

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: Расчет основного оборудования процесса пиролиза

Исполнитель

студент группы 1107-об

_____ К.Ю. Авраменко
(подпись, дата)

Руководитель

доцент, канд. хим. наук

_____ С.А. Лескова
(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)

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 Авраменко Кирилла Юрьевича

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Расчёт основного оборудования процесса пиролиза» утверждена приказом от 03.04.2025 г №878-УЧ
2. Срок сдачи студентом законченной работы 19.06.2025 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки по сырью – 330 тыс. т/год; сырье – этановая фракция; степень конверсии сырья – 68 %; соотношение пар : сырье = 1 : 3 по массе; потери 1,5 %; число рабочих дней установки – 338. Литературные данные. Техническая документация, нормативная и иная документация, статистические данные.
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по процессам пиролиза. Характеристика сырья и готовой продукции. Описание технологической схемы процесса пиролиза этановой фракции. Расчет основного оборудования процесса: печь, закально-испарительный аппарат, колонна разделения этан-этиленовой фракции. Безопасность и экологичность производства.
5. Перечень материалов графической части: Технологическая схема установки пиролиза.
6. Консультанты по выпускной квалификационной работе: Козырь А.В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Безопасность и экологичность производства».
7. Дата выдачи задания 18.04.2025 г

Руководитель выпускной квалификационной работы: Лескова Светлана Анатольевна, доцент, канд. хим. наук

Задание принял к исполнению 18.04.2025 г.

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 93 с., 162 формулы, 16 таблиц, 18 рисунков, 30 источников.

ПИРОЛИЗ, ПЕЧЬ ПИРОЛИЗА, ЭТИЛЕН, КОКСООБРАЗОВАНИЕ, ЭТАНОВАЯ ФРАКЦИЯ, ЗАКАЛОЧНО-ИСПАРИТЕЛЬНЫЙ АППАРАТ

В бакалаврской работе проведено исследование технологического процесса пиролиза газового сырья. Цель работы – расчет основного оборудования установки пиролиза с акцентом на изучение принципов работы, особенностей термического разложения углеводородов и конструктивных характеристик ключевых аппаратов. Выполнен анализ материальных потоков процесса и инженерные расчеты оборудования, включая реакторы. Результаты позволили обосновать параметры работы установки и выбор оптимальных конструктивных решений.

В процессе выполнения работы были рассмотрены характеристики сырья, продукции, а также характеристики используемого оборудования. Проведен расчет материальных и тепловых потоков пиролиза, рассчитаны размеры основного оборудования процесса пиролиза.

					ВКР.114342.180301.ПЗ		
			Подпись	Дата	Расчет основного оборудования процесса пиролиза		
Разраб.	Авраменко К.Ю.						
Пров.	Лескова С.А.						
Н. контр.	Родина Т.А.						
Зав. каф.	Гужель Ю.А.						
					Лит	Лист	Листов
					У	3	93
					АмГУ, ИКиИН, гр. 1107-об		

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	6
1 Литературный обзор	7
1.1 Теоретические основы процесса пиролиза	7
1.2 Классификация установок пиролиза	10
1.3 Влияние различных факторов на процесс	13
1.4 Аппаратурное оформление процесса	19
2 Технологическая часть	27
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции	27
2.2 Краткая характеристика оборудования	30
2.3 Технологическая схема	33
2.4 Материальный баланс	36
2.5 Технологический расчет печи	44
2.5.1 Расчет процесса горения	45
2.5.2 Расчет тепловой нагрузки печи	50
2.5.3 Расчет радиантной камеры	52
2.5.4 Расчет конвекционной камеры	55
2.5.5 Расчет закалочного-испарительного аппарата	58
2.6 Расчет фракционатора	61
2.6.1 Расчет минимального и рабочего флегмовых чисел	62
2.6.2 Расчет плотности жидкости и пара	70
2.6.3 Расчет массовых расходов жидкости и пара	72
2.6.4 Расчет объемных расходов жидкости и пара	73
2.6.5 Расчет динамической вязкости жидкостей	74
2.6.6 Расчет рабочей скорости пара в ректификационной колонне и ее диаметра	75

					ВКР. 114342.180301.ПЗ			
			Подпись	Дата	Расчет основного оборудования процесса пиролиза			
Разраб.	Авраменко К.Ю.							
Пров.	Лескова С.А.							
Н. контр.	Родина Т.А.							
Зав. каф.	Гужель Ю.А.							
					Лит			Лист
					У			4
								Листов
								93
					АмГУ, ИКиИн, гр. 1107-об			

2.6.7 Расчет высоты ректификационной колонны	77
3 Безопасность и экологичность производства	82
3.1 Критические риски эксплуатации печей пиролиза	82
3.2 Инженерные решения для повышения безопасности	83
3.3 Профилактика аварий и экологическая защита	84
3.4 Анализ веществ и мер защиты	84
3.5 Комплексная защита	88
Заключение	89
Библиографический список	90

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						5
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

ВВЕДЕНИЕ

Пиролиз газового сырья представляет собой ключевой процесс нефтегазохимического комплекса, направленный на получение низкомолекулярных олефинов, используемых в дальнейшем для производства полимерных материалов, синтетического топлива и других химических продуктов.

В условиях роста спроса на этилен, пропилен и другие ценные компоненты, а также ужесточения требований к энергоэффективности и экологической безопасности технологий, актуальность совершенствования методов термического разложения углеводородов возрастает. Современные пиролизные установки требуют оптимизации режимов работы, модернизации оборудования и точного инженерного расчета для обеспечения стабильности процессов при высоких температурах и давлениях.

Целью бакалаврской работы является изучение процесса пиролиза, расчет основного оборудования процесса пиролиза, а также обоснование выбора оборудования. Для реализации цели были поставлены следующие задачи:

1. Изучить научно-техническую литературу по теме термического разложения углеводородных газов.
2. Проанализировать физико-химические основы и факторы, влияющие на процесс пиролиза.
3. Рассмотреть аппаратное оформление и технологические параметры процесса.
4. Произвести технологический расчет основного оборудования рассматриваемого процесса.
5. Исследовать требования пожарной безопасности и охраны труда на установке пиролиза.

					ВКР.114342.180301.ПЗ		
			Подпись	Дата	Расчет основного оборудования процесса пиролиза		
Разраб.	Авраменко К.Ю.						
Пров.	Лескова С.А.						
Н. контр.	Родина Т.А.						
Зав. каф.	Гужель Ю.А.						
					Лит	Лист	Листов
					У	6	93
					АмГУ, ИКиИн, гр. 1107-об		

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Теоретические основы пиролиза

Пиролиз – процесс высокотемпературного разложения углеводородных смесей или отдельных углеводородов с целью получения продуктов с более низкой молекулярной массой. Так же пиролизу могут подвергаться и неорганические соединения, например, каменный уголь.

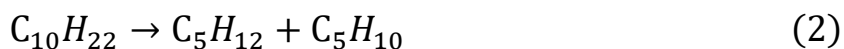
Процесс пиролиза характеризуется множеством реакций, таких как расщепление, дегидрогенизация, полимеризация, изомеризации. Несмотря на тесную взаимозависимость всех происходящих реакций, для удобства их условно делят на первичные и вторичные [1]:

К первичным реакциям относят реакции расщепления, в результате которых образуются углеводороды с меньшей молекулярной массой, и происходит увеличение объема реакционной массы. Основными типами первичных реакций являются следующие процессы:

Реакции деполимеризации – термическое разложение высокомолекулярных соединений на низкомолекулярные фрагменты. Например, разложение полиэтилена при пиролизе с образованием этилена:



Реакции крекинга алканов – термическое разложение, где длинноцепочечные алканы расщепляются на более короткие углеводороды. Например:



Дегидрирование алканов – процесс, при котором происходит отщепление водорода с образованием алкенов. Например:



					ВКР.114342.180301.ПЗ		
			Подпись	Дата	Расчет основного оборудования процесса пиролиза		
Разраб.	Авраменко К.Ю.						
Пров.	Лескова С.А.						
Н. контр.	Родина Т.А.						
Зав. каф.	Гужель Ю.А.						
					Лит	Лист	Листов
					У	7	93
					АмГУ, ИКиИн, гр. 1107-об		

К вторичным реакциям относятся процессы, преимущественно происходящие на поздних этапах пиролиза. Эти реакции включают дальнейшее расщепление полученных олефинов, гидрогенизацию, дегидрирование, конденсацию, полимеризацию и множество других превращений. Рассмотрим конкретные примеры основных типов вторичных реакций:

Дальнейшее расщепление олефинов: олефины, образовавшиеся в результате первичных реакций, могут подвергаться дополнительному расщеплению. Например:



Гидрогенизация олефинов – присоединение водорода по месту разрыва кратной связи в олефинах с образованием предельных углеводородов. Например:



Дегидрирование олефинов: отщепление водорода от олефинов с образованием диенов или ароматических соединений. Например:



Пиролиз осуществляется посредством радикального цепного механизма. Механизм радикально-цепной реакции характеризуется тремя последовательными стадиями: иницированием, ростом и обрывом цепи.

Иницирование реакции может происходить двумя основными путями: под действием кванта энергии (световой или тепловой) или посредством использования специальных веществ – инициаторов. В первом случае молекула исходного вещества поглощает квант энергии, что приводит к разрыву химических связей и образованию свободных радикалов [2].

Во втором случае инициаторы – это соединения, которые легко распадаются на радикалы при определенных условиях (например, под действием температуры или света). Примерами таких инициаторов могут служить пероксиды, азотсодержащие соединения или некоторые комплексные соединения металлов.

Скорость стадии инициирования можно регулировать, изменяя интенсивность источника энергии или концентрацию инициатора. При этом важно учитывать, что избыток инициатора может привести к нежелательным побочным реакциям.

Радикально-цепной процесс может быть замедлен или полностью остановлен при использовании ингибиторов – веществ, способных взаимодействовать со свободными радикалами, образуя устойчивые соединения. Примерами таких ингибиторов являются фенолы, ароматические амины и некоторые другие соединения, обладающие антиоксидантными свойствами. Ингибиторы эффективно используются для контроля скорости реакции и предотвращения нежелательных процессов, например, при хранении полимерных материалов.

Рассмотрим три стадии расщепления алканов по радикально-цепному механизму в результате пиролиза на примере этана [1]:

Стадия 1. Инициирование цепи:



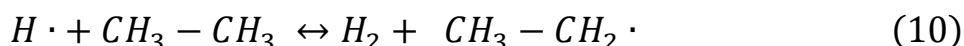
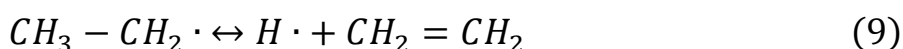
В результате стадии инициирования цепи этан расщепляется на два свободных алкильных (метильных) радикала.

Стадия 2. Рост цепи:

а) передача цепи:

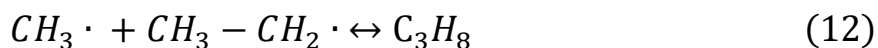


б) продолжение цепи:



В стадию роста цепи входят этапы передачи и продолжения цепи. Свободный радикал, образовавшийся на первой стадии, присоединяет к себе атом водорода этана, образуя метан и новый свободный этильный радикал. В последствии этильный радикал в результате отщепления еще одного атома водорода образует этилен. Свободный радикал водорода вступает в реакцию с этаном, образуя молекулярный водород и этил.

Стадия 3. Обрыв цепи:



В результате третьей стадии образовавшиеся свободные радикалы из-за присоединения друг к другу образуют новые углеводороды.

1.2 Классификация установок пиролиза

Установки пиролиза углеводородного сырья представляют собой сложные технологические комплексы, играющие ключевую роль в нефтехимической промышленности. Они предназначены для глубокого термического разложения углеводородов с целью получения ценных продуктов – олефинов, диенов и ароматических соединений. В зависимости от конструктивных особенностей, режимов работы и используемых технологий, такие установки могут значительно отличаться друг от друга, что делает их классификацию важным этапом при выборе оптимальной схемы производства.

Одним из основных факторов, влияющих на устройство и работу установки, является физическое состояние исходного сырья. Оно может быть, как газообразным, так и жидким, что определяет особенности подготовки и подачи материала в реактор, а также температурный режим процесса. Легкие углеводороды, такие как этан или пропан, требуют определенных условий нагрева, обеспечивающих высокую степень конверсии и выход этилена. Жидкое сырье, например, нефтяные фракции, предполагает более интенсивное воздействие температуры и часто используется для получения ароматических углеводородов и других продуктов.

Не менее значимым параметром является способ передачи тепла, необходимого для обеспечения протекания реакций пиролиза. Наиболее распространенным методом остается радиантный нагрев в трубчатых печах, где тепло передается через стенки труб, внутри которых движется сырье. Однако существуют и альтернативные подходы, включающие использование горячих теплоносителей или специальных материалов, аккумулирующих и отдающих тепло в

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						10
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

зоне реакции. В редких случаях применяется электронагрев, который позволяет достичь высокой чистоты процесса и точности регулирования температуры [3].

Форма и расположение реакционных элементов печи также оказывают влияние на эффективность пиролиза. Современные установки чаще всего используют вертикальные конструкции змеевиков, позволяющие добиться равномерного прогрева и упрощающие обслуживание оборудования. Горизонтальные и другие типы исполнения встречаются реже, однако они могут быть предпочтительны при работе с определенными видами сырья или в условиях ограниченного пространства. Каждая форма змеевика имеет свои особенности в плане гидродинамики потока и времени пребывания сырья в зоне реакции, что напрямую сказывается на составе конечных продуктов [4].

Важную роль играет также наличие или отсутствие добавок, таких как водяной пар, которые могут влиять на характер протекания химических реакций. Его применение позволяет снизить частичное давление углеводородов, уменьшать скорость побочных реакций, включая коксообразование, и увеличивать выход целевых компонентов. Некоторые процессы, напротив, проводятся без использования разбавителя, что может быть связано с особенностями сырьевой базы или спецификой выпускаемых продуктов.

Еще одним фактором, влияющим на структуру и эффективность установки, является организация циркуляции продуктов реакции. Существуют решения, предусматривающие возврат части полученной смеси обратно в реактор, что дает возможность тонко регулировать температурный режим и изменять соотношение компонентов. Прямоточные системы, в свою очередь, отличаются простотой конструкции, но обладают меньшей гибкостью в управлении процессом.

Конструктивные особенности печи также имеют значение. Трубчатые печи с радиантной камерой остаются наиболее популярным вариантом благодаря своей надежности и высокой эффективности. Вместе с тем, в некоторых случаях используются печи с дополнительной конвекционной зоной, позволяющей более полно использовать теплоту дымовых газов, а также шахтные и

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		11

циклонные конструкции, находящие применение в специализированных производствах [5].

Современные установки все больше ориентируются на цифровые технологии управления, что открывает возможности для автоматизации и оптимизации всех этапов процесса. Автоматизированные системы позволяют точно контролировать параметры работы, корректировать состав сырья, своевременно выявлять отклонения и предотвращать аварийные ситуации. Это повышает общую надежность оборудования, продлевает срок его службы и снижает риск возникновения нежелательных технологических эффектов.

Таким образом, классификация установок пиролиза углеводородного сырья основана на множестве взаимосвязанных факторов, начиная от состояния исходного сырья и заканчивая уровнем автоматизации процесса. Учет этих характеристик позволяет подбирать оборудование, соответствующее конкретным производственным задачам, с учетом экономических, экологических и технологических требований. Современные тенденции направлены на создание более энергоэффективных, гибких и безопасных установок, способных работать с широким спектром углеводородного сырья и адаптироваться к изменяющимся условиям рынка.

Помимо классического пиролиза существуют различные его разновидности и смежные термические процессы, используемые в промышленности и научных исследованиях. Рассмотрим некоторые из них.

Карбонизация – представляет собой процесс медленного пиролиза, направленный на получение древесного угля или других материалов с высоким содержанием углерода. Широко применяется в металлургии (в качестве восстановителя), для очистки воды и улучшения плодородия почвы, например, в виде биоугля [6].

Пиролиз метана – это термическое разложение метана (CH_4) на твердый углерод (сажа) и водород (H_2). Данный процесс рассматривается как перспективный метод получения чистого водорода без выбросов CO_2 , особенно при использовании возобновляемой энергии [7].

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		12

Пиролиз углеводородов в присутствии воды – проводится в условиях, имитирующих глубинные геологические процессы. Этот метод используется в геохимических исследованиях для изучения механизмов образования природной нефти и газа в недрах Земли [8].

Газификация – высокотемпературный процесс преобразования углеродсодержащих материалов (например, угля, биомассы или отходов) в синтез-газ (смесь водорода и оксида углерода). Газификация применяется для производства энергии, а также в химической промышленности для синтеза метанола, аммиака и других продуктов [9].

В химической промышленности низшие олефины, такие как этилен и пропилен, играют важную роль. В настоящее время единственным промышленным методом их получения является пиролиз в трубчатых печах, представляющих собой змеевиковые реакторы с внешним подогревом.

Первоначально печи пиролиза работали в «мягком режиме» при температуре 780 °С – 800 °С и времени контакта от 0,5 секунды до 1 секунды. В настоящее время печи работают в «жестком режиме» при температуре 840 °С – 930 °С и времени контакта от 0,1 секунды до 0,4 секунды. Это позволило повысить выход этилена. Степень разбавления сырья водяным паром составляет для этана 15 % – 35 % масс., для жидкого сырья может достигать 100 % масс. [10].

1.3 Влияние различных факторов на процесс

В процессе пиролиза ключевую роль играют несколько технологических параметров – температурный режим, продолжительность нахождения исходного сырья в реакционной зоне и уровень парциального давления углеводородов. Установление наиболее эффективных значений этих факторов в промышленных условиях требует всестороннего анализа как кинетики, так и термодинамики химических превращений, происходящих в ходе реакции.

Одним из главенствующих показателей является температура, поскольку она напрямую влияет на степень разложения исходных соединений. Изменение температурных условий оказывает существенное воздействие не только на глубину разрушения сырья, но и на состав получаемых продуктов. С увеличением

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		13

температуры возрастает выход таких целевых компонентов, как этилен, пропилен, водород и метан, тогда как объем алканов, напротив, снижается. Однако при слишком высоких температурах начинаются побочные процессы – деструкция уже образовавшихся олефинов и диолефинов, а также их взаимодействие по реакциям присоединения. Этилен отличается наибольшей устойчивостью среди низших олефинов, тогда как пропилен и бутены склонны к дальнейшему распаду под действием атомарного водорода, что может привести к дополнительному образованию этилена [11].

Скорость начальных реакций, направленных на получение олефинов, растет быстрее при повышении температуры, чем скорость вторичных превращений. Для каждого из промежуточных продуктов существует определенное время пребывания в реакторе, при котором достигается максимальный выход целевого вещества. Это оптимальное значение зависит от температурного режима: чем выше температура, тем меньше должно быть время контакта реагентов в реакционной зоне.

Современные подходы к управлению процессом пиролиза показывают, что повышение температурного режима в сочетании с уменьшением времени нахождения сырья в реакционной зоне способствует увеличению выхода целевых продуктов, включая этилен. Такой метод иногда называют интенсификацией технологического режима. Его эффективность основана на том, что при высоких температурах значительно ускоряются первичные реакции разложения углеводородов, приводящие к образованию олефинов. При этом снижение времени контакта и уменьшение парциального давления углеводородов позволяют минимизировать протекание вторичных реакций, которые могут привести к дальнейшему разложению или превращению уже полученных продуктов.

Однако рост температуры влияет не только на скорость образования этилена, но и на его последующие превращения. Например, при определенных условиях возрастает вероятность реакций присоединения, в результате которых этилен может преобразовываться в бензол. Дальнейшее увеличение темпера-

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		14

туры активизирует процессы отщепления водорода от молекул этилена, что открывает путь к образованию ацетилена. Таким образом, температура играет двойственную роль: она усиливает как полезные, так и побочные химические превращения.

Скорости вторичных реакций, хотя и менее чувствительны к температурным изменениям по сравнению с первичными, все же зависят от нее. Эта зависимость описывается соответствующими значениями энергии активации для каждой из реакций. Поэтому конечный состав продуктов пиролиза определяется не только степенью разложения исходного сырья, но и временем, в течение которого реагенты находятся в условиях высокой температуры. Это время, часто называемое временем контакта, представляет собой период, в который поток вещества движется по реакционному каналу при температурах, достаточных для активного протекания пиролиза.

Продление времени контакта ведет к увеличению выхода таких низкомолекулярных соединений, как водород и метан. Однако одновременно возрастает вероятность нежелательных превращений целевых продуктов. По этой причине выбор оптимального времени пребывания сырья в реакторе является ключевым фактором при проектировании и эксплуатации современных пиролизных установок.

Одним из ключевых параметров, влияющих на эффективность пиролиза, является *парциальное давление* углеводородов в реакционной смеси. Оно напрямую связано с селективностью процесса и выходом целевых продуктов. Реакции первичного разложения сырья, приводящие к образованию этилена и других низших олефинов, протекают по кинетике первого порядка, поэтому их степень не зависит от изменения давления. Однако вторичные процессы, такие как полимеризация или конденсация олефинов, зависят от концентрации реагентов – а значит, и от парциального давления. Увеличение последнего усиливает вероятность столкновений между молекулами, тем самым способствуя протеканию побочных реакций [12, 13].

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		15

Уровень парциального давления определяется несколькими факторами: общим давлением внутри реактора, степенью разбавления углеводородного сырья инертным газом (чаще всего водяным паром), а также конструктивными особенностями реакционной системы. По длине реактора может наблюдаться снижение давления, обусловленное гидродинамическим сопротивлением потока. Это явление зависит от физических свойств исходного сырья, его объемного расхода, размеров трубопровода и типа используемого оборудования.

Одним из наиболее распространенных и технологически удобных способов регулирования парциального давления является добавление водяного пара в реакционную смесь. Это позволяет уменьшить концентрацию углеводородов в газовой фазе без изменения общей производительности установки. При увеличении доли водяного пара возрастает выход таких продуктов, как этилен, бутадиен-1,3 и бутены, тогда как образование метана и ароматических соединений подавляется. Таким образом, повышается селективность процесса по целевым продуктам.

Кроме того, применение водяного пара положительно сказывается на стабильности работы пиролизной установки. Понижение парциального давления углеводородов тормозит развитие реакций второго и более высоких порядков, которые приводят к образованию тяжелых, склонных к конденсации веществ – предшественников кокса. В результате снижается скорость отложений на внутренних поверхностях реакционных труб, что замедляет рост перепада давления и предотвращает локальный перегрев стенок. Это позволяет значительно продлить продолжительность рабочего цикла между плановыми остановками установки для удаления коксового отложения (так называемого «выжига»).

Избыточное количество пара может привести к увеличению расхода топлива в печах пиролиза и снижению общей термической эффективности процесса. Поэтому оптимизация соотношения «сырьё – пар» играет ключевую роль в обеспечении высокой селективности реакций при рациональном использовании энергоресурсов.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		16

В таблице 1 представлены степени разбавления различных видов углеводородного сырья в зависимости от его способности к коксообразованию [14].

Таблица 1 – Степень разбавления сырья паром

	Этан	Бутан	Легкий бензин	Тяжелый бензин	Атмосферный газойль
Разбавление паром, кг/кг	0,35	0,5	0,5 – 0,6	0,6 – 0,7	0,8 – 1

Другим ключевым фактором влияния на процесс пиролиза является *плёночный эффект*. В трубчатых реакторах вблизи стенок образуется слой реакционной смеси, характеризующийся более низкой скоростью движения по сравнению с основной массой потока.

Пленочный эффект приводит к заметному увеличению температуры по радиусу от центра трубы к стенке. Вследствие этого скорость химических реакций в пристенном слое превосходит скорость реакций в основном потоке, что обуславливает повышенную концентрацию свободных радикалов в этом слое и ускоряет общую скорость реакций. Однако пленочный эффект также способствует интенсификации вторичных реакций, что приводит к увеличению отложения кокса на стенках труб [15].

Необходимость получения высоких выходов олефинов и ароматических углеводородов диктует существенно различные условия проведения процесса пиролиза. Это требует либо специальных печей для получения одного из целевых продуктов, либо компромиссного подхода при проектировании и эксплуатации, с использованием средних значений времени пребывания сырья в реакторе и парциального давления углеводородов.

В процессе пиролиза образуется твердый коксообразный продукт, состоящий преимущественно из углерода, хотя глубина превращения исходных углеводородов в кокс в промышленных печах невелика, отложение кокса на стенках трубчатого реактора оказывает негативное влияние на результаты пиролиза.

Скорость отложения кокса зависит от множества факторов, включая состав сырья, основных параметров процесса и, в некоторой степени, от материала стенок реактора. Состав сырья, существенно влияет на скорость коксоотложения. Так, пиролиз олефинов сопровождается более интенсивным образованием кокса по сравнению с пиролизом алканов, а пиролиз диолефинов приводит к еще более интенсивному отложению кокса.

Скорость коксообразования при пиролизе нафтеносов незначительно превышает скорость при пиролизе алканов. Пиролиз бензола, напротив, характеризуется неожиданно низкой скоростью коксоотложения. Однако скорость отложения кокса при пиролизе ароматических углеводородов, за исключением бензола, выше, чем при пиролизе алканов, и особенно высока при разложении конденсированных двух- и многоядерных ароматических соединений. С увеличением молекулярной массы углеводородного сырья скорость коксообразования возрастает.

На скорость отложения кокса в реакторах пиролиза влияют различные факторы, из которых наиболее важными являются температура реакции, парциальное давление реагирующих углеводородов и пленочный эффект. С увеличением времени пребывания сырья в реакторе скорости коксообразования и коксоотложения обычно возрастают [16].

В промышленных условиях увеличение расхода сырья приводит к увеличению коксообразования, что можно объяснить повышением температуры стенки реактора. Поскольку реакции, ведущие к образованию предшественников кокса, имеют второй кинетический порядок, разбавление сырья пиролиза каким-либо инертным разбавителем, например, водяным паром, снижает скорость коксообразования.

Снижение времени пребывания сырья в реакторе и увеличение скорости потока позволяют уменьшить толщину пристеночного слоя, снизить температурный градиент по сечению трубы и ослабить влияние пленочного эффекта. Это способствует замедлению процессов коксообразования и повышает стабильность работы установки.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		18

В таблице 2 представлено влияние ключевых параметров процесса пиролиза на выход продуктов пиролиза [10].

Таблица 2 – Влияние параметров на выход пиролиза

Показатель по выходу продукта	Время прибывания	Пленочный эффект	Парциальное давление углеводородов	Температура в реакторе
Низкий выход метана	краткое	малый	низкое	высокая
Низкий выход ацетилена	длительное	большой	высокое	низкая
Высокий выход этилена	краткое	большой	низкое	высокая
Высокий выход пропилена	краткое	малый	низкое	высокая
Высокий выход ароматики	длительное	большой	высокое	высокая
Низкий выход тяжелой фракции	краткое	малый	низкое	низкая
Низкий выход кокса	краткое	малый	низкое	низкая

1.4 Аппаратурное оформление процесса

В промышленной сфере широкое распространение получили трубчатые реакторы, используемые в печах пиролиза. Конструкция таких печей предусматривает два отсека: радиантный и конвективный. В радиантном отсеке располагаются трубчатые реакторы (пирозмеевики), которые нагреваются за счет теплового излучения внутренней кладки, по которой распределяется пламя горелок. Конвективная часть печи предназначена для предварительного нагрева сырья и водяного пара до температуры начала пиролиза посредством конвективного переноса тепла от дымовых газов радиантного отсека.

Для обеспечения точной температурной регулировки в обоих отсеках установлен вытяжной вентилятор с шибером, позволяющий контролировать скорость движения дымовых газов. Помимо нагрева сырья и пара разбавления, в конвективном отсеке, осуществляется нагрев котловой питательной воды, ко-

торая используется для охлаждения продуктов пиролиза в закалочно-испарительных аппаратах. Полученный насыщенный пар служит для получения пара высокого давления, приводящего во вращение паротурбинный компрессор пирогаза.

В современных моделях печей пиролиза конвективный отсек дополнен модулем перегрева насыщенного пара до необходимой температуры (550 °С). Благодаря этому коэффициент полезного действия использования тепла в последних моделях печей пиролиза достигает 91 – 93 % [17]. На рисунке 1 изображена однокамерная печь пиролиза с факельными горелками.

Снижение времени пребывания сырья в реакторе и увеличение скорости потока позволяют уменьшить толщину пристеночного слоя, снизить температурный градиент по сечению трубы и ослабить влияние пленочного эффекта. Это способствует замедлению процессов коксообразования и повышает стабильность работы установки.

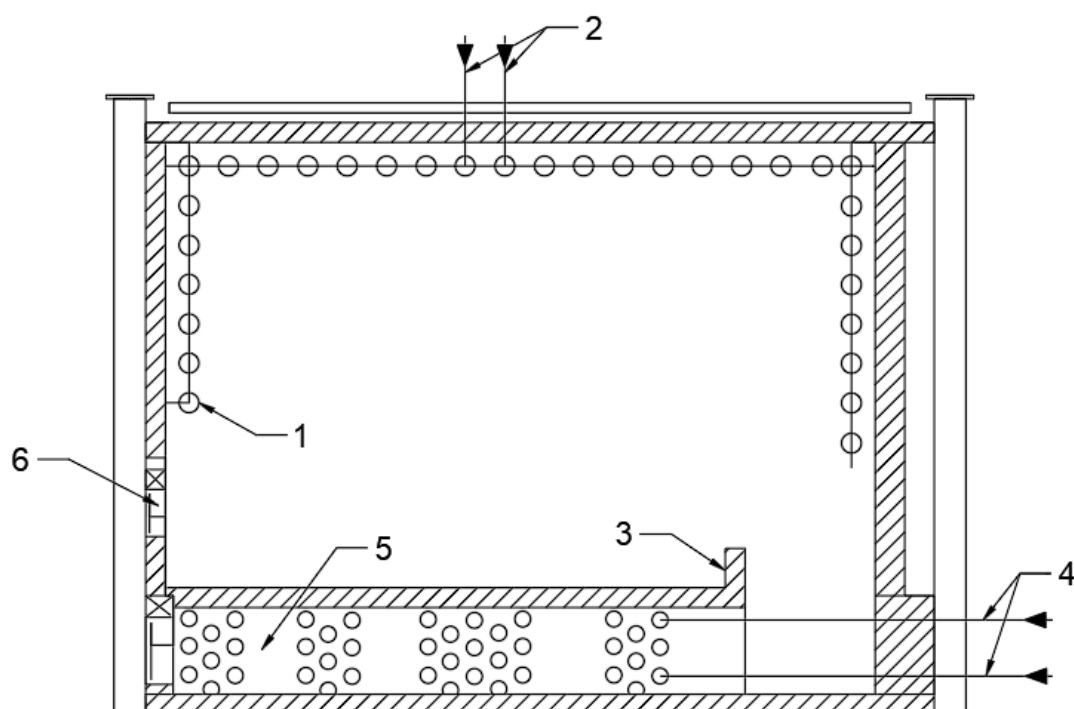


Рисунок 1 – Схема однокамерной двухпоточной печи
с факельными горелками:

1 – экраны радиантной камеры, 2 – выход газов пиролиза, 3 – перевальная
стенка, 4 – вход сырья, 5 – конвекционная камера, 6 – горелка

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

20

По идентичному принципу работает двухкамерный аналог, изображенный на рисунке 2.

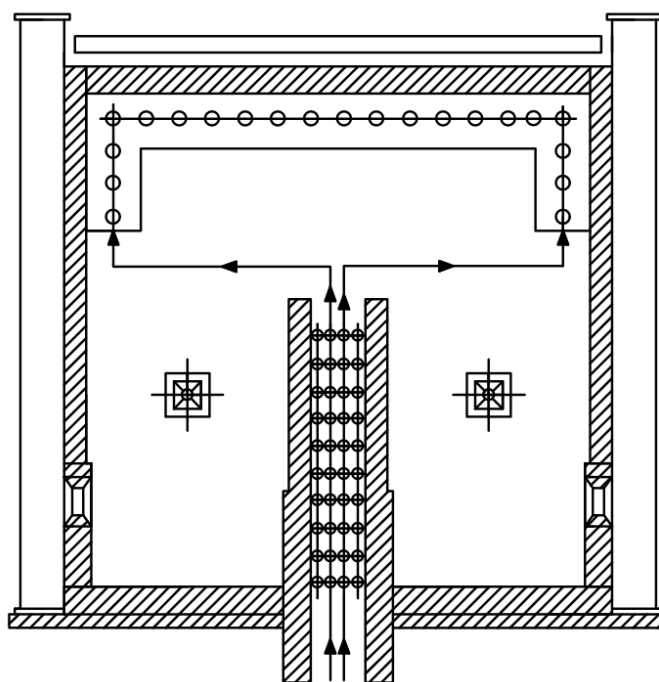


Рисунок 2 – Двухкамерная двухпоточная факельная печь

Для повышения селективности и увеличения выхода продукта необходимо сократить время пребывания сырья в реакционной зоне и повысить температуру. Современные промышленные печи пиролиза реализуют этот подход, обеспечивая время контакта порядка 0,2 секунд при температуре пиролиза 870 – 900 °С. Однако такой режим работы ставит ряд задач. Главной проблемой является быстрый нагрев паросырьевого потока от 600 °С до температуры пиролиза за 0,2 секунды с учетом ограничений по допустимой температуре хромоникелевых сплавов, из которых изготовлены змеевики пирозмеевиков, и риска коксообразования на их стенках при высоких температурах. Решение этой проблемы заключается в увеличении удельной поверхности пирозмеевика, то есть поверхности на единицу объема паросырьевого потока, что позволяет минимизировать температурный градиент между стенкой и потоком [18].

В качестве основного реакционного аппарата в распространенных схемах печей пиролиза с внешним обогревом используется трубчатая печь, изображен-

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

21

ная на рисунке 3, применяемая также в ряде других процессов нефтепереработки и нефтехимического синтеза. Нагрев сырья и пиролиз осуществляются за счет газов, получаемых при сгорании газообразного или жидкого топлива.

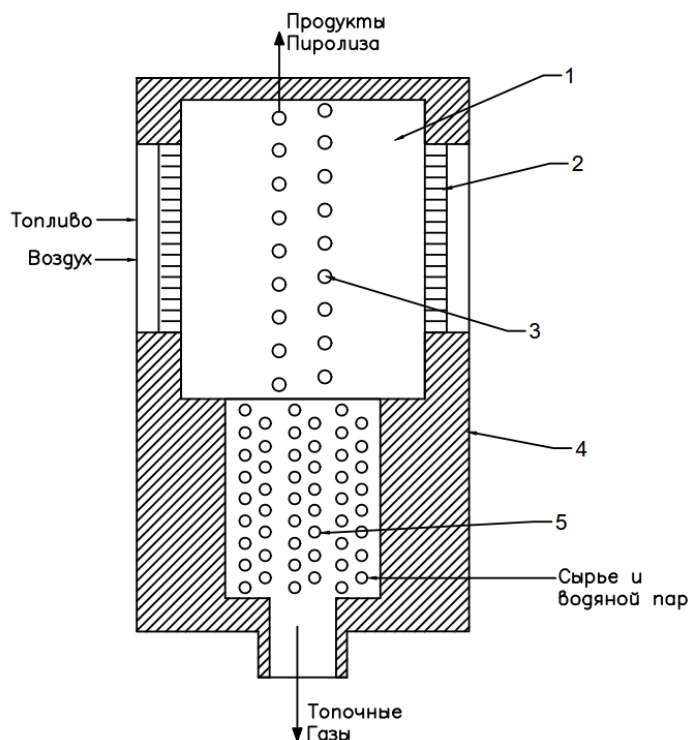


Рисунок 3 – Схема трубчатой печи:

- 1 – топочная камера, 2 – беспламенная панельная горелка,
3 – трубы радиантной секции, 4 – корпус, 5 – конвективная камера

Современные мощные установки пиролиза пришли на смену менее эффективным печам малой производительности. В их основе лежит принцип увеличения теплонапряженности и уменьшения времени контакта сырья с нагревательной зоной. Это позволяет повысить выход целевых продуктов и снизить образование нежелательных побочных соединений. Одним из ключевых конструктивных решений стало применение беспламенных горелок, представляющих собой керамические каналы, через которые происходит сжигание топлива. Такая технология исключает попадание открытого пламени в топочную камеру, обеспечивая передачу тепла за счет излучения от раскаленной поверхности и

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

22

горячих газов. Подобный подход делает устройство более компактным и повышает общий коэффициент полезного действия печи.

Теплопередача в радиантной секции осуществляется преимущественно излучением, причем трубы размещены таким образом, что подвергаются нагреванию с двух сторон. Это способствует увеличению плотности теплового потока и ускоряет процесс термического разложения углеводородов. После радиантной зоны продукты сгорания частично охлаждаются и направляются в конвективную камеру, где тепло используется для подогрева паров сырья и водяного пара. Передача тепла здесь происходит за счет конвекции – менее интенсивного механизма, чем излучение. Однако этого достаточно для подготовки смеси перед ее поступлением в радиантную зону, где и протекает основная реакция пиролиза [19].

Одной из актуальных тенденций в модернизации пиролизных печей является изменение конструкции змеевиков. Если ранее применялись длинные трубы постоянного диаметра, согнутые в виде змеевика, то сейчас все чаще используются системы переменного сечения. Современный пирозмеевик состоит из множества труб малого диаметра на входе, которые постепенно объединяются в один или два крупных канала на выходе. Такое решение позволяет достичь максимальной теплонапряженности в начальной части и снизить ее к концу пути, что положительно влияет на снижение скорости коксообразования. Кроме того, переход от горизонтального расположения труб к вертикальному позволил использовать более жаростойкие материалы, благодаря которым стало возможным повышать температурный режим работы печи и одновременно уменьшать время пребывания сырья в реакторе [19, 20].

После завершения реакции пирогаз выводится из печи, и важно, как можно быстрее снизить его температуру до уровня, при котором прекращаются вторичные химические превращения. Для этой цели применяются закально-испарительные аппараты. В них происходит резкое охлаждение газовой смеси до температуры около 450–550 °С, а также испарение котловой воды, используемой далее в виде пара высокого давления. В современной промышленности

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		23

такие устройства работают при давлении от 3 до 13 МПа. Получаемый пар может быть использован различными способами: при давлении 13 МПа он служит для привода турбин компрессоров, что снижает энергопотребление установки, а при давлении 3 МПа – как разбавляющий реагент или источник тепловой энергии для других процессов этиленового производства [20].

Проектирование закалочно-испарительных аппаратов требует особого внимания к условиям теплообмена. Конструкция должна обеспечивать минимальное время задержки пирогаза между выходом из печи и достижением безопасной температуры, чтобы минимизировать развитие побочных реакций. Также важно поддерживать низкий перепад давления, что благоприятно сказывается на селективности всего процесса. Не менее значимым параметром является температура стенок охлаждающей поверхности – она должна быть выше точки конденсации тяжелых фракций пиролизата, чтобы избежать загрязнения внутренних поверхностей.

Расположение закалочно-испарительного аппарата зависит от особенностей конструкции печи и условий эксплуатации. Он может находиться в верхней или нижней части топочной камеры, быть установлен в горизонтальном или вертикальном положении. Также различают аппараты с полным заполнением водой и с частичным уровнем кипящей жидкости внутри. По способу организации движения пирогаза выделяют две основные группы устройств: в одной из них газ движется внутри труб, а в межтрубном пространстве циркулирует вода, в другой – пирогаз проходит по межтрубному пространству, а вода находится внутри труб. Примером первой схемы являются аппараты фирм «Schmidsche», «Borsig», «Mitsubishi (M-TLX)» и конструкции ВНИПИнефти, второй – оборудование компании «Mitsui».

На рисунке 4 представлен ЗИА фирмы «Schmidsche», в котором пирогаз охлаждается в трубах, выполненных в виде параллельных одноходовых теплообменников типа «труба в трубе» или трубок Фильда. Эта конструкция обеспечивает высокую скорость теплообмена и равномерное охлаждение газовой

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						24
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

смеси, что делает ее эффективным решением для современных установок пиролиза [22].

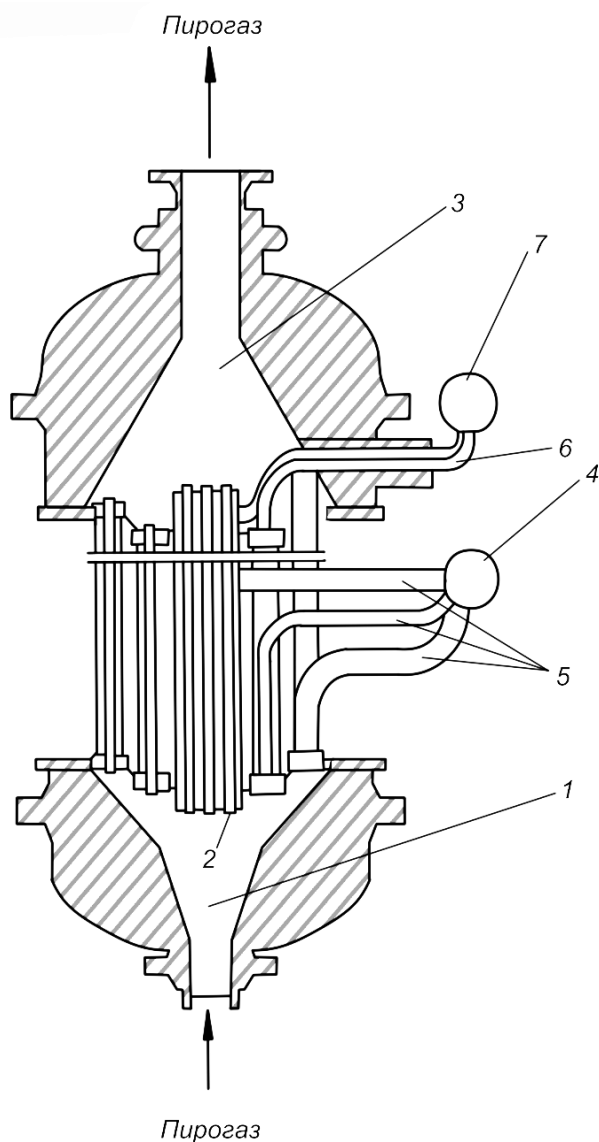


Рисунок 4 – Закально-испарительный аппарат фирмы «Schmiddsche»:

- 1 – горячая камера, 2 – охлаждающие трубки, 3 – холодная камера,
 4 – коллектор питательной воды, 5 – водяные трубки,
 6 – пароотводящие трубки, 7 – паровой коллектор

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

25

Пирогаз входит в аппарат через горячую камеру 1 и после охлаждения в трубках 2 попадает в холодную камеру 3. Питательная вода из коллектора 4 по трубкам 5 направляется на охлаждение в теплообменные элементы, испаряется и выводится в паровой коллектор 7.

Полученный после пиролиза газ, охлаждается и направляется в основную колонну фракционирования, где тяжелые компоненты отделяются на кубе колонны. Легкие компоненты с верха колонны охлаждаются до температуры окружающей среды и поступают в сепаратор для разделения газовой и жидкой фаз. Газовый поток сжимается в многоступенчатом компрессоре с промежуточным охлаждением до 3,1 МПа, при этом образуется жидкая фаза, которая направляется в отпарную колонну для извлечения ароматических углеводородов. Для удаления кислых газов газ очищается каустической содой на последней стадии сжатия, затем осушается цеолитами и поступает в секцию фракционирования установки пиролиза. После охлаждения до минус 50 °С газ направляется в деметанизатор – ректификационную колонну, предназначенную для выделения метана. Несконденсированные газы удаляются с верха колонны, а охлажденный поток используется для охлаждения сырья на входе в деметанизатор и как топливо в печи и котле. Нижний продукт деметанизатора поступает в деэтанализатор, дистиллят которого направляется в реактор гидрирования, где ацетилен преобразуется в этилен. Затем смесь компонентов C_2 разделяется в ректификационной колонне. Кубовый продукт деэтанализатора поступает в депропанализатор. Все эти процессы интегрированы с паровым циклом, где пар различного давления производится и распределяется по установке. Тепло дымовых газов печи используется для предварительного нагрева реагентов и производства пара высокого давления (10,0 МПа), который перегревается до 500 °С. Пар низкого давления используется в реакциях крекинга и ребойлерах [22].

Таким образом, современные установки пиролиза характеризуются высокой эффективностью и гибкостью благодаря использованию усовершенствованных конструктивных решений и интеграции с паровым циклом.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		26

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Процесс пиролиза предполагает использование разнообразного сырья, включая углеводородные фракции и рецикловые потоки, что позволяет получать продукцию высокой степени чистоты. Основным направлением является производство этилена и пропилена полимерного качества, а также водорода и пиролизного бензина. Все параметры сырья и готовой продукции регламентированы техническими условиями, что обеспечивает соответствие стандартам безопасности и технологическим требованиям дальнейшего использования

Требования к сырью, поступающему на установку пиролиза, приведены в таблицах 3 и 4.

Таблица 3 – Характеристика этанового сырья

Название	Показатель	Требования
Этановое сырье	Метан, % масс.	2,0
	Этан, % масс.	92,0
	Пропан, % масс.	3,0
	Сумма углеводородов C ₄₊ , % масс.	—
	Углекислый газ, % мас.	3,0
	Сероводород, ppm масс.	не более 200
	Карбонилсульфид, ppm масс.	не более 10
	Метанол, ppm масс.	не более 50
	Кислород, ppm масс.	не более 1
	Ртуть, ppb масс.	не более 5
	Фосфин, ppb масс.	не более 20
	Арсин, ppb масс.	не более 20
	Свинец, ppb масс.	не более 10
	Щелочные металлы, ppb мас.	не более 50
	Галогениды, ppb масс.	не более 50
	Аммиак и амины, ppm мол.	не более 5
	Вода, ppm масс.	не более 10

					ВКР.114342.180301.ПЗ		
			Подпись	Дата	Расчет основного оборудования процесса пиролиза		
Разраб.	Авраменко К.Ю.						
Пров.	Лескова С.А.						
Н. контр.	Родина Т.А.						
Зав. каф.	Гужель Ю.А.						
					Лит	Лист	Листов
					У	27	93
					АмГУ, ИКиИн, гр. 1107-об		

Таблица 4 – Характеристика пропан-бутанового сырья

Наименование	Показатель	Требования
Пропан-бутановое сырье	Этан, % объем.	1,46
	Пропан, % объем.	69,42
	Изо-бутан, % объем.	9,67
	н-Бутан, % объем.	19,43
	Пентан и выше, % объем.	0,02
	Вода, ppm объем.	7,00
	Метанол, ppm объем.	38,00
	Содержание общей серы, ppm объем.	13,00
	Сероводород, % объем.	–
	Ртуть, Hg, ppb масс.	7,00

Целевой продукцией установки являются мономеры – этилен и пропилен, выделяемые в виде высокочистых фракций. К побочным продуктам относятся водород, используемый для селективного гидрирования ацетиленовых соединений в секциях очистки олефинов, а также в качестве топливного газа, и ароматическая фракция C_6-C_8 , которая применяется как высокооктановый компонент бензинов и сырье для нефтехимического синтеза. Водород направляется как на внутренние нужды), так и за пределы установки для использования в других процессах. Пиролизный бензин содержит бензол, толуол и ксилолы, что делает его ценным сырьем для производства пиробензола и других химических продуктов. Основные характеристики выпускаемых продуктов приведены в таблицах 5, 6 и 7.

Таблица 5 – Характеристика этилена полимерного качества

Наименование	Показатель	Требования
Этилен полимерного качества	Этилен, % объем., не менее	99,9
	Метан + этан, ppm объем., не более	1000
	Ацетилен, ppm объем., не более	0,5
	Пропадиен + пропин, ppm объем., не более	2
	Общее содержание C_3 и выше, ppm объем., не более	10
	Водород, ppm объем., не более	5
	Азот, ppm объем., не более	50
	Кислород, ppm объем., не более	0,1
	Оксид углерода, ppm объем., не более	0,1

Наименование	Показатель	Требования
Этилен полимерного качества	Общее содержание кислородсодержащих соединений (метанол, спирты, альдегиды, кетоны), ppm объем., не более	1
	Сульфид карбонила, ppm объем., не более	0,2
	Меркаптаны, ppm объем., не более	0,3
	Общая связанная сера, ppm масс., не более	1,0
	Общий связанный азот (включая аммиак), ppm объем., не более	0,2
	Фосфин, ppm объем., не более	30
	Арсин, ppm объем., не более	30
	Вода, ppm объем., не более	0,1
	Масло, ppm масс., не более	2,0
	Общее содержание кислородсодержащих соединений (метанол, спирты, альдегиды, кетоны), ppm объем., не более	1
	Сульфид карбонила, ppm объем., не более	0,2

Таблица 6 – Характеристика пропилена полимерного качества

Наименование	Регламентируемый показатель	Значение
Пропилен полимерного качества	Пропилен, % об., не менее	99,5
	Пропан, % об., не более	0,5
	Водород, ppm об., не более	20,0
	Этилен, ppm об., не более	50,0
	Метан + этан, ppm об., не более	100,0
	Общее содержание углеводородов C ₄ , ppm об., не более	20,0
	Метилацетилен, ppm об., не более	2,0
	Пропадиен, ppm об., не более	1,0
	Ацетилен, ppm об., не более	1,0
	Бутадиен, ppm об., не более	2,0
	Окись углерода, ppm об., не более	0,03
	Углекислый газ, ppm об., не более	2,0
	Общее содержание карбониллов (в пересчете на метилэтилкетон), ppm об., не более	1,0
	Кислород, ppm об., не более	1,0
	Хлориды, ppm масс., не более	1,0
	Вода, ppm об., не более	10,0

Наименование	Регламентируемый показатель	Значение
Пропилен полимерного качества	Метанол, ppm об., не более	1,0
	Углеводороды C ₆ –C ₁₂ , ppm об., не более	1,0
	Аммиак, ppm об., не более	1,0
	Сульфид карбонила, ppm об., не более	0,02
	Циклопентадиен, ppm об., не более	0,02
	Арсин, ppm об., не более	0,03
	Общий связанный азот (в пересчете на N), ppm об., не более	0,5

Таблица 7 – Характеристика вторичных продуктов

Наименование	Регламентируемый показатель	Значение
Фракция C ₆ –C ₈ (пиролизный бензин)	Углеводороды C ₅ и ниже, % масс., менее	1,0
	Бензол, % масс.	от 60,0 до 85,0
	Толуол, % масс.	от 10,0 до 20,0
	Ксилолы, % масс., менее	1,5
	Этилбензол, % масс., менее	5,0
	Стирол, % масс., менее	0,3
	C ₁₁₊ , % масс., менее	1,0
	Углеводороды C ₉ и выше, % масс., менее	2,0
Водород	Водород, % об., не менее	99,99
	Метан, ppm об., не более	100,00
	Прочие углеводороды (C ₂₊), ppm об., не более	20,00
	Окись углерода и двуокись углерода, ppm об., не более	0,20
	Кислород, ppm об., не более	0,50
	Вода, ppm об., не более	0,50
	Общее содержание серы, ppm об., не более	1,00
	Азот + аргон, % об., не более	0,01
	Общий связанный азот, ppm об., не более	0,10
	Аммиак, ppm об., не более	0,10
	Ацетилен, ppm об., не более	5,00

2.2 Краткая характеристика оборудования

Установка пиролиза этановой фракции может быть условно разделена на две ключевые технологические зоны: блок получения пирогаза и блок его последующего разделения. Каждая из этих зон выполняет строго определенную

функцию, обеспечивая высокую степень переработки сырья и получение целевых продуктов с заданными параметрами качества.

1. Блок получения пирогаза

Данный блок предназначен для осуществления процесса термического разложения сырья с образованием пирогаза который содержит непредельные углеводороды, являющихся основными целевыми продуктами установки.

Основное оборудование:

- Печь пиролиза, состоящая из двух функциональных секций:
- *Конвекционная секция*: температурный диапазон от 70 °С до 650 °С.

Предназначена для нагрева исходного сырья перед подачей в реакционную зону.

– *Радиантная секция*: температурный режим до 870 – 1000 °С. Здесь происходит непосредственно реакция пиролиза в условиях высокой тепловой нагрузки.

– Основной ЗИА: служит для быстрого охлаждения горячего пирогаза с начальной температуры от ~870 °С до ~550 °С, что позволяет предотвратить дальнейшие вторичные реакции разложения.

– Вспомогательный ЗИА: продолжает охлаждение пирогаза до температуры порядка 360 °С, одновременно утилизируя теплоту процесса.

2. Блок разделения пирогаза

На данном этапе осуществляется глубокая сепарация пирогаза на индивидуальные компоненты или фракции с использованием комплекса ректификационного оборудования. Задача этого блока – получение высокочистых продуктов, таких как этилен, пропилен и другие ценные углеводороды.

Основное оборудование:

– Закалочная колонна: температурный режим от 360 °С до 35 °С Назначение: резкое охлаждение пирогаза до температуры конденсации тяжелых фракций и отделение воды и смол.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		31

– Абсорбер: температурный режим от 35 °С до 20 °С. Применяется для извлечения легких углеводородов из газового потока путем абсорбции при помощи специального абсорбента.

– Дезтанизатор: температурный режим от 75 °С до минус 14 °С. Предназначен для отделения этана и этилена от более легких компонентов (метана и водорода).

– Колонна разделения C₃-фракции: температурный режим от 55 °С до 41 °С. Обеспечивает разделение пропан-пропиленовой фракции на чистые компоненты.

– Деметанизатор: температурный режим от минус 30 °С до минус 88 °С. Используется для выделения метана и водорода из общей газовой смеси.

– Колонна разделения C₂-фракции: температурный режим от минус 35 °С до минус 58 °С. Предназначена для окончательного разделения этилена и этана с получением товарного этилена.

Вспомогательное оборудование установки пиролиза в упрощенном понимании может включать такие ключевые элементы, как:

– Компрессоры: обеспечивают транспортировку и подачу газовых потоков, а также поддержание необходимого давления в различных технологических линиях.

– Емкости: используются для хранения промежуточных продуктов, реагентов, а также для разделения фаз и аварийного сброса.

– Теплообменники: выполняют функцию передачи тепла между потоками нагрева, охлаждения или конденсации веществ без изменения их химической структуры.

Эти устройства не участвуют напрямую в реакциях пиролиза или ректификации, но являются важной частью общей технологической схемы, обеспечивая ее устойчивую и эффективную работу.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		32

2.3 Технологическая схема

Рассмотрим технологическую схему установки пиролиза, изображенной на рисунке 5.

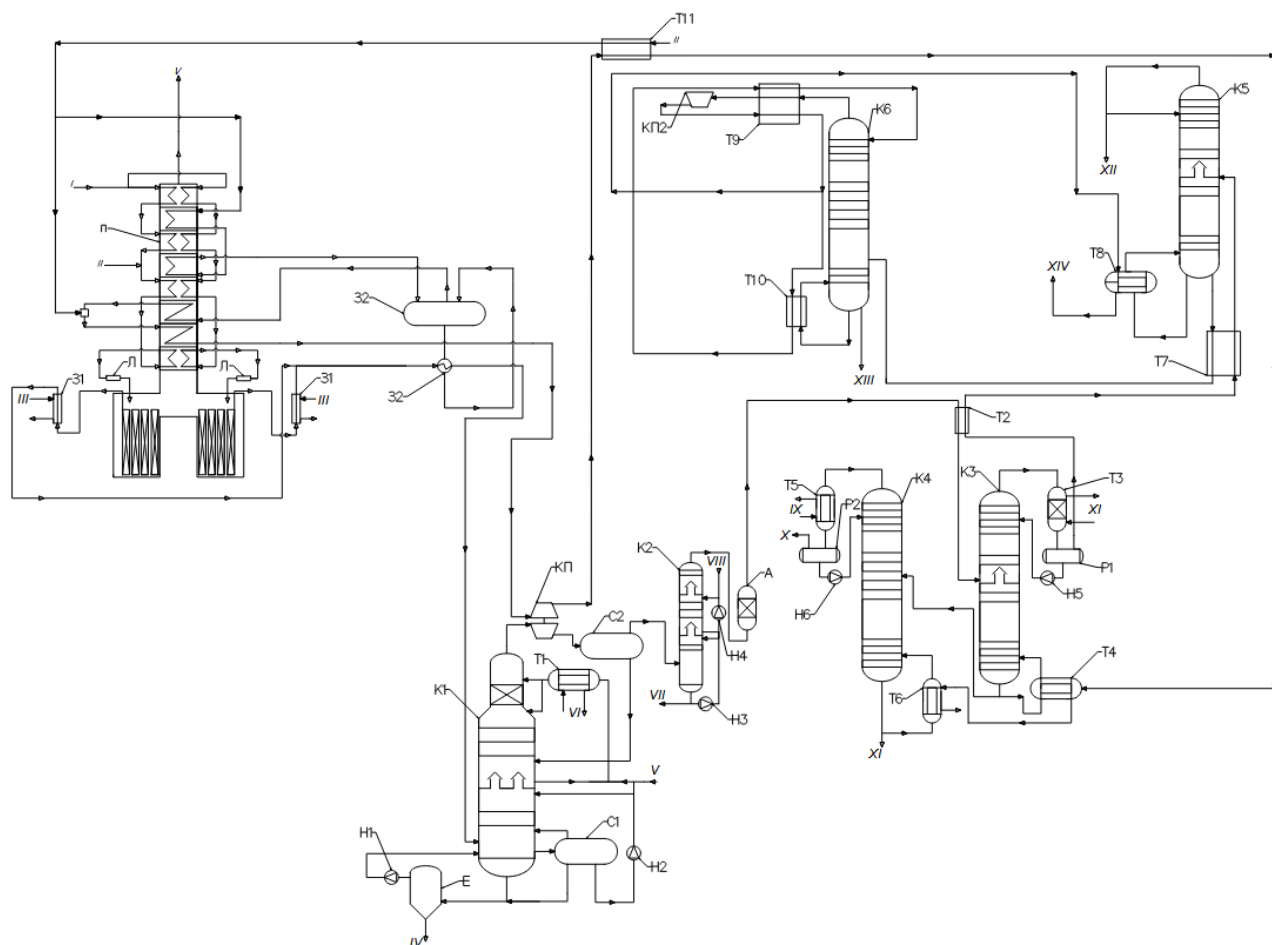


Рисунок 5 – Технологическая схема установки пиролиза

А – адсорбер; КП1, КП2 – компрессор; Е – емкость мазута; 31 – основной ЗИА; 32 – вспомогательный ЗИА; К1 – закалочная колонна; К2 – колонна щелочной очистки; К3 – деэтанализатор; К4 – фракционер C_3 ; К5 – деметанизатор; К6 – фракционер C_2 ; Н1–Н6 – насосы; П – печь пиролиза; Р1, Р2 – рефлюксная емкость; С1, С2 – сепаратор; Т1–Т12 – теплообменники;

I – этановая фракция; II – водяной пар; III – вода; IV – Тяжелая смола; V – закалочная вода; VI – охлаждающая вода; VII – отработанная щелочь; VIII – свежая щелочь; IX – охлаждающий этилен; X – фракция C_{3+} ; XI – фракция C_{4+} ; XII – метан + водород; XIII – этан; XIV – этилен

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

33

Газообразное сырье – этановая фракция I, предварительно подготовленная и нагретая до температуры 69 °С в зоне подогрева, поступает в печь пиролиза. Под давлением 0,7 МПа сырье направляется в конвекционную часть печи II, где дополнительно нагревается за счет тепла уходящих дымовых газов. В теплообменном блоке температура сырья повышается до 580 °С.

На следующем этапе углеводородное сырье смешивается с технологическим водяным паром II. Такое разбавление снижает парциальное давление углеводородов, что способствует увеличению выхода этилена и предотвращает образование кокса в трубках радиантных змеевиков.

Для защиты внутренних поверхностей радиантных труб перед началом работы и в ходе процесса пиролиза в поток пара добавляют диметилдисульфид (ДМДС). Это вещество обеспечивает пассивацию металлических поверхностей, уменьшает коксоотложение и снижает содержание монооксида углерода.

Нагретая парогазовая смесь по соединительному трубопроводу направляется в радиантную секцию печи. Распределение потока между радиантными змеевиками осуществляется через критические сопла Лавая, установленные на входе каждого змеевика. В камере радиантного типа при максимальной температуре 850 °С происходят реакции термического разложения. Нагрев топочной камеры выполняется горелками, расположенными на полу и стенах.

Пройдя стадию пиролиза, продукты направляются в систему охлаждения, состоящую из двух закалочных устройств: основного 31 и вспомогательного 32. На первом этапе температура пирогаза понижается до 550 °С, затем до 350 °С. При этом вырабатывается насыщенный пар сверхвысокого давления (СВД), который поступает в бак-сборник. Далее пар перегревается в конвекционной части печи и отправляется в общий коллектор пара СВД установки.

Эффективная рекуперация тепла реализуется за счет использования горячих продуктов сгорания из двух радиантных камер для нагрева сырьевых потоков, воды и пара в конвекционной части печи.

Охлажденный пирогаз направляется в закалочную колонну K1, где отделяется тяжелая пиролизная смола. Твердые частицы кокса и тяжелые фракции

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		34

оседают в нижней части колонны под действием силы тяжести и выводятся в емкость мазута Е. В этой емкости происходит разделение жидкой и водной фаз. Очищенная вода возвращается в нижнюю часть закалочной колонны. Газ покидает верх колонны при температуре около 34 °С и давлении 0,08 МПа.

На участке компримирования В1 пирогаз последовательно сжимается в пять ступеней, чтобы достичь необходимого давления 3,7 МПа для дальнейших процессов разделения. Для предотвращения полимеризации температура на нагнетании каждой ступени поддерживается на уровне около 80 °С путем впрыска котловой воды. После каждой ступени газ охлаждается в промежуточных холодильниках до ~40 °С, после чего в сепараторах отделяется конденсат, который насосом возвращается на вход закалочной колонны.

После компримирования газ поступает в сепаратор удаления кислотных газов С₂, где разделяется на газовую и жидкую фазы.

Из сепаратора газ направляется в нижнюю часть колонны щелочной очистки К2. Устройство имеет три секции: две предназначены для нейтрализации кислотных компонентов, одна – для обратной промывки. Все секции оборудованы клапанными тарелками.

После очистки пирогаз проходит через осушитель А, где уровень влаги снижается до менее чем 1 ppm по молярной доле.

Осушенный пирогаз направляется в деэтанализатор К3, работающий под давлением 2,5 МПа. Здесь смесь разделяется на легкие фракции (С₂ и легче) и тяжелые (С₃ и выше). Кубовый продукт деэтанализатора, имеющий температуру около 30 °С, поступает в колонну К4, предназначенную для выделения С₃-фракции. Эта колонна работает при давлении 0,7 МПа. С верха К4 отбирается пропан-пропиленовая смесь, а с куба – фракция С₄₊.

Верхний продукт деэтанализатора частично конденсируется в двухступенчатом конденсаторе Т3 с использованием охладителей на основе этилена и пропилена, обеспечивающих температуру минус 50 °С и минус 35 °С, соответственно.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						35
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Сконденсированная фракция собирается в рефлюксной емкости Р1, откуда насосом Н5 часть ее подается обратно в деэтанализатор как орошение. Газовая фракция, содержащая преимущественно этан и этилен (~75 %), направляется далее через теплообменники Т2 и Т7 в метановую колонну К5, где с помощью комплексной абсорбционной системы осуществляется разделение на водород и метан.

Кубовая фракция деэтанализатора поступает в ректификационную колонну К6, где разделяется на этан, используемый в рецикле, и этилен, который направляется на установку полимеризации.

2.4 Материальный баланс

Принимаем следующий режим работы проектируемой установки:

- годовая производительность установки пиролиза по этилену $G_g = 330000$ тонн/год;
- годовой фонд рабочего времени $Ч = 8112$ часов (или 338 суток с учетом вычета времени на текущий и капитальный ремонт);
- исходное сырье – этановая фракция;
- степень конверсии сырья $\eta = 0,68$;
- массовое соотношение водяной пар : сырье – 0,33 : 1;
- потери этилена $П = 1,5$ %.

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

$$G_{\text{ч}} = \frac{G_g \cdot 1000}{Ч}, \quad (14)$$

$$G_{\text{ч}} = \frac{330000 \cdot 1000}{8112} = 40680 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Пересчитаем часовую производительность, учитывая потери:

$$G_{\text{ч}'} = \frac{G_{\text{ч}} \cdot (100 - П)}{100}, \quad (15)$$

$$G_{\text{ч}'} = \frac{40680 \cdot (100 - 1,5)}{100} = 40070 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						36
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Произведем перерасчет на моли:

$$F_{q'} = \frac{G_{q'}}{28}, \quad (16)$$

$$F_{q'} = \frac{40070}{28} = 1431 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}.$$

Учитывая степень конверсии расход 100 % этана составит:

$$F_{CM} = \frac{F_{q'}}{n}, \quad (17)$$

$$F_C = \frac{1431}{0,68} = 2104,5 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}.$$

Произведем перерасчет на массу:

$$G_C = F_C \cdot 30, \quad (18)$$

$$G_C = 2104,5 \cdot 30 = 63135 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

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

$$G_{\phi} = \frac{G_C \cdot 100}{96,34}, \quad (19)$$

$$G_{\phi} = \frac{63135 \cdot 100}{96,34} = 65534 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Рассчитаем компонентный состав этановой фракции и запишем их в таблицу 8.

Таблица 8 – Компонентный состав этановой фракции

Компоненты	Молярная масса, кг/кмоль	Состав, % масс.	Массовый расход, кг/ч	Мольный расход, кмоль/ч	Мольная доля
CH ₄	16	1,01	661,89	41,36	0,0189
C ₂ H ₄	28	0,05	32,76	1,17	0,0005
C ₂ H ₆	30	96,88	63489,80	2116,32	0,966
C ₃ H ₆	42	0,12	78,64	1,87	0,0008
C ₃ H ₈	44	1,94	1271,36	28,89	0,0132
Итого	-	100	65534,48	2189,63	1

Основной реакцией пиролиза является реакция получения этилена из этана представлена формулой 20.



Константу скорости реакции определяем по формуле:

$$\lg(k) = 14,676 - \frac{15800}{T}, \quad (21)$$

где T – температура процесса, равная $845 + 273 = 1118 \text{ K}$

$$\lg(k) = 14,676 - \frac{15800}{1118} = 0,73.$$

Время пиролиза определяется по формуле:

$$\lg(t) = -12,75 + \frac{13700}{T}, \quad (22)$$

$$\lg(t) = -12,75 + \frac{13700}{1118} = -0,67.$$

Таким образом, константа скорости $k = 5,37 \text{ с}^{-1}$, время пиролиза $\tau = 0,21 \text{ с}$.

Находим степень конверсии этана x из уравнения 23, приняв, что в реакцию вступило 100 % этана:

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

Теоретическая степень конверсии x составила 70,8 %. При этом фактическая степень конверсии этана в этилен при 845°C составляет 68 %.

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

$$G_{\Pi} = G_{\Phi} \cdot 0,33, \quad (24)$$

$$G_{\Pi} = 65534 \cdot 0,33 = 21626,4 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Произведем перерасчет на моли:

$$G_{\Pi\text{м}} = \frac{G_{\Pi}}{M_{\text{в.п.}}}, \quad (25)$$

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

$$G_{\Pi\text{м}} = \frac{21626,4}{18} = 1201,5 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}.$$

Учитывая паровой поток, в печь входит:

$$G_o = G_{\pi} + G_{\phi}, \quad (26)$$

$$G_o = 12626,4 + 65534 = 87160,8 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

По основной реакции расход этана равен полученному этилену и соответствует $G_{\text{чм}} = 1431$ кмоль/ч. Массовый поток находим по формуле:

$$G_{\text{э}} = G_{\text{чм}} \cdot 30, \quad (27)$$

$$G_{\text{э}} = 1431 \cdot 30 = 42932 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

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

$$G_{\text{в}} = G_{\text{чм}} \cdot 2, \quad (28)$$

$$G_{\text{в}} = 1431 \cdot 2 = 2862 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Учитывая теоретическую степень конверсии, конвертируется этана:

$$G_{\text{э}'\text{м}} = G_{\text{с}^{\text{м}}} \cdot x, \quad (29)$$

$$G_{\text{э}'\text{м}} = 2116,3 \cdot 0,708 = 1500,5 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}.$$

При этом его массовый поток будет находиться по формуле:

$$G_{\text{э}'} = G_{\text{э}'\text{м}} \cdot 30, \quad (30)$$

$$G_{\text{э}'} = 1500,5 \cdot 30 = 45014,3 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Рассчитываем количество этана, расходуемого на побочные реакции:

$$G_{\text{поб}^{\text{м}}} = G_{\text{э}'\text{м}} - G_{\text{ч}^{\text{м}}}, \quad (31)$$

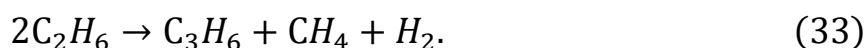
$$G_{\text{поб}^{\text{м}}} = 1500,5 - 1431 = 69,4 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}.$$

Произведем перерасчет на массовый поток:

$$G_{\text{поб}} = 69,4 \cdot 30, \quad (32)$$

$$G_{\text{поб}} = 69,4 \cdot 30 = 2081,8 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

В реакции:



					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						39
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Расход этана составляет 50%:

$$G_{\text{поб1}^M} = G_{\text{поб}^M} \cdot 0,5, \quad (34)$$

$$G_{\text{поб1}^M} = 69,4 \cdot 0,5 = 34,7 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}.$$

Произведем перерасчет на массовый поток

$$G_{\text{поб1}} = G_{\text{поб1}^M} \cdot 30, \quad (35)$$

$$G_{\text{поб1}} = 34,7 \cdot 30 = 1040,9 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Подобным образом проводим расчет продуктов, с учетом стехиометрии:

– пропилен 17,35 кмоль/ч или 728,64 кг/ч;

– метан 17,35 кмоль/ч или 277,57 кг/ч;

– водород 17,35 кмоль/ч или 34,69 кг/ч.

По реакции:

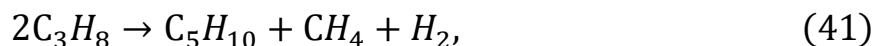
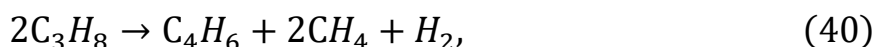
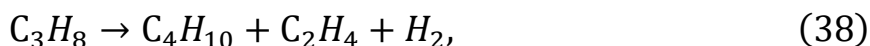


расход этана составляет 34,70 кмоль/ч или 1040,92 кг/ч;

расход водорода – 34,70 кмоль/ч или 69,39 кг/ч;

образуется метана 69,39 кмоль/ч или 1110,31 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: $1271,36 \cdot 0,3 = 381,41$ кг/ч или 8,66 кмоль/ч.

Образуются:

– пропилен 8,66 кмоль/ч или 381,41 кг/ч;

– водород 8,66 кмоль/ч или 17,33 кг/ч.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						40
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

В ходе реакции образования бутана расходуется 10 % пропана, что составляет: $1271,36 \cdot 0,1 = 63,56$ кг/ч или 1,44 кмоль/ч.

Образуются:

- бутан 1,44 кмоль/ч или 63,56 кг/ч;
- этилен 1,44 кмоль/ч или 40,45 кг/ч;
- водород 1,44 кмоль/ч или 2,88 кг/ч.

В ходе реакции образования бутилена расходуется 6 % пропана, что составляет: $1271,36 \cdot 0,06 = 38,14$ кг/ч или 1,72 кмоль/ч.

Образуются:

- бутилен 0,86 кмоль/ч или 38,14 кг/ч;
- метан 1,72 кмоль/ч или 27,73 кг/ч.

В ходе реакции образования бутадиена расходуется 20 % пропана, что составляет: $1271,36 \cdot 0,2 = 127,13$ кг/ч или 2,88 кмоль/ч.

Образуются:

- бутадиен 2,88 кмоль/ч или 127,13 кг/ч;
- метан 5,76 кмоль/ч или 92,46 кг/ч;
- водород 2,88 кмоль/ч или 5,77 кг/ч.

В ходе реакции образования пентена расходуется 8 % пропана, что составляет: $1271,36 \cdot 0,08 = 50,85$ кг/ч или 1,15 кмоль/ч.

Образуются:

- пентен 1,15 кмоль/ч или 50,85 кг/ч;
- метан 1,15 кмоль/ч или 18,49 кг/ч;
- водород 1,15 кмоль/ч или 2,31 кг/ч.

В ходе реакции образования метана расходуется 15 % пропана, что составляет: $1271,36 \cdot 0,15 = 190,70$ кг/ч или 4,33 кмоль/ч.

А также водорода:

$$4,33 \cdot 2 = 8,66 \text{ кмоль/ч или } 17,33 \text{ кг/ч.}$$

И образуется:

$$4,33 \cdot 3 = 12,99 \text{ кмоль/ч или } 208,04 \text{ кг/ч метана.}$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						41
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Рассчитываем суммарный расход пропана на приведенные реакции:

– массовый расход:

$$381,41 + 63,56 + 127,13 + 38,14 + 50,85 + 190,70 = 1131,52 \text{ кг/ч};$$

– мольный расход:

$$8,66 + 1,44 + 2,88 + 0,86 + 1,15 + 4,33 = 25,71 \text{ кмоль/ч.}$$

При этом часть пропана осталась непрореагировавшей:

$$1271,36 - 1131,52 = 139,85 \text{ кг/ч}$$

При этом по реакции:



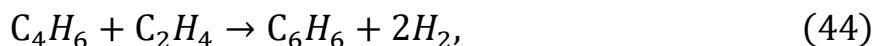
50 % образующегося из пропана этилена переходят в ацетилен, что составляет: 20,22 кг/ч или 0,72 кмоль/ч.

При этом образуются:

– ацетилен 0,72 кмоль/ч или 18,78 кг/ч;

– водород 0,72 кмоль/ч или 1,44 кг/ч.

Также по реакции:



10 % образующегося бутадиена взаимодействует с этиленом, что составляет 12,71 кг/ч или 0,23 кмоль/ч.

Расходуется на эту реакцию этилена 0,23 кмоль/ч или 6,59 кг/ч.

Образуются:

– бензол 0,23 кмоль/ч или 18,36 кг/ч;

– водород 0,46 кмоль/ч или 0,94 кг/ч.

Бутадиена, не пошедшего на реакцию, осталось:

$$127,13 - 12,71 = 114,42 \text{ кг/ч или } 2,35 \text{ кмоль/ч.}$$

Рассчитаем количество образовавшегося метана.

Всего образуется метана по реакциям:

– массовый расход:

$$277,58 + 1110,31 + 92,46 + 27,73 + 18,49 + 208,04 = 1734,63 \text{ кг/ч};$$

– мольный расход:

$$69,39 + 17,34 + 5,76 + 1,72 + 1,15 + 12,99 = 108,41 \text{ кмоль/ч.}$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		42

Общее количество в пирогазе метана составляет:

– по мольному потоку:

$$41,36 + 108,41 = 149,77 \text{ кмоль/ч};$$

– по массовому потоку:

$$1734,63 + 661,89 = 2396,53 \text{ кг/ч}.$$

При этом 1 % метан конверсирует по реакции:



что составляет $2396,33 \cdot 0,01 = 23,96$ кг/ч по массовому потоку и 1,49 кмоль/ч – по мольному.

Также в процессе реакции расходуется 1,49 кмоль/ч или 26,96 кг/ч водяного пара.

Образуется:

– монооксида углерода 1,49 кмоль/ч или 41,93 кг/ч;

– водорода 4,47 кмоль/ч или 8,98 кг/ч.

Остается в пирогазе:

– метана = 2372,57 кг/ч;

– водяного пара = 19915,41 кг/ч.

Этилена в составе этановой фракции содержится 32,76 кг/ч (1,17 кмоль/ч), при этом образуется по реакции 40,45 кг/ч (1,44 кмоль/ч), расходуется по реакциям:

$$20,22 + 6,59 = 26,81 \text{ кг/ч или } 0,72 + 0,23 = 0,95 \text{ кмоль/ч}.$$

Всего этилена в пирогазе содержится:

$$40070,26 + 32,76 + 40,45 - (6,59 + 20,22) = 40149,435 \text{ кг/ч или } 1433,91 \text{ кмоль/ч}.$$

Количество водорода в пирогазе:

$$2862,16 + 34,69 + 17,33 + 2,88 + 5,77 + 2,31 + 0,94 - (69,39 + 17,33) = 2849,81 \text{ кг/ч или } 1424,90 \text{ кмоль/ч}$$

Количество этана в пирогазе:

$$63489,81 - 45014,27 = 18475,53 \text{ кг/ч или } 615,85 \text{ кмоль/ч}.$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		43

Результаты расчета материального баланса представлены в таблице 9.

Таблица 9 – Материальный баланс

Компонент	М кг/ кмоль	ПРИХОД				РАСХОД			
		w, %	G, кг/ч	F, кмоль/ч	N, %	w, %	G, кг/ч	F, кмоль/ч	N, %
H ₂	2	-	-	-	-	3,27	2849,82	1424,91	29,31
CH ₄	16	0,76	661,90	41,37	1,22	2,72	2372,57	148,29	3,05
C ₂ H ₄	28	0,04	32,77	1,17	0,03	46,08	40149,4	1433,91	29,50
C ₂ H ₆	30	72,84	63489,8	2116,33	62,41	21,21	18475,5	615,85	12,67
C ₂ H ₂	26	-	-	-	-	0,02	18,78	0,72	0,01
C ₃ H ₆	42	0,09	78,64	1,87	0,06	1,36	1188,70	28,30	0,58
C ₃ H ₈	44	1,46	1271,37	28,89	0,85	0,16	139,85	3,18	0,07
C ₄ H ₆	54	-	-	-	-	0,13	114,42	2,12	0,04
C ₄ H ₈	56	-	-	-	-	0,04	38,14	0,68	0,01
C ₄ H ₁₀	58	-	-	-	-	0,07	63,57	1,10	0,02
C ₅ H ₁₀	70	-	-	-	-	0,06	50,85	0,73	0,01
C ₆ H ₆	78	-	-	-	-	0,02	18,364	0,24	0,005
CO	28	-	-	-	-	0,05	41,94	1,50	0,03
Вод. пар	18	24,81	21626,3	1201,47	35,43	24,79	21599,4	1199,96	24,68
Итого	-	100	87160,8	3391,09	100	100	87121,3	4861,48	100

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

$$NB = \frac{G_{\text{прих.}} - G_{\text{расх.}}}{G_{\text{прих.}}} \cdot 100 \%, \quad (46)$$

$$NB = \frac{87160,87 - 87121,39}{87160,87} \cdot 100 \% = 0,045.$$

Величина невязки баланса не превышает 0,05 %.

2.5 Технологический расчет печи пиролиза

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

Основным оборудованием процесса пиролиза является печь с сдвоенной радиантной секцией, оснащенной змеевиками PyroCrack 6, общей конвекционной зоной и двухступенчатой системой закалки. Выбор модели обусловлен длительным циклом работы между декоксованиями, энергоэффективностью и recuperацией тепла. Для обеспечения производительности по этановой фракции

свыше 60 т/ч и выхода этилена 330 000 т/год достаточно использовать две печи типа F-3.

Расчет геометрии включает определение длины змеевиков, объемов камер и площади теплообменных поверхностей с учетом рабочих параметров, таких как температура в радиантной камере, давление, а также время пребывания сырья в реакторе.

Произведем расчет одной печи.

Для дальнейшего расчета введем исходные данные:

- производительность печи $G = 69$ т/ч;
- температура сырья на входе в печь $T_1 = 69$ °С (342 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 10.

Таблица 10 – Состав топливного газа

Компонент	Молярная масса, кг/кмоль	Молярная доля
Метан	16	0,3320
Этилен	28	0,0002
Водород	2	0,6678
Итог	-	1

2.5.1 Расчет процесса горения

Определяем низшую теплоту сгорания топлива по формуле [23]:

$$Q_p^H = 0,358 \cdot CH_4 + 0,591 \cdot C_2H_4 + 0,108 \cdot H_2, \quad (47)$$

$$Q_p^H = 0,358 \cdot 33,2 + 0,591 \cdot 0,02 + 0,108 \cdot 66,78 = 19,10 \frac{\text{МДж}}{\text{м}^3}.$$

Далее определяем приведенную низшую теплоту сгорания:

$$Q_p^{H''} = \frac{Q_p^H}{\rho}, \quad (48)$$

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

$$Q_p^{H''} = \frac{19,1}{0,3} = 65,89 \frac{\text{МДж}}{\text{м}^3}.$$

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

$$C_i = g_i \cdot 12 \cdot \frac{n_i}{M_i}, \quad (49)$$

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

$$g_i = \frac{M_i \cdot \varphi_i}{\sum M_i \cdot \varphi_i}, \quad (50)$$

$$g_{CH_4} = \frac{16 \cdot 33,2}{665,32} = 0,798,$$

$$g_{C_2H_4} = \frac{28 \cdot 0,02}{665,32} = 0,001,$$

$$g_{H_2} = \frac{2 \cdot 66,78}{665,32} = 0,200,$$

где n_i – количество атомов углерода в молекуле газа.

$$C_{CH_4} = 0,798 \cdot 12 \cdot \frac{1}{16} = 59,88 \%,$$

$$C_{C_2H_4} = 0,001 \cdot 12 \cdot \frac{1}{16} = 0,06 \%.$$

Таким образом общее содержание углерода в газе составляет:

$$C = 59,88 + 0,06 = 59,94 \%. \quad (51)$$

Теперь рассчитаем содержание водорода, используя формулу:

$$H_i = g_i \cdot \frac{n_i}{M_i}, \quad (52)$$

$$H_{CH_4} = 0,798 \cdot \frac{4}{16} = 19,96 \%,$$

$$H_{C_2H_4} = 0,001 \cdot \frac{4}{28} = 0,01 \%,$$

$$H_{H_2} = 0,200 \cdot \frac{2}{2} = 20,09 \%.$$

Таким образом общее содержание водорода в газе составляет:

$$H = 19,96 + 0,01 + 20,09 = 40,06 \%. \quad (53)$$

Так как в газе отсутствуют другие химические элементы, то содержание

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						46
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

водорода и углерода вместе равно 100 %: $59,94 + 40,06 = 100$ %.

Определяем необходимое количество воздуха для сжигания 1 кг топлива:

$$L_o = \frac{0,0267 \cdot 59,94 + 0,080 \cdot 40,06}{0,23} = 20,88 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

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

$$L_d = L_o \cdot \alpha, \quad (54)$$

$$L_d = 20,88 \cdot 1,1 = 22,96 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

Пересчитаем количество воздуха в объемы:

$$L_{d0} = \frac{L_d}{\rho_v}, \quad (55)$$

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

$$L_{d0} = \frac{22,96}{1,293} = 17,76 \frac{\text{м}^3}{\text{кг}}.$$

Далее определим сколько образуется продуктов при сжигании 1 кг топлива:

$$\sum m_i = m_{CO_2} + m_{H_2O} + m_{N_2} + m_{O_2}, \quad (56)$$

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

$$m_{CO_2} = 0,0367 \cdot C, \quad (57)$$

$$m_{CO_2} = 0,0367 \cdot 59,94 = 2,19 \frac{\text{кг}}{\text{кг}},$$

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

$$m_{H_2O} = 0,09 \cdot H, \quad (58)$$

$$m_{H_2O} = 0,09 \cdot 40,06 = 3,60,$$

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

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		47

$$m_{N_2} = 0,77 \cdot L_o \cdot a, \quad (59)$$

$$m_{N_2} = 0,77 \cdot 20,88 \cdot 1,1 = 17,68 \frac{\text{кг}}{\text{кг}},$$

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

$$m_{O_2} = 0,23 \cdot L_o \cdot (a - 1), \quad (60)$$

$$m_{O_2} = 0,23 \cdot 20,88 \cdot (1,1 - 1) = 0,48 \frac{\text{кг}}{\text{кг}},$$

$$\sum m_i = 2,19 + 3,60 + 17,68 + 0,48 = 23,97 \text{ кг/кг}.$$

Пересчитаем количество получаемых продуктов в объемы:

$$V_i = \frac{m_i \cdot 22,4}{M_i}, \quad (61)$$

$$V_{CO_2} = \frac{2,19 \cdot 22,4}{44} = 1,12 \frac{\text{м}^3}{\text{кг}},$$

$$V_{H_2O} = \frac{3,60 \cdot 22,4}{18} = 4,48 \frac{\text{м}^3}{\text{кг}},$$

$$V_{O_2} = \frac{0,48 \cdot 22,4}{32} = 0,33 \frac{\text{м}^3}{\text{кг}},$$

$$V_{N_2} = \frac{17,68 \cdot 22,4}{28} = 14,14 \frac{\text{м}^3}{\text{кг}},$$

$$\sum V_i = 1,12 + 4,48 + 0,33 + 14,14 = \frac{20,09 \text{ м}^3}{\text{кг}}.$$

Находим плотность продуктов сгорания при нормальных условиях:

$$\rho_0 = \frac{\sum m_i}{\sum V_i}, \quad (62)$$

$$\rho_0 = \frac{23,97}{20,09} = 1,19 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

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

$$q_T = (T - 273) \cdot (m_{CO_2} \cdot C_{CO_2} + m_{H_2O} \cdot C_{H_2O} + m_{O_2} \cdot C_{O_2} + m_{N_2} \cdot C_{N_2}), \quad (63)$$

где C_{CO_2} , C_{H_2O} , C_{O_2} , C_{N_2} – средние массовые теплоемкости продуктов сгорания, кДж/(кг·К)

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						48
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$\begin{aligned}
 q_{300} &= (300 - 273) \cdot (2,20 \cdot 0,8286 + 3,60 \cdot 1,8632 + \\
 &\quad + 0,48 \cdot 0,9169 + 17,68 \cdot 1,0308) = 734,65 \text{ кДж/кг}, \\
 q_{500} &= (500 - 273) \cdot (2,20 \cdot 0,9207 + 3,60 \cdot 1,9004 + \\
 &\quad + 0,48 \cdot 0,9391 + 17,68 \cdot 1,0362) = 6277,05 \text{ кДж/кг}, \\
 q_{700} &= (700 - 273) \cdot (2,20 \cdot 0,9906 + 3,60 \cdot 1,9557 + \\
 &\quad + 0,48 \cdot 0,9688 + 17,68 \cdot 1,0500) = 12068,56 \text{ кДж/кг}, \\
 q_{1000} &= (1000 - 273) \cdot (2,20 \cdot 1,0902 + 3,60 \cdot 2,0847 + \\
 &\quad + 0,48 \cdot 1,0182 + 17,68 \cdot 1,0886) = 21558,50 \text{ кДж/кг}, \\
 q_{1500} &= (1500 - 273) \cdot (2,20 \cdot 1,1564 + 3,60 \cdot 2,2195 + \\
 &\quad + 0,48 \cdot 1,0530 + 17,68 \cdot 1,1279) = 38033,73 \text{ кДж/кг}.
 \end{aligned}$$

По полученным данным строим график зависимости энтальпии дымовых газов от температуры (рисунок 6).

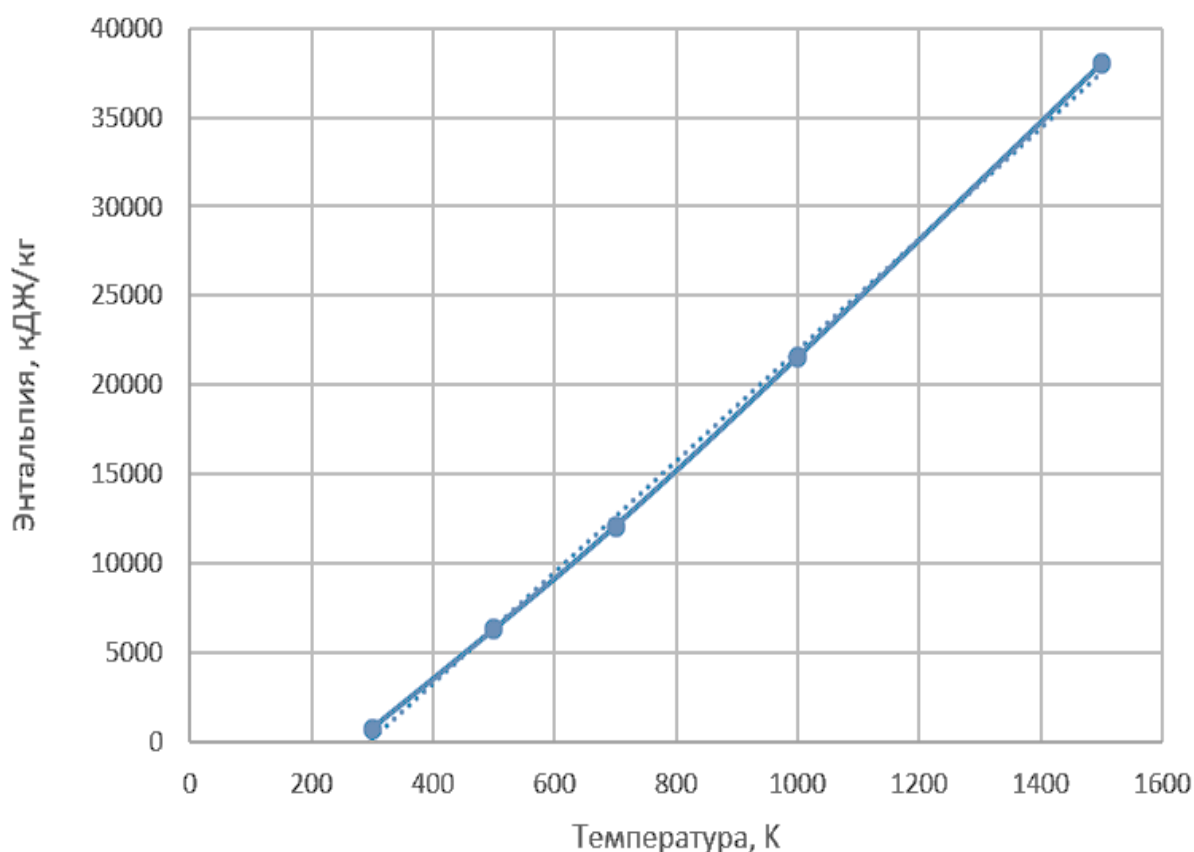


Рисунок 6 – График зависимости энтальпии от температуры

По графику изображенному на рисунке 6 в дальнейшем будет необходимо найти энтальпию уходящих дымовых газов при температуре 600 °С.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

49

2.5.2 Расчет тепловой нагрузки печи

Состав парогазовой смеси необходимый для расчета представлен в таблице 11.

Таблица 11 – Состав парогазовой смеси

Компонент	М кг/ кмоль	ПРИХОД				РАСХОД			
		w, %	G, кг/с	F, кмоль /с	N, %	w, %	G, кг/с	F, кмоль /с	N, %
H ₂	2	-	-	-	-	3,27	0,79	0,40	29,31
CH ₄	16	0,76	0,18	0,01	1,22	2,72	0,66	0,04	3,050
C ₂ H ₄	28	0,04	0,01	0,0003	0,03	46,08	11,15	0,40	29,50
C ₂ H ₆	30	72,84	17,64	0,59	62,41	21,21	5,13	0,17	12,67
C ₂ H ₂	26	-	-	-	-	0,02	0,01	0,0002	0,015
ΣC ₃	-	1,55	0,38	0,009	0,91	1,52	0,37	0,009	0,65
ΣC ₄	-	-	-	-	-	0,25	0,06	0,001	0,08
ΣC ₅	-	-	-	-	-	0,06	0,01	0,0002	0,015
CO ₂	28	-	-	-	-	0,05	0,01	0,0004	0,03
H ₂ O	18	24,81	6,01	0,33	35,43	24,79	6,00	0,33	24,68
ИТОГО	-	100	24,21	0,94	100	100	24,20	1,35	100

Энтальпии сырья и продуктов представлены в таблице 12.

Таблица 12 – Энтальпии сырья и продуктов.

Вещество	ΔH, кДж/моль	ПРИХОД		РАСХОД	
		F, кмоль/ч	ΔH·F, кДж/ч	F, кмоль/ч	ΔH·F, кДж/ч
H ₂	0	-	-	1424,91	0
CH ₄	- 74,85	41,37	- 3096443	148,28	- 11099170
C ₂ H ₄	52,28	1,17	61181	1433,91	74964710
C ₂ H ₆	- 84,67	2116,33	- 179189407	615,85	- 52144121
C ₂ H ₂	226,75	-	-	0,7	163797,2
C ₃ H ₆	20,41	1,87	38215	28,30	577651
C ₃ H ₈	- 103,9	28,89	- 3002164	3,18	- 330238,1
C ₄ H ₆	111,9	-	-	2,19	237110,3
C ₄ H ₈	1,17	-	-	0,6	796,88
C ₄ H ₁₀	- 124,7	-	-	1,10	- 136672,2
C ₅ H ₁₀	- 21,1	-	-	0,73	- 15329,09
C ₆ H ₆	49,04	-	-	0,23	11545,93
CO	- 110,52	-	-	1,50	- 165540,5
Итого	-	2189,63	- 185188617	3661,51	12064541

Количество теплоты, поглощенное в ходе химической реакции пиролиза

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						50
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

углеводородов, определим по формуле:

$$Q_1 = \sum (\Delta H_{\text{ипр}} \cdot N_{\text{ипр}}) - \sum (\Delta H_{\text{ic}} \cdot N_{\text{ic}}), \quad (64)$$

где $\Delta H_{\text{ипр}}$ – теплота образования продуктов реакции, кДж/моль;

$N_{\text{ипр}}$ – мольный расход продуктов реакции, моль/ч;

ΔH_{ic} – теплота образования компонентов исходного сырья, кДж/моль;

N_{ic} – мольный расход компонентов исходного сырья, моль/ч;

Исходя из данных таблицы 12:

$$Q_1 = 12064541 - (-185188617) = 197253158 \text{ кВт},$$

Расход тепла на подогрев сырья от 69 °С до 225 °С:

$$Q_2 = G_c (q_{498}^r - q_{342}^r), \quad (65)$$

где G_c – расход сырья, кг/ч;

Данные о энтальпиях берутся из справочника [24].

q_{498}^c – энтальпия сырья при температуре 498 К, кДж/кг;

q_{342}^c – энтальпия сырья при температуре 342 К, кДж/кг.

$$Q_2 = 18,2 \cdot (940,78 - 510,65) = 7832,35 \text{ кВт}.$$

Расход тепла на подогрев парогазовой смеси от 225 °С до 630 °С определим по формуле:

$$Q_3 = G_{\text{пг}} (q_{903}^r - q_{498}^r), \quad (66)$$

$$Q_3 = 24,12(2520,95 - 938,46) = 38308 \text{ кВт},$$

где $G_{\text{пг}}$ – расход парогазовой смеси, кДж/кг;

$q_{903}^{\text{пг}}$ – энтальпия парогазовой смеси при температуре 780 К, кДж/кг;

Расход тепла на подогрев парогазовой смеси от 630 °С до 845 °С определим по формуле:

$$Q_4 = G_{\text{пг}} (q_{1118}^r - q_{903}^r), \quad (67)$$

где $q_{1118}^{\text{пг}}$ – энтальпия парогазовой смеси при температуре 1118 К, кДж/кг;

$$Q_4 = 24,12(3712,10 - 2520,95) = 28834,85 \text{ кВт},$$

Расход тепла на подогрев химически очищенной воды для закалочно-испарительного аппарата от 115 °С до 250 °С определяется по формуле 68.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						51
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$Q_5 = G_{\text{вод}}(q_{523}^{\text{вод}} - q_{388}^{\text{вод}}), \quad (68)$$

$$Q_5 = 6,01(973,55 - 715,04) = 1552,93 \text{ кВт.}$$

Полезное тепло печи определим по формуле:

$$Q_{\text{п}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5, \quad (69)$$

$$Q_{\text{п}} = 54792,54 + 7832,35 + 38308,09 + 28834,85 + 1552,93 = 131320,78 \text{ кВт.}$$

Количество радиантного тепла определим по формуле:

$$Q_{\text{р}} = Q_1 + Q_5, \quad (70)$$

$$Q_{\text{р}} = 54792,54 + 1552,93 = 83627,40 \text{ кВт.}$$

Потери тепла печью в окружающую среду $q_{\text{пот}}$ примем равными 2 % от рабочей теплоты сгорания топлива $Q_{\text{р}}$.

Коэффициент полезного действия печи определим по формуле:

$$n = 1 - \left(\frac{q_{\text{пот}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}}} + \frac{q_{\text{ух}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}}} \right). \quad (71)$$

Примем температуру уходящих дымовых газов из печи равной 873 К. По графику q - T (рисунок 6) определим энтальпию уходящих газов.

Тогда по формуле:

$$n = 1 - \left(\frac{0,02 \cdot 65895,38}{65895,38} + \frac{3556,75}{65895,38} \right) = 0,926 \approx 0,93.$$

Расход топлива:

$$B = \frac{Q_{\text{п}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}} \cdot n}, \quad (72)$$

$$B = \frac{131320,78}{65895,38 \cdot 0,93} = 1,84 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \approx 6643,59 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

2.5.3 Расчет радиантной камеры

В печи установлены змеевики РугоCrack 6, расположенные вертикально, при этом их входы и выходы находятся в верхней части радиантной камеры и радиантные змеевики имеют симметричную безмоментную конструкцию.

Данная конструкция сводит к минимуму нагрузки на радиантные змеевики, что обеспечивает меньший изгиб и позволяет исключить использование

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		52

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.

Выполнены расчеты радиантной камеры печи пиролиза:

- поверхность нагрева радиантных труб и размеры камеры радиации;
- кинетический расчет радиантной части змеевиков печи;
- расчет времени пребывания парогазовой смеси в зоне реакции.

Поверхность нагрева радиантных труб определим по формуле:

$$F_p = \frac{Q_p}{q_p}, \quad (73)$$

где q_p – теплонапряженность радиантных труб, принимаем равным 76 кВт/м²;

$$F_p = \frac{83627,4}{76} = 1101,81 \text{ м}^2.$$

Зная, что наружный диаметр труб d равен 0,15 м, а длина одной трубы l_t составляет 12,2 м, при общем количестве труб равным 32, при этом число труб в ряду равно 96. Находим расчетное значение количества радиантных труб.

$$N_p = \frac{F_p}{3,14 \cdot d \cdot l_t}, \quad (74)$$

$$N_p = \frac{1101,81}{3,14 \cdot 0,15 \cdot 13,5} = 191,7.$$

Это 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 13.

Таблица 13 – 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

Параметр	Значение, м
Расстояние от крайних труб до торцевых стенок в печи, L_c	0,25
Расстояние от торцевой стенки до трубного экрана, a_1	1,7
Расстояние от пола до нижних труб вертикального ряда, a_2	0,75
Расстояние от потолка до верхних труб вертикального ряда, a_3	0,35

По данным, представленным в таблице 13, считаем длину камеры радиации:

$$b_p = (N'_p - 1) \cdot S + d \cdot N'_p + 2 \cdot L_c, \quad (75)$$

где N'_p – число труб в ряду, равное 96;

$$b_p = (96 - 1) \cdot 0,11 + 0,15 \cdot 96 + 2 \cdot 0,25 = 22,47 \text{ м.}$$

Ширину радиантной камеры определим по формуле:

$$a_p = 2a_1 + d, \quad (76)$$

$$a_p = 2 \cdot 1,7 + 0,15 = 3,55 \text{ м.}$$

Рассчитываем высоту радиантной зоны по формуле:

$$h_p = l_T + a_2 + a_3, \quad (77)$$

$$h_p = 13,5 + 1,7 + 0,75 = 15,95 \text{ м.}$$

Из полученных значений определяем объем камеры радиации по формуле:

$$V_p = a_p \cdot b_p \cdot h_p, \quad (78)$$

$$V_p = 15,95 \cdot 22,47 \cdot 3,55 = 1272,30 \text{ м}^3.$$

Часть рабочей поверхности нагрева, приходящаяся на зону реакции в змеевике, определим по формуле:

$$H_{зр} = \frac{Q_1}{Q_p} \cdot F_p, \quad (79)$$

$$H_{зр} = \frac{54792,54}{83627,40} \cdot 1101,81 = 721,90 \text{ м}^2.$$

Определим поверхность теплообмена, приходящую на зону реакции по формуле 80.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						54
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$f_p = \frac{H_{зр}}{F_p}, \quad (80)$$

$$f_p = \frac{721,90}{191,7} = 3,76 \text{ м}^2.$$

Объем этановой фракции подаваемой в печь пиролиза определим по формуле:

$$V_c = \frac{G_1}{M} \cdot 22,4, \quad (81)$$

где G_1 – массовый расход этановой фракции, поступающий в печь пиролиза, кг/ч.

$$V_c = \frac{65534,49}{29,92} \cdot 22,4 = 49047,8 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}.$$

Объем зоны реакции определим по формуле:

$$V_{зр} = \frac{\left(0,5 \cdot (1 + k) + z \cdot \frac{M_c}{M_{пг}}\right) \cdot V_c \cdot (273 + 630)}{3600 \cdot (273 + t) \cdot P}, \quad (82)$$

где k – коэффициент увеличения объема газообразной реакционной смеси в результате реакции;

M_c – молярная масса сырьевого потока, кг/кмоль;

$M_{пг}$ – молярная масса парогазовой смеси, кг/кмоль;

z – весовое соотношение водяного пара и углеводородов в сырье;

V_c – объем паров сырья подаваемого в печь пиролиза, м³/ч;

t – температура на выходе из зоны реакции, 21°С;

P – среднее абсолютное давление в зоне реакции змеевика, Па, $P = 2,2$ атм.

$$V_{зр} = \frac{(0,5 \cdot (1 + 1,06) + 0,33 \cdot \frac{29,92}{17,92}) \cdot 49047,8 \cdot (273 + 630)}{3600 \cdot (273 + 847) \cdot 2,2} = 7,89 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

2.5.4 Расчет конвекционной камеры

Тепловая нагрузка камеры конвекции определим по формуле:

$$Q_k = (Q_{пол} - Q_p) \cdot 1000, \quad (83)$$

$$Q_k = (131320,78 - 83627,40) \cdot 1000 = 47693384,80 \text{ Вт}.$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						55
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Тепло воспринимаемое в камере конвекции расходуется на следующие статьи:

- подогрев этановой фракции от 69 °С до 225 °С;
- подогрев парогазовой смеси от 225 °С до 630 °С;
- подогрев химически очищенной воды для закалочного-испарительного аппарата от 114 °С до 247 °С.

Поверхность нагрева конвекционных труб находится по формуле:

$$H_k = \frac{Q_{\text{п}}}{\Delta t_{\text{ср}} \cdot a_1}, \quad (84)$$

где a_1 – коэффициент теплопередачи в конвекционной камере, Вт/(м²·К).

Коэффициент теплопередачи в конвекционной камере определяем по формуле:

$$a_1 = 1,1 \cdot (a_p + a_k), \quad (85)$$

где a_p – коэффициент теплоотдачи излучением от трехатомных атомных газов, Вт/(м²·К);

a_k – коэффициент теплоотдачи конвекцией при шахматном расположении труб, Вт/(м²·К).

Коэффициент теплоотдачи излучением от трехатомных газов к трубам рассчитываются по уравнению Нельсона:

$$a_p = 0,0256 \cdot t_{\text{ср}} - 2,33, \quad (86)$$

$$a_p = 0,0256 \cdot 708,01 - 2,33 = 15,79.$$

Среднюю температуру дымовых газов определим по формуле:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{T_{\text{п}} - t_1}{2,3 \lg \frac{T_{\text{п}}}{t_1}}, \quad (87)$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{1118 - 412}{2,3 \lg \frac{1118}{412}} = 708,01 \text{ К.}$$

Коэффициент теплоотдачи конвекцией при шахматном расположении труб определим по формуле 88.

$$a_k = 0,35 \cdot E \cdot \frac{U^{0,6}}{a_{\Pi}^{0,4}}, \quad (88)$$

где E – коэффициент, принимаем E , как функцию от средней температуры $f(t_{cp}) = 23,2$;

U – массовая скорость движения газа, $\text{кг/м}^2 \cdot \text{с}$;

Массовая скорость движения газов определяется по формуле:

$$U = \frac{B \cdot C_{дг}}{3600 \cdot F}, \quad (89)$$

где B – расход топлива, кг/ч ;

F – свободное сечение для прохода дымовых газов, м^2 .

Свободное сечение для прохода дымовых газов:

$$F = ((n - 1) \cdot S_1 + 2 \cdot a - n \cdot d) \cdot l, \quad (90)$$

где n – число труб в одном горизонтальном ряду, принимаем $n = 12$;

d – наружный диаметр труб, м ;

a – расстояние по оси крайней трубы до стенки, м ;

l – длина труб, м ;

S_1 – расстояние между осями труб, $S_1 = 0,277 \text{ м}$.

Расстояние по оси крайней трубы до стенки определяем по формуле:

$$a = \frac{s}{2}, \quad (91)$$

$$a = \frac{0,277}{2} = 0,14 \text{ м}.$$

По формуле:

$$F = ((12 - 1) \cdot 0,277 + 2 \cdot 0,138 - 12 \cdot 0,145) \cdot 17,5 = 27,72 \text{ м}^2.$$

Тогда:

$$U = \frac{6643,59 \cdot 28,62}{3600 \cdot 27,72} = 1,90 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2} \cdot \text{с}.$$

Следовательно:

$$a_k = 0,35 \cdot 21,9 \cdot \frac{1,9^{0,6}}{0,145^{0,4}} = 24,43 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}},$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						57
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$a_1 = 1,1 \cdot (15,76 + 24,43) = 44,25 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Поверхность нагрева конвекционных труб будет равняться:

$$H_k = \frac{131320,78}{708,01 \cdot 44,25} = 1522,17 \text{ м}^2.$$

Число труб определяется по формуле:

$$N_k = \frac{H_k}{3,14 \cdot d \cdot l}, \quad (92)$$

$$N_k = \frac{1522,17}{3,14 \cdot 0,145 \cdot 17,5} = 191,65.$$

Принимаем число труб равное 192.

Число труб в ряду определяется как:

$$M = \frac{N_k}{12}, \quad (93)$$

$$M = \frac{191,65}{12} = 16.$$

Высоту зоны нагрева определяем по формуле:

$$h = (M - 1)S_1, \quad (94)$$

$$h = (16 - 1)0,277 = 4,15 \text{ м}.$$

2.5.5 Расчет закально-испарительного аппарата

По практическим данным принимаем массовую скорость паров пирогаза на входе в закально-испарительный аппарат: $W = 70,73$, м/с.

Секундный расход паров:

$$G_{cp} = \frac{G_{мб}}{3600}, \quad (95)$$

где $G_{мб}$ – количество пирогаза по материальному балансу, кг/ч.

$$G_{cp} = \frac{65480,03}{3600} = 18,18 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Количество труб принимаем по практическим данным: $n = 32$.

Тепловая нагрузка ЗИА определяется по формуле:

$$Q = G_{cp}(q_{вх} - q_{вых}), \quad (96)$$

где $q_{вх}$ – энтальпия парогазовой смеси на входе в ЗИА, $q_{вых} =$

$$= 3249,9 \text{ ккал/кг};$$

$q_{\text{вых}}$ – энтальпия парогазовой смеси на выходе из ЗИА, $q_{\text{вх}} = 1857,9 \text{ ккал/кг};$

$$Q = 18,18(3249,9 - 1857,9) = 25318,9 \text{ кВт}.$$

Количество водяного пара высокого давления, вырабатываемого ЗИА, определяем по формуле:

$$G_{\text{вп}} = \frac{Q}{r}, \quad (97)$$

где r – где теплота парообразования при $T = 325^\circ\text{C}$ и $P = 13 \text{ МПа}$, $r = 1195 \text{ кДж/кг}$.

$$G_{\text{вп}} = \frac{25318,9}{1195} = 21,18 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Полезную разность температур определим по формуле:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{T_{\text{max}} - T_{\text{min}}}{2,3 \lg \frac{T_{\text{max}}}{T_{\text{min}}}}, \quad (98)$$

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{1118 - 598}{2,3 \lg \frac{1118}{598}} = 831,99 \text{ К}.$$

Коэффициент теплопередачи определяем по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\sigma_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}}}, \quad (99)$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи от пирогаза к внутренней поверхности трубы, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$;

α_2 – коэффициент теплоотдачи от пара к внутренней поверхности трубы, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$;

$\lambda_{\text{ст}}$ – теплопроводность материала стенки, $\text{Вт}/\text{м} \cdot \text{К}$, теплопроводность стали примем равной $\lambda_{\text{ст}} = 38 \text{ Вт}/\text{м} \cdot \text{К}$;

$\sigma_{\text{ст}}$ – толщина стенки, м, $\sigma_{\text{ст}} = 0,006 \text{ м}$.

Средняя температура пирогаза в ЗИА, $T_{\text{cp}} = 858 \text{ К}$.

Принимаем критерий Прандтля $Pr = 0,87$. Плотность пирогаза $\rho = 1,15 \text{ кг}/\text{м}^3$.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						59
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Скорость пирогаза составит:

$$W_{\text{пг}} = \frac{W}{\rho}, \quad (100)$$

$$W_{\text{пг}} = \frac{70,73}{1,15} = 61,5 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Критерий Рейнольдса определим по формуле:

$$Re = \frac{W_{\text{пг}} \cdot d_{\text{вн}}}{\nu}, \quad (101)$$

где ν – кинематическая вязкость пирогаза, $\nu = 3,4 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$.

$$Re = \frac{61,5 \cdot 0,14}{3,4 \cdot 10^{-5}} = 262294.$$

Коэффициент теплоотдачи от пирогаза к внутренней поверхности трубы:

$$a_1 = 0,023 \cdot \left(\frac{0,007}{d_{\text{вн}}} \right) \cdot Re^{0,8} Pr^{0,4}, \quad (102)$$

$$a_1 = 0,023 \cdot \left(\frac{0,007}{0,14} \right) \cdot 262294^{0,8} 0,87^{0,4} = 235,25 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Коэффициент теплоотдачи от пара к внутренней поверхности трубы:

$$a_2 = 3,8 \cdot q^{0,7} \cdot p_n^{0,15}, \quad (103)$$

где p_n – давление генерируемого пара, МПа;

q – теплонапряженность, принимаем равным $380,2 \text{ кВт}/\text{м}^2$.

$$a_2 = 3,8 \cdot 380,2^{0,7} \cdot 12,1^{0,15} = 353,35 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Коэффициент теплопередачи при отсутствии оребрения и чистых поверхностях труб по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{235,25} + \frac{1}{353,35} + \frac{0,006}{38}} = 138,15 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Необходимая поверхность теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}}, \quad (104)$$

$$F = \frac{25318,92}{138,15 \cdot 831,99} = 220,83 \text{ м}^2.$$

По практическим данным подходит теплообменник типа труба в трубе,

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						60
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

состоящий из 8 пучков по 4 трубы, данный ЗИА позволяет обеспечить поверхность теплообмена в 246,4 м². Исходя из этого в запасе остается 26,12 м² поверхности теплообмена.

2.6 Расчет фракционатора С₂

Исходные данные для расчета:

1. Состав сырья – смесь этилена и этана.
2. Массовые доли этилена в ректификате у D = 0,99, в остатке х W = 0,01.
3. Давление в секции питания колонны $\pi_{эв} = 0,78$ МПа.
4. Массовая доля отгона сырья, поступающего в колонну $\epsilon = 0,2$.
5. Массовый расход сырья F = 58624,97 кг/ч.

Расчет ведется по методике [25].

Для расчета состава равновесных фаз и построения кривой равновесия фаз, рассчитываются давления насыщенных паров (ДНП) компонентов в зависимости от температуры.

Давления насыщенных паров этана и этилена определяются графическим методом по графику 7.

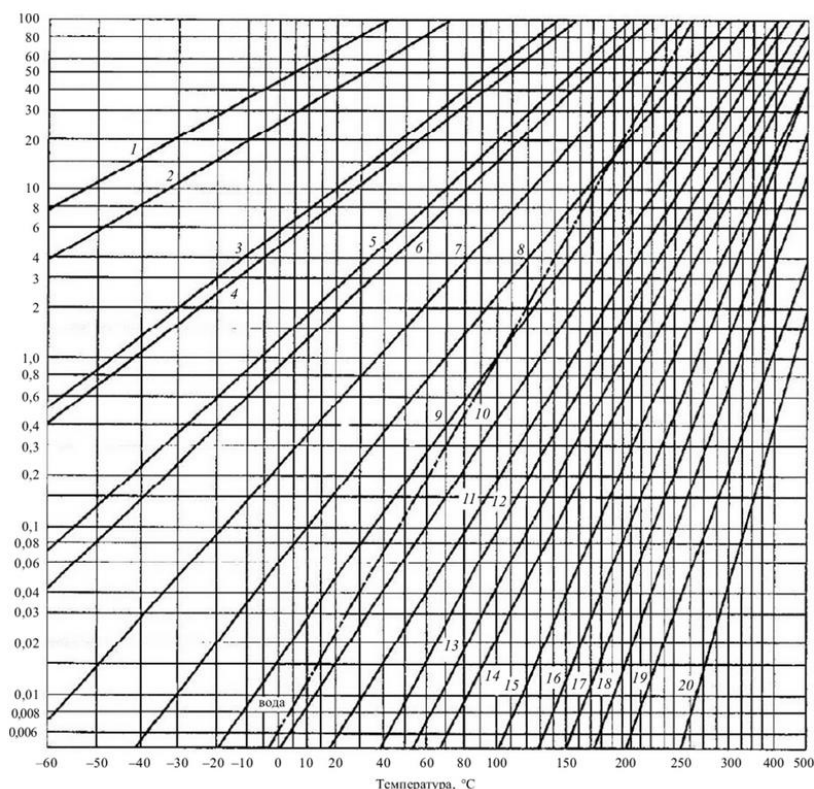


Рисунок 7 – График давления насыщенных паров алканов и алкенов

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

61

Температуры кипения этилена и этана t_w при заданном давлении в колонне 0,78 МПа определяются при $P_1 = \pi_{эв}$ и $P_2 = \pi_{эв}$.

Интервал температур между t_a и t_w делится на десять частей, и для каждой температуры находится давления насыщенных паров.

Далее вычисляем мольные доли НКК в равновесных жидкой x' и паровой y' фазах по уравнениям (105) и (106):

$$x' = \frac{\pi - P_2}{P_1 - P_2}, \quad (105)$$

$$y' = \frac{P_1}{\pi} x', \quad (106)$$

где M_1 и M_2 – молекулярные массы;

$M_{ж.ср}$ и $M_{п.ср}$ – средние молекулярные массы жидкости и паров. Температура ввода сырья в колонну определяется при заданной доле отгона $e = 0,2$ методом последовательных приближений с использованием соотношения:

$$e = \frac{x_F - x_F^*}{y_F - y_F^*}. \quad (107)$$

Результаты расчетов приведены в таблице 14.

Таблица 14 – Результаты расчетов

t, °C	P ₁	P ₂	x'	y'	x	y
– 60	0,392	0,78	1	1	1	1
– 58,2	0,402	0,785	0,850	0,978	0,916	0,962
– 56,4	0,431	0,814	0,789	0,923	0,878	0,947
– 54,6	0,470	0,902	0,616	0,758	0,693	0,855
– 52,8	0,490	0,970	0,481	0,619	0,476	0,698
– 51	0,539	0,990	0,370	0,498	0,301	0,506
– 49,2	0,578	1,255	0,284	0,412	0,195	0,364
– 47,4	0,588	1,274	0,219	0,345	0,135	0,267
– 45,6	0,686	1,432	0,125	0,250	0,076	0,162
– 43,8	0,735	1,451	0,091	0,209	0,062	0,127
– 42	0,78	1,461	0	0	0	0

2.6.1 Расчет минимального и рабочего флегмовых чисел

Минимальное флегмовое число R_{min} определяется по зависимости.

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (108)$$

где y_F^* – молярная доля изопентана в паре, равновесном с питанием, кмоль/кмоль. Значение y_F^* находится графическим путем, для этого строится кривая равновесия фаз изображённая на рисунке 8, после чего на кривой откладывается значение x_F , как показано на рисунке 9.

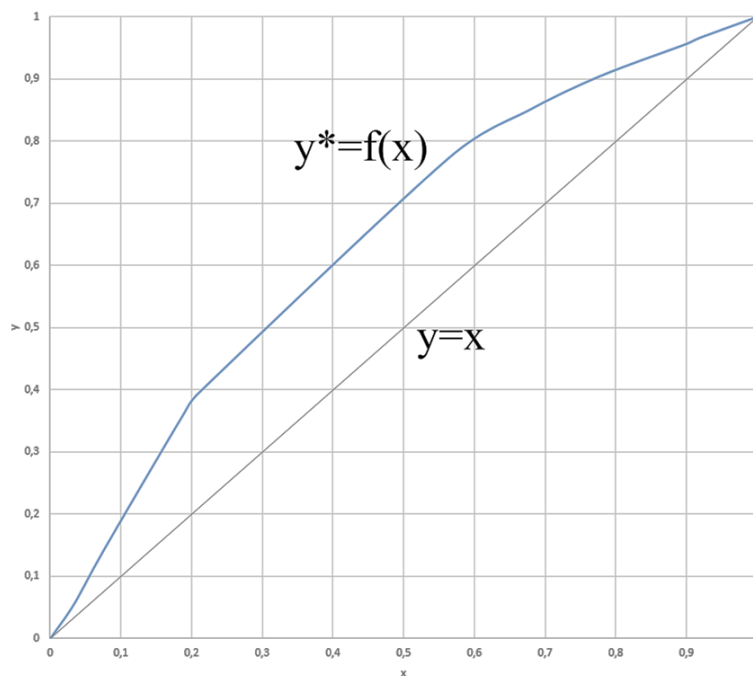


Рисунок 8 – Кривая равновесия фаз

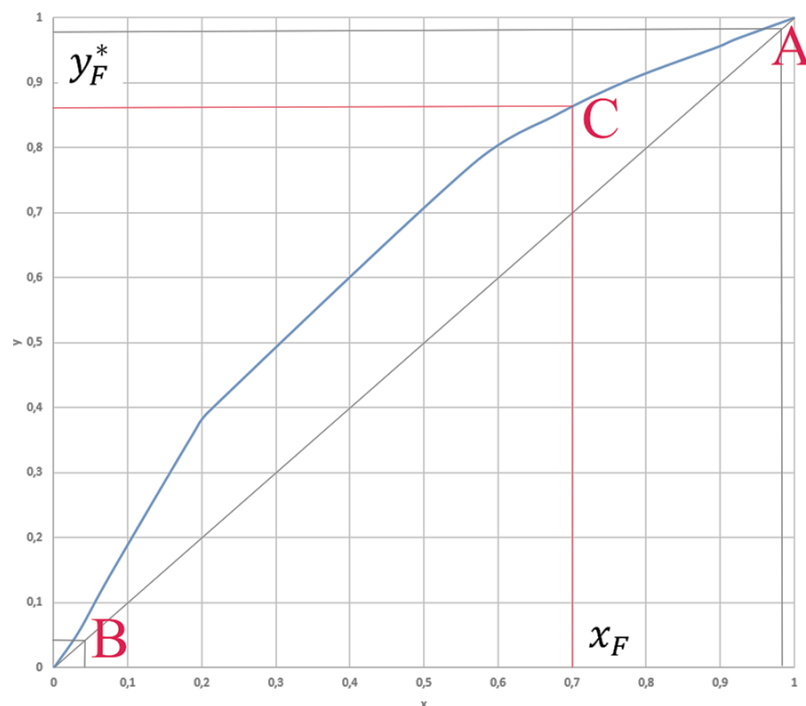


Рисунок 9 – График для определения значения y_F^*

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

63

$$R_{min} = \frac{0,966 - 0,860}{0,860 - 0,699} = 0,665.$$

Наносим на диаграмму $x - y$ точки А (x_D ; $y_D = x_D$) и В (x_W ; $y_W = x_W$). Соединяем точку С (x_F ; y_F^*) с точками А и В отрезками прямых. Полученные отрезки АС и ВС не пересекают линию равновесия $y^* = f(x)$, а касаются ее в точке С.

Оптимальное флегмовое число $R_{опт}$ определяем путем построения и анализа графика функции $N_T(R + 1) = f(R)$, где N_T – число теоретических тарелок, обеспечивающих заданное разделение смеси в колонне при данном значении R .

Принимаем, что флегмовое число изменяется в пределах от R' до R'' . Значения R' и R'' по рекомендациям рассчитываем по формулам 109 и 110.

$$R' = 0,05 \cdot R_{min}, \quad (109)$$

$$R'' = 2 \cdot R_{min} + 0,5, \quad (110)$$

$$R' = 1,05 \cdot 0,665 = 0,698,$$

$$R'' = 2 \cdot 0,665 + 0,5 = 1,830.$$

В диапазоне изменения R устанавливаем дополнительно $R_n = 5$ промежуточных значений флегмового числа с интервалом ΔR .

$$\Delta R = \frac{R'' - R'}{n_R + 1}, \quad (111)$$

$$\Delta R = \frac{1,830 - 0,698}{5 + 1} = 0,188.$$

Промежуточные значения флегмового числа: $R_1 = 0,887$; $R_2 = 1,076$; $R_3 = 1,264$; $R_4 = 1,453$; $R_5 = 1,642$.

Уравнение рабочей линии укрепляющей части колонны в явном виде:

$$y_B = \frac{R}{R + 1} \cdot x_B + \frac{x_D}{R + 1}. \quad (112)$$

Примем, что $R = R' = 0,698$, а $x_B = x_F = 0,7$, тогда уравнение рабочей линии:

$$y_B = \frac{0,698}{0,698 + 1} \cdot 0,7 + \frac{0,967}{0,698 + 1} = 0,856 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}.$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		64

На диаграмме $x - y$ выполняем построение рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны при $R = R'$ и линию равновесия ($y^* = f(x)$). Для определения N_T используем графический метод Мак-Кэба и Тиле. Результаты построения при $R = 1,545$ представлены на рисунке 10.

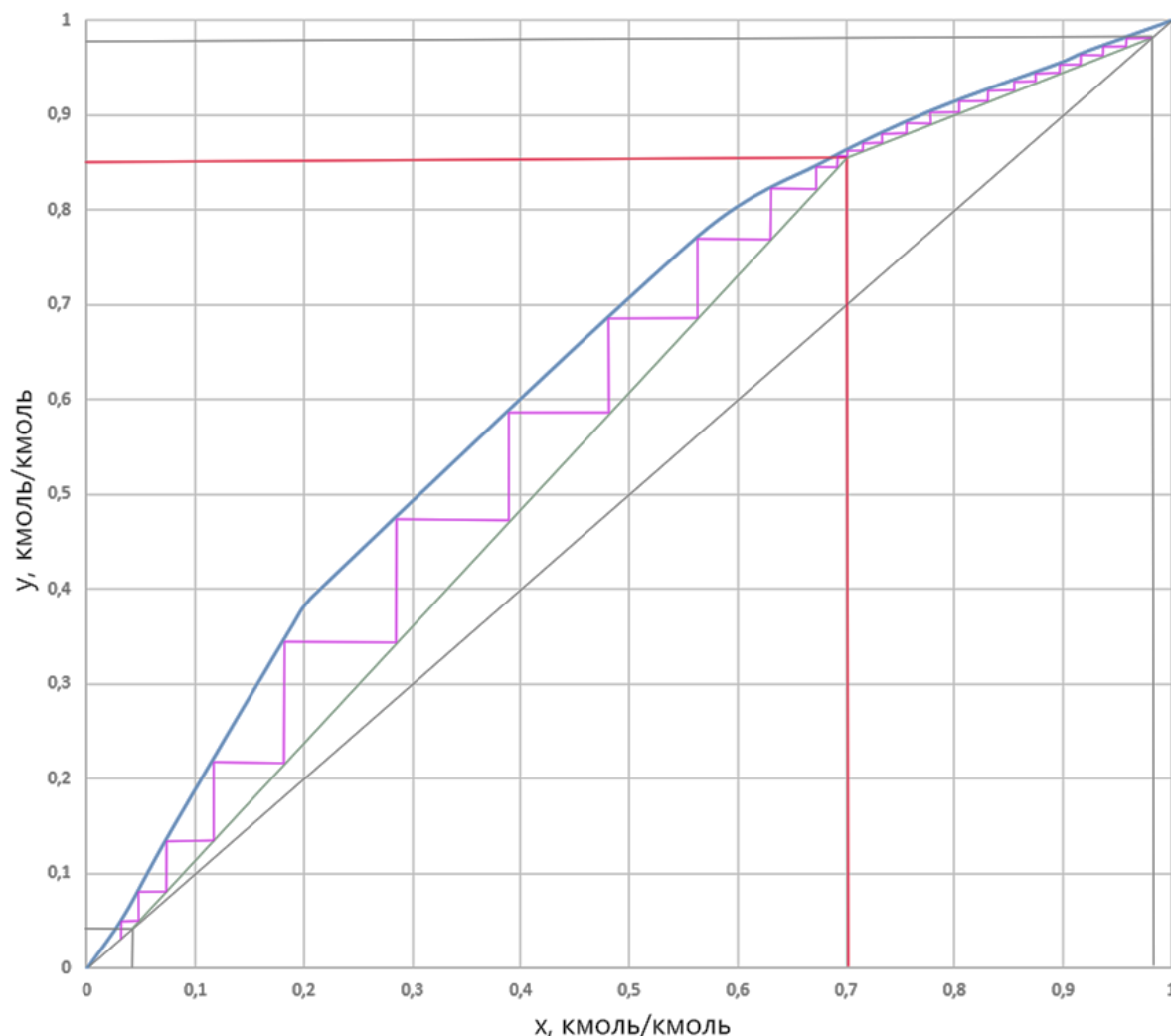


Рисунок 10 – Определение N_T для ректификационной колонны
при $R = R' = 0,698$

По оси x отмечается x_F , по оси y отмечается рассчитанное ранее значение y_B .

Аналогичные расчеты и построения производим для значений флегмового числа $R_1, R_2, R_3, R_4, R_5, R''$. Определение N_T при различных значениях R показано на рисунках с 10 по 16. Результаты их представлены в таблице 15.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

65

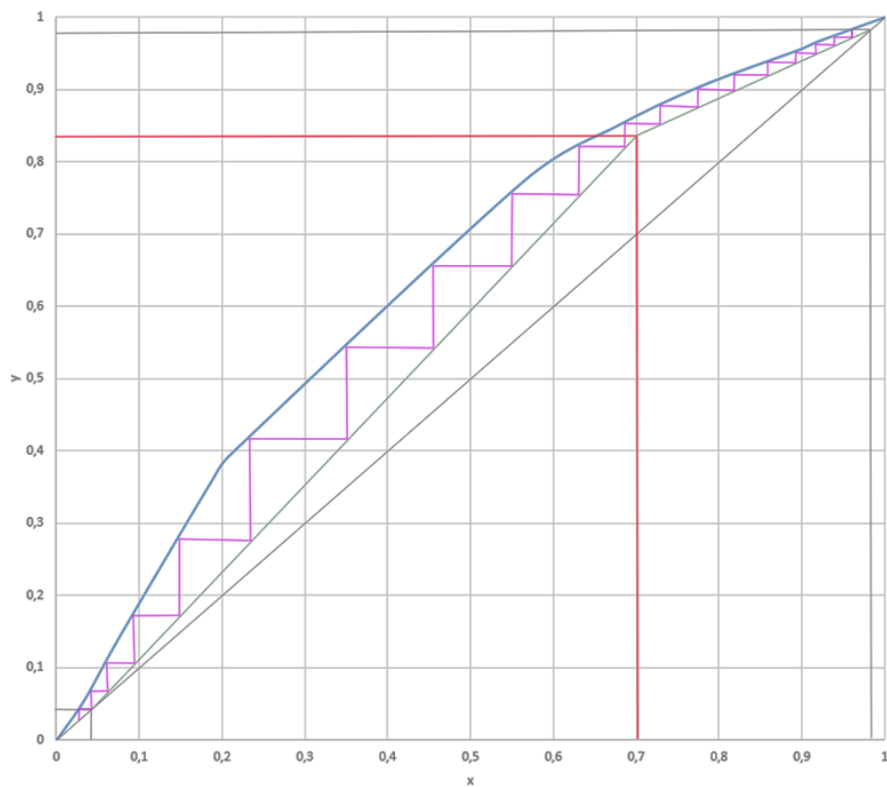


Рисунок 11 – К определению N_T для ректификационной колонны
при $R_1 = 0,887$

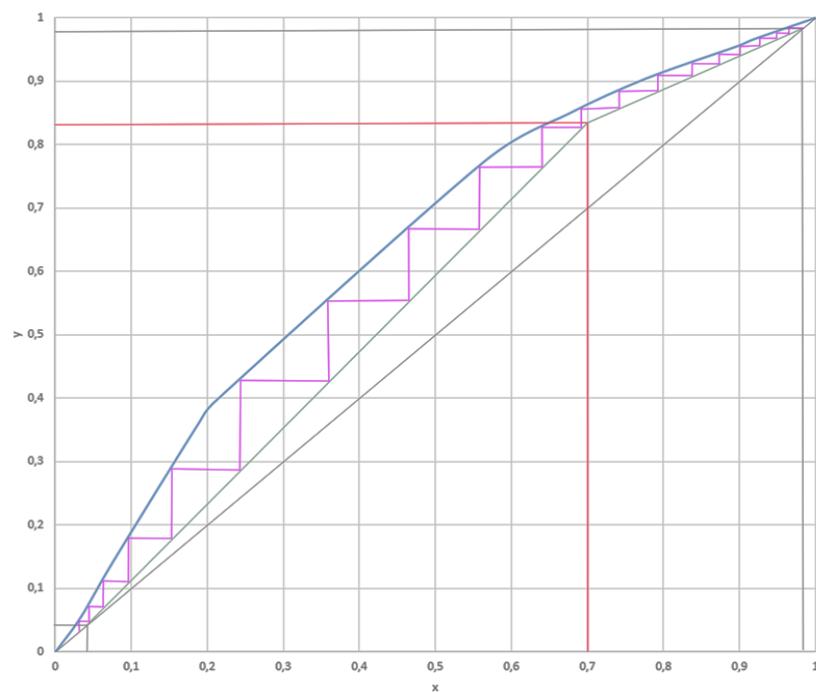


Рисунок 12 – К определению N_T для ректификационной колонны
при $R_2 = 1,076$

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

66

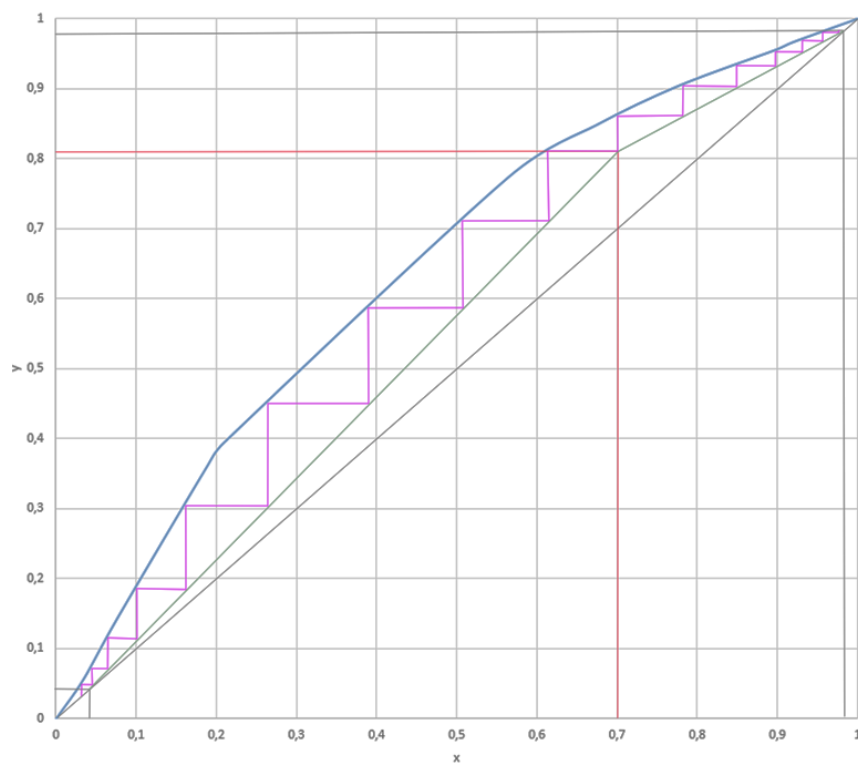


Рисунок 13 – К определению N_T для ректификационной колонны
при $R_3 = 1,264$

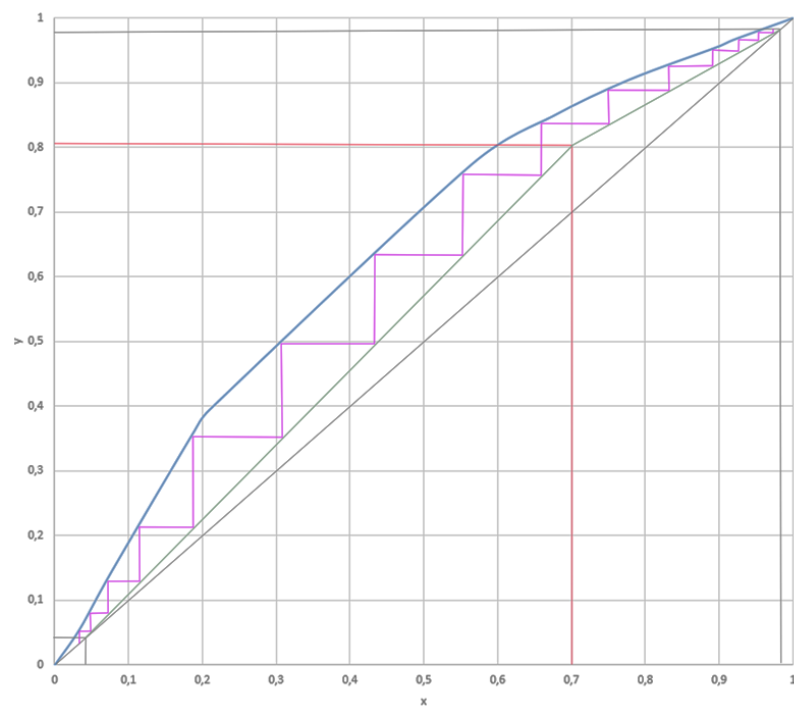


Рисунок 14 – К определению N_T для ректификационной колонны
при $R_4 = 1,453$

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

67

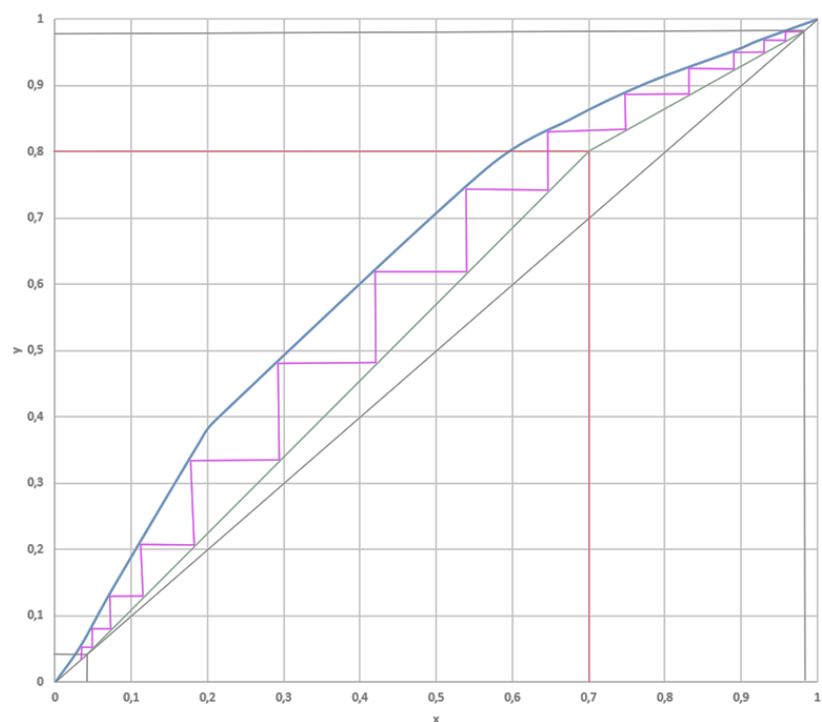


Рисунок 15 – К определению N_T для ректификационной колонны
при $R_5 = 1,642$

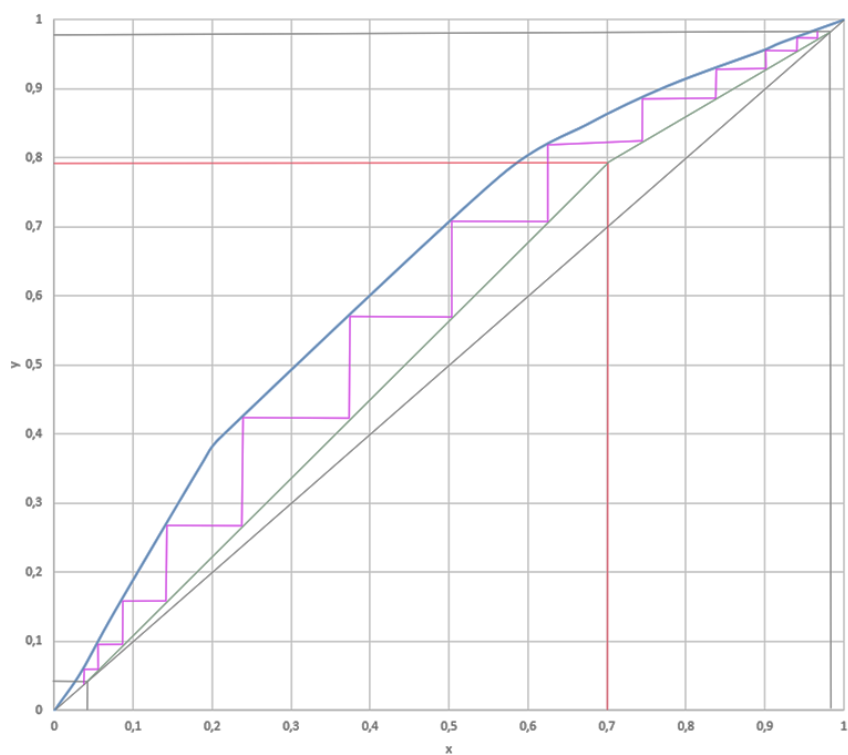


Рисунок 16 – К определению N_T для ректификационной колонны
при $R'' = 1,830$

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

68

Таблица 15 – Исходные данные и результаты расчетов к определению оптимального флегмового числа

R	0,698	0,887	1,076	1,264	1,453	1,642	1,830
a	0,411	- 7,857	14,201	4,782	3,207	2,558	2,204
b	0,569	0,512	0,466	0,427	0,394	0,366	0,341
Y _f	0,857	0,841	0,828	0,818	0,809	0,801	0,794
N	24	19	19	16	15	15	14
N(R+1)	40,763	35,855	39,439	36,230	36,796	39,626	39,625

По данным таблицы выбираем то флегмовое число, при котором значение N_T(R+1) минимально. Минимальному значению N_T(R+1) соответствует значение R = 0,887, принимаем N при соответствующем значении R за N_{мин} = 19.

2.2.4 Установление средних параметров жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную долю низкокипящего компонента в жидкости в укрепляющей x_{в.с}, кмоль/кмоль, и исчерпывающей x_{н.с}, кмоль/кмоль, частях колонны рассчитываем по формулам 113 и 114.

$$x_{в.с} = 0,5 \cdot (x_F + x_D), \quad (113)$$

$$x_{н.с} = 0,5 \cdot (x_W + x_F), \quad (114)$$

$$x_{в.с} = 0,5 \cdot (0,370 + 0,916) = 0,643 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}},$$

$$x_{н.с} = 0,5 \cdot (0,061 + 0,370) = 0,216 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}.$$

Среднюю молярную долю НК в паре в укрепляющей, кмоль/кмоль, и исчерпывающей, кмоль/кмоль, частях колонны определяем расчетным путем по следующим формулам 115 и 116.

$$y_{в.с} = \frac{R}{R+1} \cdot x_{в.с} + \frac{x_D}{R+1}, \quad (115)$$

$$y_{н.с} = \frac{R+f}{R+1} \cdot x_{н.с} + \frac{1-f}{R+1} \cdot x_W, \quad (116)$$

$$y_{в.с} = \frac{2,178}{2,178+1} \cdot 0,643 + \frac{0,916}{2,178+1} = 0,743 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}},$$

$$y_{н.с} = \frac{2,178+1,451}{2,178+1} \cdot 0,216 + \frac{1-1,451 \cdot 0,127}{2,178+1,451} = 0,188 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}.$$

Среднюю молярную массу жидкости в укрепляющей части колонны в M_{XB} , кг/кмоль, рассчитываем по формуле 117.

$$M_{XB} = M_{HK} \cdot x_{B.C} + M_{BK} \cdot (1 - x_{B.C}), \quad (117)$$

$$M_{XB} = 28 \cdot 0,643 + 30 \cdot (1 - 0,643) = 28,713 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

Среднюю молярную массу жидкости в исчерпывающей части колонны M_{XH} , кг/кмоль, определяем по формуле 118.

$$M_{XH} = M_{HK} \cdot x_{H.C} + M_{BK} \cdot (1 - x_{H.C}), \quad (118)$$

$$M_{XH} = 28 \cdot 0,216 + 30 \cdot (1 - 0,216) = 29,567 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

Среднюю молярную массу пара в укрепляющей части колонны в M_{YB} , кг/кмоль, рассчитываем по формуле 119.

$$M_{YB} = M_{HK} \cdot y_{B.C} + M_{BK} \cdot (1 - y_{B.C}), \quad (119)$$

$$M_{YB} = 28 \cdot 0,743 + 30 \cdot (1 - 0,743) = 28,512 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

Среднюю молярную массу пара в исчерпывающей части колонны M_{YH} , кг/кмоль, рассчитываем по формуле 120.

$$M_{YH} = M_{HK} \cdot y_{H.C} + M_{BK} \cdot (1 - y_{H.C}), \quad (120)$$

$$M_{YH} = 28 \cdot 0,188 + 30 \cdot (1 - 0,188) = 29,623 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

2.6.2 Расчет плотности жидкости и пара

Расчет плотностей жидких потоков ρ_i , кг/м³, проводят по формуле 121.

$$\rho_i = \frac{1}{\frac{\bar{x}_i}{\rho_{HK}} + \frac{1-\bar{x}_i}{\rho_{BK}}}, \quad (121)$$

где $\bar{x}_i$ – массовая доля НК в i-том потоке, кг/кг;

ρ_{HK} и ρ_{BK} – плотности жидких НК и ВК при температуре (средней) потока, кг/м³.

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_W = -42$ °C: $\rho_{HK} = 560$ кг/м³; $\rho_{BK} = 520$ кг/м³. Плотность жидкого кубового остатка ρ_W , кг/м³, при $\bar{x}_W = 0,001$ кг/кг.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						70
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$\rho_W = \frac{1}{\frac{0,001}{560} + \frac{1-0,001}{520}} = 520,037 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_F = -51\text{ }^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 570 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ВК}} = 530 \text{ кг/м}^3$. Плотность жидкого питания ρ_F , кг/м^3 , при $\bar{x}_F = 0,37 \text{ кг/кг}$.

$$\rho_F = \frac{1}{\frac{0,37}{570} + \frac{1-0,37}{530}} = 544,137 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{xD} = -58,2\text{ }^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 590 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ВК}} = 550 \text{ кг/м}^3$. Плотность жидкого питания ρ_F , кг/м^3 , при $\bar{x}_D = 0,91 \text{ кг/кг}$.

$$\rho_D = \frac{1}{\frac{0,91}{590} + \frac{1-0,91}{550}} = 586,429 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Массовая доля НК в жидкостях среднего состава в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{x}_{\text{В.С}}$ и $\bar{x}_{\text{Н.С}}$, кг/кг , по формулам 122, 123.

$$\bar{x}_{\text{В.С}} = \frac{x_{\text{В.С}} \cdot M_{\text{НК}}}{x_{\text{В.С}} \cdot M_{\text{НК}} + M_{\text{ВК}} \cdot (1 - x_{\text{В.С}})}, \quad (122)$$

$$\bar{x}_{\text{Н.С}} = \frac{x_{\text{Н.С}} \cdot M_{\text{НК}}}{x_{\text{Н.С}} \cdot M_{\text{НК}} + M_{\text{ВК}} \cdot (1 - x_{\text{Н.С}})}, \quad (123)$$

$$\bar{x}_{\text{В.С}} = \frac{0,643 \cdot 28}{0,643 \cdot 28 + 30 \cdot (1 - 0,643)} = 0,627 \frac{\text{кг}}{\text{кг}},$$

$$\bar{x}_{\text{Н.С}} = \frac{0,205 \cdot 28}{0,216 \cdot 28 + 30 \cdot (1 - 0,216)} = 0,204 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{XB}} = -56,4\text{ }^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 580 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ВК}} = 540 \text{ кг/м}^3$. Плотность жидкости среднего состава в укрепляющей части колонны ρ_{XB} , кг/м^3 , при $\bar{x}_{\text{В.С}} = 0,627 \text{ кг/кг}$.

$$\rho_{\text{XB}} = \frac{1}{\frac{0,627}{580} + \frac{1-0,627}{540}} = 574,429 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{XH}} = -43,8\text{ }^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 565 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ВК}} = 525 \text{ кг/м}^3$. Плотность жидкости среднего состава в исчерпывающей части колонны ρ_{XH} , кг/м^3 , при $\bar{x}_{\text{Н.С}} = 0,204 \text{ кг/кг}$.

$$\rho_{\text{XH}} = \frac{1}{\frac{0,204}{565} + \frac{1-0,204}{525}} = 532,716 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		71

Плотность паров флегмы и дистиллята, отводимых из колонны в дефлегматор ρ_{yD} , кг/м³.

$$\rho_{yD} = \frac{M_D}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yD} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}, \quad (124)$$

где P_0 – нормальное барометрическое давление.

$$\rho_{yD} = \frac{28}{22,4} \cdot \frac{273}{-58,2 + 273} \cdot \frac{0,78}{0,1} = 12,39 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Плотность паров среднего состава в укрепляющей части колонны в ρ_{yB} , кг/м³, рассчитываем по формуле 125.

$$\rho_{yB} = \frac{M_{yB}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yB} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}, \quad (125)$$

$$\rho_{yB} = \frac{28,51}{22,4} \cdot \frac{273}{-56,4 + 273} \cdot \frac{0,78}{0,1} = 12,51 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Плотность паров среднего состава в исчерпывающей части колонны ρ_{yH} , кг/м³, рассчитываем по формуле 126.

$$\rho_{yH} = \frac{M_{yH}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yH} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}, \quad (126)$$

$$\rho_{yH} = \frac{29,62}{22,4} \cdot \frac{273}{-43,8 + 273} \cdot \frac{0,78}{0,1} = 12,28 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

2.6.3 Расчет массовых расходов жидкости и пара

Массовый расход флегмы $\bar{G}_R$, кг/с, вычисляем по формуле 127.

$$\bar{G}_R = \bar{G}_D \cdot R, \quad (127)$$

$$\bar{G}_R = 11,15 \cdot 2,178 = 24,27 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Средние массовые расходы жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{G}_{xB}$ и $\bar{G}_{xH}$, кг/с, определяем по зависимостям:

$$\bar{G}_{xB} = M_{xB} \cdot D \cdot R, \quad (128)$$

$$\bar{G}_{xH} = M_{xH} \cdot D \cdot (R + f), \quad (129)$$

$$\bar{G}_{xB} = 28,71 \cdot 0,398 \cdot 2,178 = 24,89 \frac{\text{кг}}{\text{с}},$$

$$\bar{G}_{xH} = 29,56 \cdot 0,398 \cdot (2,178 + 1,451) = 42,72 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		72

Массовый расход пара флегмы и дистиллята, покидающих колонну, $\bar{G}$, кг/с, рассчитываем по формуле 130.

$$\bar{G} = \bar{G}_R + \bar{G}_D, \quad (130)$$

$$\bar{G} = 24,27 + 11,5 = 35,42 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Средние массовые расходы пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{G}_{\text{ув}}$ и $\bar{G}_{\text{ун}}$, кг/с, определяем по следующим зависимостям:

$$\bar{G}_{\text{ув}} = M_{\text{ув}} \cdot D \cdot (R + 1), \quad (131)$$

$$\bar{G}_{\text{ун}} = M_{\text{ун}} \cdot D \cdot (R + 1), \quad (132)$$

$$\bar{G}_{\text{ув}} = 28,51 \cdot 0,398 \cdot (2,178 + 1) = 36,06 \frac{\text{кг}}{\text{с}},$$

$$\bar{G}_{\text{ун}} = 29,62 \cdot 0,398 \cdot (2,178 + 1) = 37,47 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

2.6.4 Расчет объемных расходов жидкости и пара

Объемный расход паров флегмы и дистиллята при рабочих условиях V_G , м³/с, рассчитываем по формуле 133.

$$V_G = \frac{\bar{G}_R}{\rho_{\text{гД}}}, \quad (133)$$

$$V_G = \frac{24,27}{12,39} = 1,958 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Для расчета средних объемных расходов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $V_{\text{ув}}$ и $V_{\text{ун}}$, м³/с, используем зависимости:

$$V_{\text{ув}} = \frac{\bar{G}_{\text{ув}}}{\rho_{\text{ув}}}, \quad (134)$$

$$V_{\text{ун}} = \frac{\bar{G}_{\text{ун}}}{\rho_{\text{ун}}}, \quad (135)$$

$$V_{\text{ув}} = \frac{36,06}{12,51} = 2,88 \frac{\text{м}^3}{\text{с}},$$

$$V_{\text{ун}} = \frac{37,46}{12,28} = 3,04 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						73
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Объемные расходы жидких питания, дистиллята и кубового остатка, V_F , V_D и V_W , м³/с, определяют по формулам 136, 137 и 138.

$$V_F = \frac{\bar{G}_F}{\rho_F}, \quad (136)$$

$$V_D = \frac{\bar{G}_D}{\rho_D}, \quad (137)$$

$$V_W = \frac{\bar{G}_W}{\rho_W}, \quad (138)$$

$$V_F = \frac{16,28}{544,137} = 0,029 \frac{\text{м}^3}{\text{с}},$$

$$V_D = \frac{11,5}{586,429} = 0,019 \frac{\text{м}^3}{\text{с}},$$

$$V_W = \frac{5,14}{520,037} = 0,009 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Объемный расход жидкой флегмы V_R , определяем по формуле 139.

$$V_R = \frac{\bar{G}_R}{\rho_D}, \quad (139)$$

$$V_R = \frac{24,27}{586,429} = 0,041 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Расчет средних объемных расходов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны V_{XB} и V_{XH} , м³/с, осуществляем по следующим формулам 140 и 141.

$$V_{XB} = \frac{\bar{G}_{XB}}{\rho_{XB}}. \quad (140)$$

$$V_{XB} = \frac{\bar{G}_{XH}}{\rho_{XH}}, \quad (141)$$

$$V_{XB} = \frac{24,89}{574,428} = 0,043 \frac{\text{м}^3}{\text{с}},$$

$$V_{XH} = \frac{42,71}{532,716} = 0,080 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

2.6.5 Расчет динамической вязкости жидкостей

Средние значения динамической вязкости жидкости в укрепляющей и ис-

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						74
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

-черпывающей частях колонны $\mu_{хв}$ и $\mu_{хн}$, Па · с, определяем по формулам 142 и 143.

$$\mu_{хв} = 10^{x_{в.с} \cdot \lg \mu_{НК.в} + (1-x_{в.с}) \cdot \lg \mu_{ВК.в}}, \quad (142)$$

$$\mu_{хн} = 10^{x_{н.с} \cdot \lg \mu_{НК.н} + (1-x_{н.с}) \cdot \lg \mu_{ВК.н}}, \quad (143)$$

где $\mu_{НК.в}$ и $\mu_{ВК.в}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{хв}$, Па · с;

$\mu_{НК.н}$ и $\mu_{ВК.н}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{хн}$, Па · с;

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{хв} = -58^\circ\text{C}$, $\mu_{НК.в} = 10,1 \cdot 10^{-5}$ Па · с, $\mu_{ВК.в} = 9,7 \cdot 10^{-5}$ Па · с.

$$\mu_{хв} = 10^{0,643 \cdot \lg 10,1 \cdot 10^{-5} + (1-0,643) \cdot \lg 9,7 \cdot 10^{-5}} = 0,00097 \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{хн} = -43^\circ\text{C}$, $\mu_{НК.н} = 9,5 \cdot 10^{-5}$ Па · с, $\mu_{ВК.н} = 9 \cdot 10^{-5}$ Па · с.

$$\mu_{хн} = 10^{0,216 \cdot \lg 9,5 \cdot 10^{-5} + (1-0,216) \cdot \lg 9 \cdot 10^{-5}} = 0,00090 \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

2.6.6 Расчет рабочей скорости пара в ректификационной колонне и ее диаметра

Для ситчатых тарелок при межтарельчатых расстояниях от 300 до 700 мм расчетные рабочие скорости для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны $w_{р.в}$ и $w_{р.н}$, м/с, определяем по следующим зависимостям:

$$w_{р.в} = C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{хв} \cdot \rho_{ув}}{\rho_{ув}}}, \quad (144)$$

$$w_{р.н} = C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{хн} \cdot \rho_{ун}}{\rho_{ун}}}. \quad (145)$$

где C – коэффициент, м/с.

Значение коэффициента C зависит от межтарельчатого расстояния h_t , м, и определяется по графику, изображенному на рисунке 17. Принимаем $h_t = 0,35$ м, тогда $C = 0,045$.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						75
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$w_{p.B} = 0,045 \cdot \sqrt{\frac{574,428 \cdot 12,51}{12,51}} = 1,67 \frac{м}{с},$$

$$w_{p.H} = 0,045 \cdot \sqrt{\frac{532,716 \cdot 12,28}{12,28}} = 1,61 \frac{м}{с}.$$

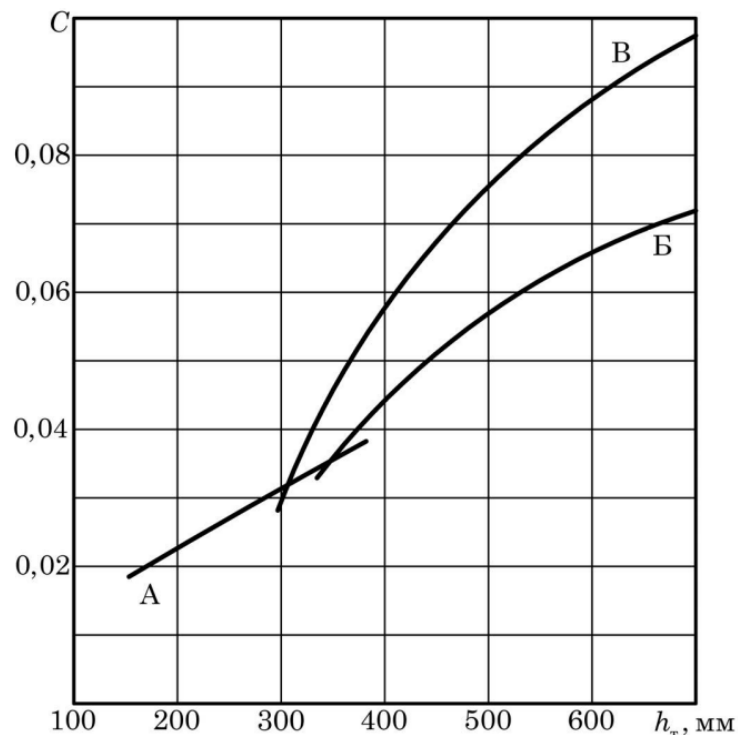


Рисунок 17 – Значение коэффициента С:

А, Б – колпачковые тарелки с круглыми колпачками;

В – ситчатые тарелки

Расчетные диаметры укрепляющей и исчерпывающей частей колонны $D_{p.B}$ и $D_{p.H}$, м, определяем по формулам 146 и 147.

$$D_{p.B} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{yB}}{\pi \cdot w_{p.B}}}, \quad (146)$$

$$D_{p.H} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{yH}}{\pi \cdot w_{p.H}}}, \quad (147)$$

$$D_{p.B} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,88}{3,14 \cdot 1,67}} = 1,48 \text{ м},$$

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.114342.180301.ПЗ

Лист

76

$$D_{p.n} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,04}{3,14 \cdot 1,66}} = 1,55 \text{ м.}$$

Полученные расчетные диаметры отличаются несущественно $D_{p.n} - D_{p.v} < 0,2$ м, поэтому за расчетный диаметр принимаем больший из них $D_{p.n} = 1,55$ м.

Действительный диаметр колонны D_k , м, принимаем ближайшим к D_p , диаметр стандартизованного колонного тарельчатого аппарата $D_k = 1,6$ м.

Для принятого значения к $D = 1,6$ м ситчатая тарелка имеет следующие параметры:

- высота сливного порога $h_{пер} = 0,05$ м;
- периметр слива $L_C = 1,26$ м.

Значения d_o , t_o , $h_{пер}$ приняты из рекомендуемых технической документацией на изготовление ситчатых тарелок [26].

2.6.7 Расчет высоты ректификационной колонны

Число теоретических тарелок в укрепляющей части колонны $N_{т.в} = 9$ штук, число теоретических тарелок в исчерпывающей части колонны $N_{т.н} = 10$ штук.

Среднюю эффективность ситчатых тарелок при ректификации в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны η_v и η_n определяем с помощью эмпирических зависимостей:

$$\eta_v = 0,091(a_v \cdot \mu_{xv})^{-0,245}, \quad (148)$$

$$\eta_n = 0,091(a_n \cdot \mu_{xn})^{-0,245}. \quad (149)$$

где α_v и α_n – относительные летучести компонентов разделяемой смеси в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны.

Величины α_v и α_n рассчитываем по формулам 150 и 151.

$$a_v = \frac{P_{HK.v}}{P_{BK.v}}, \quad (150)$$

$$a_n = \frac{P_{HK.n}}{P_{BK.n}}. \quad (151)$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		77

где $P_{\text{НК.В}}$ и $P_{\text{ВК.В}}$ – давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{\text{ХВ}}$, Па;

$P_{\text{НК.Н}}$ и $P_{\text{ВК.Н}}$ – давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{\text{ХН}}$, Па.

$$a_{\text{В}} = \frac{0,78}{0,40} = 1,95,$$

$$a_{\text{Н}} = \frac{1,45}{0,73} = 1,97,$$

$$\eta_{\text{В}} = 0,091(1,95 \cdot 0,0009)^{-0,245} = 0,40,$$

$$\eta_{\text{Н}} = 0,091(1,97 \cdot 0,00097)^{-0,245} = 0,41.$$

При длине пути жидкости на тарелке $l_{\text{П}}$ более 0,9 м следует откорректировать полученные значения $\eta_{\text{В}}$ и $\eta_{\text{Н}}$. Определим длину пути жидкости на тарелке $l_{\text{П}}$, м, по формуле 152.

$$l_{\text{П}} = \sqrt{D_{\text{К}}^2 - L_{\text{С}}^2}, \quad (152)$$

$$l_{\text{П}} = \sqrt{1,6^2 - 1,26^2} = 0,98 \text{ м.}$$

При $l_{\text{П}} > 0,9$ м проводится корректировка полученных ранее значений $\eta_{\text{В}}$ и $\eta_{\text{Н}}$

$$\eta_{l_{\text{В}}} = \eta_{\text{В}} \cdot A_l, \quad (153)$$

$$\eta_{l_{\text{Н}}} = \eta_{\text{Н}} \cdot A_l. \quad (154)$$

где $\eta_{l_{\text{В}}}$ и $\eta_{l_{\text{Н}}}$ – откорректированные с учетом длины пути жидкости значения эффективности тарелки в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны;

A_l – коэффициент, величина которого зависит от $l_{\text{П}}$, определяемый по графику, изображенному на рисунке 18.

Число тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $N_{\text{В}}$ и $N_{\text{Н}}$, штук, рассчитывается по формулам 155 и 156.

$$N_{\text{В}} = \frac{N_{\text{Т.В}}}{\eta_{l_{\text{В}}}}, \quad (155)$$

$$N_{\text{Н}} = \frac{N_{\text{Т.Н}}}{\eta_{l_{\text{Н}}}}, \quad (156)$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						78
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

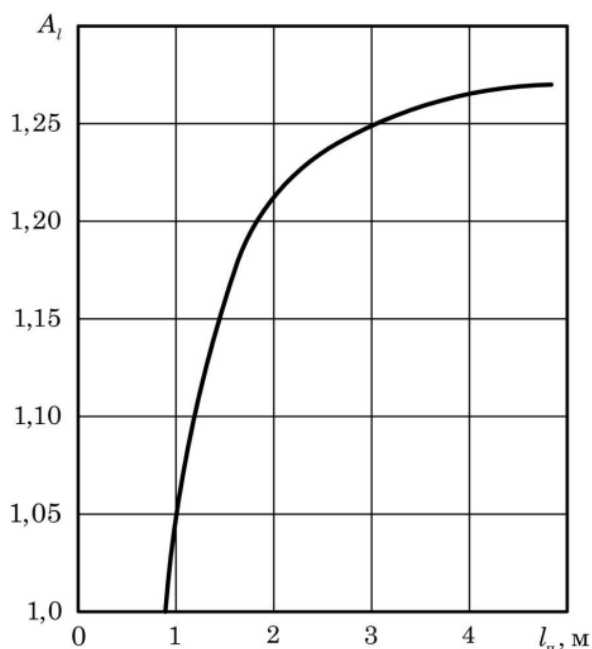


Рисунок 18 – Значение A_l в зависимости от l_n

Исходя из рисунка 18, $A_l = 1,03$, тогда по формуле:

$$\eta_{lv} = 0,40 \cdot 1,01 = 0,403,$$

$$\eta_{lh} = 0,41 \cdot 1,01 = 0,412.$$

Следовательно, число тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны N_b и N_h , штук:

$$N_b = \frac{10}{0,403} = 24,77 \text{ штук},$$

$$N_h = \frac{9}{0,412} = 21,8 \text{ штук}.$$

Оптимальные значения числа тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $N_{b, \text{опт}}$ и $N_{h, \text{опт}}$ штук, рассчитаем по формуле 157.

$$N_{\text{опт}} = 1,7 \cdot N + 0,7, \quad (157)$$

$$N_{b, \text{опт}} = 1,7 \cdot 24,77 + 0,7 = 42,81,$$

$$N_{h, \text{опт}} = 1,7 \cdot 21,8 + 0,7 = 37,82.$$

Округляем полученные значения до целого в большую сторону и получим $N_b = 43$ штуки, $N_h = 38$ штук.

Общее число тарелок ректификационной колонны N , штук, определяем по формуле 158.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						79
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$N = N_{\text{в}} + N_{\text{н}}, \quad (158)$$

$$N = 43 + 38 = 81 \text{ штука.}$$

Так как необходимо четное количество тарелок, то $N = 82$ штуки.

Окончательно принимаем:

- число тарелок в укрепляющей части колонны $N_{\text{в}} = 44$ штуки;
- число тарелок в исчерпывающей части колонны $N_{\text{н}} = 38$ штук;
- общее число тарелок в колонне $N = 82$ штуки;
- питающая тарелка 38 (снизу).

Принимаем, что разделяемая смесь не содержит загрязненных сред, поэтому максимальное количество тарелок в колонне, при котором не требуется установка люков в ее тарельчатой части, $N_{\text{тл}} = 12$ штук. Общее число тарелок в колонне $N > N_{\text{тл}}$, поэтому необходима установка люков.

Число устанавливаемых люков $N_{\text{л}}$, штук, и число увеличенных межтарельчатых расстояний под люки определяем по следующей формуле:

$$N_{\text{л}} = \frac{N}{N_{\text{тл}}} - 1, \quad (159)$$

$$N_{\text{л}} = \frac{82}{12} - 1 = 5,8.$$

Полученный результат округляем до целого в большую сторону $N_{\text{л}} = 6$ штук.

Высоту тарельчатой части корпуса ректификационной колонны $H_{\text{тч}}$, м, рассчитываем по формуле 160.

$$H_{\text{тч}} = (N - 1) \cdot h_{\text{т}} + N_{\text{л}} \cdot (h_{\text{л}} - h_{\text{т}}). \quad (160)$$

где $h_{\text{л}}$ – межтарельчатое расстояние в месте установки люка, м.

По рекомендациям, приведенным в каталоге [27], принимаем $h_{\text{л}} = 0,9$ м.

$$H_{\text{тч}} = (82 - 1) \cdot 0,5 + 6 \cdot (0,9 - 0,5) = 42,5 \text{ м.}$$

Габаритную высоту тарельчатой ректификационной колонны цельносварного исполнения рассчитываем по формуле 161.

$$H = H_{\text{тч}} + H_{\text{кц}} + H_{\text{сц}} + H_{\text{д}} + H_{\text{о}} + h_{\text{шт}} + l_{\text{шв}}. \quad (161)$$

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						80
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

где $H_{кц}$ и $H_{сц}$ – высоты обечаек (цилиндрических участков) кубовой и сепарационной частей корпуса колонны, м;

H_d – высота эллиптического днища (крышки корпуса) колонны, м;

H_o – высота цилиндрической опоры, м;

$h_{шт}$ – высота штуцера для отвода паров флегмы и дистиллята в дефлегматор, м;

$l_{шв}$ – расстояние между плоскостями расположения сварных швов соединения днища с обечайкой корпуса и опоры с днищем, м.

Согласно [27], для цельносварных тарельчатых колонных аппаратов диаметром от 1,0 до 3,6 м: $H_{кц} = 2,8$ м; $H_{сц} = 1,6$ м; $H_o = 2,0$ м; $h_{шт} = 0,2$ м; $l_{шв} = 0,08$ м.

Высоту эллиптического днища с отбортовкой H_d , м, приближенно рассчитываем по формуле 162.

$$H_d = 0,25 \cdot D_k + 0,04, \quad (162)$$

$$H_d = 0,25 \cdot 1,6 + 0,04 = 0,34 \text{ м,}$$

$$H = 42,5 + 2,8 + 1,6 + 0,44 + 2 + 0,2 + 0,08 = 49,62 \text{ м.}$$

Округляем значение до целого числа в большую сторону, $H = 50$ м.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		81

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

Установки пиролиза, несмотря на их ключевую роль в производстве этилена и пропилена, представляют собой объекты повышенной опасности из-за сочетания экстремальных температур, токсичных веществ и риска аварийных ситуаций. Все это обеспечивается за счет федерального закона № 116-ФЗ [28], и межгосударственного стандарта 12.3.002-2014 [29]. В работе подробно рассматриваются как технологические риски, так и инженерные решения, направленные на минимизацию угроз для персонала и окружающей среды.

3.1 Критические риски эксплуатации печей пиролиза

Основной источник опасности – змеевик, расположенный в зоне высоких температур (до 1000 °С). При нагреве и охлаждении трубы подвергаются значительным термическим деформациям, что приводит к их удлинению, смещению и контакту между собой. Такие механические воздействия ускоряют износ металла, провоцируют образование трещин и утечки сырья. Утечки углеводородов (пропан, бутан, бензиновые фракции) создают взрывоопасные смеси с кислородом воздуха, особенно в диапазоне концентраций между нижним и верхним пределами воспламенения. Например, этилен взрывоопасен уже при 3,11 % объемной концентрации, а водород – при 4,15 %, что требует строгого контроля газового состава в рабочих зонах.

Дополнительную угрозу представляет коксообразование на внутренних стенках труб. Нагрев до 1100 °С и выше, вызванный неравномерным теплообменом, ускоряет науглероживание металла, снижая прочность труб и увеличивая риск разгерметизации. Это не только сокращает межремонтный цикл оборудования, но и повышает вероятность аварийных выбросов.

					ВКР.114342.180301.ПЗ		
			Подпись	Дата	Расчет основного оборудования процесса пиролиза		
Разраб.	Авраменко К.Ю.						
Пров.	Лескова С.А.						
Н. контр.	Родина Т.А.						
Зав. каф.	Гужель Ю.А.						
					Лит	Лист	Листов
					У	82	93
					АмГУ, ИКиИН, гр. 1107-об		

3.2 Инженерные решения для повышения безопасности

Конструктивные решения зданий и оборудования учитывают функциональные требования технологического процесса, габариты оборудования и нормы техники безопасности. Для змеевиков печей пиролиза, подверженных коксообразованию, предусмотрены регулярное коксоудаление и использование ингибиторов, что снижает риск перегрева и разрушения труб. Материалы змеевиков выбираются с учетом устойчивости к коррозии и термическим нагрузкам, а также компенсации тепловых деформаций для предотвращения механических напряжений.

Проектная документация разработанная в соответствии с Федеральным законом № 384 [30] и сводами правил, гарантирует соответствие зданий и сооружений требованиям энергетической эффективности и промышленной безопасности. В частности, архитектурные решения обеспечивают необходимый микроклимат в помещениях, долговечность конструкций и минимальный расход энергии на отопление и вентиляцию.

Для защиты от аварийных ситуаций применяются системы автоматизации, контролирующие параметры работы змеевиков и обеспечивающие аварийное отключение при отклонениях от нормальных режимов. Предохранительные клапаны и факельное хозяйство предотвращают чрезмерное повышение давления, а паровая завеса используется как барьер при взрывоопасных инцидентах.

Особое внимание уделено подготовке персонала: проведение инструктажей, аттестаций и обучения действиям в чрезвычайных ситуациях. Техническая документация, включая руководства по монтажу и обслуживанию, содержит требования к проверке оборудования перед установкой, программированию систем и гарантийные обязательства, что обеспечивает слаженную работу всех элементов.

Экспертиза промышленной безопасности проводится для технических устройств и документов на консервацию или ликвидацию объектов, что подтверждает соответствие оборудования требованиям на всех этапах жизненного

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		83

цикла. Дополнительно реализованы инженерные решения по энергоэффективности, снижающие нагрузку на системы и косвенно повышающие общую безопасность объекта.

Таким образом, безопасность змеевиков печей пиролиза достигается за счет сочетания конструктивных, технологических и организационных мер, регламентированных нормативными стандартами и адаптированных к условиям эксплуатации.

3.3 Профилактика аварий и экологическая защита

Для предотвращения взрывов и пожаров на современном производстве в документах по охране труда подчеркивается необходимость комплексных мер:

Контроль герметичности: регулярные испытания топливных коммуникаций и змеевиков на утечки, использование инертного газа или пара для продувки топочного пространства перед запуском печи.

Паровые завесы: создание защитных барьеров вокруг печей для изоляции взрывоопасных смесей от источников воспламенения. Это особенно актуально при аварийных разливах горючих жидкостей.

Мониторинг температур и коксоотложения: внедрение систем непрерывного контроля за тепловыми режимами и своевременной очистки труб от кокса, что снижает риск перегрева и связанных с ним выбросов.

Экологическая безопасность обеспечивается за счет предотвращения неконтролируемых выбросов углеводородов. Утечки сырья не только создают риск взрывов, но и загрязняют почву и атмосферу, оказывая токсическое воздействие на экосистемы. Например, пары бензина с температурой вспышки 10,6 °С легко испаряются, попадая в атмосферу и нарушая нормы ПДК. Модернизация змеевика и использование паровых завес сокращают вероятность таких инцидентов, снижая негативное влияние на окружающую среду.

3.4 Анализ веществ и мер защиты

Процесс пиролиза, несмотря на свою ключевую роль в производстве этилена и пропилена, остается источником множества опасностей, связанных с химическими, физическими и биологическими факторами. Эти риски возникают

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						84
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

на всех этапах – от термического разложения углеводов до обращения с побочными продуктами. Каждое вещество, участвующее в процессе, требует особого подхода к безопасности, а меры защиты должны быть интегрированы в технологические и организационные процедуры.

Основу сырья для пиролиза составляют этан, пропан, бутан и бензиновые фракции. Эти вещества, обладающие низкими температурами вспышки, легко переходят в газообразное состояние, образуя взрывоопасные смеси в диапазоне концентраций 2 – 15 %. При вдыхании их пары оказывают наркотическое действие: угнетают центральную нервную систему, вызывая головокружение, дезориентацию и даже кому при высоких дозах. Контакт с кожей приводит к обморожению из-за быстрого испарения.

Для защиты персонала на производстве применяются респираторы с угольными фильтрами, блокирующие пары, и комбинезоны из нетканых материалов, предотвращающие прямой контакт. В экосистемах эти вещества нарушают метаболизм животных, снижая их репродуктивную способность, а в атмосфере участвуют в образовании фотохимического смога.

Пирогаз содержит олефины (этилен, пропилен), предельные углеводороды, смолы и кокс. Этилен, помимо промышленного применения, фитотоксичен: ускоряет старение растений, вызывая преждевременное опадание листьев и снижение урожайности. Пропилен при хроническом воздействии раздражает дыхательные пути, провоцируя бронхиты и астму.

Смолы и кокс, оседая в почве, блокируют доступ кислорода к корням растений, а их частицы, попадая в водоемы, нарушают пищевые цепи, вызывая гибель рыб и беспозвоночных. Работники используют шланговые противогазы ПШ-1 и портативные дыхательные устройства для защиты от аэрозолей пирогаза.

Оксид углерода (СО), образующаяся при неполном сгорании углеводов, связывается с гемоглобином в 200 – 300 раз прочнее кислорода, вызывая гипоксию. Даже при концентрациях 0,1 % (1000 ppm) СО приводит к головным болям и спутанности сознания, а 1 % – к смерти в течение минут. Для контроля

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		85

используются переносные газоанализаторы с сигнализацией, а в зонах повышенного риска – автономные дыхательные аппараты с запасом кислорода.

Метанол (CH_3OH), используемый для очистки оборудования и как растворитель, метаболизируется в организме до формальдегида и муравьиной кислоты, разрушающих сетчатку глаза. Смертельная доза – 30 мл, а хроническое воздействие приводит к необратимой слепоте. Работа с ним требует нитриловых перчаток (толщиной не менее 0,4 мм), защитных очков с боковыми щитками и фильтрующих масок с патронами типа А. При авариях проводится немедленное промывание желудка и госпитализация.

Едкий натр (NaOH), применяемый для нейтрализации кислот, вызывает ожоги кожи и слизистых. Попадание даже 1 – 2 капель в глаза приводит к некрозу тканей и слепоте. Для безопасности используются кислотостойкие перчатки (например, из неопрена), фартуки и очки с полной герметизацией. При разливах реагент немедленно нейтрализуется слабыми кислотами (уксусной, лимонной).

Азот (N_2), используемый для продувки оборудования, вытесняет кислород в замкнутых пространствах, создавая условия для удушья. Работа в таких зонах требует изолирующих противогазов с автономной подачей воздуха. Водород, несмотря на отсутствие токсичности, образует взрывоопасные смеси в диапазоне 4 – 75 % концентрации. Для его безопасного обращения применяются неискрящие инструменты (например, из бериллиевой бронзы) и заземление оборудования.

Тяжелые металлы (никель, ванадий) из коксовых отложений накапливаются в организмах животных, вызывая мутации и хронические заболевания.

Шум от компрессоров и турбин (выше 85 дБ) приводит к необратимой потере слуха, что компенсируется использованием берушей с аттенюацией 30 – 40 дБ.

Вибрация трубопроводов, вызванная пульсациями давления, минимизируется установкой виброгасящих опор и регулярным контролем целостности сварных швов.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						86
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

В таблице 16 перечислены все возможные вещества, встречающиеся на производстве “Пиролиз”, и их воздействие на организм человека.

Таблица 16 – Основные опасные вещества и их характеристика

№	Вещество	Норм. Документ	Характер воздействия на организм.
1	Этилен	ГОСТ 25070-2013	При высоких концентрациях вызывает наркоз без явного возбуждения. Раздражает слизистые оболочки глаз и дыхательных путей. Возможно снижение работоспособности при продолжительном воздействии.
2	Пропилен	ГОСТ 25043-2013	Оказывает слабое наркотическое действие, раздражение слизистых оболочек. При ингаляции может вызывать головную боль, тошноту, снижение координации движений.
3	Гексен-1	ТУ 2411-059-05766801-96	Слабый наркотический эффект. Пороговая концентрация изменения ЭЭГ – 0,8 мг/м³. Может снижать скорость реакции и точность зрения.
4	Бутадиен-1,3	ГОСТ Р 55066-2012	Обладает канцерогенным действием. Поражает центральную нервную систему, печень, почки. Вызывает гематологические изменения при длительном воздействии.
5	Бензол химический	ГОСТ Р 58415-2019	Поражает кроветворную систему, печень, почки. Может вызывать лейкоз. Ухудшение самочувствия, астенизация, нарушение аппетита при длительном воздействии.
6	Бензол нефтяной	ГОСТ 9572-93	Возможны жалобы на нарушение сна, повышенную утомляемость, раздражительность.
7	Толуол нефтяной	ГОСТ 14710-78	Наркотик, раздражающее действие на глаза и дыхательные пути. Возможна головная боль.
8	Стирол	ГОСТ 10003-90	Наркотическое и раздражающее действие. Может вызывать дерматиты при контакте, кашель.
9	Циклогексан технический	ГОСТ 14198-78	Наркотическое действие при высоких концентрациях. Раздражает кожу и слизистые.
10	Этиленгликоль	ГОСТ 19710-2019	Токсичен при попадании через рот. Воздействует на ЦНС и почки.
11	Метанол	ГОСТ 2222-95	Нервно-сосудистый яд. Может вызывать нарушения зрения, вплоть до слепоты, при хроническом воздействии.
12	Водород технический	ГОСТ 3022-80	Не ядовит, при аварийных условиях – риск взрыва.

3.5 Комплексная защита

Инженерные решения: модернизация змеевиков с подвижными обоймами для предотвращения коксообразования и термических деформаций; системы мониторинга температуры (аварийная остановка при 1100 °С) и давления.

Организационные меры: обучение персонала по программам ГСО, стажировка на рабочих местах, ежесменная проверка СИЗ (респираторов, очков, перчаток) с фиксацией в журнале.

Экологический контроль: утилизация шлама на полигоне, очистка стоков через закрытую сеть канализации, использование реагентов (Аквакомплекс MF-RWR16) для предотвращения коррозии.

Таким образом, безопасность пиролиза достигается не только техническими инновациями, но и строгим соблюдением протоколов, где каждое вещество, от углеводородов до инертных газов, становится объектом тщательного контроля.

					ВКР.114342.180301.ПЗ	Лист
						88
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе выполнения выпускной квалификационной работы были проведены комплексные исследования технологического процесса пиролиза этановой фракции с акцентом на расчет и проектирование основного оборудования установки. Цель работы – обоснование технологических параметров, выбор и инженерный расчет ключевых аппаратов (печи пиролиза, закалочного аппарата, фракционатора) – достигнута за счет выполнения следующих задач:

1. Изучены физико-химические основы процесса пиролиза, включая реакции термического разложения этана, влияние температуры, времени пребывания сырья и степени разбавления водяным паром на выход целевых продуктов (этилена, пропилена).

2. Рассчитаны материальный баланс и тепловой эффект процесса, определены состав и параметры пирогаза, а также тепловые нагрузки на оборудование.

3. Выполнен конструктивный расчет печи пиролиза: определены геометрические размеры змеевика, время пребывания сырья в трубках, тепловая мощность печи и расход топлива. Объем камеры радиации составил 1272,30 м³, площадь теплообменной поверхности – 721,90 м².

Полученные данные подтверждают, что предложенная конструкция оборудования обеспечивает стабильное протекание процесса. Предложено использование двух печей типа F-3 для повышения надежности и снижения простоев при декоксировании.

Работа демонстрирует практическую значимость: результаты могут быть применены при проектировании или модернизации пиролизных установок на нефтегазоперерабатывающих предприятиях.

					ВКР.114342.180301.ПЗ					
			Подпись	Дата						
Разраб.	Авраменко К.Ю.				Расчет основного оборудования процесса пиролиза			Лит	Лист	Листов
Пров.	Лескова С.А.							У	89	93
Н. контр.	Родина Т.А.							АмГУ, ИКиИН, гр. 1107-об		
Зав. каф.	Гужель Ю.А.									

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Фафурин, А. В. Аналитическое исследование процесса пиролиза этана / А. В. Фафурин, М. М. Андреева, И. Р. Чигвинцева // Вестник Казанского технологического университета. – 2011. – Т. 14, № 14. – С. 318.

2 Сутягин, В. М. Химия и физика полимеров : учеб. пособие / В. М. Сутягин, Л. И. Бондалетова. – Томск : Изд-во ТПУ, 2025. – 120 с.

3 Чербиева, Х. С. Современное состояние и тенденции развития процесса пиролиза / Х. С. Чербиева, Д. Н. Агаев // Вестник магистратуры. – 2019. – № 11-3. – С. 8–12.

4 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.

5 Хафизов, И. Ф. Современные тенденции развития процесса пиролиза / И. Ф. Хафизов, Р. Р. Мусин // Вестник Казанского технологического университета. – 2014. – Т. 17, № 10. – С. 188–189.

6 Что такое процесс карбонизации? Превращение органических материалов в ценный древесный уголь [Электронный ресурс] / Kindle-Tech. – Режим доступа: URL: <https://ru.kindle-tech.com/faqs/what-is-carbonization-process> (дата обращения: 26.05.2025).

7 Производство водорода [Электронный ресурс] / Промгазсервис. – Режим доступа: URL: <https://promgaz96.ru/hydrogen-production.html> (дата обращения: 26.05.2025).

8 Анализ процесса пиролиза углеводородов в присутствии воды [Электронный ресурс] // Научный журнал. – 2025. – № 1. – С. 45–50. – Режим доступа: URL: <https://core.ac.uk/download/pdf/197418197.pdf> (дата обращения: 26.05.2025).

					ВКР.114342.180301.ПЗ		
			Подпись	Дата	Расчет основного оборудования процесса пиролиза		
Разраб.	Авраменко К.Ю.						
Пров.	Лескова С.А.						
Н. контр.	Родина Т.А.						
Зав. каф.	Гужель Ю.А.						
					Лит	Лист	Листов
					У	90	93
					АмГУ, ИКиИН, гр. 1107-об		

9 Матковский, П. Е. Технологии получения и переработки синтез-газа / П. Е. Матковский, И. В. Седов // Газохимия. – 2015. – № 3. – С. 77–84.

10 Лapidус, А. Л. Газохимия : учебник / А. Л. Лapidус, И. А. Голубева, Ф. Г. Жагфаров. – М. : ФГУП изд-во «Нефть и газ» РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, 2013. – 402 с.

11 Салимгареев, Р. Р. Влияние давления и температуры на выход продуктов пиролиза / Р. Р. Салимгареев, С. В. Рачковский // Вестник Казанского технологического университета. – 2013. – № 4. – С. 106–107.

12 Салохиддинов, Ф. А. Основные показатели печей пиролиза в газохимической отрасли / Ф. А. Салохиддинов // Цифровые технологии в промышленности. – 2023. – С. 116–120.

13 Лаврентьева, Т. А. Влияние соотношения водяной пар : сырье на выход целевых продуктов процесса пиролиза пропан-бутановой фракции в присутствии пентасилсодержащих катализаторов : статья / Т. А. Лаврентьева, О. Н. Каратун. – Астрахань : «Вестник АГТУ», 2009. – С. 23–42.

14 Пиролиз углеводородного сырья : метод. указ. к лабораторным работам для обучающихся по направлению 18.03.01 «Химическая технология» / сост. И. В. Александрова ; Филиал ТИУ в г. Тобольске. – Тюмень : Издательский центр БИК, ТИУ, 2017. – 32 с.

15 Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии : учебное пособие / А. Г. Касаткин. – М. : Химия, 1973. – 752 с.

16 Мухина, Т. Н. Пиролиз углеводородного сырья : учебное пособие / Т. Н. Мухина, Н. Л. Барабанов, С. Е. Бабаши и др. – М. : Химия, 1987. – 240 с.

17 Гуломов, Ш. Н. Конструкции печей, проводящих пиролиз углеводородного сырья / Ш. Н. Гуломов, Г. Р. Базаров // Вопросы науки и образования. – 2017. – № 4. – С. 32–35.

18 Сафаров, Б. Ж., Ашуров О. О., Тошев М. С., Худойбердиев С. А. Некоторые особенности промышленного пиролиза // Теория и практика современной науки. – 2019. – № 3(45). – С. 263.

					ВКР. 114342.180301.ПЗ	Лист
						91
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

19 Основные технологии переработки нефтегазового сырья: учебное пособие / М. А. Косарева, С. Г. Статхеев, Н. А. Третьякова ; Министерство науки и высшего образования Российской Федерации, Уральский федеральный университет. – Екатеринбург : Изд-во Урал. ун-та, 2022. – 110 с.

20 Сборник тезисов 69-й Международной молодежной научной конференции «Нефть и газ – 2015». – М. : РГУ нефти и газа имени И. М. Губкина, 2015. – 320 с.

21 Закально-сварочные аппараты в пиролизных печах для производства этилена [Электронный ресурс] // Oil and Gas Refining. – 2021. – Режим доступа: URL: <https://oilandgasrefining.ru/wp-content/uploads/2021/02/BPHE-Zakalочно-svaritelnye-apparaty-v-piroliznyh-pechah-dlya-proizvodstva-etilena.pdf> (дата обращения: 26.05.2025).

22 Солодова, Н. Л., Абдуллин, А. И. Пиролиз углеводородного сырья : учебное пособие / Н. Л. Солодова, А. И. Абдуллин ; Государственное образовательное учреждение «Казанский государственный технологический университет». – Казань : Казан. гос. технол. ун-т, 2008. – 239 с.

23 Кузнецов, А. А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А. А. Кузнецов, С. М. Кагерманов, Е. Н. Судаков. – Л. : Химия, 1974. – 344 с.

24 Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / 2-е изд., доп. и перераб. – М. : Наука, 1972. – 721 с.

25 Калишук, Д. Г. Процессы и аппараты химической технологии. Расчет и проектирование массообменных аппаратов : учебное пособие для студентов учреждений высшего образования по химико-технологическим специальностям / Д. Г. Калишук [и др.]. – Минск : БГТУ, 2014. – 498 с.

26 ОСТ 26-01-108-85. Тарелки ситчато-клапанные колонных аппаратов. Параметры, конструкция и размеры. – Взамен ОСТ 26-01-108-79, ОСТ 26-01-125-81 ; введ. 01-01-1986. Приказом по всесоюзному промышленному объединению от 29.10.1985

					ВКР. 114342.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		92

27 Колонные аппараты. Каталог. – М. : ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1987.
– 27 с.

28 Федеральный закон № 116-ФЗ «О промышленной безопасности опасных производственных объектов» / Российская Федерация. – М. : 1997. – 32 с.

29 ГОСТ 12.3.002-2014. Система стандартов безопасности труда. Процессы производственные. Общие требования безопасности : межгос. стандарт. – М. : Стандартиформ, 2014. – 17 с.

30 Федеральный закон № 384-ФЗ «Технический регламент о безопасности зданий и сооружений» / Российская Федерация. – М. : 2009. – 33 с.

					<i>ВКР. 114342.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>		93

Перв. примен.

Справ. №

Погр. и дата

Инв. № дубл.

Взам. инв. №

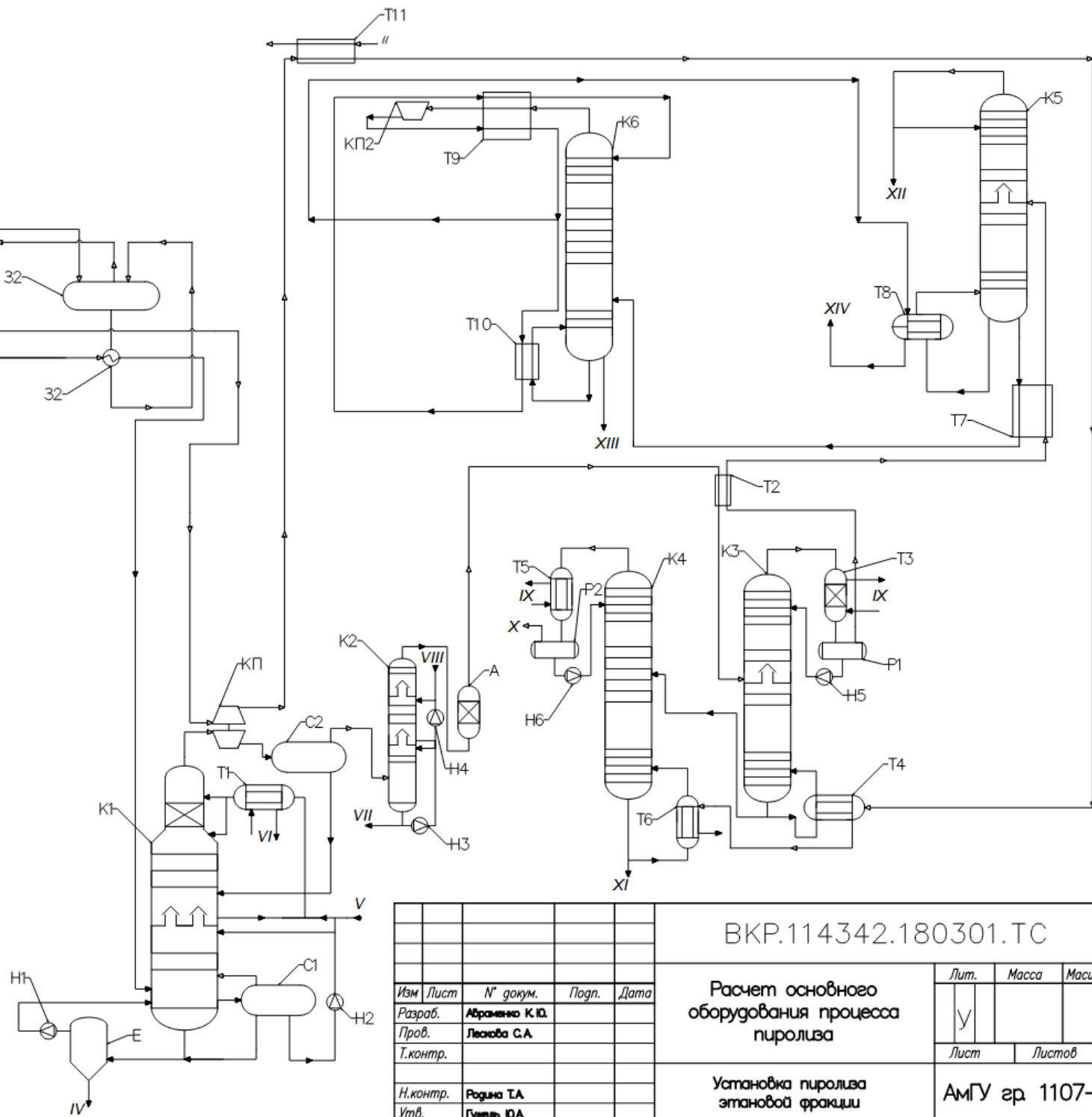
Погр. и дата

Инв. № подл.

ВКР.114342.180301.ТС

Условное Обозначение	Поток
I	Этановая фракция
II	Водяной пар
III	Вода
IV	Тяжелая смола
V	Закалочная вода
VI	Охлаждающая вода
VII	Отработанная щелочь
VIII	Свежая щелочь
IX	Охлаждающий этилен
X	Фракция C ₃ +
XI	Фракция C ₄ +
XII	Метан + водород
XIII	Этан
XIV	Этилен

Поз	Обознач	Название	Кол
1	A	Адсорбер	1
2	КП1, КП2	Компрессор	2
3	E	Емкость мазута	1
4	З1	Основной ЗИА	2
5	З2	Вспомогательный ЗИА	1
6	K1	Закалочная колонна	1
7	K2	Колонна щелочной очистки	1
8	K3	Дезэтанализатор	1
9	K4	Фракционатор C ₃	1
10	K5	Деметанизатор	1
11	K6	Фракционатор C ₂	1
12	H1 – H6	Насос	6
13	П	Печь пиролиза	1
14	P1, P2	Рефлюксная емкость	2
15	C1, C2	Сепаратор	2
16	T1 – T12	Теплообменник	11



ВКР.114342.180301.ТС

Расчет основного
оборудования процесса
пиролизаУстановка пиролиза
этановой фракции

Лит.	Масса	Масштаб
У		
Лист		Листов

АмГУ гр 1107-об

Копировал

Формат А3