадь теплообмена 105 м ²
Перегреватель пара разбавления	2	Площадь теплообмена 105 м ²
Змеевик перегревателя пара высокого давления 1 ступени	2	Площадь теплообмена 56 м ²
Змеевик перегревателя пара высокого давления 2 ступени	2	Площадь теплообмена 56 м ²

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		33

Продолжение таблицы 2.7

1	2	3
Основной ЗИА	2	Площадь теплообмена 28 м ² Рабочая среда: в трубах – газопродуктовая смесь В межтрубном пространстве – вода, водяной пар
Вспомогательный ЗИА	1	Площадь теплообмена 500 м ² Рабочая среда: в трубах – газопродуктовая смесь В межтрубном пространстве – вода
Воздуходувка	1	Скорость вращения вала – 1480 об/мин
Газодувка	1	Скорость вращения вала – 650 об/мин
Коксоборник	1	Д _{нар.} = 800мм; Д _{вн.} = 780мм
Паросборник	1	Общий объем 30 м ³ Длина 6 м
Закалочная колонна	1	Рабочее давление от 0,09 МПа и до 0,14 МПа Количество тарелок: 25 шт Общий объем 7000 м ³ Длина 55 м
Холодильник промывочной воды	1	Площадь теплообмена 2000 м ² Рабочая среда: в трубах – охлаждающая вода В межтрубном пространстве – промывочная вода
Сепаратор жидкость-жидкость	1	Общий объем 250 м ³ Длина 17 м
Емкость мазута	1	Общий объем 35 м ³ Длина 4 м
Сепаратор пирогаза	1	Общий объем 180 м ³ Длина 7 м
Колонна щелочной очистки	1	Общий объем 1100 м ³ Длина 30 м
Осушитель пирогаза	1	Общий объем 200 м ³ Длина 4 м
Противоточный теплообменник пирогаза	1	Тип: пластинчато-ребристый Теплообменивающиеся среды: пирогаз/фракция С ₂ - Длина 4 м
Дезтанизатор	1	Рабочее давление от 5,4 МПа и до 2,6 МПа Количество тарелок: 60 шт Общий объем 800 м ³ Длина 40 м
Рефлюксная емкость дезтанизатора	1	Общий объем 60 м ³ Длина 10 м
Конденсатор дезтанизатора	1	Длина 2 м Рабочая среда: в трубах – фракция С ₂ - В межтрубном пространстве – этилен
Ребойлер дезтанизатора	1	Площадь теплообмена 450 м ² Рабочая среда: в трубах – пар низкого давления В межтрубном пространстве – фракция С ₃₊
Депропанализатор	1	Рабочее давление от 0,7 МПа и до 0,9 МПа Количество тарелок: 42 шт Общий объем 300 м ³ Длина 28 м

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		34

1	2	3
Рефлюксная емкость депропанизатора	1	Общий объем 25 м ³ Длина 5 м
Конденсатор депропанизатора	1	Длина 2 м Рабочая среда: в трубах – фракция С ₃ В межтрубном пространстве – этилен
Ребойлер депропанизатора	1	Площадь теплообмена 250 м ² Рабочая среда: в трубах – фракция С ₄₊ В межтрубном пространстве – пар низкого давления
Противоточный теплообменник низкотемпературной секции	1	Тип: пластинчато-ребристый Теплообменивающиеся среды: фракция С ₂ - /фракция С ₂ Длина 4 м
Деметанизатор	1	Рабочее давление от 1,1 МПа и до 1,3 МПа Количество тарелок: 62 шт Общий объем 700 м ³ Длина 60 м
Ребойлер деметанизатора	1	Площадь теплообмена 150 м ² Рабочая среда: в трубах – этилен В межтрубном пространстве – фракция С ₂
Колонна разделения С ₂	1	Рабочее давление от 0,7 МПа и до 0,9 МПа Количество тарелок: 110 шт Общий объем 2500 м ³ Длина 55 м
Противоточный теплообменник колонны разделения С ₂	1	Тип: пластинчато-ребристый Теплообменивающиеся среды: этилен/этилен Длина 3 м
Ребойлер колонны разделения С ₂	1	Тип: пластинчато-ребристый Теплообменивающиеся среды: этан/этилен Длина 3 м

2.5 Расчет материального баланса блока пиролиза

Принимаем следующий режим работы проектируемой установки:

- годовая производительность установки пиролиза по этилену $G_T = 300000$ тонн/год;
- годовой фонд рабочего времени $Ч = 8040$ часов (или 335 суток с учетом вычета времени на текущий и капитальный ремонт);
- исходное сырье – этановая фракция, состав которой представлен в таблице 2.8;
- степень конверсии сырья $\eta = 0,68$;
- массовое соотношение водяной пар : сырье – 0,33 : 1;

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		35

– потери этилена $\Pi = 1 \%$.

Таблица 2.8 – Состав этановой фракции

Компоненты	Молярная масса, кг/кмоль	Состав, % по массе
Метан (CH ₄)	16	1,37
Этилен (C ₂ H ₄)	28	0,07
Этан (C ₂ H ₆)	30	96,34
Пропилен (C ₃ H ₆)	42	0,13
Пропан (C ₃ H ₈)	44	2,09

Находим часовую производительность установки пиролиза в расчете на 100 % этилен по формуле:

$$G_{\text{ч}} = \frac{G_{\text{г}} \cdot 1000}{\text{ч}} \quad (2.1)$$

$$G_{\text{ч}} = \frac{300000 \cdot 1000}{8040} = 37313,43 \text{ кг/ч}$$

Пересчитаем часовую производительность, учитывая потери:

$$G_{\text{ч}'} = \frac{G_{\text{ч}} \cdot (100 - \Pi)}{100} \quad (2.2)$$

$$G_{\text{ч}'} = \frac{37313,43 \cdot (100 - 1)}{100} = 36940,30 \text{ кг/ч}$$

Произведем перерасчет на моли:

$$F_{\text{ч}'} = \frac{G_{\text{ч}'}}{28} \quad (2.3)$$

$$F_{\text{ч}'} = \frac{36940,30}{28} = 1319,30 \text{ кмоль/ч}$$

Учитывая степень конверсии расход 100 % этана составит:

$$G_{\text{с}^{\text{м}}} = \frac{G_{\text{ч}^{\text{м}}}}{\eta} \quad (2.4)$$

$$F_{\text{с}} = \frac{1319,30}{0,68} = 1940,15 \text{ кмоль/ч}$$

Произведем перерасчет на массу:

$$G_{\text{с}} = F_{\text{с}} \cdot 30 \quad (2.5)$$

$$G_{\text{с}} = 1940,15 \cdot 30 = 58204,50 \text{ кг/ч}$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		36

Так как в качестве сырья используется этановая фракция, а не чистый этан, посчитаем требуемое количество этановой фракции по формуле:

$$G_{\phi} = \frac{G_c \cdot 100}{96,34} \quad (2.6)$$

$$G_{\phi} = \frac{58204,50 \cdot 100}{96,34} = 60415,72 \text{ кг/ч}$$

Рассчитаем компонентный состав этановой фракции и запишем их в таблицу 2.9.

Таблица 2.9 – Компонентный состав этановой фракции

Компоненты	Молярная масса, кг/кмоль	Состав, % по массе	Массовый расход, кг/ч	Мольный расход, кмоль/ч	Мольная доля, % по молям
Метан (CH ₄)	16	1,37	827,70	51,73	2,56
Этилен (C ₂ H ₄)	28	0,07	42,29	1,51	0,07
Этан (C ₂ H ₆)	30	96,34	58204,50	1940,15	95,86
Пропилен (C ₃ H ₆)	42	0,13	78,54	1,87	0,09
Пропан (C ₃ H ₈)	44	2,09	1262,69	28,70	1,42
Этановая фракция		100,00	60415,72	2023,96	100,00

Основной реакцией пиролиза является реакция получения этилена из этана:



которая описывается уравнением первого порядка:

$$k = \frac{2,303}{\tau} \cdot \lg \left(\frac{\alpha}{\alpha - x} \right) \quad (2.7)$$

где k – константа скорости реакции, c^{-1} ;

τ – время пиролиза, с;

α – количество исходного реагента, вступившего в реакцию, %;

x – степень конверсии этана, %.

Константу скорости реакции определяем по формуле:

$$\lg(k) = 14,676 - \frac{15800}{T} \quad (2.8)$$

где T – температура процесса, равная $850 + 273 = 1123 \text{ K}$

$$\lg(k) = 14,676 - \frac{15800}{1123} = 0,718$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		37

Время пиролиза определяется по формуле:

$$\lg(\tau) = -12,75 + \frac{13700}{T} \quad (2.9)$$

$$\lg(\tau) = -12,75 + \frac{13700}{1123} = -0,648$$

Таким образом, константа скорости $k = 5,23 \text{ с}^{-1}$, время пиролиза $\tau = 0,23 \text{ с}$.

Находим степень конверсии этана x из уравнения 7, приняв что в реакцию вступило 100 % этана:

$$5,23 = \frac{2,303}{0,23} \cdot \lg\left(\frac{100}{100 - x}\right)$$

Теоретическая степень конверсии x составила 69,96 %. При этом фактическая степень конверсии этана в этилен при 859 °С составляет 68 %.

Количество водяного пара на входе в трубчатую печь рассчитываем по формуле:

$$G_{\text{п}} = G_{\text{ф}} \cdot 0,33 \quad (2.10)$$

$$G_{\text{п}} = 60415,72 \cdot 0,33 = 19937,19 \text{ кг/ч}$$

Произведем перерасчет на моли:

$$G_{\text{п}^{\text{м}}} = \frac{G_{\text{п}}}{M_{\text{в.п.}}} \quad (2.11)$$

где $M_{\text{в.п.}}$ – молярная масса водяного пара, равная 18 кг/кмоль

$$G_{\text{п}^{\text{м}}} = \frac{19937,19}{18} = 1107,62 \text{ кмоль/ч}$$

Учитывая паровой поток, в печь входит:

$$G_{\text{о}} = G_{\text{п}} + G_{\text{ф}} \quad (2.12)$$

$$G_{\text{о}} = 19937,19 + 60415,72 = 80352,91 \text{ кг/ч}$$

По основной реакции расход этана равен полученному этилену и соответствует $G_{\text{ч}^{\text{м}}} = 1319,30 \text{ кмоль/ч}$. При этом его массовый поток находим по формуле:

$$G_{\text{э}} = G_{\text{ч}^{\text{м}}} \cdot 30 \quad (2.13)$$

$$G_{\text{э}} = 1319,30 \cdot 30 = 39579,00 \text{ кг/ч}$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						38
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

В ходе реакции помимо этилена образуется также водород с аналогичным мольным потоком, при этом его массовый поток будет находиться по формуле:

$$G_B = G_{\text{ч}^m} \cdot 2 \quad (2.14)$$

$$G_B = 1319,30 \cdot 2 = 2638,60 \text{ кг/ч}$$

Учитывая теоретическую степень конверсии, конвертируется этана:

$$G_{\text{э}'^m} = G_{\text{с}^m} \cdot x \quad (2.15)$$

$$G_{\text{э}'^m} = 1940,15 \cdot 0,6996 = 1357,33 \text{ кмоль/ч}$$

При этом его массовый поток будет находиться по формуле:

$$G_{\text{э}'^m} = G_{\text{э}'^m} \cdot 30 \quad (2.16)$$

$$G_{\text{э}'^m} = 1357,33 \cdot 30 = 40719,90 \text{ кг/ч}$$

Рассчитываем количество этана, расходуемого на побочные реакции:

$$G_{\text{поб}^m} = G_{\text{э}'^m} - G_{\text{ч}^m} \quad (2.17)$$

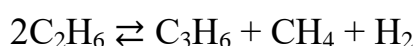
$$G_{\text{поб}^m} = 1357,33 - 1319,30 = 38,03 \text{ моль/ч}$$

Произведем перерасчет на массовый поток:

$$G_{\text{поб}} = G_{\text{поб}^m} \cdot 30 \quad (2.18)$$

$$G_{\text{поб}} = 38,03 \cdot 30 = 1140,90 \text{ кг/ч}$$

В реакции:



расход этана составляет 50 %:

$$G_{\text{поб1}^m} = G_{\text{поб}^m} \cdot 0,5 \quad (2.19)$$

$$G_{\text{поб1}^m} = 38,03 \cdot 0,5 = 19,02 \text{ кмоль/ч}$$

Произведем перерасчет на массовый поток:

$$G_{\text{поб1}} = G_{\text{поб1}^m} \cdot 30 \quad (2.20)$$

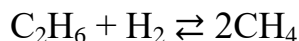
$$G_{\text{поб1}} = 19,02 \cdot 30 = 570,60 \text{ кг/ч}$$

Подобным образом проводим расчет продуктов, с учетом стехиометрии:

- пропилен 9,51 кмоль/ч или 399,42 кг/ч;
- метан 9,51 кмоль/ч или 152,16 кг/ч;
- водород 9,51 кмоль/ч или 19,02 кг/ч.

По реакции:

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						39
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

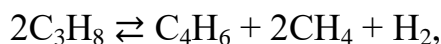


расход этана составляет $38,03 - 19,02 = 19,01$ кмоль/ч или 570,30 кг/ч;

расход водорода – 19,01 кмоль/ч или 38,02 кг/ч;

образуется метана 38,02 кмоль/ч или 608,32 кг/ч.

Для расчета пропана необходимо провести перерасчет всех реакций, в которых возможно его участие:



В ходе реакции образования пропилена расходуется 30 % пропана, что составляет $1262,69 \cdot 0,3 = 378,81$ кг/ч или 8,61 кмоль/ч.

Образуются:

- пропилен 8,61 кмоль/ч или 361,62 кг/ч;

- водород 8,61 кмоль/ч или 17,22 кг/ч.

В ходе реакции образования бутана расходуется 10 % пропана, что составляет $1262,69 \cdot 0,1 = 126,27$ кг/ч или 2,87 кмоль/ч.

Образуются:

- бутан:

$2,87 : 2 = 1,44$ кмоль/ч или 83,52 кг/ч;

- этилен 1,44 кмоль/ч или 40,32 кг/ч;

- водород 1,44 кмоль/ч или 2,88 кг/ч.

В ходе реакции образования бутилена расходуется 6 % пропана, что составляет:

$1262,69 \cdot 0,06 = 75,76$ кг/ч или 1,72 кмоль/ч.

Образуются:

- бутилен $1,72 : 2 = 0,86$ кмоль/ч или 48,16 кг/ч;

- метан 1,72 кмоль/ч или 27,52 кг/ч.

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						40
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

В ходе реакции образования бутадиена расходуется 20 % пропана, что составляет:

$$1262,69 \cdot 0,2 = 252,54 \text{ кг/ч или } 5,74 \text{ кмоль/ч.}$$

Образуются:

- бутадиен:

$$5,74 : 2 = 2,87 \text{ кмоль/ч или } 154,98 \text{ кг/ч;}$$

- метан 5,74 кмоль/ч или 91,84 кг/ч;

- водород 2,87 кмоль/ч или 5,74 кг/ч.

В ходе реакции образования пентена расходуется 8 % пропана, что составляет:

$$1262,69 \cdot 0,08 = 101,02 \text{ кг/ч или } 2,30 \text{ кмоль/ч.}$$

Образуются:

- пентен:

$$2,30 : 2 = 1,15 \text{ кмоль/ч или } 80,50 \text{ кг/ч;}$$

- метан 1,15 кмоль/ч или 18,40 кг/ч;

- водород 1,15 кмоль/ч или 2,30 кг/ч.

В ходе реакции образования метана расходуется 15 % пропана, что составляет:

$$1262,69 \cdot 0,15 = 189,40 \text{ кг/ч или } 4,30 \text{ кмоль/ч.}$$

А также водорода:

$$4,30 \cdot 2 = 8,60 \text{ кмоль/ч или } 17,2 \text{ кг/ч.}$$

И образуется:

$$4,30 \cdot 3 = 12,90 \text{ кмоль/ч или } 206,40 \text{ кг/ч метана.}$$

Рассчитываем суммарный расход пропана на приведенные реакции:

- массовый расход:

$$378,81 + 126,27 + 75,76 + 252,54 + 101,02 + 189,40 = 1123,80 \text{ кг/ч;}$$

- мольный расход:

$$8,61 + 2,87 + 1,72 + 5,74 + 2,30 + 4,30 = 25,54 \text{ кмоль/ч.}$$

При этом часть пропана осталась непрореагировавшей:

$$1262,69 - 1123,80 = 138,89 \text{ кг/ч или } 28,70 - 25,54 = 3,16 \text{ кмоль/ч.}$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						41
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

При этом по реакции:



50 % образующегося из пропана этилена переходят в ацетилен:

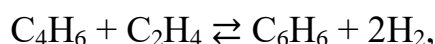
$$40,32 \cdot 0,5 = 20,16 \text{ кг/ч или } 0,72 \text{ кмоль/ч.}$$

При этом образуются:

- ацетилен 0,72 кмоль/ч или 18,72 кг/ч;

- водород 0,72 кмоль/ч или 1,44 кг/ч.

Также 10 % образующегося бутадиена взаимодействует с этиленом по реакции:



что составляет $154,98 \cdot 0,1 = 15,50$ кг/ч или 0,29 кмоль/ч.

Расходуется на эту реакцию этилена 0,29 кмоль/ч или 8,12 кг/ч.

Образуются:

- бензол 0,29 кмоль/ч или 22,62 кг/ч;

- водород:

$$0,29 \cdot 2 = 0,58 \text{ кмоль/ч или } 1,16 \text{ кг/ч.}$$

Бутадиена, не пошедшего на реакцию, осталось:

$$154,98 - 15,50 = 139,48 \text{ кг/ч или } 2,58 \text{ кмоль/ч.}$$

Рассчитаем количество образовавшегося метана.

Всего образуется метана по реакциям:

- массовый расход:

$$152,16 + 608,32 + 27,52 + 91,84 + 18,40 + 206,40 = 1104,64 \text{ кг/ч;}$$

- мольный расход:

$$9,51 + 38,02 + 1,72 + 5,74 + 1,15 + 12,90 = 69,04 \text{ кмоль/ч.}$$

Общее количество в пирогазе метана составляет:

- по мольному потоку:

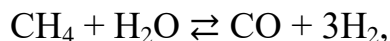
$$69,04 + 51,73 = 120,77 \text{ кмоль/ч;}$$

- по массовому потоку:

$$1104,64 + 827,70 = 1932,34 \text{ кг/ч.}$$

При этом 1 % метан конверсирует по реакции:

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		42



что составляет $1932,34 \cdot 0,01 = 19,32$ кг/ч по массовому потоку и 1,21 кмоль/ч – по мольному.

Также в процессе реакции расходуется 1,21 кмоль/ч или $1,21 \cdot 18 = 21,78$ кг/ч водяного пара.

Образуется:

- монооксида углерода 1,21 кмоль/ч или 33,88 кг/ч;
- водорода $1,21 \cdot 3 = 3,63$ кмоль/ч или 7,26 кг/ч.

Остается в пирогазе:

- метана:

$$1932,34 - 19,32 = 1913,02 \text{ кг/ч или } 119,56 \text{ кмоль/ч;}$$

- водяного пара:

$$19937,19 - 21,78 = 19915,41 \text{ кг/ч или } 1107,62 - 1,21 = 1106,41 \text{ кмоль/ч.}$$

Этилена в составе этановой фракции содержится 42,29 кг/ч (1,51 кмоль/ч), при этом образуется по реакции 40,32 кг/ч (1,44 кмоль/ч), расходуется по реакциям:

$$20,16 + 8,12 = 28,28 \text{ кг/ч или } 0,72 + 0,29 = 1,01 \text{ кмоль/ч.}$$

Всего этилена в пирогазе содержится:

$$36940,30 + 42,29 + 40,32 - 28,28 = 36994,63 \text{ кг/ч или}$$

$$1319,30 + 1,51 + 1,44 - 1,01 = 1321,24 \text{ кмоль/ч.}$$

Рассчитаем количество образующегося водорода в результате описанных реакций:

- массовый поток:

$$2638,60 + 19,02 + 17,22 + 2,88 + 5,74 + 2,30 + 1,44 + 1,16 + 7,26 = 2695,62 \text{ кг/ч;}$$

- мольный поток:

$$1319,30 + 9,51 + 8,61 + 1,44 + 2,87 + 1,15 + 0,72 + 0,58 + 3,63 = 1347,81 \text{ кмоль/ч.}$$

Рассчитываем расход водорода:

- по массовому потоку:

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						43
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$38,02 + 17,2 = 55,22 \text{ кг/ч};$$

- по мольному потоку:

$$19,01 + 8,60 = 27,61 \text{ кмоль/ч.}$$

Таким образом в пирогазе останется водорода:

- массовый поток:

$$2695,62 - 55,22 = 2640,40 \text{ кг/ч};$$

- мольный поток:

$$1347,81 - 27,61 = 1320,2 \text{ кмоль/ч.}$$

Количество этана в пирогазе $58204,50 - 40719,90 = 17484,60 \text{ кг/ч}$ или $1940,15 - 1357,33 = 582,82 \text{ кмоль/ч.}$

Результаты расчета материального баланса представлены в таблице 2.10.

Таблица 2.10 – Материальный баланс

Ком- понент	M, кг/ кмоль	Приход				Расход			
		ω , % масс.	G, кг/ч	N, % мол.	F, кмоль/ ч	ω , % масс.	G, кг/ч	N, % мол.	F, кмоль/ ч
H ₂	2	-	-	-	-	3,29	2640,40	29,46	1320,20
CH ₄	16	1,03	827,70	1,65	51,73	2,38	1913,02	2,67	119,56
C ₂ H ₄	28	0,05	42,29	0,05	1,51	46,04	36994,63	29,48	1321,24
C ₂ H ₆	30	72,44	58204,50	61,95	1940,15	21,76	17484,60	13,00	582,82
C ₂ H ₂	26	-	-	-	-	0,02	18,72	0,02	0,72
C ₃ H ₆	42	0,10	78,54	0,06	1,87	1,02	811,04	0,44	19,31
C ₃ H ₈	44	1,57	1262,69	0,92	28,70	0,17	138,89	0,07	3,16
C ₄ H ₆	54	-	-	-	-	0,06	139,48	0,06	2,58
C ₄ H ₈	56	-	-	-	-	0,10	48,16	0,02	0,86
C ₄ H ₁₀	58	-	-	-	-	0,10	83,52	0,03	1,44
C ₅ H ₁₀	70	-	-	-	-	0,04	80,50	0,03	1,15
C ₆ H ₆	78	-	-	-	-	0,05	32,62	0,01	0,42
CO	28	-	-	-	-	24,78	42,89	0,03	1,53
Вод. пар	18	24,81	19937,19	35,37	1107,62	0,06	19915,41	24,69	1106,41
Итого		100,00	80352,91	100,00	3131,58	100,00	80343,88	100,00	4481,62

Так как приходная и расходная часть материального баланса отличаются, рассчитываем невязку баланса по формуле:

$$НБ = \frac{G_{\text{прих}} - G_{\text{расх}}}{G_{\text{прих}}} \cdot 100 \% \quad (2.21)$$

$$\text{НБ} = \frac{80352,91 - 80343,88}{80352,91} \cdot 100 \% = 0,011 \%$$

Величина невязки баланса не превышает 0,05 %.

2.6 Технологический расчет печи пиролиза

Основным аппаратом на проектируемой установке пиролиза является печь пиролиза.

Первым этапом расчета является выбор модели печей пиролиза и определение их числа для обеспечения заданной производительности, далее необходимо провести расчет геометрических характеристик печи.

Для проектирования установки пиролиза этановой фракции была выбрана технология фирмы «Linde AG», позволяющая получать этилен полимерного качества в процессе высокотемпературного пиролиза этанового сырья и дальнейшего разделения продуктов пиролиза. Используем печь с производительностью по сырью (этановой фракции) 60 т/ч.

Данная печь имеет сдвоенную радиантную секцию. Печь состоит из двух радиантных камер, оснащенных радиантными змеевиками PyroCrack 6, общей конвекционной секцией, двухступенчатой закалочной-испарительной системой и одним паросборником. А также имеет смешанную схему зажигания с подовыми и настенными горелками для минимизации выхода окислов азота.

Данная печь выбрана в связи с тем, что ее конструкция обеспечивает большую производительность работы во время рабочего цикла между декоксованием. При этом сам цикл декоксования составляет 36 часов, и механическая очистка не требуется. Также обеспечивается энергетическая эффективность и оптимальная рекуперация тепла и холода.

Характеристики выбранной печи представлены в таблице 2.11 [23].

Таблица 2.11 – Характеристика печи типа F-3

Параметр	Радиантная камера
1	2
Длина печи, м	23,00
Ширина печи, м	3,35

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		45

1	2
Высота печи, м	14,70
Внешний диаметр труб, мм	122
Рабочая длина труб, м	13,6

Учитывая, что производительность проектируемой установки по этановой фракции составляет более 60 т/ч, достаточно использовать две печи типа F-3, которые смогут обеспечить необходимую мощность установки по этилену 300 000 т/год.

Произведем расчет одной печи.

Для дальнейшего расчета введем исходные данные:

- производительность печи $G = 60$ т/ч;
- температура сырья на входе в печь $T_1 = 70$ °С (343 К);
- температура пирогаза на выходе из печи;
- давление сырья на входе в печь;
- давление пирогаза на выходе из печи;
- топливо – топливный газ, состав которого представлен в таблице 2.12.

Таблица 2.12 – Состав топливного газа

Компоненты	Молярная масса, кг/кмоль	Молярная доля, %, (φ)
Метан (СН ₄)	16	33,10
Этилен (С ₂ Н ₄)	28	0,02
Водород (Н ₂)	2	66,88

2.6.1 Расчет процесса горения

Определяем низшую теплоту сгорания топлива по формуле [24]:

$$Q_p^H = 0,358 \cdot C_{H_4} + 0,591 \cdot C_{C_2H_4} + 0,108 \cdot H_2 \quad (2.22)$$

$$Q_p^H = 0,358 \cdot 33,10 + 0,591 \cdot 0,02 + 0,108 \cdot 66,88 = 19,08 \text{ МДж/м}^3$$

Далее определяем приведенную низшую теплоту сгорания:

$$Q_p^{H''} = \frac{Q_p^H}{\rho} \quad (2.23)$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		46

где ρ – плотность топливного газа, равная 0,30 кг/м³

$$Q_p^{H''} = \frac{19,08}{0,30} = 63,60 \text{ МДж/кг}$$

Находим количество углерода отдельно в каждом компоненте топливного газа по формуле:

$$C_i = g_i \cdot 12 \cdot \frac{n_i}{M_i} \quad (2.24)$$

где g_i – массовая доля i -го компонента газовой смеси, которая находится по формуле:

$$g_i = \frac{M_i \cdot \varphi_i}{\sum M_i \cdot \varphi_i} \quad (2.25)$$

$$g_{\text{CH}_4} = \frac{16 \cdot 33,10}{16 \cdot 33,10 + 28 \cdot 0,02 + 2 \cdot 66,88} = 0,798$$

$$g_{\text{C}_2\text{H}_4} = \frac{28 \cdot 0,02}{16 \cdot 33,10 + 28 \cdot 0,02 + 2 \cdot 66,88} = 0,001$$

$$g_{\text{H}_2} = \frac{2 \cdot 66,88}{16 \cdot 33,10 + 28 \cdot 0,02 + 2 \cdot 66,88} = 0,201$$

n_i – количество атомов углерода в молекуле газа.

$$C_{\text{CH}_4} = 79,8 \cdot 12 \cdot \frac{1}{16} = 59,85 \%$$

$$C_{\text{C}_2\text{H}_4} = 0,1 \cdot 12 \cdot \frac{2}{28} = 0,09 \%$$

Таким образом общее содержание углерода в газе составляет:

$$C = 59,85 + 0,09 = 59,94 \%$$

Теперь рассчитаем содержание водорода, используя формулу:

$$H = g_i \cdot \frac{n_i}{M_i} \quad (2.26)$$

$$H_{\text{CH}_4} = 79,8 \cdot \frac{4}{16} = 19,95 \%$$

$$H_{\text{C}_2\text{H}_4} = 0,1 \cdot \frac{4}{28} = 0,01 \%$$

$$H_{\text{H}_2} = 20,1 \cdot \frac{2}{2} = 20,1 \%$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Таким образом общее содержание водорода в газе составляет:

$$H = 19,95 + 0,01 + 20,1 = 40,06 \%$$

Так как в газе отсутствуют другие химические элементы, то содержание водорода и углерода вместе равно 100 %: $59,94 + 40,06 = 100 \%$.

Определяем необходимое количество воздуха для сжигания 1 кг топлива:

$$L_0 = \frac{0,0267 \cdot C + 0,080 \cdot H}{0,23} \quad (2.27)$$

$$L_0 = \frac{0,0267 \cdot 59,94 + 0,080 \cdot 40,06}{0,23} = 20,89 \text{ кг/кг}$$

Для данной печи принимаем коэффициент избытка воздуха α равный 1,05. Пересчитываем количество воздуха учитывая коэффициент избытка по формуле:

$$L_D = L_0 \cdot \alpha \quad (2.28)$$

$$L_D = 20,89 \cdot 1,05 = 21,93 \text{ кг/кг}$$

Пересчитаем количество воздуха в объемы:

$$L_{D0} = \frac{L_D}{\rho_B} \quad (2.29)$$

где ρ_B – плотность воздуха при нормальных условиях равная $1,293 \text{ м}^3/\text{кг}$.

$$L_{D0} = \frac{21,93}{1,293} = 16,96 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Далее определим сколько образуется продуктов при сжигании 1 кг топлива:

$$\sum m_i = m_{CO_2} + m_{H_2O} + m_{N_2} + m_{O_2} \quad (2.30)$$

где m_{CO_2} – количество углекислого газа в дымовых газах, кг/кг, рассчитываемое по формуле:

$$m_{CO_2} = 0,0367 \cdot C \quad (2.31)$$

$$m_{CO_2} = 0,0367 \cdot 59,94 = 2,20 \text{ кг/кг}$$

m_{H_2O} – количество водяного пара в дымовых газах, кг/кг, рассчитываемое по формуле:

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						48
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 0,09 \cdot \text{H} \quad (2.32)$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 0,09 \cdot 40,06 = 3,61 \text{ кг/кг}$$

m_{N_2} – количество азота в дымовых газах, кг/кг, рассчитываемое по формуле:

$$m_{\text{N}_2} = 0,77 \cdot L_0 \cdot \alpha \quad (2.33)$$

$$m_{\text{N}_2} = 0,77 \cdot 20,89 \cdot 1,05 = 16,89 \text{ кг/кг}$$

m_{O_2} – количество кислорода в дымовых газах, кг/кг, рассчитываемое по формуле:

$$m_{\text{O}_2} = 0,23 \cdot L_0 \cdot (\alpha - 1) \quad (2.34)$$

$$m_{\text{O}_2} = 0,23 \cdot 20,89 \cdot (1,05 - 1) = 0,24 \text{ кг/кг}$$

$$\sum m_i = 2,20 + 3,61 + 16,89 + 0,24 = 22,94 \text{ кг/кг}$$

Пересчитаем количество получаемых продуктов в объемы:

$$V_i = \frac{m_i \cdot 22,4}{M_i} \quad (2.35)$$

$$V_{\text{CO}_2} = \frac{2,20 \cdot 22,4}{44} = 1,12 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{3,61 \cdot 22,4}{18} = 4,49 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{\text{O}_2} = \frac{0,24 \cdot 22,4}{32} = 0,17 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{\text{N}_2} = \frac{16,89 \cdot 22,4}{28} = 13,51 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Находим суммарный объем:

$$\sum V_i = 1,12 + 4,49 + 0,17 + 13,51 = 19,29 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Находим плотность продуктов сгорания при нормальных условиях:

$$\rho_0 = \frac{\sum m_i}{\sum V_i} \quad (2.36)$$

$$\rho_0 = \frac{22,94}{19,29} = 1,19 \text{ кг/м}^3$$

Определяем энтальпию продуктов сгорания на 1 кг топлива при различных температурах:

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						49
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$q_T = (T - 273) \cdot (m_{CO_2} \cdot C_{CO_2} + m_{H_2O} \cdot C_{H_2O} + m_{O_2} \cdot C_{O_2} + m_{N_2} \cdot C_{N_2}) \quad (2.37)$$

где C_{CO_2} , C_{H_2O} , C_{O_2} , C_{N_2} – средние массовые теплоёмкости продуктов сгорания, кДж/(кг·К) взятые в таблице 2.13.

Таблица 2.13 – Средние массовые теплоёмкости продуктов сгорания

C, кДж/(кг·К)	Температура, К				
	300	500	700	1000	1500
CO ₂	0,8286	0,9207	0,9906	1,0902	1,1564
H ₂ O	1,8632	1,9004	1,9557	2,0847	2,2195
O ₂	0,9169	0,9391	0,9688	1,0182	1,0530
N ₂	1,0308	1,0362	1,0500	1,0886	1,1279

$$q_{300} = (300 - 273) \cdot (2,20 \cdot 0,8286 + 3,61 \cdot 1,8632 + 0,24 \cdot 0,9169 + 16,89 \cdot 1,0308) = 706,84 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{500} = (500 - 273) \cdot (2,20 \cdot 0,9207 + 3,61 \cdot 1,9004 + 0,24 \cdot 0,9391 + 16,89 \cdot 1,0362) = 6041,10 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{700} = (700 - 273) \cdot (2,20 \cdot 0,9906 + 3,61 \cdot 1,9557 + 0,24 \cdot 0,9688 + 16,89 \cdot 1,0500) = 11617,14 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{1000} = (1000 - 273) \cdot (2,20 \cdot 1,0902 + 3,61 \cdot 2,0847 + 0,24 \cdot 1,0182 + 16,89 \cdot 1,0886) = 20759,51 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{1500} = (1500 - 273) \cdot (2,20 \cdot 1,1564 + 3,61 \cdot 2,2195 + 0,24 \cdot 1,0530 + 16,89 \cdot 1,1279) = 36637,52 \text{ кДж/кг}$$

Полученные результаты вносим в таблицу 2.14.

Таблица 2.14 – Расчетные значения энтальпии

T, К	273	300	500	700	1000	1500
q_T , кДж/кг	0	706,84	6041,10	11617,10	20759,51	36637,52

По данным таблицы 2.14 строим график зависимости энтальпии дымовых газов от температуры (рисунок 2.2).

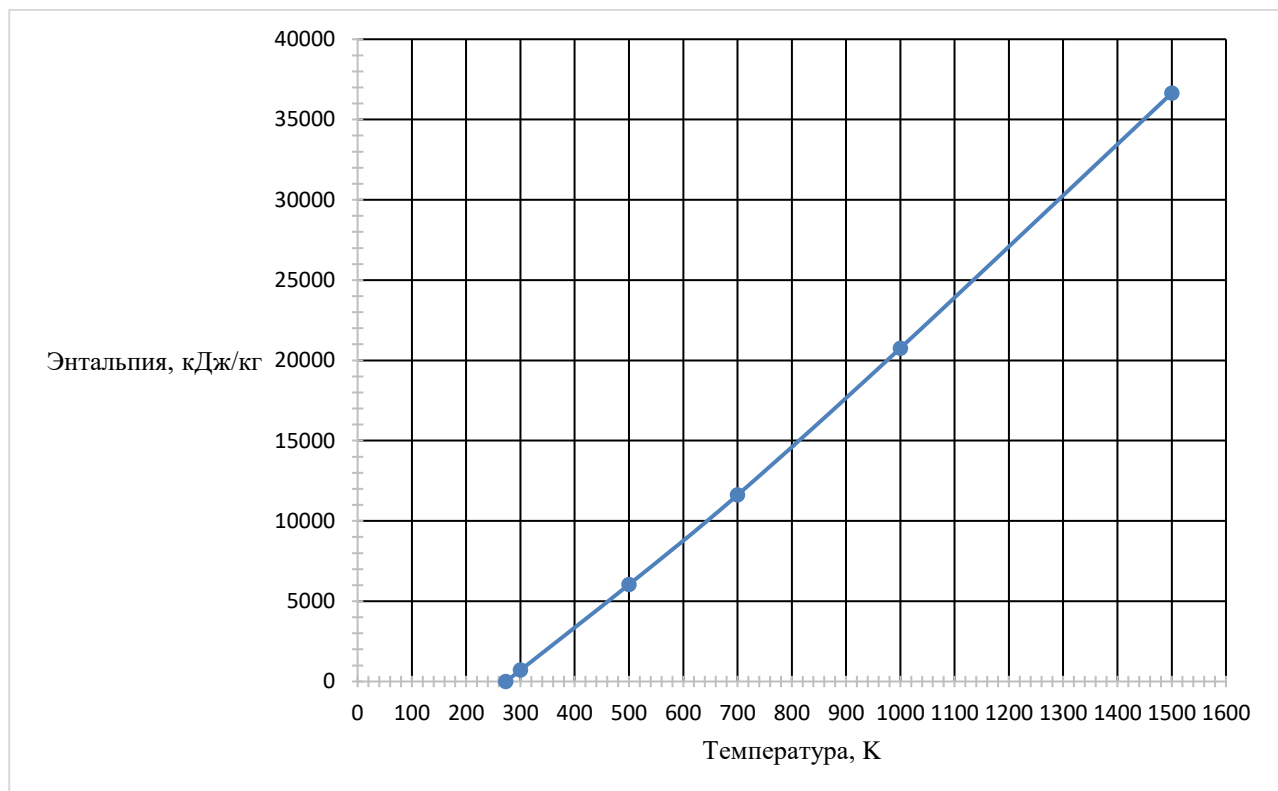


Рисунок 2.2 – График зависимости энтальпии от температуры

2.6.2 Расчет тепловой нагрузки печи

Нагрев сырья в печи пиролиза протекает в двух зонах. В первой зоне конвекции газ нагревается с 70 °С (343 К) до 570 °С (843 К). Далее газ нагревается в зоне радиации с 570 °С (843 К) до 850 °С (1123 К) [25].

Состав парогазовой смеси необходимый для расчета представлен в таблице 2.15 [26].

Таблица 2.15 – Состав парогазовой смеси

Компоненты	Сырье на входе в печь				Парогазовая смесь на выходе из печи			
	количество		доля, %		количество		доля, %	
	кг/с	кмоль/с	массовая	мольная	кг/с	кмоль/с	массовая	мольная
1	2	3	4	5	6	7	8	9
H ₂	-	-	-	-	0,14	0,07	0,56	6,73
CH ₄	0,23	0,014	0,91	0,96	2,48	0,16	9,74	15,38
C ₂ H ₂	-	-	-	-	0,04	0,01	0,17	0,96
C ₂ H ₄	0,01	0,0004	0,05	0,03	3,60	0,13	14,12	12,50
C ₂ H ₆	16,46	0,55	64,55	52,87	0,62	0,02	2,45	1,92

1	2	3	4	5	6	7	8	9
ΣC_3	0,38	0,01	1,48	0,95	4,75	0,11	18,61	10,58
ΣC_4	-	-	-	-	1,38	0,02	5,40	1,92
ΣC_{5+}	-	-	-	-	3,91	0,04	15,33	3,85
CO	-	-	-	-	0,16	0,01	0,62	0,96
H ₂ O	8,42	0,47	33,00	45,19	8,42	0,47	33,00	45,19
Итого	25,50	1,04	100,00	100,00	25,50	1,04	100,00	100,00

Рассчитываем количество сырья, которое необходимо для нагревания парогазовой смеси в змеевике, в кВт:

$$Q_1 = G_{CH_4} \cdot (q_{CH_4}^{1123} - q_{CH_4}^{343}) + G_{C_2H_4} \cdot (q_{C_2H_4}^{1123} - q_{C_2H_4}^{343}) + G_{C_2H_6} \cdot (q_{C_2H_6}^{1123} - q_{C_2H_6}^{343}) + G_{C_3} \cdot (q_{C_3}^{1123} - q_{C_3}^{343}) + G_{в.п.} \cdot (q_{в.п.}^{1123} - q_{в.п.}^{843}), \quad (2.38)$$

где G_{CH_4} , $G_{C_2H_4}$, $G_{C_2H_6}$, G_{C_3} , $G_{в.п.}$ – массовое количество компонентов парогазовой смеси, кг/с;

$q_{CH_4}^{1123}$, $q_{C_2H_4}^{1123}$, $q_{C_2H_6}^{1123}$, $q_{C_3}^{1123}$, $q_{в.п.}^{1123}$ – энтальпии компонентов парогазовой смеси при 1123 К;

$q_{CH_4}^{343}$, $q_{C_2H_4}^{343}$, $q_{C_2H_6}^{343}$, $q_{C_3}^{343}$, $q_{в.п.}^{343}$ – энтальпии компонентов газовой смеси при 343 К; $q_{в.п.}^{843}$ – энтальпия водяного пара при 343 К.

$$Q_1 = 0,23 \cdot (2478,888 - 124,975) + 0,01 \cdot (2451,695 - 127,116) + 16,46 \cdot (2434,348 - 127,0) + 0,38 \cdot (2423,706 - 127,204) + 8,42 \cdot (1685,595 - 303,95) = 51049,72 \text{ кВт}$$

Рассчитываем количество тепла, которое пошло на нагревание сырья с 843 К до 1123 К и на реакции по формуле:

$$Q_p = Q_{p.п.} + Q_{п.} \quad (2.39)$$

где $Q_{p.п.}$ – количества тепла, необходимое для нагревания парогазовой смеси в радиантной части печи, кВт;

$Q_{п.}$ – количество тепла, пошедшего на реакцию пиролиза, кВт.

Количество тепла, необходимое для нагревания парогазовой смеси в радиантной части печи считается с помощью теплот образования компонентов

сырья и пирогаза, которые приведены в литературе, по формуле:

$$Q_{p.п.} = \Delta H \cdot \sum G'_i \quad (2.40)$$

где $\sum G'_i$ – количество молей сырья, кмоль/ч, равная 1040 кмоль/ч;

ΔH – тепловой эффект реакции, кДж/кмоль, для расчета которого составим таблицу 2.16.

Таблица 2.16 – Расчет значений теплоты образования

Компоненты	Теплота образования ΔH_i^0 , кДж/кмоль	Сырье		Пирогаз	
		Мольная объемная доля x'_i	$x'_i \cdot \Delta H_i^0$	$\frac{g'_i}{\sum G'_i}$ кмоль/кмоль сырья	$\frac{g'_i \cdot \Delta H_i^0}{\sum G'_i}$ кДж/кмоль сырья
H ₂	-	-	-	0,39	-
CH ₄	- 74954,91	0,0256	- 1918,85	0,75	- 56216,18
C ₂ H ₂	+ 227056,10	-	-	0,01	+ 2270,56
C ₂ H ₄	+ 52358,24	0,0007	+ 36,65	0,80	+ 41886,59
C ₂ H ₆	- 84788,84	0,9586	- 81278, 58	0,12	- 10174,66
$\sum C_3$	+ 20447,20	0,0151	+ 308,75	0,35	+ 7156,52
$\sum C_4$	- 127250,30	-	-	0,14	- 17815,04
$\sum C_{5+}$	+ 33813,3	-	-	0,22	+ 7438,93
CO	- 113968,00	-	-	0,01	- 1139,68
H ₂ O	-	-	-	-	-
Итого		1,0000	H ₁ = - 82852,03	2,79	H ₂ = - 26592,96

Тепловой эффект реакции определяется по формуле [27]:

$$\Delta H = H_2 - H_1 \quad (2.41)$$

$$\Delta H = -26592,96 - (-82852,03) = 56259,07 \text{ кДж/кмоль сырья}$$

$$Q_{p.п.} = \frac{56259,07 \cdot 1040}{3600} = 16252,62 \text{ кВт}$$

Рассчитываем полезное тепло печи на нагрев сырья в радиантной секции [28]:

$$Q_{\Pi} = G_{CH_4} \cdot (q_{CH_4}^{1123} - q_{CH_4}^{843}) + G_{C_2H_4} \cdot (q_{C_2H_4}^{1123} - q_{C_2H_4}^{843}) + G_{C_2H_6} \cdot (q_{C_2H_6}^{1123} - q_{C_2H_6}^{843}) + G_{C_3} \cdot (q_{C_3}^{1123} - q_{C_3}^{843}) + G_{в.п.} \cdot (q_{в.п.}^{1123} - q_{в.п.}^{843}) \quad (2.42)$$

$$Q_{\Pi} = 0,23 \cdot (2478,888 - 1549,253) + 0,01 \cdot (2451,695 - 1540,412) + 16,46 \cdot (2434,348 - 1531,822) + 0,38 \cdot (2423,706 - 1527,086) + 8,42 \cdot (1685,595 - 1141,314) = 20002,07 \text{ кВт}$$

По формуле 2.39 находим Q_p :

$$Q_p = 16252,62 + 20002,07 = 36254,69 \text{ кВт}$$

Полезное тепло печи находится по формуле:

$$Q_{\text{пол}} = Q_1 + Q_p \quad (2.43)$$

$$Q_{\text{пол}} = 51049,72 + 36254,69 = 87304,41 \text{ кВт}$$

2.6.3 Расчет расхода топлива и КПД печи пиролиза

КПД печи определяется по формуле:

$$\eta = 1 - \left(\frac{I_{\text{пот}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}} \cdot \text{масс.}} + \frac{I_{\text{ух}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}}} \right), \quad (2.44)$$

Температура дымового газа в дымовой трубе составляет $T = 410 \text{ К}$ ($137 \text{ }^\circ\text{C}$). При данной температуре находим потерю тепла по рисунку 2.1.

$$I_{\text{ух}} = I_{\text{д.г.}}$$

поэтому $I_{\text{ух}} = I_{\text{д.г.}} = 3200,0 \text{ кДж/кг}$.

$$\eta = 1 - \left(0,03 + \frac{3200,0}{63600} \right) = 0,92$$

При этом расход топлива рассчитывается по формуле:

$$B = \frac{Q_{\text{пол}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}} \cdot \eta} \quad (2.45)$$

$$B = \frac{87304,41}{63600 \cdot 0,92} = 1,49 \text{ кг/с}$$

или $B = 5364 \text{ кг/ч}$.

2.7 Конструктивный расчет печи пиролиза

Топочные камеры печи расположены согласно сдвоенной компоновке радиантной камеры. В данной конструкции печь пиролиза включает две топочные камеры с одной общей секцией конвекции.

В печи установлены змеевики PyroCrack 6, расположенные вертикально, при этом их входы и выходы находятся в верхней части радиантной камеры и радиантные змеевики имеют симметричную безмоментную конструкцию нижних возвратных колен, так называемых S-образных колен.

На рисунке 2.3 показано схематическое изображение одного блока, состоящего из 4 змеевиков PyroCrack 6.

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		54

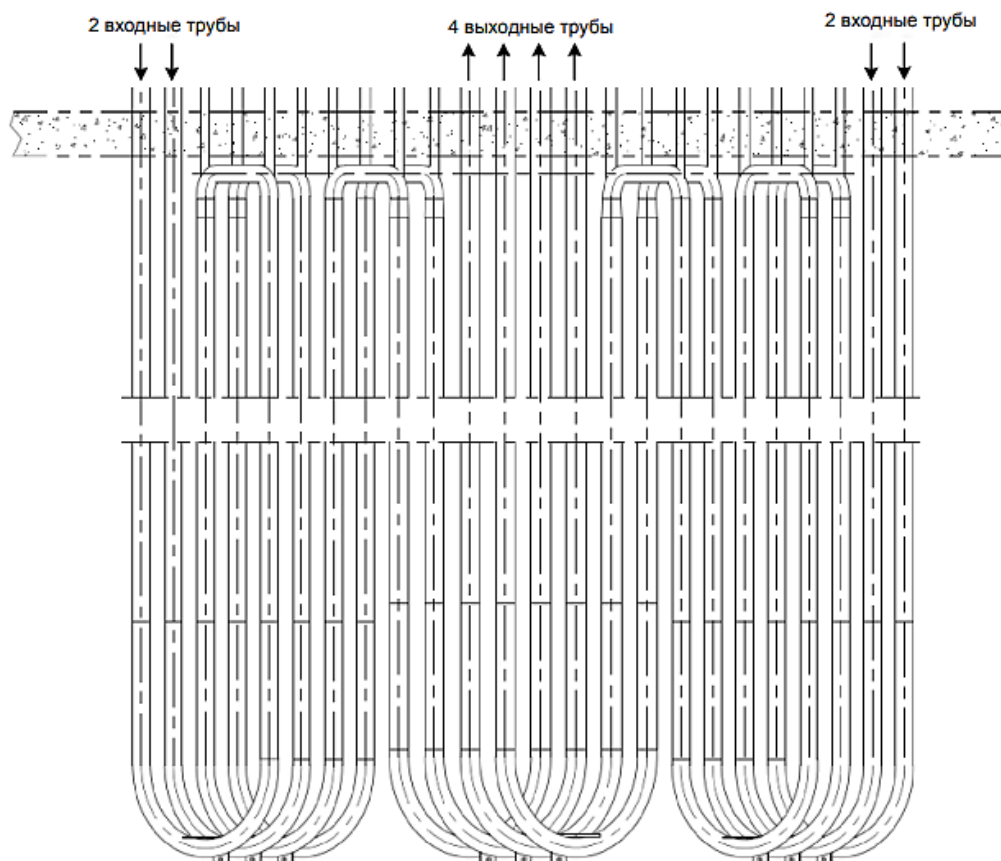


Рисунок 2.3 – Модуль змеевиков PyroCrack 6

Данная конструкция сводит к минимуму нагрузки на радиантные змеевики, что обеспечивает меньший изгиб и позволяет исключить использование направляющих штифтов. Устанавливаются 32 радиантных змеевика, которые объединяются в группы по четыре штуки на печь, при этом на выходах каждой из них выполнено соединение с серией линейных ЗИА. Таким образом, в каждой печи имеется восемь модулей змеевиков – по четыре модуля на топочную камеру.

2.7.1 Расчет поверхности нагрева реакционного змеевика (экранных труб)

Для расчетов поверхности нагрева необходимо знать среднюю теплонапряженность поверхности труб в печах. В нашем случае она равна 36,5 кВт/м.

Рассчитываем поверхность нагрева змеевика [29]:

$$H_P = \frac{Q_P}{q_P} \quad (2.46)$$

где q_p – средняя теплонапряжённость поверхности нагрева радиантных труб, равная 36,3 кВт/м.

$$N_p = \frac{36254,69}{36,3} = 998,75 \text{ м}^2$$

Зная, что наружный диаметр труб d равен 0,122 м, а длина одной трубы l_T составляет 15,0 м, при общем количестве труб равным 32, при этом число труб в ряду равно 96, так как каждая труба 4 раза проходит через одно сечение, находим расчетное значение количества радиантных труб.

$$N_p = \frac{N_p}{\pi \cdot d \cdot l_T} \quad (2.47)$$

$$N_p = \frac{998,75}{\pi \cdot 0,122 \cdot 13,6} = 191,6 \text{ шт}$$

что соответствует заводским условиям в 192 трубы.

При этом печь снабжена 96 боковыми и 64 подовыми горелками.

По рекомендации эксплуатации действующих печей для дальнейшего расчета принимаем значения, приведенные в таблице 2.17.

Таблица 2.17 – Характерные размеры и расстояния для системы радиантных труб

Параметр	Значение, м
Шаг размещения радиантных труб, S	0,11
Расстояние между параллельными потоками труб, S_n	0,32
Расстояние от крайних труб до торцевых стенок в печи, L_c	0,25
Расстояние от торцевой стенки до трубного экрана, α_1	1,70
Расстояние от пола до нижних труб вертикального ряда, α_2	0,75
Расстояние от потолка до верхних труб вертикального ряда, α_3	0,35

По данным, представленным в таблице 2.17, считаем длину камеры радиации:

$$I_p = (N'_p - 1) \cdot S + d \cdot N'_p + 2 \cdot L_c, \quad (2.48)$$

где N'_p - число труб в ряду, равное 96; d – наружный диаметр труб, равный 0,122 м.

$$I_p = (96 - 1) \cdot 0,11 + 0,122 \cdot 96 + 2 \cdot 0,25 = 22,66 \text{ м}$$

что также соответствует заводским значениям в 23,00 м.

Далее рассчитываем ширину камеры радиации по формуле:

$$b_p = 2 \cdot \alpha_1 + 2 \cdot d + S_b \quad (2.49)$$

где S_b – расстояние между вертикальными рядами, которое рассчитывается по формуле:

$$S_b = \frac{S \cdot \sqrt{3}}{2} \quad (2.50)$$

$$S_b = \frac{0,11 \cdot \sqrt{3}}{2} = 0,10 \text{ м}$$

$$b_p = 2 \cdot 1,70 + 2 \cdot 0,122 + 0,10 = 3,74 \text{ м}$$

заводским данным соответствует (ширина равна 3,75).

Рассчитываем высоту радиантной зоны по формуле:

$$h_p = l_T + \alpha_2 + \alpha_3 \quad (2.51)$$

$$h_p = 13,60 + 0,75 + 0,35 = 14,70 \text{ м}$$

По полученным значениям определяем объем камеры радиации по формуле:

$$V_p = I_p \cdot b_p \cdot h_p \quad (2.52)$$

$$V_p = 22,66 \cdot 3,74 \cdot 14,70 = 1245,80 \text{ м}^3$$

Зная, что средняя тепловая мощность горелки равна 635 кВт, находим расчетное значение количества горелок:

$$n_{\Gamma} = \frac{Q_{\text{пол}}}{q_{\text{т.м.}} \cdot \eta} \quad (2.53)$$

$$n_{\Gamma} = \frac{87304,41}{635 \cdot 0,86} = 159,87 = 160 \text{ шт}$$

Общая длина труб вычисляется по формуле:

$$l_{\text{общ}} = \frac{N_p}{\pi \cdot d} \quad (2.54)$$

$$l_{\text{общ}} = \frac{998,75}{\pi \cdot 0,122} = 2607,16 \text{ м}$$

Далее определяем рабочую длину труб:

$$l'_{\text{общ}} = \frac{l_{\text{общ}}}{m}, \quad (2.55)$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						57
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

где n – число радиантных зон печи, равное 2;

m – общее число труб на число потоков и число радиантных зон печи, равное 12.

$$l'_{\text{общ}} = \frac{2607,16}{12} = 217,26 \text{ м}$$

2.7.2 Расчет потерь напора в змеевике радиантной зоны

По заводским данным принимаем:

– перепад давления в реакционном змеевике радиантной камеры $\Delta P_p = 69 \cdot 10^3 \text{ Па}$;

– давление на выходе из змеевика камеры радиации $P_k = 147 \cdot 10^3 \text{ Па}$.

Таким образом давление в начале змеевика P_n , Па, находим по формуле:

$$P_n = P_k + \Delta P_p \quad (2.56)$$

$$P_n = 69 \cdot 10^3 + 147 \cdot 10^3 = 216 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Рассчитываем плотность парогазовой смеси в начале реакционного змеевика при нормальных условиях [30]:

$$\rho'_0 = \frac{M_{\text{вх}}}{22,4} \quad (2.57)$$

где $M_{\text{вх}}$ – молекулярная масса парогазовой смеси на входе в реакционную секцию.

Пиролиз осуществляется с водяным паром 19800 кг/ч.

По данным таблицы 2.15 определяем молекулярную массу парогазовой смеси на входе в радиантную зону.

$$M_{\text{вх}} = \frac{G_c}{g_c} \quad (2.58)$$

где G_c – количество парогазовой смеси на входе в печь, кг/с;

g_c – количество парогазовой смеси на входе в печь, кмоль/с.

$$M_{\text{вх}} = \frac{25,5}{1,04} = 24,52 \text{ кг/кмоль}$$

$$\rho'_0 = \frac{24,52}{22,4} = 1,10 \text{ кг/м}^3$$

Определяем те же значения, но на выходе из змеевика:

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						58
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$M_{\text{вых}} = \frac{25,5}{1,04} = 24,52 \text{ кг/кмоль}$$

Так как молекулярные массы парогазовой смеси на входе и на выходе из радиантной зоны равны, то и их плотности также равны между собой и равны среднему значению плотности.

Проведем перерасчет плотностей с учетом температур и давлений:

$$\rho = \rho'_0 \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0} \quad (2.59)$$

$$\rho_{\text{н}} = 1,10 \cdot \frac{273 \cdot 216 \cdot 10^3}{843 \cdot 98,1 \cdot 10^3} = 0,784 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{к}} = 1,10 \cdot \frac{273 \cdot 147 \cdot 10^3}{1123 \cdot 98,1 \cdot 10^3} = 0,401 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{ср}} = \frac{0,784 + 0,401}{2} = 0,593 \text{ кг/м}^3$$

Рассчитываем линейную скорость парогазовой смеси в начале реакционного змеевика:

$$\omega_{\text{н}} = \frac{v}{\rho_{\text{н}}} \quad (2.60)$$

где v – массовая скорость парогазовой смеси в реакционном змеевике, которая находится по формуле:

$$v = \frac{4 \cdot G_c}{m \cdot \pi \cdot d_{\text{вн}}^2} \quad (2.61)$$

где $d_{\text{вн}} = 0,122 - 0,013 = 0,109 \text{ м}$.

$$v = \frac{4 \cdot 25,5}{16 \cdot \pi \cdot 0,109^2} = 170,80 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$$

$$\omega_{\text{н}} = \frac{170,80}{0,784} = 217,86 \text{ м/с}$$

Аналогичным образом проводим расчет линейной скорости парогазовой смеси в конце реакционного змеевика:

$$\omega_{\text{к}} = \frac{170,80}{0,401} = 425,94 \text{ м/с}$$

$$\omega_{\text{ср}} = \frac{217,86 + 425,94}{2} = 321,90 \text{ м/с}$$

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						59
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

Учитывая данную скорость, находим время пребывания смеси в реакционном змеевике:

$$\tau = \frac{l'_{\text{общ}}}{\omega_{\text{ср}}} \quad (2.62)$$

$$\tau = \frac{217,26}{321,90} = 0,67 \text{ с}$$

Находим среднюю температуру парогазовой смеси, К, по формуле:

$$T_{\text{ср}} = \frac{T_{\text{н}} + T_{\text{к}}}{2} \quad (2.63)$$

$$T_{\text{ср}} = \frac{843 + 1123}{2} = 983 \text{ К}$$

Средняя молекулярная масса парогазовой смеси равна:

$$M_{\text{ср}} = \frac{M_{\text{с}} + M_{\text{п.г.}}}{2} \quad (2.64)$$

где $M_{\text{с}}$ – молекулярная масса сырья равная 30,12 кг/кмоль;

$M_{\text{п.г.}}$ – молекулярная масса парогазовой смеси равная 32,75 кг/кмоль.

$$M_{\text{ср}} = \frac{30,12 + 32,75}{2} = 31,44 \text{ кг/кмоль}$$

Данная молекулярная масса наиболее соответствует C_2H_6 . Тогда в радиантной зоне кинематическая вязкость газовой смеси $\nu_{\text{г}}$ равна $10,09 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$, а водяного пара $\nu_{\text{в.п.}}$ – $1,52 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$. Тогда средняя кинематическая вязкость парогазовой смеси будет равна:

$$\nu_{\text{ср}} = \frac{1}{\frac{1 - x'_{\text{в.п.}}}{\nu_{\text{г}}} + \frac{x'_{\text{в.п.}}}{\nu_{\text{в.п.}}}}, \quad (2.65)$$

где $x'_{\text{в.п.}}$ – мольная доля водяного пара в парогазовой смеси.

$$\nu_{\text{ср}} = \frac{1}{\frac{1 - 0,4519}{10,09 \cdot 10^{-6}} + \frac{0,4519}{1,52 \cdot 10^{-6}}} = 2,84 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Зная кинематическую вязкость, находим значение критерия Рейнольдса по формуле:

$$Re = \frac{\omega_{\text{ср}} \cdot d_{\text{вн}}}{\nu_{\text{ср}}}, \quad (2.66)$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						60
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$Re = \frac{321,90 \cdot 0,109}{2,84 \cdot 10^{-6}} = 12,35 \cdot 10^6$$

При данном значении критерия Рейнольдса коэффициент трения λ равен 0,15.

Величина потерь напора в радиантной части змеевика рассчитывается по формуле [31]:

$$\Delta P_p = \lambda \cdot \frac{l_{\text{ЭКВ}}}{d_{\text{ВН}}} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \rho_{\text{СР}}}, \quad (2.67)$$

где $l_{\text{ЭКВ}}$ – эквивалентная длина труб одного потока радиантного змеевика, которая находится по формуле:

$$l_{\text{ЭКВ}} = N'_p \cdot l_T + (N'_p - 1) \cdot \psi \cdot d_{\text{ВН}}, \quad (2.68)$$

где ψ – коэффициент, зависящий от типа соединения труб, равный 65

$$l_{\text{ЭКВ}} = 96 \cdot 13,6 + (96 - 1) \cdot 65 \cdot 0,109 = 1978,68 \text{ м}$$

$$\Delta P_p = 0,15 \cdot \frac{1978,68}{0,109} \cdot \frac{170,80^2}{2 \cdot 0,593} = 67 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

При этом заданное значение ΔP_p равно $69 \cdot 10^3$ Па, что входит в рамки допустимых отклонений. Поэтому повторного пересчета не требуется.

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						61
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

3 МЕХАНИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

3.1 Описание конструкции аппарата

В конвекционной секции находятся технологические пучки предварительного нагрева и перегрева, а также пучки экономайзера котловой воды и пучки перегрева пара СВД. Перед входом в радиантную камеру все технологические ходы, относящиеся к одной радиантной камере, объединяются в коллекторе и равномерно распределяются по входам змеевиков при помощи критических сужающихся-расширяющихся элементов (сопла Лавалья), при этом обеспечиваются идентичные параметры расхода, температуры и давления [32].

Конструкция конвекционной секции обеспечивает идентичность теплопередачи к каждому технологическому ходу. Для предотвращения образования струйного потока дымового газа на боковых стенках конвекционной секции установлены выступы. Оптимизированный профиль температуры дымовых газов в конвекционной секции достигается за счет установки корректной последовательности отдельных технологических пучков и пучков энергоресурсов. Благодаря комплексной и оптимизированной системе утилизации отходящего тепла достигается высокий общий термический КПД печей.

Для заданного выхода сырья для пиролиза, окончательное содержание водорода в топливном газе, подаваемом в печи, позволяет задействовать боковые горелки. Для печей используется концепция смешанных горелок с применением подовых и боковых горелок, которые обеспечивают очень равномерный профиль теплового потока с целью передачи тепла в радиантные змеевики и позволяющие использовать радиантные камеры больших размеров. Принцип смешанных горелок позволяет реализовать меньшую поверхность змеевика и применять меньшее количество змеевиков и ЗИА линейного типа в сравнении с конструкцией с применением 100-процентных подовых горелок.

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Сорокина Е.Д.</i>				<i>Проектирование и расчет установ- ки пиролиза</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>62</i>	<i>92</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АМГУ ИКИИН гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

Закалочная система каждой печи включает в себя следующее:

- 8 модулей основного закалочно-испарительного аппарата линейного типа
- 1 вспомогательный закалочно-испарительный аппарат стандартного типа

ЗИА линейного типа выигрывает за счет отсутствия огнеупорного сопла на входе и входной трубной решетки, которые подвержены закупорке и эрозии, в особенности во впускной части и для печей пиролиза.

Выходы радиантного змеевика напрямую соединены с внутренней трубой линейного ЗИА типа «труба в трубе». Это снижает объемы линий перекачки и, следовательно, сводит до минимума потери олефинов вследствие вторичных реакций. Непосредственное присоединение выхода каждого радиантного змеевика к его линейному ЗИА также обеспечивает надлежащее декоксование каждой трубы ЗИА, так как сужающиеся-расширяющиеся каналы перед входами в радиантные змеевики обеспечивают одинаковый расход пара по всем ходам.

Внутренняя труба двойной трубы обладает идентичным или немного большим внутренним диаметром в сравнении с внутренним диаметром выходов змеевиков. Над печью смонтированы 32 вертикальных основных ЗИА типа «труба в трубе», соединенных непосредственно с выходами 32 радиантных змеевиков. В соответствии с расположением змеевиков, 32 основных ЗИА разбиты на восемь модулей А–Н (по четыре на топочную камеру) с четырьмя основными ЗИА типа «труба в трубе» на модуль.

В каждой печи пирогазы из 8 модулей основного ЗИА собираются в коллекторе и направляются на вторую ступень охлаждения, один вспомогательный ЗИА на каждую печь, представляющий собой закалочно-испарительный аппарат стандартного типа. При дальнейшем охлаждении пирогаза генерируется дополнительный объем насыщенного пара СВД. Пирогаз охлаждается до температуры 530 °С

В каждой печи пирогазы из 8 модулей основного ЗИА собираются в кол-

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		63

лекторе и направляются на вторую ступень охлаждения, один вспомогательный ЗИА на каждую печь, представляющий собой закалочно-испарительный аппарат стандартного типа. При дальнейшем охлаждении пирогаза генерируется дополнительный объем насыщенного пара СВД. Во вспомогательном ЗИА пирогаз охлаждается до температуры 361 °С.

Пирогазы, выходящие из вспомогательного ЗИА, направляются посредством клапана пирогаза в коллектор пирогаза в секции печи и в итоге направляются в водяную закалочную колонну.

3.2 Расчет фланцевых соединений

3.2.1 Штуцеры ввода

Для проектирования фланцевого соединения, предназначенного для подачи квенча, рассмотрим стальной фланец цельного типа из стали 09Г2С. При рабочей температуре 70 °С сталь обладает допустимым напряжением 168,6 МПа. Диаметр штуцера для подачи квенча D_y составляет 100 мм.

Ниже основные размеры выбранного фланца приведены в таблице 3.1.

Таблица 3.1 – Основные размеры фланца цельного типа

Параметр	Значение, м
Диаметр фланца, D_ϕ	0,23
Диаметр болтовой окружности, D_6	0,19
D_1	0,162
Диаметр втулки фланца, D_s	0,132
Толщина тарелки фланца, h	0,021
H	0,058
h_1	0,003

Для соединения фланца используются болты М20. Условное давление в системе составляет 2,2 МПа.

Далее проведем расчет нагрузки на болты фланцевого соединения, учитывая воздействие давления рабочей среды.

$$Q_6 = \frac{P \cdot \pi \cdot D_6^2}{4} + P \cdot m \cdot D_n \cdot 2 \cdot 0,006, \quad (3.1)$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		64

где D_n находится по формуле:

$$D_n = 0,5 \cdot (D_1 + D_y) \quad (3.2)$$

$$D_n = 0,5 \cdot (0,162 + 0,1) = 0,131 \text{ м}$$

$$Q_6 = \frac{2,2 \cdot 3,14 \cdot 0,19^2}{4} + 2,2 \cdot 2,75 \cdot 0,131 \cdot 2 \cdot 0,006 = 0,072 \text{ МН}$$

Для обеспечения герметичности фланцевого соединения за счет начального смятия прокладки, необходимо определить нагрузку на каждый болт при отсутствии давления рабочей среды.

$$Q'_6 = \pi \cdot D_n \cdot 0,006 \cdot q_n, \quad (3.3)$$

где q_n – удельное давление, которое нужно создать на поверхности прокладки, равное 30 МПа.

$$Q'_6 = 3,14 \cdot 0,131 \cdot 0,006 \cdot 30 = 0,074 \text{ МН}$$

Учитывая, что нагрузка на болт, необходимая для начального смятия прокладки Q'_6 , превышает нагрузку от давления среды Q_6 , в дальнейших расчетах будем использовать значение Q'_6 .

Так как температура среды не превышает 250 °С, можем использовать стандартные болты без учета высокотемпературных свойств.

Далее рассчитаем дополнительное растягивающее усилие в болтах, возникающее вследствие температурного расширения фланцевого соединения.

$$Q_6^t = E \cdot \alpha \cdot (t_\phi - t_6) \cdot F_6, \quad (3.4)$$

$$E = 0,2 \text{ МПа}; \alpha = 1,12 \cdot 10^{-6} \text{ } ^\circ\text{C}; t_\phi = 70 \text{ } ^\circ\text{C}; t_6 = 66,5 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$F_6 = \frac{n \cdot \pi \cdot d_6^2}{4}, \quad (3.5)$$

где d_6 - диаметр резьбы болта, равный 0,0168 м.

$$F_6 = \frac{4 \cdot 3,14 \cdot 0,0168^2}{4} = 0,0012 \text{ м}^2$$

$$Q_6^t = 200000 \cdot 0,0000112 \cdot (70 - 66,5) \cdot 0,0012 = 0,0096 \text{ МН}$$

Рассчитываем общую болтовую нагрузку:

$$Q_{6p} = Q'_6 + Q_6^t \quad (3.6)$$

$$Q_{6p} = 0,074 + 0,0096 = 0,084 \text{ МН}$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						65
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Рассчитываем допуск по нагрузке на один болт:

$$q_6 = \frac{\pi}{4} \cdot (d_1 - C_1)^2 \cdot [\sigma], \quad (3.7)$$

где $d_1 = 16,8 \cdot 10^{-3}$ м.

$$q_6 = \frac{3,14}{4} \cdot (16,8 \cdot 10^{-3} - 0,002)^2 \cdot 168,6 = 0,0288 \text{ МН}$$

Рассчитываем необходимое количество болтов:

$$n = \frac{Q_{6p}}{q_6} \quad (3.8)$$

$$n = \frac{0,084}{0,0288} = 2,9$$

Для обеспечения надежности соединения примем количество болтов равное четырем. С учетом этого, суммарная нагрузка, воспринимаемая болтами, составит:

$$Q_{\text{общ}} = 4 \cdot 0,0288 = 0,115 \text{ МН}$$

Далее проведем расчет фланцев на условную нагрузку.

$$Q_{6\phi} = \frac{Q_{\text{общ}} + Q_{6p}}{2} \quad (3.9)$$

$$Q_{6\phi} = \frac{0,115 + 0,084}{2} = 0,10 \text{ МН}$$

По сечению напряжение изгиба рассчитывается по формуле:

$$\sigma_{\text{из}} = \frac{6 \cdot Q_{6\phi} \cdot l}{\pi \cdot D_s \cdot h_0^2}, \quad (3.10)$$

где l – плечо силы $Q_{6\phi}$, которое находится по формуле:

$$l = 0,5 \cdot (D_6 - D_s) \quad (3.11)$$

$$l = 0,5 \cdot (0,19 - 0,132) = 0,029 \text{ м}$$

$$h_0 = h + h_1 = 0,021 + 0,003 = 0,024 \text{ м}$$

$$\sigma_{\text{из}} = \frac{6 \cdot 0,10 \cdot 0,029}{3,14 \cdot 0,132 \cdot 0,024^2} = 72,88 \text{ МПа}$$

Расчеты показали, что напряжения в сечениях фланцевого соединения не превышают допустимого значения 168,6 МПа. Это подтверждает правильность выбора материала и размеров фланца.

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						66
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

3.2.2 Штуцеры вывода

Проведем расчет фланцевого соединения для системы подачи рециркулирующего газа.

Исходные данные:

- Материал фланца: сталь 09Г2С;
- Рабочая температура: 70 °С (допускаемое напряжение при этой температуре – 168,6 МПа);
- Диаметр штуцера: 150 мм.

Для данного соединения выберем цельный фланец с характеристиками, представленными в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – Основные размеры фланца цельного типа

Параметр	Значение, м
Диаметр фланца, D_{ϕ}	0,225
Диаметр болтовой окружности, D_{ϕ}	0,27
D_1	0,235
Диаметр втулки фланца, D_s	0,2
Толщина тарелки фланца, h	0,029
H	0,065
h_1	0,003

Для соединения фланца используются болты М27. Условное давление в системе составляет 2,2 МПа.

Далее проводим аналогичный расчет с новыми значениями размера фланца.

$$D_n = 0,5 \cdot (0,335 + 0,25) = 0,293 \text{ м}$$

$$Q_{\phi} = \frac{2,2 \cdot 3,14 \cdot 0,37^2}{4} + 2,2 \cdot 2,75 \cdot 0,293 \cdot 2 \cdot 0,007 = 0,261 \text{ МН}$$

$$Q'_{\phi} = 3,14 \cdot 0,293 \cdot 0,007 \cdot 30 = 0,193 \text{ МН}$$

Учитывая, что нагрузка на болт, необходимая для начального смятия прокладки Q'_{ϕ} , ниже нагрузки от давления среды Q_{ϕ} , в дальнейших расчетах будем использовать значение Q_{ϕ} .

Так как температура среды не превышает 250 °С, можем использовать стандартные болты без учета высокотемпературных свойств.

Зная, что d_6 – диаметр резьбы болта, равный 0,0231 м, рассчитаем дополнительное растягивающее усилие в болтах, возникающее вследствие температурного расширения фланцевого соединения.

$$F_6 = \frac{4 \cdot 3,14 \cdot 0,0231^2}{4} = 0,0017 \text{ м}^2$$

$$Q_6^t = 200000 \cdot 0,0000112 \cdot (70 - 66,5) \cdot 0,0017 = 0,013 \text{ МН}$$

$$Q_{6p} = 0,261 + 0,013 = 0,274 \text{ МН}$$

Зная, что $d_1 = 23,1 \cdot 10^{-3}$ м, рассчитываем допуск по нагрузке на один болт:

$$q_6 = \frac{3,14}{4} \cdot (23,11 \cdot 10^{-3} - 0,002)^2 \cdot 168,6 = 0,0589 \text{ МН}$$

$$n = \frac{0,274}{0,0589} = 4,7$$

Для обеспечения надежности соединения примем количество болтов равное шести. С учетом этого, суммарная нагрузка, воспринимаемая болтами, составит:

$$Q_{\text{общ}} = 6 \cdot 0,0589 = 0,354 \text{ МН}$$

Далее проведем расчет фланцев на условную нагрузку.

$$Q_{6ф} = \frac{0,274 + 0,354}{2} = 0,314 \text{ МН}$$

По сечению напряжение изгиба рассчитывается с учетом, что l – плечо силы $Q_{6ф}$, равное:

$$0,5 \cdot (0,37 - 0,3) = 0,035 \text{ м,}$$

$$h_0 = h + h_1 = 0,029 + 0,003 = 0,032 \text{ м}$$

$$\sigma_{\text{из}} = \frac{6 \cdot 0,314 \cdot 0,035}{3,14 \cdot 0,3 \cdot 0,032^2} = 68,36 \text{ МПа}$$

Расчеты показали, что напряжения в сечениях фланцевого соединения не превышают допустимого значения 168,6 МПа. Это подтверждает правильность выбора материала и размеров фланца.

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						68
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

4 ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ

Для оценки экономической эффективности проектируемой установки, необходимо выбрать точное место строительства. Для выбора оптимального места строительства установки пиролиза с использованием этановой фракции в качестве сырья, необходимо учесть следующие факторы:

1. Близость к поставщику этановой фракции;
2. Близость к потребителям этилена;
3. Инфраструктура и логистика:
 - Доступность транспортных путей: железных дорог, автодорог, трубопроводов, портов;
 - Наличие необходимой инфраструктуры: энергетики, водоснабжения;
 - Стоимость земельных участков: доступность земли для строительства;
4. Экологические факторы:
 - Степень загрязнения окружающей среды: уровень промышленной деятельности в регионе;
 - Наличие водных ресурсов: реки, озера, которые могут быть использованы для забора воды;
5. Социально-экономические факторы:
 - Наличие квалифицированной рабочей силы: доступность специалистов в области нефтехимии;
 - Инвестиционная привлекательность: поддержка со стороны государства, налоговые льготы.

Таким образом, учитывая все вышеперечисленные факторы проведем сравнительную характеристику Федеральных округов России и представим ее в виде таблицы 4.1.

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Сорокина Е.Д.</i>				<i>Проектирование и расчет установки пиролиза</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>69</i>	<i>92</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АМГУ ИКиИН гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

Таблица 4.1 – Сравнительная характеристика

Округа	Плюсы	Минусы
1	2	3
Центральный федеральный округ	<ul style="list-style-type: none"> • Крупнейший рынок потребления этилена в России. • Развитая инфраструктура (транспорт, энергетика, связь). • Доступность квалифицированной рабочей силы. 	<ul style="list-style-type: none"> • Отсутствие собственных источников этановой фракции. • Высокая стоимость земли и аренды. • Высокий уровень конкуренции в нефтехимической отрасли. • Возможность возникновения экологических проблем из-за высокой плотности населения.
Северо-Западный федеральный округ	<ul style="list-style-type: none"> • Наличие мощного НПЗ в Ленинградской области. • Развитая инфраструктура, особенно в Санкт-Петербурге. • Доступность рабочей силы. 	<ul style="list-style-type: none"> • Недостаток доступной этановой фракции. • Сложная логистика поставок сырья. • Высокая стоимость земли и аренды. • Суровый климат для проведения строительных работ в зимний период.
Северо-Кавказский федеральный округ	<ul style="list-style-type: none"> • Наличие нефтегазовых ресурсов. • Сравнительно низкая стоимость земли и аренды. • Благоприятный климат для проведения строительных работ. 	<ul style="list-style-type: none"> • Неразвитая нефтехимическая инфраструктура. • Отсутствие крупных центров потребления этилена. • Сложная геополитическая ситуация в регионе. • Возможность возникновения экологических проблем из-за недостаточно развитой системы экологического контроля.
Южный федеральный округ	<ul style="list-style-type: none"> • Доступность нефтегазовых ресурсов. • Благоприятный климат для проведения строительных работ. • Сравнительно низкая стоимость земли и аренды. 	<ul style="list-style-type: none"> • Неразвитая нефтехимическая инфраструктура. • Недостаток крупных центров потребления этилена. • Высокий уровень загрязнения окружающей среды в некоторых регионах.
Приволжский федеральный округ	<ul style="list-style-type: none"> • Развитая нефтехимическая инфраструктура. • Наличие крупных нефтеперерабатывающих заводов, которые могут стать поставщиками этановой фракции. • Доступность рабочей силы. • Сравнительно низкая стоимость земли и аренды. 	<ul style="list-style-type: none"> • Высокий уровень загрязнения окружающей среды в некоторых регионах. • Недостаток свободных земель для строительства.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.157794.180301.ПЗ

Лист

70

1	2	3
Уральский федеральный округ	<ul style="list-style-type: none"> Наличие собственных нефтегазовых ресурсов. Развитая металлургическая и машиностроительная промышленность. Сравнительно низкая стоимость земли и аренды. 	<ul style="list-style-type: none"> Неразвитая нефтехимическая инфраструктура. Недостаток крупных центров потребления этилена. Суровый климат для проведения строительных работ в зимний период.
Сибирский федеральный округ	<ul style="list-style-type: none"> Наличие крупных нефтегазовых ресурсов. Доступность рабочей силы. Сравнительно низкая стоимость земли и аренды. 	<ul style="list-style-type: none"> Неразвитая нефтехимическая инфраструктура. Сложная логистика поставок сырья и продукции. Суровый климат для проведения строительных работ. Высокая стоимость строительства и эксплуатации.
Дальневосточный федеральный округ	<ul style="list-style-type: none"> Наличие нефтегазовых ресурсов. Развитая инфраструктура в некоторых регионах (например, Владивосток). 	<ul style="list-style-type: none"> Неразвитая нефтехимическая инфраструктура. Сложная логистика поставок сырья и продукции. Суровый климат для проведения строительных работ. Высокая стоимость строительства и эксплуатации.

Анализ показывает, что наиболее оптимальным местом для строительства установки пиролиза с использованием этановой фракции в качестве сырья является Поволжье, в частности, Самарская область (Приволжский федеральный округ), где уже развита нефтехимическая инфраструктура и есть доступные поставщики этановой фракции. Имеются крупные нефтеперерабатывающие заводы (НК "Роснефть", "Самаранефтегаз", "ЛУКОЙЛ") с мощностями по переработке нефти, которые могут стать поставщиками этановой фракции. Уже существует ряд нефтехимических предприятий, производящих полиэтилен, полипропилен, ПВХ, синтетические каучуки, что обеспечивает спрос на этилен. Присутствует транспортная и энергетическая инфраструктура, необходимая для функционирования крупного химического производства. В Самарской области есть квалифицированная рабочая сила, имеющая опыт работы в нефтехимической отрасли. Имеются региональные учебные заведения, кото-

рые готовят специалистов для нефтехимической отрасли. Сравнительно низкая стоимость земли и аренды в Самарской области по сравнению с другими регионами с развитой нефтехимией, например, Московской областью, также является сопутствующим фактором.

Наличие железнодорожного сообщения и речной системы Волги обеспечивает возможность транспортировки крупногабаритных грузов, а также продукции как на внутренний, так и на международный рынки.

Конечно, помимо этого, имеется и ряд недостатков, таких как: высокий уровень загрязнения окружающей среды в некоторых районах Самарской области и недостаток свободных земель для строительства.

Но несмотря на перечисленные недостатки, Самарская область остается наиболее привлекательным местом для строительства установки пиролиза. Преимущества региона в виде развитой нефтехимической инфраструктуры, доступности сырья, рабочей силы и государственной поддержки перевешивают недостатки.

4.1 Расчет капитальных затрат

Капитальные затраты включают в себя единовременные инвестиции, направленные на основание предприятия, его запуск и настройку [33].

Определяем стоимость оборудования установки пиролиза [34]. Расчет сводим в таблицу 4.2.

Таблица 4.2 – Стоимость основного оборудования

Наименование оборудования	Цена, млн руб.
Блок пиролиза	5400
Блок закалки	1160
Блок компримирования	900
Блок сепарации	600
Блок очистки и осушки	500
Блок фракционирования	1700
Итого:	10260

Затраты на неучтенное оборудование примем в размере 10 % от стоимости основного оборудования, что составит 1026 млн рублей. Стоимость пуско-наладочных работ принимаем равной 10 % от общей стоимости оборудования.

Рассчитываем стоимость пусконаладочных работ по формуле:

$$S_{\Pi} = (S_0 + S_{HO}) \cdot 10 \% \quad (4.1)$$

$$S_{\Pi} = (10260 + 1026) \cdot 10 \% = 1128,6 \text{ млн рублей}$$

Примем затраты на строительно-монтажные работы в сумме 1000 млн руб., на проектно-изыскательские работы и рабочую документацию – 50 млн руб., комплектующие материалы – 250 млн руб. и технический надзор за общий срок монтажа – 740 млн руб.

Суммарная площадь производства составляет 150 га. Указанная площадь включает установку пиролиза, резервуары для хранения сырья и готовой продукции и вспомогательные помещения. Средняя стоимость за 1 га составляет 0,35 млн рублей [35]. Таким образом стоимость земельного участка составит $0,35 \cdot 150 = 52,5$ млн рублей. Также необходимо учесть работы по подготовке площадки: расчистка, планировка, устройство подъездных путей, строительство временных сооружений, которые составят еще 850 млн рублей.

Тогда капитальные затраты в млн рублей составят:

$$S_K = S_0 + S_{H.O.} + S_M + S_{\Pi} + S_{KM} + S_{T.H.} + S_{\Pi} + S_3 + S_{\Pi 3} \quad (4.2)$$

$$S_K = 10260 + 1026 + 1000 + 50 + 250 + 740 + 1128,6 + 52,5 + 850 = \\ = 15357,1$$

4.2 Расчет операционных расходов

К операционным расходам отнесем регулярные затраты, необходимые для осуществления деятельности производства.

Номинальную мощность проектируемой установки P примем равной 150 МВт в месяц. При этом, согласно [36], средневзвешенная цена на мощность на оптовом рынке в Самарской области равна $A = 938795,14$ рубля за МВт (с учетом НДС). Тогда ежемесячные выплаты за электроэнергию составят:

$$S_3 = P \cdot A \quad (4.3)$$

$$S_3 = 150 \cdot 938795,14 = 140819271 \text{ рубль}$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						73
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Также для функционирования установки ежемесячно необходимы газы, такие как азот. Ежемесячная стоимость закупки примерно составит 120000 рублей.

Приблизительное количество персонала для обеспечения установки такой величины составляет $n = 200$ человек. Среднюю заработную плату примем $b = 65000$ рублей в месяц, при этом ежемесячный фонд заработной платы на предприятии составит:

$$S_{зп} = n \cdot b \quad (4.4)$$

$$S_{зп} = 200 \cdot 65000 = 13000000 \text{ рублей}$$

Помимо выплаты заработной платы ежемесячно необходимо проводить отчисления в социальные фонды, общий размер которых составляет 30 % от заработной платы персонала [37]. Также определенный процент отчисляется на страхование от несчастных случаев на производстве в зависимости от класса профессионального риска. Производство этилена относится к 6 классу риска [38]. И отчисления составляют 0,7 % для всех категорий сотрудников предприятия [39]. Ежемесячная сумма выплат составит:

$$S_{соц} = 13000000 \cdot 0,307 = 3991000 \text{ рублей}$$

Так как на установке осуществляется замкнутый водооборот, то приблизительный ежемесячный расход воды для технологических процессов V_T составляет 1 % от потребляемой воды и равен 19000 м³. На бытовые нужды предприятие расходует 1350 л воды на человека ежемесячно [40]. Тариф на водоснабжение и водоотведение для юридических лиц в Самарской области составляет соответственно $B_{вс} = 44,88$ руб./м³ и $B_{во} = 25,52$ руб./м³ (с учетом НДС) [41]. Находим ежемесячные расходы на воду по формуле:

$$S_B = (V_B + n \cdot 1,35) \cdot (B_{вс} + B_{во}) \quad (4.5)$$

$$S_B = (19000 + 200 \cdot 1,35) \cdot (44,88 + 25,52) = 1356608 \text{ рублей}$$

Находим размер ежемесячных операционных расходов без учета стоимости сырья:

$$S_{оп} = S_э + S_B + S_M + S_{зп} + S_{соц} \quad (4.6)$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						74
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$S_{\text{оп}} = 140819271 + 1356608 + 120000 + 13000000 + 3991000 = \\ = 159286879 \text{ руб.}$$

4.3 Расчет рентабельности

Примем среднюю стоимость сырья (этановой фракции) с учетом транспортных расходов, в $A_c = 23000$ рублей за тонну. Находим годовые затраты на сырье ($S_{\text{сырье}}$):

$$S_{\text{сырье}} = G_c \cdot A_c, \quad (4.7)$$

где G_c – годовое потребление сырья, равное $60,42 \cdot 24 \cdot 335 = 485777$ т/год. Потери примем равными 5 %. Тогда итоговое потребление составит 510000 т.

$$S_{\text{сырье}} = 23000 \cdot 510000 = 11730000000 \text{ руб./год}$$

Для полной картины финансовой устойчивости необходимо учесть ежегодные амортизационные отчисления, с учетом срока службы оборудования 25 лет, которые рассчитываются по формуле:

$$A = \frac{S_o + S_{\text{н.о.}}}{25} \quad (4.8)$$

$$A = \frac{10260000000 + 1026000000}{25} = 451440000 \text{ руб./год}$$

Определим прибыль от реализации товарной продукции в виде этилена за год по формуле:

$$\Pi = G_э \cdot A_э - (S_{\text{оп}} \cdot 12 + S_{\text{сырье}} + A), \quad (4.9)$$

где $A_э$ – стоимость этилена равная 60000 рублей за 1 т;

$G_э$ – годовая производительность установки пиролиза по этилену равная 300 000 тонн.

$$\Pi = 300000 \cdot 60000 - (159286879 \cdot 12 + 11730000000 + 451440000) = \\ = 3940117452 \text{ руб.}$$

Себестоимость единицы продукции, измеряемой в тоннах, определим по формуле:

$$C = \frac{S_{\text{оп}} \cdot 12 + S_{\text{сырье}} + A}{G_э} \quad (4.9)$$

$$C = \frac{159286879 \cdot 12 + 11730000000 + 451440000}{300000} = 39887,63 \text{ руб./т}$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						75
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Оцениваем рентабельность производства, исходя из того, что себестоимость продукции состоит из операционных затрат и стоимости сырья.

$$P = \frac{\Pi}{S_{\text{оп}} \cdot 12 + S_{\text{сырье}} + A} \cdot 100 \% \quad (4.10)$$

$$P = \frac{3940117452}{159286879 \cdot 12 + 11730000000 + 451440000} \cdot 100 \% = 28,00 \%$$

Для эффективно работающего предприятия нефтегазохимической отрасли рентабельность должна превышать 20 %. Такая высокая рентабельность делает проект очень перспективным.

При данных значениях чистый дисконтированный доход (NPV) рассчитывается по формуле:

$$NPV = \sum_{T=0}^{T_{\text{расч}}} CF_T \cdot \frac{1}{(1+i)^T}, \quad (4.11)$$

где $T_{\text{расч}}$ – расчетный период, год. Принимаем равным 15 годам;

CF – поток платежей в период T_i с учетом начальных инвестиций;

i – ставка дисконтирования, %. Принимаем равной текущей ключевой ставке ЦБ РФ, равной 16 %.

Дисконтированный срок окупаемости (DPP) – показывает через какой период NPV станет положительным и проект начнет приносить прибыль. Рассчитывается по формуле:

$$DPP = \sum_{T=0}^{T_{\text{расч}}} CF_T \cdot \frac{1}{(1+i)^T} > S_K \quad (4.12)$$

Расчет основных инвестиционных показателей будем производить в ПО MS Excel. Принимаем что капитальные вложения будут поступать в равных долях в течении трех лет строительства. На установленную проектную мощность производство выйдет после пуско-наладочных работ на четвертый год. Результат инвестиционных показателей приведен в таблице 4.3 и рисунке 4.1.

Таблица 4.3 – Основные инвестиционные показатели проекта

Показатель	Расчетная величина	Условие
NPV, млн руб.	3852,66	NPV > 0
DPP, лет	11,0	DPP < $T_{\text{расч}}$

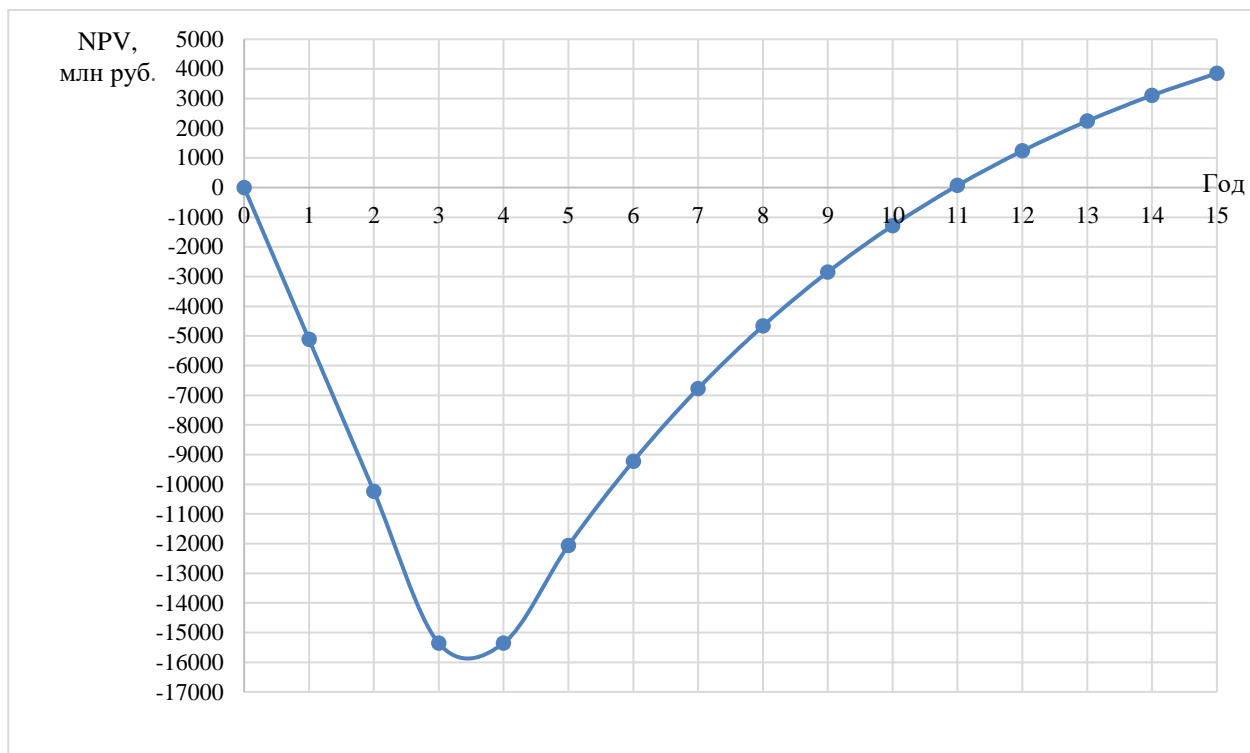


Рисунок 4.1 – Результат экономического расчета по проекту

Как видно из графика DPP равен 11,0 годам. В итоге, так как проект окупается через 11,0 лет, его NPV к концу расчетного периода положителен и равен 3852,66 млн руб., то данный проект может быть рекомендован к реализации.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.157794.180301.ПЗ

Лист

77

5 ЭКОЛОГИЧЕСКАЯ БЕЗОПАСНОСТЬ

5.1 Основные требования безопасности на предприятии

Производство мономеров классифицируется как взрывопожароопасное в связи с использованием большого количества легковоспламеняющихся жидкостей и газов. Для обеспечения безопасности персонала и предотвращения аварийных ситуаций на производстве внедрен комплекс технических мер и правил, регламентированных ГОСТ 12.3.002-2014, а также внутренними инструкциями предприятия.

Для того чтобы минимизировать возможность возникновения ЧС на предприятии выдвигается ряд технических мер:

1. Непрерывность технологического процесса: работа производства без остановок, создающая непрерывный цикл обработки сырья, исключает пусконаладочные работы, которые сопряжены с повышенным риском, обеспечивает стабильный, контролируемый поток, уменьшая возможность возникновения аварийных ситуаций;

2. Открытое размещение оборудования: печи пиролиза, резервуары для хранения сырья, компрессоры – располагаются на открытом воздухе, что позволяет легко отслеживать их состояние, осуществлять ремонтные работы и предотвращать скопление опасных веществ в замкнутом пространстве;

3. Герметичность: все аппараты, трубопроводы, арматура выполнены с высоким классом герметичности, поэтому все соединения и узлы оборудования оснащены специальными уплотнениями и герметичными запорными элементами, которые не допускают просачивания газов и жидкостей, исключая утечки легковоспламеняющихся веществ в атмосферу, снижая риск возникновения взрывов и пожаров;

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Сорокина Е.Д.</i>			<i>Проектирование и расчет установки пиролиза</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Охотникова Г.Г.</i>				<i>У</i>	<i>78</i>	<i>92</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ ИКиИИ гр. 0107-0б</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

4. Системы улавливания и обезвреживания: при неисправности оборудования или при очистке резервуаров газообразные продукты отводятся в факельную систему, где безопасно сгорают, а жидкие продукты сбрасываются в дренажные емкости, откуда пары также отводятся на факел;

5. Автоматизированное управление: управление производством осуществляется из изолированных оперативных пунктов с помощью систем автоматики и дистанционного управления, что уменьшает риск ошибок человека в управлении технологическим процессом и позволяет оперативно отслеживать изменения параметров и принимать решения по предотвращению аварий;

6. Системы контроля и блокировок: оборудование оснащено датчиками и системами блокировки, которые следят за важными параметрами, что предотвращает аварии при отклонении от допустимых параметров работы оборудования за счет автоматической остановки работы оборудования при возникновении нештатных ситуаций;

7. Взрывозащищенное электрооборудование: используются специальные электропровода, соединения, защитные кожухи и другие элементы, предотвращающие возникновение искры от неисправности электрооборудования, что исключает возможность возникновения искры от неисправного электрооборудования, которая может послужить причиной взрыва или пожара;

8. Защитные меры: трубопроводы с высокой температурой оснащены теплоизоляцией, что предотвращает ожоги при контакте с ними. Все металлические конструкции заземлены, что исключает поражение электрическим током. В помещениях производства обеспечивается хорошая вентиляция и освещение, что создает комфортные условия труда.

9. Специальные инструкции: регламентируют работу с опасными веществами, например, метанолом и диметилдисульфидом, предусматривая хранение под азотной подушкой, использование предохранительных клапанов и заземление.

Для минимизации рисков, связанных с воздействием опасных факторов производства, работники оснащаются комплектом средств индивидуальной

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						79
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

защиты (СИЗ), обеспечивающих защиту от механических повреждений, химических воздействий, шума и других неблагоприятных факторов. СИЗ представляют собой специальную одежду и оборудование, разработанные с учетом особенностей производства и предоставляющие работникам необходимую защиту в соответствии с требованиями безопасности.

К средствам индивидуальной защиты работающих относятся:

- Костюм для защиты от общих производственных загрязнений и механических воздействий;
- Ботинки кожаные с защитным подноском;
- Сапоги резиновые с защитным подноском;
- Перчатки с полимерным покрытием;
- Перчатки резиновые или из полимерных материалов;
- Белье нательное;
- Каска защитная;
- Подшлемник под каску с утеплением;
- Щиток защитный лицевой или очки защитные;
- Наушники противозумные или Вкладыши противозумные;
- Средство индивидуальной защиты органов дыхания (СИЗОД) противозольное;
- Маска или полумаска со сменными фильтрами;
- Страховочная или удерживающая привязь.

5.2 Воздействие на окружающую среду установки пиролиза

Установка пиролиза является ключевым элементом в производстве мономеров и других химических продуктов. Однако, как и любое промышленное предприятие, она оказывает влияние на окружающую среду.

Основными источниками воздействия являются:

* Выбросы в атмосферу: при пиролизе образуются газообразные продукты, включающие в себя углеводороды, оксиды углерода, сероводород, аммиак, а также другие вещества. Часть этих веществ может выделяться в атмосферу в результате негерметичности оборудования, неполного сжигания в факельной

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		80

системе и других причин.

- Сбросы в водоемы: сточные воды от установки пиролиза могут содержать органические вещества, нефтепродукты, тяжелые металлы и другие загрязняющие компоненты.

- Отходы производства: при пиролизе образуются твердые отходы, включающие в себя золу, шлак, кокс и другие материалы.

- Шум и вибрация: работа установки пиролиза сопровождается шумом и вибрацией, которые могут оказывать негативное влияние на окружающую среду [42].

Для минимизации данных воздействий на окружающую среду необходимо проводить комплекс мер.

- Совершенствование технологического процесса: применение новых технологий и материалов позволяет снизить выбросы в атмосферу и сбросы в водоемы.

- Применение систем очистки газов: газоочистные установки предназначены для захвата и обезвреживания загрязняющих веществ в отходящих газах.

- Утилизация отходов: твердые отходы утилизируются или перерабатываются с целью снижения их влияния на окружающую среду.

- Шумоизоляция: применение шумопоглощающих материалов и конструкций позволяет снизить уровень шума от работы установки пиролиза.

Для контроля за воздействием установки пиролиза на окружающую среду проводятся регулярные мониторинговые исследования. Они включают в себя измерение концентрации загрязняющих веществ в атмосферном воздухе, анализы воды в водоемах, а также контроль уровня шума и вибрации.

5.2.1 Прогноз воздействия объекта при возможных авариях

Аварийные ситуации на различных объектах могут возникать по разным причинам. В основном они связаны с нарушениями технологических процессов на предприятиях, техническими ошибками обслуживающего персонала, нарушениями противопожарных правил, правил техники безопасности, отключением систем энергоснабжения, водоснабжения и водоотведения, а также стихий-

					VKP.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		81

ными бедствиями, террористическими актами и прочими подобными событиями.

Проведем анализ загрязнения атмосферы при аварийной ситуации, связанной с разрывом трубопровода [43]. Для этого возьмем одиночный наземный источник выброса газовой смеси с круглым отверстием диаметром $D = 0,110$ м и проанализируем его воздействие. Считая, что из этого трубопровода выходит пирогаз, расчет проведем по бенз(а)пирену с концентрацией $C = 0,00015$ г/м³, так как он имеет наивысший класс опасности из всех соединений входящих в пирогаз.

Проведем расчет максимального значения приземной концентрации вредного вещества C_m , мг/м³, при выбросе газовой смеси из одиночного точечного источника с круглым отверстием:

$$C_m = \frac{A \cdot M \cdot F \cdot t \cdot n \cdot \eta}{H^2 \cdot \sqrt[3]{V_1 \cdot \Delta T}}, \quad (5.1)$$

где A – коэффициент, соответствующий неблагоприятным метеорологическим условиям, равный 200; V_1 – расход газовой смеси, который рассчитывается по формуле:

$$V_1 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot \omega_0, \quad (5.2)$$

где ω_0 – средняя скорость, с которой выходит пирогаз, равная 870 м/с.

$$V_1 = \frac{\pi \cdot 0,110^2}{4} \cdot 870 = 8,27 \text{ м}^3/\text{с}$$

M – мощность выброса ВВ, г/с, рассчитываемая по формуле:

$$M = C \cdot V_\phi, \quad (5.3)$$

где V_ϕ – фактический расход газовой смеси, определяемый через расход при нормальных условиях V_1 по формуле:

$$V_\phi = V_1 \cdot \frac{T + 273}{273} \quad (5.4)$$

$$V_\phi = 8,27 \cdot \frac{350 + 273}{273} = 18,87 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$M = 0,00015 \cdot 18,87 = 0,0028 \text{ г/с}$$

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						82
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

H – высота источника выброса (трубы), равная 2 м;

F – безразмерный коэффициент, учитывающий скорость оседания вредных веществ в атмосферном воздухе равный 3;

m и n – коэффициенты, учитывающие условия выхода газовой смеси, где n равно 1 при $V_{\phi} > 2$, а m 0,03;

η – безразмерный коэффициент, на ровной местности равный 1;

ΔT – разность между температурой, выбрасываемой газовой смеси $T = 350$ °С и средней температурой окружающего атмосферного воздуха T_B , принятая равной 22 °С.

$$C_m = \frac{200 \cdot 0,0028 \cdot 3 \cdot 0,03 \cdot 1 \cdot 1}{2^2 \cdot \sqrt[3]{8,27 \cdot (350 - 22)}} = 0,0009 \text{ мг/м}^3$$

Согласно [44], установлены предельно допустимые концентрации (ПДК) загрязняющих веществ в атмосферном воздухе населенных пунктов (как городских, так и сельских). В случае бенз(а)пирена ПДК составляет $1 \cdot 10^{-6}$ мг/м³. Рассчитанное значение концентрации вредного вещества на уровне приземной зоны оказывается превышающим ПДК в 900 раз.

Рассчитаем расстояние, на котором ПДК по данному веществу будет находиться в недопустимом значении, по формуле:

$$X_m = \frac{5 - F}{4} \cdot d \cdot H, \quad (5.5)$$

где d – коэффициент, рассчитывающийся по формуле:

$$d = 100 \cdot \sqrt{V_{\phi}} \quad (5.6)$$

$$d = 100 \cdot \sqrt{18,87} = 434,40$$

$$X_m = \frac{5 - 3}{4} \cdot 434,40 \cdot 2 = 434,40 \text{ м}$$

Рассчитаем опасную скорость ветра по формуле:

$$u_m = 2 \cdot V_{\phi} \quad (5.7)$$

$$u_m = 2 \cdot 18,87 = 37,74 \text{ м/с}$$

Определим максимальное значение приземной концентрации вредных веществ с учетом скорости ветра по формуле:

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		83

$$C_{mu} = r \cdot C_M, \quad (5.8)$$

где r – коэффициент, определяемый в зависимости от отношения u на u_M , (u – скорость ветра, равная 4,1 м/с):

$$\frac{u}{u_M} = \frac{4,1}{37,74} = 0,109$$

При $u/u_M \leq 1$ определяем значение r по формуле:

$$r = 0,67 \cdot \frac{u}{u_M} + 1,67 \cdot \left(\frac{u}{u_M}\right)^2 - 1,34 \cdot \left(\frac{u}{u_M}\right)^3 \quad (5.9)$$

$$r = 0,67 \cdot 0,109 + 1,67 \cdot (0,109)^2 - 1,34 \cdot (0,109)^3 = 0,091$$

$$C_{mu} = 0,091 \cdot 0,0009 = 0,000082 \text{ мг/м}^3$$

Рассчитаем расстояние, на котором ПДК по данному веществу будет находиться в недопустимом значении с учетом скорости ветра.

$$X_{mu} = p \cdot X_M, \quad (5.10)$$

где p – коэффициент, при $u/u_M \leq 0,25$ равный 3.

$$X_{mu} = 3 \cdot 434,40 = 1303,2 \text{ м}$$

Рассчитаем приземную концентрацию загрязняющего вещества в атмосфере по формуле:

$$C' = S_1 \cdot C_M, \quad (5.11)$$

где S_1 – коэффициент, определяемый по формуле:

$$S_1 = 0,125 \cdot (10 - H) \quad (5.12)$$

$$S_1 = 0,125 \cdot (10 - 2) = 1$$

$$C' = 1 \cdot 0,0009 = 0,0009 \text{ мг/м}^3$$

Расстояние, при котором концентрация выбросов загрязняющего вещества будет соответствовать ПДК, находится по формуле:

$$C_k = S_k \cdot C_M, \quad (5.13)$$

где S_k – коэффициент, который определяется в зависимости от отношения X/X_M ;

X – расстояния от места утечки до места анализа ПДК в зависимости от направления ветра.

При $X/X_M \leq 1$:

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						84
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$S_k = 3 \cdot \left(\frac{X}{X_M}\right)^4 - 8 \cdot \left(\frac{X}{X_M}\right)^3 + 6 \cdot \left(\frac{X}{X_M}\right)^2, \quad (5.14)$$

при $1 < X/X_M \leq 8$:

$$S_k = \frac{1,13}{0,13 \cdot \left(\frac{X}{X_M}\right)^2 + 1}, \quad (5.15)$$

при $X/X_M > 8$:

$$S_k = \frac{1}{0,1 \cdot \left(\frac{X}{X_M}\right)^2 + 2,47 \cdot \frac{X}{X_M} - 17,8} \quad (5.16)$$

Результаты расчетов внесем в таблицу 5.1.

Таблица 5.1 – Результаты расчетов по определению концентраций в зависимости от расстояния до источника выбросов

X, м	S_k	$C_k, \text{мг/м}^3$
1	2	3
4	0,0005	0,00000045
6	0,0011	0,00000099
8	0,0020	0,0000018
17	0,0087	0,000008
34,40	0,0338	0,00003
84,40	0,1721	0,00015
134,40	0,3649	0,00033
184,40	0,5666	0,00051
234,40	0,7444	0,00067
284,40	0,8780	0,00079
334,40	0,9596	0,00086
384,40	0,9944	0,00089
434,40	1,0000	0,0009
484,40	0,9728	0,00088
534,40	0,9442	0,00085
584,40	0,9148	0,00082
634,40	0,8847	0,00080
684,40	0,8543	0,00077
734,40	0,8239	0,00074
784,40	0,7936	0,00071
834,40	0,7637	0,00069
884,40	0,7343	0,00066
934,40	0,7056	0,00064
984,40	0,6776	0,00061
1034,40	0,6505	0,00059
2068	0,2864	0,00027
4136	0,0676	0,00006
8272	0,0153	0,00001
16544	0,0045	0,000004

1	2	3
33088	0,0013	0,0000014
35000	0,0012	0,0000012
36600	0,00111	0,000000999

По данным таблицы 5.1 строим график зависимости концентрации загрязняющего вещества в зависимости от расстояния до источника выбросов (рисунок 5.1).

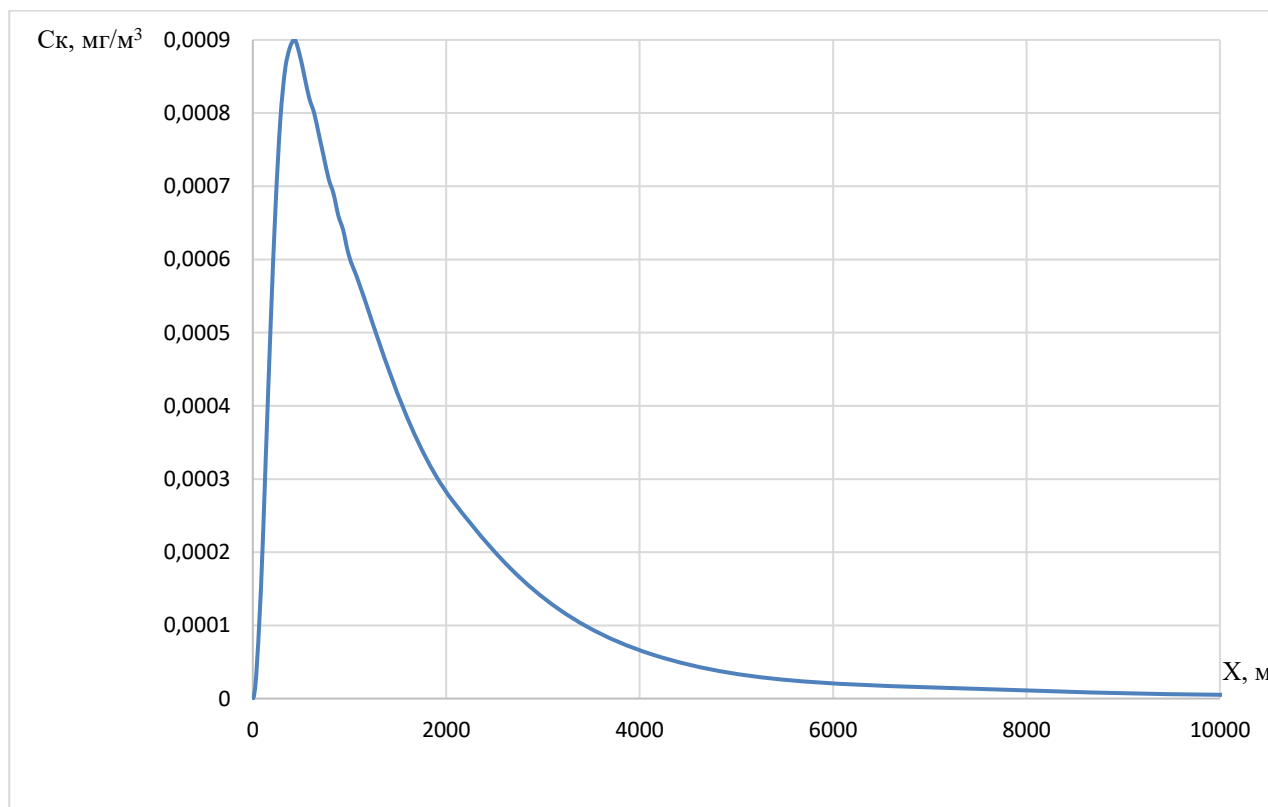


Рисунок 5.1 – Распределение концентрации C_k бенз(а)пирена в атмосфере в зависимости от расстояния X

Таким образом, загрязнение атмосферы при разрыве трубы распространяется на расстояние от 6 м до 36,6 км в зависимости от направления ветра. При этом максимальная загрязняющая концентрация бенз(а)пирена составляет 0,0009 мг/м³.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В рамках бакалаврской работы успешно решены все поставленные задачи. Изучен процесс пиролиза, включая технологии термического разложения углеводородного сырья и конструктивные особенности печей.

Расчетная часть работы включает:

- Материальный баланс производства блока пиролиза;
- Выбор, обоснование и полный технологический расчет печи F-3 с повышенной производительностью, включающий определение конструктивных размеров и расчет потерь напора в змеевике камеры радиации.

Все расчеты выполнены в соответствии с требованиями, предъявляемыми к проектированию технологического оборудования.

Анализ экономической эффективности показал, что проектируемое производство обладает высокой рентабельностью, достигающей 28,00 %. При этом срок окупаемости проекта составляет 11,0 лет, что свидетельствует о его привлекательности для инвестиций.

Проведен анализ загрязнения атмосферы при разрыве трубопровода. Расчет показал, что концентрация бензапирена в приземном слое при аварии превышает ПДК в 900 раз. При этом распространение загрязнения может достигать 36,6 км в зависимости от направления ветра.

Результаты выпускной квалификационной работы могут быть использованы на практике, в частности, на предприятиях нефтегазового профиля, таких как ООО «СИБУР», для оптимизации процессов пиролиза и повышения эффективности производства.

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Сорокина Е.Д.</i>				<i>Проектирование и расчет установки пиролиза</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>87</i>	<i>92</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АМГУ ИКиИН гр. 0107-од</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Жагфаров, Ф. Г. Тенденции переработки газового углеводородного сырья в процессе пиролиза : статья / Ф. Г. Жагфаров, П. О. Гуськов, А. Л. Лапидус. – М. : «Газохимия», 2011. – С. 21-26.

2 Чербиева, Х. С. Современное состояние и тенденции развития процесса пиролиза : статья / Х. С. Чербиева, Д. Н. Агаев. – М. : «Вестник магистратуры», 2019. – С. 1-8.

3 Лаврентьева, Т. А. Перспективы развития процесса пиролиза углеводородного сырья : статья / Т. А. Лаврентьева, Р. Р. Ишмухамедов. – М. : «Символ науки», 2021. – С. 9-14.

4 Морозов, А. Ю. Получение непредельных углеводородов в процессе пиролиза : статья / А. Ю. Морозов, О. Н. Каратун, А. З. Саушин. – Астрахань : «Вестник АГТУ», 2008. – С. 149-161.

5 Тулибаев, А. Н. Теоретические основы оптимизации установки пиролиза этан-пропиленовой фракции : статья / А. Н. Тулибаев, Р. А. Кемалов. – Казань : «Природные энергоносители и углеродные материалы», 2022. – № 6. С. 14-25.

6 Солодова, Н. Л. Пиролиз углеводородного сырья : учебное пособие / Н. Л. Солодова, А. И. Абдуллин. – Казань : Казан.гос.технол.ун-т, 2008. – 239 с.

7 Андреева, М. М. Коксообразование при пиролизе углеводородного сырья : статья / М. М. Андреева. – Казань : «Вестник КТУ», 2014. – С. 254-279.

8 Магарил, Е. Р. Повышение селективности пиролиза углеводородного сырья : статья / Е. Р. Магарил, Р. З. Магарил. – Тюмень : «Нефть и газ», 2017. – С. 111-121.

9 Лаврентьева, Т. А. Влияние соотношения водяной пар : сырье на выход целевых продуктов процесса пиролиза пропан-бутановой фракции в

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Сорокина</i>				<i>Проектирование и расчет установки пиролиза</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>88</i>	<i>92</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>				<i>АМГУ ИФФ зр. 718-об</i>			
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

присутствии пентасилсодержащих катализаторов : статья / Т. А. Лаврентьева, О. Н. Каратун. – Астрахань : «Вестник АГТУ», 2009. – С. 23-42.

10 Салимгареев, Р. Р. Характеристика производства этилена : статья / Р. Р. Салимгареев, С. В. Рачковский. – Казань : «Вестник КТУ», 2014. – С. 153-178.

11 Садыгов, Ф. М. Сочетание технологического режима пиролиза и качественного состава тяжелой смолы : статья / Ф. М. Садыгов, З. Ю. Магеррамова, Г. Н. Гаджиев, Н. И. Гейдарлы, Г. Г. Гасан-заде, И. Г. Мамедова, Н. С. Садыгова. – Азербайджан : «Azerbaijan Chemical Journal», 2016. – С. 45-60.

12 Путенихин, И. О. Состояние каталитического пиролиза в Российской Федерации : статья / И. О. Путенихин, А. В. Худобородова, А. М. Шефиев, Ф. Г. Жагфаров. – М. : «НефтеГазоХимия», 2020. – С. 32-46.

13 Жагфаров, Ф. Г. Разработка процесса каталитического пиролиза углеводородного сырья : автореферат дис. док. техн. наук / Ф. Г. Жагфаров. – М. : 2005. – 48 с.

14 Лаврентьева, Т. А. Перспективные катализаторы процесса пиролиза углеводородного сырья : статья / Т. А. Лаврентьева, Р. Р. Ишмухамедов, Н. Д. Давыдов. – Астрахань : Изд-во АГТУ, 2021. – С. 288-300.

15 Павлова, И. В. Ингибирование коксообразования в трубах пиролизных печей : статья / И. В. Павлова, В. К. Половняк, А. Ф. Хабибрахманов, А. К. Старков, М. Е. Чуклова. – Казань : «Вестник КТУ», 2009. – С. 67-73.

16 Карпов, А. Б. Повышение энергоэффективности процесса пиролиза путем снижения коксообразования : статья / А. Б. Карпов, Ф. Г. Жагфаров, А. М. Козлов. – М. : «Теория Нефтегаз», 2015. – С. 86-100.

17 Якупов, А. А. Пиролиз углеводородного сырья в присутствии воды, предварительно обработанной микроволновым излучением : автореферат дис. канд. техн. наук / А. А. Якупов. – Казань : 2009. – 19 с.

18 Сафаров, Б. Ж. Некоторые особенности промышленного пиролиза : статья / Б. Ж. Сафаров, О. О. Ашуров, М. С. Тошев, С. А. Худойбердиев. – Бухара : «Теория и практика современной науки», 2019. – С. 249-263.

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		89

19 Хайрудинов, И. Р. К вопросу об оптимизации процесса пиролиза углеводородного сырья и эффективного использования получаемых продуктов : статья / И. Р. Хайрудинов. – Уфа : «Бутлеровские сообщения», 2009. – С. 32-59.

20 Ентус, Н. Р. Трубчатые печи : пособие для студентов / Н. Р. Ентус. – М. : «Химия», 1977. – 224 с.

21 Сарматов, С. Б. Исследование влияния различных факторов на процесс пиролиза газообразных углеводородов с целью усовершенствования процесса : учебное пособие / С. Б. Сарматов. – Ташкент : Аллея науки, 2014. – 68 с.

22 Васильева, Н. А. Генерация радикалов при пиролизе n-ундекана на $VaCl_2$ и дефектных оксидах магния / Н. А. Васильева, Р. А. Буянов. – Новосибирск : Химия в интересах устойчивого развития, 2004. – С. 161-168.

23 Кузнецов, А. А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности : учебное пособие / А. А. Кузнецов, С. М. Качерманов, Е. Н. Судаков. – Ленинград : Химия, 1974. – 157 с.

24 Рудин, М. Г. Краткий справочник нефтепереработчика : Справочник / М. Г. Рудин, А. Е. Драбкин. – Ленинград : Химия, 1980. – 103 с.

25 Скобло, А. И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / А. И. Скобло, И. А. Трегубова, Ю. К. Молоканов. – М. : Химия, 1982. – 108 с.

26 Вулкалович, М. П. Термодинамические свойства газов : Сборник задач / М. П. Вулкалович, В. А. Кириллин, С. А. Ремизов. – М. : НТИ, 1953. – 132 с.

27 Введенский, А. А. Термодинамические расчеты нефтехимических процессов / А. А. Введенский. – Ленинград : Наука, 1960. – 67 с.

28 Сарандашвили, А. Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа : учебное пособие / А. Г. Сарандашвили, А. И. Львов. – М. : Химия, 1980. – 101 с.

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
						90
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

29 Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / Павлов К. Ф., П. Г. Раманков, А. А. Носков. – Ленинград : ГОСХИМИЗДАТ, 2013. – 387 с.

30 Флореа, О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии : учебное пособие / О. Флореа, О. Смичельский. – М. : Химия, 1971. – 201 с.

31 Потеря напора в реакционном змеевике печи : сайт. – URL : <https://studfile.net/preview/2186388/page:14/> (дата обращения: 08.05.2024).

32 Вихман, Г. Л. Основы конструирования аппаратов и машин нефтеперерабатывающих заводов : учебник для студентов вузов / Г. Л. Вихман, С. А. Круглов. – М. : Машиностроение, 2020. – 97 с.

33 Бердичевская, В. О. Учет затрат на производство и реализацию продукции и калькулирование себестоимости продукции : учебник для вузов / В. О. Бердичевская. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Юрайт, 2024. – 146 с.

34 Крупнейшие инвестиционные проекты в нефтегазовой промышленности России [Электронный ресурс] : «ADVIS». – Режим доступа: <https://infoline.spb.ru/upload/iblock/68a/68a2793f2676938c2742f4607cf9e4ca.pdf>.

35 Публичная кадастровая карта Самарской области [Электронный ресурс] : «ЕГРП365». – Режим доступа: <https://egrp365.org/map/?kadnum=63:37:1801003:11>.

36 Действующие тарифы на электрическую энергию (мощности) [Электронный ресурс] : «ТиТЭС». – Режим доступа: <https://www.tltes.ru/index.php/yuridicheskim-litsam/tarify>. – 22.05.24.

37 Страхование взносов в 2024 году [Электронный ресурс] : «КонтурЭкстерн». – Режим доступа: <https://www.kontur-extern.ru/info/esn-strahovye-vznosy>. – 22.05.24.

38 Производство химических веществ и химической продукции [Электронный ресурс] : «КонсенсусБизнесКонсалт». – Режим доступа: <https://kayudit.ru/proizvodstvo-khimicheskikh-veshchestv-i-khimicheskoy-produktsii>. – 22.05.24.

					ВКР.157794.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		91

39 Классы профессионального риска по ОКВЭД [Электронный ресурс] : «Сравни». – Режим доступа: <https://www.sravni.ru/biznes-vnesenie-izmeneniy/info/klassy-professionalnogo-riska-po-okvehd/>. – 22.05.24.

40 СП 30.13330.2020 «СНИП 2.04.01-85 Внутренний водопровод и канализация зданий». – введ. 2020-12-30. – М. : Минстрой России, 2020. – 140 с.

41 Тарифы и нормативы для юридических лиц [Электронный ресурс] : «ЭНЕРГОСБЫТ». – Режим доступа: <https://samara.esplus.ru/trates/s-entity/>. – 22.05.24.

42 ГОСТ Р 59061-2020 Охрана окружающей среды. Загрязнение атмосферного воздуха. Термины и определения. – введ. 2021-04-01. – М. : Стандартинформ, 2020. – 16 с.

43 Приказ от 06 июля 2017 г. № 273 «Об утверждении методов расчетов рассеивания выбросов вредных (загрязняющих) веществ в атмосферном воздухе» // Минприроды России. – М. : 2017. – 110 с.

44 МУК 4.1.1273-03 Методы контроля. Химические факторы. Измерение массовой концентрации бенз(а)пирена в атмосферном воздухе и в воздухе рабочей зоны. – введ. 2003-09-01. – М. : Стандартинформ, 2003. – 19 с.

					<i>ВКР.157794.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						92
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		

ВКР.157794.180301.ТС

Перв. примен.

Справ. №

Подп. и дата

Инв. № дубл.

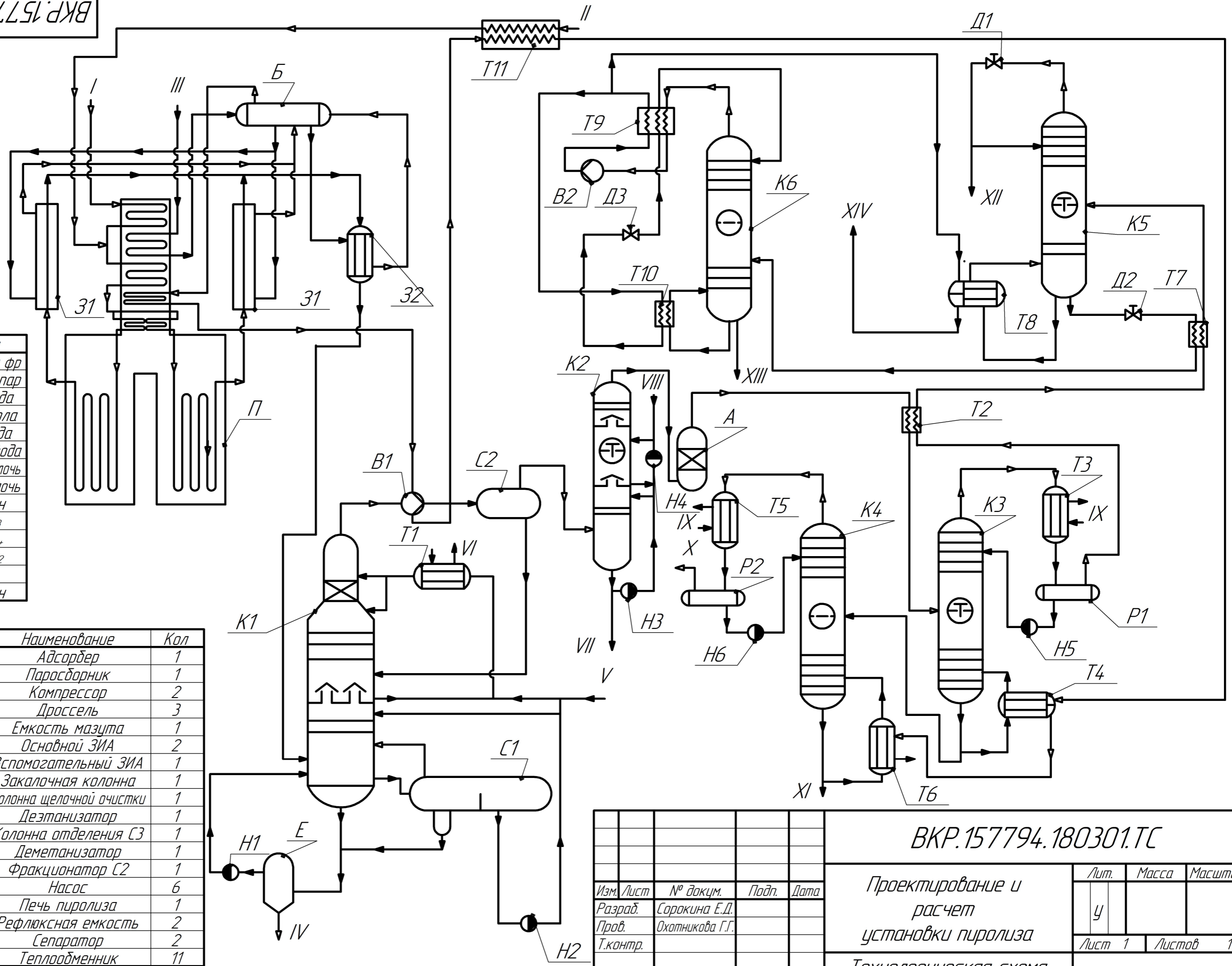
Взам. инв. №

Подп. и дата

Инв. № подл.

Условное обозначение	Среда
I	Этановая фр
II	Водяной пар
III	Пит. вода
IV	Тяж. смола
V	Зак. вода
VI	Охлажд. вода
VII	Отраб. щелочь
VIII	Свеж. щелочь
IX	Этилен
X	Фр C3
XI	Фр C4+
XII	CH4+H2
XIII	Этан
XIV	Этилен

Поз	Обознач	Наименование	Кол
1	A	Адсорбер	1
2	Б	Паросборник	1
3	B1, B2	Компрессор	2
4	Д1-Д3	Дроссель	3
5	E	Емкость мазута	1
6	31	Основной ЗИА	2
7	32	Вспомогательный ЗИА	1
8	K1	Закалочная колонна	1
9	K2	Колонна щелочной очистки	1
10	K3	Дезаминизатор	1
11	K4	Колонна отделения C3	1
12	K5	Деметанизатор	1
13	K6	Фракционатор C2	1
14	H1-H6	Насос	6
15	П	Печь пиролиза	1
16	P1, P2	Рефлюксная емкость	2
17	C1, C2	Сепаратор	2
18	T1-T11	Теплообменник	11



				ВКР.157794.180301.ТС				
Изм. Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Проектирование и расчет установки пиролиза		Лит.	Масса	Масштаб
Разраб.	Сорокина Е.Д.					У		
Пров.	Охотникова Г.Г.			Технологическая схема установки пиролиза		Лист 1	Листов 1	
Т.контр.						АМГУ гр. 0107-об		
Н.контр.	Родина Т.А.			Копировал				
Утв.	Гужель Ю.А.			Формат А3				