

Реферат

Выпускная квалификационная работа содержит 108 – страниц, 29 – таблиц, 7 – рисунков, 19 – литературных источников. Перечень графического материала: технологическая схема, чертеж общего вида, сборочный чертеж.

Ключевые слова: этилен, пропилен, пиролиз, бензин, олефины, змеевик, технологическая схема.

Объектом исследования является проектирование установки пиролиза бензина.

Цель данной работы – изучение всех физико-химических свойств процесса и их влияния на протекание реакции, а также конструирование основного аппарата процесса пиролиз бензина.

В результате исследования был выполнен расчет материального и теплового балансов, также конструктивный и механический расчеты, на основании которых был выполнен чертеж основного аппарата – змеевика радиантной части печи.

Выпускная квалификационная работа набрана в текстовом редакторе Microsoft Word 2010, чертежи сделаны в программе Компас 2014.

Abstract

The final qualification work includes 108 p., 7 fig., 29 tab., 19 references.

Keywords: ethylene, propylene, pyrolysis, gasoline, olefins.

The object of research is the design of the gasoline pyrolysis furnace.

The work purpose is study of all physico-chemical properties of the process and their influence on the reaction, as well as the construction of the main unit process of pyrolysis gasoline.

A material and thermal balances was carried out and perform as a result of research. Also the constructive and mechanical calculations are made, and the main unit drawing – radiant coil of the furnace has been made.

The thesis was done by Microsoft® Office Word 2010, drawings were made by the program of Compass 2014.

Оглавление

Введение.....	5
1 Продукты пиролиза и их применение.....	6
2 Сырьевая база производства низших олефинов	9
3 Химизм реакций пиролиза	11
4 Механизм целевых реакций пиролиза	13
5 Параметры и условия проведения процесса.....	15
5.1 Температура процесса	15
5.2 Время пребывания сырья в реакционном змеевике	16
5.3 Парциальное давление углеводородов	17
6 Трубчатые печи	18
7 Технологическая схема установки пиролиза бензина.....	25
8 Контроль производства и управление основным технологическим процессом.....	27
9 Материальный баланс.....	33
10 Тепловой расчет печи	36
11 Технологический расчет печи.....	46
11.1 Исходные данные для расчета	46
11.2 Расчет трубчатого реактора	47
11.2.1 Состав сырья и пирогаза.....	47
11.2.2 Определение температуры дымовых газов, покидающих радиантную камеру	49
11.2.3 Поверхность нагрева реакционного змеевика	49
11.2.4 Время пребывания парогазовой смеси в реакционном змеевике	51

11.2.5 Расчет конвективной поверхности нагрева печи.....	53
11.3 Гидравлический расчет змеевика печи	60
11.3.1 Расчет потерь напора	60
11.4 Подбор вспомогательного оборудования	62
11.4.1 Расчет закалочных аппаратов	62
11.4.2 Расчет аппарата	65
Заключение	71
Список литературы	72

Введение

Пиролиз получил широкое развитие во время 1-й мировой войны 1914-1918гг., в то время с помощью этого процесса получали толуол, который являлся сырьем для производства тротила. Пиролизу подвергали преимущественно керосин.

В настоящее время, пиролиз – основной способ получения низкомолекулярных ненасыщенных углеводородов – олефинов – этилена и пропилена.

Этилен и пропилен являются важнейшими мономерами промышленного органического синтеза. В связи с этим производство низших олефинов осуществляется в больших масштабах и непрерывно растет. Мировое производство этилена на 2015 год составляет около 175 миллионов тонн, а производство пропилена составляет примерно 40% от объема производства этилена [1].

Достаточно дешевое, полученное из природного материала, сырьё, и малое количество стадий делает этот процесс относительно выгодным. Как и многие другие процессы нефтехимического синтеза, пиролизные установки используются только в крупнотоннажном производстве. В настоящее время большую часть низших олефинов получают пиролизом этана, пропана, бутанов, бензина, керосино-газойлевых фракций и сырой нефти.

Объемы производства этилена обычно показывают на масштабы развития в регионе нефтехимической промышленности. Наличие установки пиролиза, обычно, указывает, на существовании в этой точке нефтехимического комплекса.

1 Продукты пиролиза и их применение

Продукты пиролиза по агрегатному состоянию подразделяются на газообразные (пирогаз), жидкие (смола пиролиза) и твердые (кокс, сажа) вещества. Состав реакционной смеси сложен. В настоящее время идентифицировано около 300 наименований содержащихся в ней веществ.

Целевые продукты - низкомолекулярные олефиновые углеводороды (этилен, пропилен). К числу ценных побочных продуктов относятся олефины (бутилены, пентены, изопентены, гексены и пр.), диены (дивинил, изопрен, цикlopentadiен и пр.), ароматические углеводороды группы БТК (бензол, толуол, ксилолы), конденсированные структуры (нафталин, фенантрен и т.д.). По масштабам потребления первое место среди продуктов пиролиза занимают этилен (C_2H_4) и пропилен (C_3H_6).

Основные направления использования этилена включают производства: полиэтилена, стирола, поливинилхлорида, этиленгликоля, ацетальдегида, этанола, винилацетата, пропионового альдегида, пропионовой кислоты.

Основная часть потребления этилена 65 – 70% занимают пластмассы, 10% – производные этиленгликоля (в основном антифризы), 5% – растворители, 5% – синтетические волокна и 10 –15% – другая продукция.

Пропилен применяют в синтезах полипропилена, пропиленгликоля, изопропилбензола, изопропанола, аллилацетата, акрилонитрила, ацетонаолигомеров, глицерина, оксоспиртов.

За границей потребление этилена на производство полиэтилена приходится 50,0%, хлорвинила – 18,5%, этиленоксида – 12,5%, этилбензола – 8,0% и прочих продуктов – 33,0%.

Образующаяся при пиролизе углеводородов (прямогогонного бензина) фракция C_4 содержит около 47% бутадиена, 23% изобутена, 25% бутена. В нефтехимии бутадиен-1,3 используется в основном (75-85% общего объема

производства) для получения эластомеров, при этом, бутадиен-1,3 полученный пиролизом преобладает в этом объеме.

Изобутилен в основном используется для производства пластических масс, спиртов, изопрена и изобутилметилового эфира.

Ароматические соединения, в том числе и бензол, занимают второе место по важности в сырьевой базе органического синтеза после низших олефинов.

Около 45% бензола идет на синтез этилбензола, 25% на производство фенола, 15% на гидрогенизацию в циклогексан, 10% на получение хлорбензола и 10% на синтез анилина.

Такие ароматические углеводороды как бензол, ксилолы, толуол – получают при проведении таких процессов как: риформинг, пиролиз, и при коксовании углей. В США большую часть бензола получают риформингом – 50%, на пиролиз приходится 25%, деалкилированием толуола – 20% и 5% коксохимией.

Фракция углеводородов C_4 в нашей стране отправляется на производство синтетического каучука. Жидкие продукты пиролиза в России идут на получение бензола, сольвенты, сырья для производства технического углерода, нефтеполимерных смол, компонентов автомобильного бензина и котельного топлива.

В настоящее время ведется также исследовательская работа по альтернативным направлениям использования смолы пиролиза. В частности, предлагается использовать высокомолекулярные компоненты смолы пиролиза в качестве фотосенсибилизаторов разложения алифатических спиртов и жидких парафинов. Методом электронного парамагнитного резонанса и низкотемпературного фотолиза на примере разложения алифатических спиртов и жидких парафинов были исследованы фотосенсибилизирующие свойства асфальтенов и смол, выделенных из тяжелой смолы пиролиза. Обладая высоким парамагнетизмом, смолисто-асфальтеновые вещества легко подвергаются воздействию солнечного света,

под действием которого происходят фотохимические и фотоокислительные процессы по свободно-радикальным механизмам. При фотооблучении замороженных растворов асфальтенов и смол ТСП в спиртовых матрицах наблюдается интенсивное образование спиртовых радикалов. Применение смолисто-асфальтеновых веществ тяжелой смолы пиролиза в качестве фотосенсибилизаторов разложения органических соединений имеет немаловажное значение, так как не требует специальной тщательной очистки. Способность смолисто-асфальтеновых веществ поглощать в широком спектральном диапазоне перспективна и с точки зрения утилизации солнечной энергии [2].

2 Сырьевая база производства низших олефинов

В качестве сырья для процесса пиролиза используются различные углеводороды:

- газообразные (этан, пропан);
- тяжелые дистилляты;
- сырая нефть.

Основным сырьем, перерабатываемым пиролизом являются газообразные углеводороды и прямогонный бензин. Эти два вида сырья дают более высокие выходы целевых продуктов при более низком коксообразовании.

При выборе сырья также учитывается соотношение потребностей в получаемых продуктах, но главным фактором, формирующим сырьевую базу, является доступность тех или иных фракций переработки нефти и газа.

Решающая роль в формировании структуры сырьевой базы принадлежит наличию ресурсов и способам переработки нефти и газа.

При выборе сырья пиролиза в нашей стране в 60-х годах 20 века был взят курс на преимущественное использование прямогонного бензина. Учитывались особенности отечественной нефтепереработки и ассортимент нефтехимической продукции, получаемой в процессе пиролиза прямогонного бензина. На этиленовой установке типа ЭП-300, работающей на прямогонном бензине, получают 300 тысяч тонн этилена в год. Помимо этилена на данной установке получают метано-водородную фракцию – 181 тыс. т., пропилен – 149 тыс.т., бутен-бутадиеновую фракцию – 115 тыс. т., бензол – 95 тыс. т. и котельное топливо – 60 тыс. т.

Высокое качество исходного сырья пиролиза оценивается, главным образом, по величине выхода этилена или общего выхода непредельных углеводородов $C_2 - C_4$, а иногда и по выходу более сложного комплекта продуктов, представляющих товарное химическое сырьё.

При пиролизе углеводородов различных классов и различного молекулярного веса образуются продукты, состав которых сильно отличается друг от друга. Поэтому в зависимости от физико-химического состава исходного сырья распределение углеводородов в продуктах пиролиза и выходы отдельных компонентов также сильно изменяются. Для получения в процессе пиролиза максимального количества этилена с минимальным образованием побочных продуктов целесообразно применять сырьё с высоким содержанием парафинов (до 85 – 90%) и высоким соотношением n -парафинов и суммы всех парафинов (0,6 – 0,7).

Углеводородное сырьё с высоким содержанием нафтеновых углеводородов и небольшим количеством парафинов при пиролизе даёт относительно небольшой выход этилена, но позволяет получить значительный выход фракции C_4 , в том числе бутадиена-1,3.

Наиболее распространённым сырьём пиролиза является бензиновая и бензино-лигроиновая фракция с разными пределами кипения и разным углеводородным составом. При переработке бензиновой фракции образуется пиролизный газ, богатый непредельными углеводородами $C_2 - C_4$, а также образуются жидкие продукты, содержащие алифатические и циклические олефины и диолефины C_5 и выше, а также ароматические углеводороды $C_6 - C_8$ и другие ценные компоненты [3].

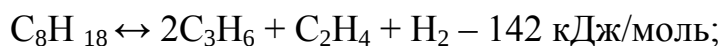
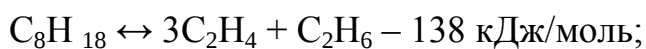
3 Химизм реакций пиролиза

Химическая схема пиролиза включает две группы реакций:

- Первичные реакции, приводящие к образованию олефинов;
- Вторичные, результатом которых является снижение выхода целевых продуктов за счет их расходования в побочных реакциях.

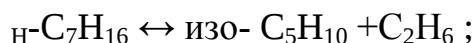
К группе первичных следует отнести целевые реакции крекинга и дегидрирования парафиновых углеводородов, например:

- Крекинг парафинов;

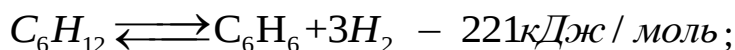


К другим первичным реакциям относятся:

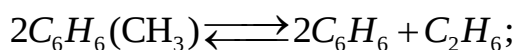
- Изомеризация парафинов:



- Дегидрирование нафтенов:

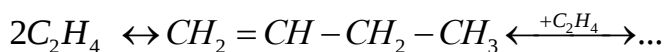


- Деалкилирование алкилароматических углеводородов:

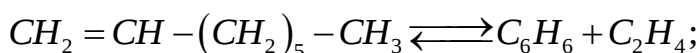


Голоядерная ароматика (бензол, нафталин и пр.) не подвергается распаду. Вторичные реакции представлены:

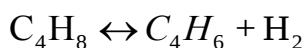
- Олигомеризацией олефинов:



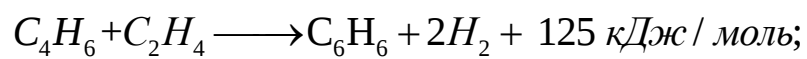
- Циклизацией олефинов



- Дегидрированием олефинов с образованием диенов



- конденсацией олефинов с диенами (реакция Дильса-Альдера)



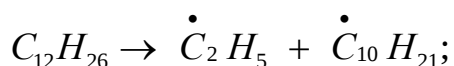
- Реакциями уплотнения олефинов, диенов и ароматических углеводородов, в итоге приводящих к получению многоядерных ароматических соединений и кокса по схеме: ароматические + диеновые (олефиновые) углеводороды $\rightarrow$ многоядерная ароматика $\rightarrow$ пек $\rightarrow$ кокс [3].

4 Механизм целевых реакций пиролиза

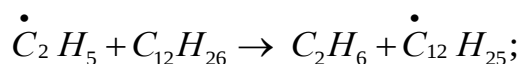
Пиролиз углеводородов - это сложный процесс, который протекает по свободно-радикальному механизму при высоких температурах и низком давлении с получением пиролизного газа. Как все цепные процессы, процесс пиролиза включает три основные стадии:

- Инициирование;
- Продолжение;
- Обрыв цепи;

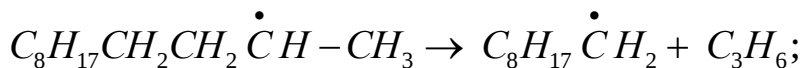
Инициирование осуществляется за счет мономолекулярного сильно эндотермического гомолитического расщепления наиболее слабой связи -С-С- с образованием двух радикалов, например:



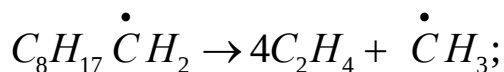
Продолжение цепи включает чередующиеся акты отрыва небольшими радикалами атома водорода от молекулы исходного углеводорода с образованием насыщенного углеводорода и радикала большой молекулярной массы:



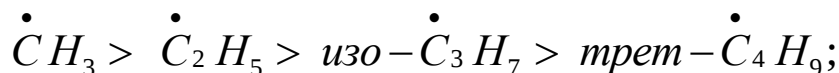
Большие радикалы термодинамически неустойчивы, и обычно претерпевают очередное расщепление связи -С-С- в β-положении к радикальному центру:



Эта реакция β-распада продолжается до того времени, пока не получится сравнительно термически устойчивый радикал:

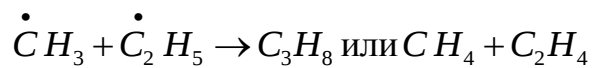
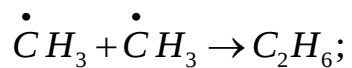
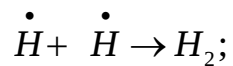


По термостабильности радикалы располагаются в следующий ряд:



Относительные скорости отдельных реакций продолжения цепи зависят от строения частиц, расположения свободной валентности и концентрации радикалов.

Обрыв цепи происходит путем гибели радикалов за счет рекомбинации или диспропорционирования:



5 Параметры и условия проведения процесса

К числу важнейших параметров, оказывающих влияние на процесс пиролиза, относятся такие параметры как: время пребывания сырья в реакционном змеевике, температура и парциальное давление углеводородов.

5.1 Температура процесса

Самым распространенным в промышленности сырьем для процесса пиролиза является прямогонный бензин. Процессы термического разложения бензина начинаются при температуре около 600 °С и протекают с большой скоростью с образованием газообразных продуктов при температурах выше 630 °С. На рисунке 1 показаны выходы основных продуктов пиролиза широкой фракции (35 – 180 °С) прямогонного бензина при различных температурах и постоянных значениях давления, времени нахождения сырья в реакционном змеевике и разбавления сырья водяным паром (реактор приближается к изотермическому). В интервале от 600 до 680 °С из алканов и нафтеновых углеводородов в большом количестве образуются наряду с пропиленом и этиленом высшие олефины – гексены и пентены. При увеличении температуры процесса возрастает выход более легких углеводородов, причем выходы олефинов $C_2 - C_4$ проходят через максимум. Стабильность олефинов возрастает с уменьшением их молекулярной массы, и максимум их выхода сдвигается в сторону более высоких температур.

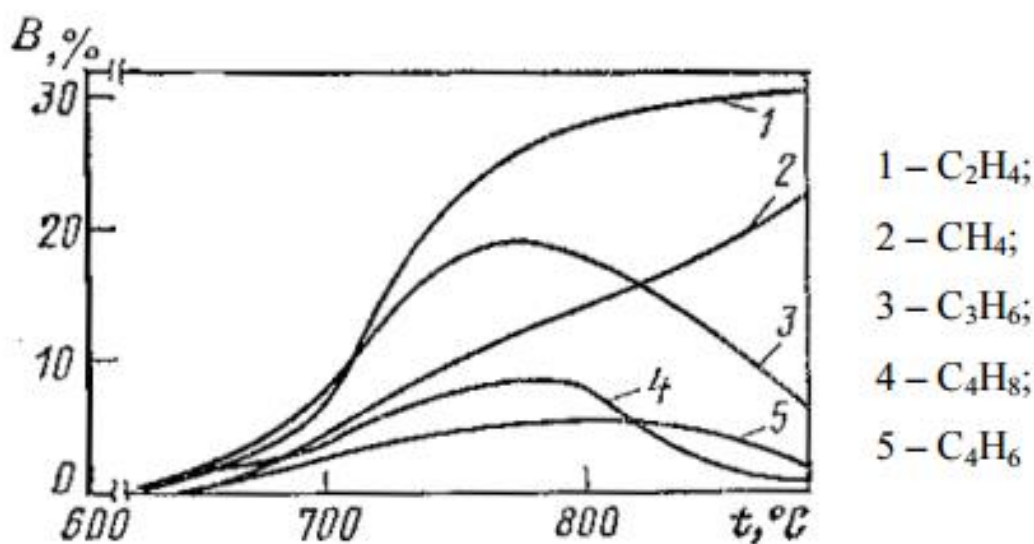


Рисунок 1 — Зависимость выходов продуктов процесса пиролиза прямогонного бензина от температуры.

5.2 Время пребывания сырья в реакционном змеевике

Под временем пребывания сырья в реакционном змеевике понимают промежуток, в течение которого парогазовая смесь находится в змеевике радиантной части печи при такой температуре, когда реакция проходит с большой скоростью.

С увеличением времени пребывания сырья в реакционном змеевике и увеличением температуры процесса непрерывно возрастают выходы метана и водорода.

С увеличением температуры в основном возрастает не скорость вторичных, а скорость первичных реакций, в результате которых образуются олефины. Для различных олефинов существует разное оптимальное время, при котором достигается максимальный выход, при этом, чем выше температура, тем это оптимальное значение времени меньше. Следовательно, одновременное увеличение температуры и уменьшение времени пребывания сырья в реакционном змеевике приводит к более высоким выходам целевых продуктов. Из этого следует, что промышленный процесс пиролиза должен

развивается в направлении уменьшения времени контакта и увеличения температуры.

5.3 Парциальное давление углеводородов

Огромное влияние на селективность процесса пиролиза оказывает парциальное давление углеводородов в реакционном потоке. Степень превращения сырья в низшие олефины не зависит от давления (реакции первого кинетического порядка), но олефины реагируют дальше, превращаясь в продукты полимеризации или конденсации, и степень их превращения по этим направлениям пропорциональна парциальному давлению углеводородов, которое определяется суммарным давлением в реакторе и разбавлением сырья водяным паром.

Давление смеси в реакторе, в большинстве случаев, равно давлению на выходе из змеевика радиантной части печи. Оптимальным давлением на выходе из змеевика принято давление, находящееся в пределах от 0,16 – 0,20 МПа.

Уменьшение парциального давления углеводородов происходит в результате разбавления сырья водяным паром, при этом возрастает выход этилена, а также бутадиена-1,3 и бутенов, но уменьшается выход ароматических углеводородов и метана, таким образом, селективность пиролиза по этилену возрастает.

Коксообразование в змеевике снижается по мере увеличения разбавления сырья водяным паром, так как в результате этого, уменьшается скорость реакций второго и более высоких кинетических порядков, ведущих к получению высокомолекулярных соединений – предшественников кокса.

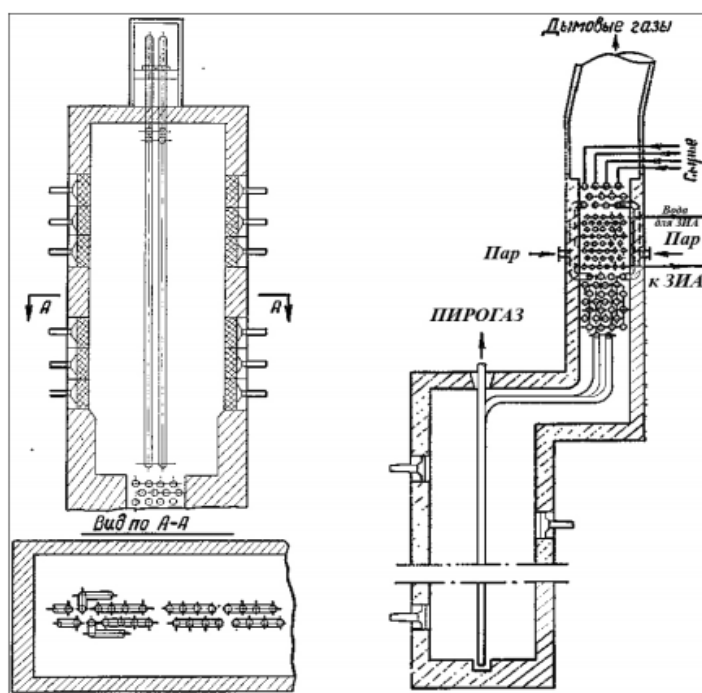
Для различных видов сырья степень разбавления водяным паром различается, как правило, это зависит от различной склонности сырья к коксообразованию [3].

6 Трубчатые печи

Процесс пиролиз углеводородного сырья на пиролизных установках осуществляется в трубчатых печах, которые имеют различные конструктивные особенности. Изначально печи пиролиза в конструктивном оформлении были подобны нагревательным печам нефтезаводских установок и отличались от них в основном температурой: на выходе из змеевика она составляла 720 – 760 °С. Топливо сжигалось в факельных горелках. Факельные горелки создавали неуправляемое распределение температуры внутри печи, в результате этого возникали частые пережоги труб даже при невысоких температурах пиролиза. Печи имели два потолка, змеевик был выполнен в качестве настенного экрана, что не обеспечивало высокие теплонапряженности поверхности труб из-за большой неравномерности подвода тепла: часть поверхности труб была обращена к излучающим дымовым газам, а часть – к отражающим, заэкранированным стенам. Неравномерность обогрева змеевиков резко сокращала длительность пробега печи и не позволяла поднять температуру пиролиза. С переходом на жидкое сырье, которое вызывает более сильное коксование змеевиков, необходимо было упорядочить сжигание топлива в печи. С этой целью были разработаны панельные горелки беспламенного горения.

Следующим этапом было размещение змеевика в середине топочной камеры на подвесках («елочках»), которые выводятся через потолок печи и крепятся к наружным балкам. Дымовые газы из топочной камеры уходят вниз, нагревая сырье и пар разбавления в конвекционной зоне. Несмотря на то, что в начале радиантного змеевика поток нагревается и этот участок является как бы продолжением конвекционной секции, время пребывания потока в зоне, где начинается разложение сырья (при температуре выше 600 °С), весьма велико и составляет 1,2 – 1,6 с. В горизонтальных змеевиках время пребывания потока не бывает менее 0,8 с. Как правило, оно составляет 1,0 – 1,2 с. Увеличение выходов этилена достигается повышением

температуры пиролиза и сокращением времени реакции. Это вызывает повышение температур стенки змеевика, излучающих стен и дымового газа в топочной камере. Трубные подвески, не защищенные от излучения и омывания топочными газами, нагреваясь до 1020 – 1060 °С, начинают коробиться. Для того, чтобы вести процесс при малом времени пребывания потока в змеевике и высокой теплонапряженности начали использовать трубы из более жаростойких сталей – типа Х25Н20 и Х25Н35, изготовленных методом центробежного литья. Поскольку эти трубы более хрупкие, то от горизонтальных перешли к вертикальным, свободно висящим змеевикам. Первые этиленовые установки, оснащенные печами с вертикальным расположением змеевика, появились в середине 60-х годов XX века. Примером таких печей могут служить печь, разработанная Гипрокаучуком, и печь SRT-I фирмы «Lummus».



Печь с вертикальным змеевиком (Гипрокаучук)

Печь фирмы «Lummus» типа SRT-I

Рисунок 2 – Печи пиролиза

Переход на высокотемпературный (830 – 850 °С) пиролиз привел к появлению печей нового типа с коротким временем пребывания потока в змеевиках. Это печи SRT («Short Residence Time»). Одновременно было установлено, что экономически целесообразно приводы компрессоров этиленовой установки выполнять в виде паровых турбин, работающих на «собственном» паре высокого давления, получаемом в ЗИА. Змеевики печи SRT-I расположены в один ряд в относительно узкой топочной камере, над которой находится конвекционная зона. Трубные подвески вынесены из зоны облучения в потолочный канал, что значительно облегчает условия их эксплуатации. Змеевик рассчитан на проведение пиролиза при температуре до 850 °С. Пиролиз жидкого сырья в печах этого типа ведут обычно при температуре около 830 °С; время пребывания потока в змеевике составляет 0,75 с. В печах SRT-I пиролизу подвергаются как бензиновые фракции, так и рецикловый этан. Рядом фирм разрабатываются печи с вертикальными расположенными в два ряда змеевиками («Selas», КТИ). Такие печи более компактны: их длина уменьшается на 20 – 30 % в сравнении с однорядным расположением змеевика. Тем не менее неравномерность облучения змеевиков в них выше. Поэтому, в основном, трубы змеевиков размещают с большим шагом (2,5 – 3,0 d), тогда как при однорядном расположении шаг составляет примерно 2d. На рисунке 3 показано расположение змеевиков в печи фирмы «Selas». Вход в них находится у торцевых стен.

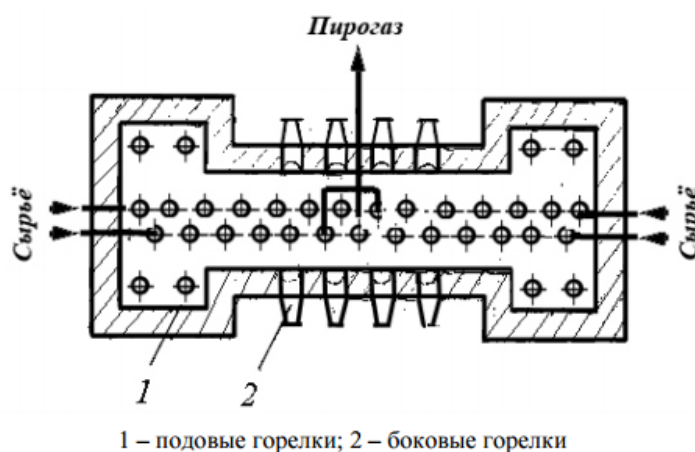


Рисунок 3 – Расположение змеевиков печи фирмы «Selas»

Выходящий пирогаз поступает на один ЗИА. Первые по ходу потока трубы змеевика могут обогреваться подовыми горелками, в которых сжигается жидкое топливо. Шаг между трубами одного змеевика равен $3d$, расстояние между параллельными змеевиками – $3,5 d$; внутренний диаметр труб 89 мм. Конструкция змеевиков печей ВНИПИнефть для этиленовых установок, пиролизующих этан, аналогична. Они выполнены из труб диаметром 140×10 мм, установленных с шагом, равным $3,5d$ в плоскости змеевика и $3d$ между змеевиками. Основные характеристики змеевика – диаметр, нагрузка по сырью, время пребывания сырья в нем и температура стенки – тесно связаны между собой. При сокращении времени пребывания сырья в зоне реакции повышается температура стенки. Для ее снижения следует увеличить удельную поверхность змеевика, то есть поверхность на единицу объема. Это можно достигнуть перейдя на трубы малого диаметра или выполнением змеевика «ветвящимся».

Фирма «Kellogg» разработала многопоточную печь «Millisecond», которая дает возможность вести пиролиз при температуре около $900 - 930$ °C и времени пребывания сырья в трубах, равном $0,03 - 0,1$ с. Змеевики этих печей состоят из прямых труб, соединенных на входе коллектором, через который поступает сырье с паром. На выходе два потока объединяются и поступают в ЗИА типа «труба в трубе». Так как время охлаждения пирогаза до температуры, при которой прекращаются вторичные реакции (обычно ≤ 650 °C) должно быть равным приблизительно $0,1$ от времени пребывания потока в змеевике, то только такая сборка змеевиков и ЗИА возможна в данной печи, поскольку любой коллектор пирогаза сильно увеличит время реакции. Схема печи «Millisecond» показана на рисунке 4.

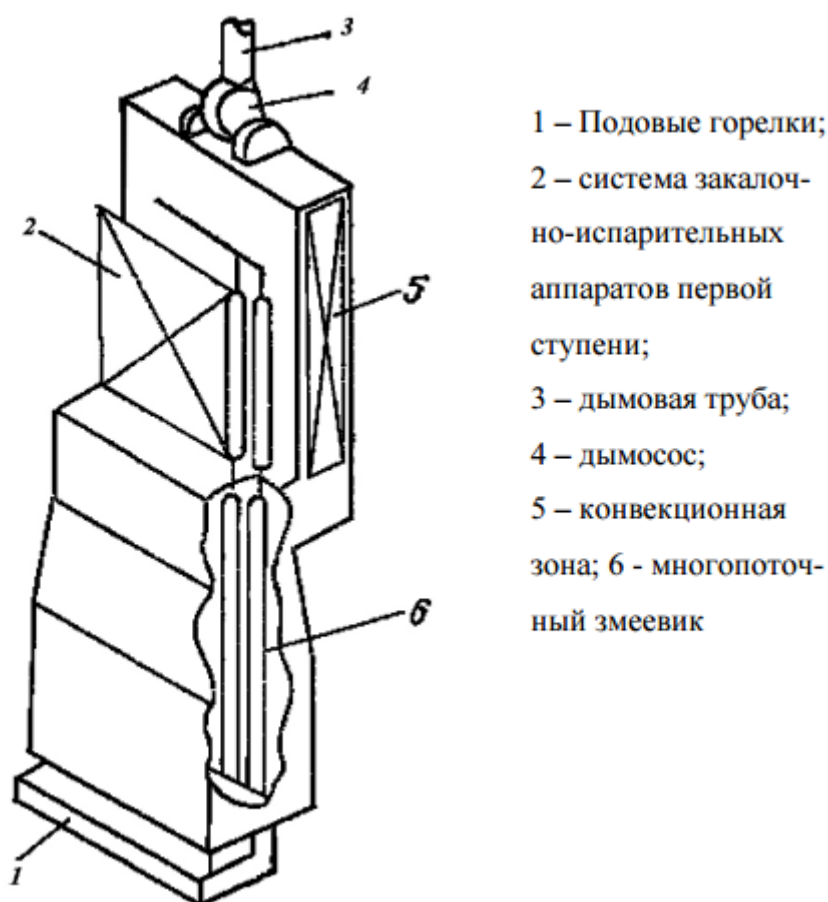


Рисунок 4 –Печь «Millisecond»

При одинаковом выходе этилена в печи «Millisecond» обеспечивается больший выход пропилена (на 30 %) и углеводородов C_4 (в 1,5 раза). При одинаковых выходах C_3 и C_4 выход этилена увеличивается примерно на 10 %. Похожие зависимости получены при пиролизе газойлей. Но, несмотря на то, что промышленный прототип печи начали эксплуатировать еще в 1972 – 1973 гг., до последнего времени не было сообщений об эксплуатации или проектировании этиленовых установок с этими печами. Так как данные печи быстро закоксовываются.

Переход от змеевиков постоянного диаметра к разветвленным змеевикам и их дальнейшее развитие можно проследить на примере печей SRT. Эволюцию змеевиков печей типа SRT можно увидеть на рисунке 5.

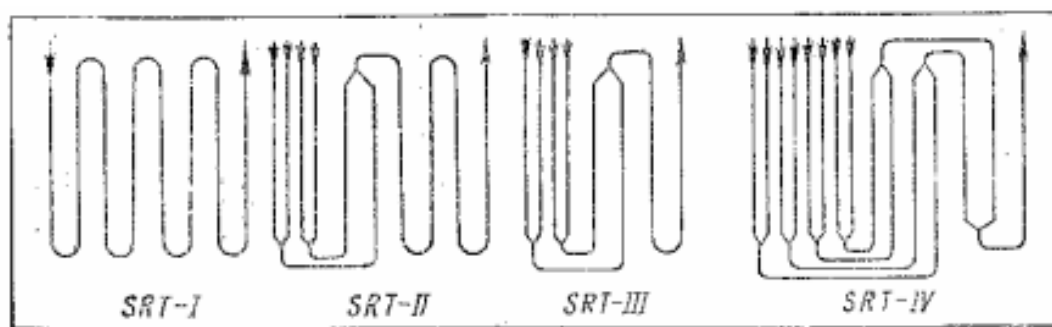


Рисунок 5 – Змеевики печей типа SRT

Змеевик печи SRT-II состоит из четырех труб диаметром 85×8 мм, две трубы 114×9 мм и одну трубу $159 \times 9,5$ мм. Четыре трубы меньшего диаметра объединяются в две трубы среднего диаметра, а те, в свою очередь, в одну трубу большего диаметра. Последняя труба имеет четыре витка. Данное оформление обеспечивает небольшое увеличение сопротивления змеевика при коксовании и надежный выжиг кокса из него. Время реакции составляет 0,5 с. Один змеевик обеспечивает нагрузку по сырью 5,5 т/ч.

Змеевик печи SRT-III короче змеевика печи SRT-II за счет меньшей длины труб большого диаметра. Так как укороченный змеевик не может обеспечить такую же нагрузку по сырью и его конверсию, как змеевик печи SRT-II, то и трубы в нем меньшего диаметра. Повышенная селективность в нем достигается за счет малого времени пребывания (0,4 с), более низкого парциального давления углеводородов и более высокой температуры пиролиза. Модификация змеевика SRT-IV состоит из труб четырех диаметров. По сравнению с печью SRT-III он не дает существенного сокращения времени реакции (0,35 с), но при той же нагрузке имеет значительно большую поверхность на единицу объема змеевика, что обеспечивает достижение более высокой температуры при той же температуре стенки. В таблице 1 даны выходы основных продуктов пиролиза в змеевиках печи SRT различных видов.

Таблица 1 – Выходы основных продуктов пиролиза в змеевиках печи SRT

Продукт	Выход в змеевиках печи, %			
	SRT-I	SRT-II	SRT-III	SRT-IV
CH ₄	16,4	16,1	18,1	17,7
C ₂ H ₄	25,3	26,8	28,5	28,7
C ₃ H ₆	14,0	14,3	13,1	13,2
C ₄ H ₆	3,0	3,8	4,0	4,1
C ₄ H ₈	6,6	4,3	3,9	3,7

При повышении температуры пиролиза до 850 °С и сокращении времени реакции до 0,4 с. и ниже, температура дымовых газов на выходе из топочной камеры превышает 1050 °С. Дымовой газ несет такое количество тепла, что использование конвекционной зоны становится уже неэффективным. Для утилизации тепла дымового газа в конвекционную зону добавляется секция перегрева пара высокого давления. Повышение термического коэффициент полезного действия печи пиролиза связано главным образом с понижением температуры дымового газа перед выбросом в атмосферу. При температуре его 100 – 120 °С коэффициент полезного действия печи может достичь 93 – 94 %. При такой температуре индивидуальная дымовая труба за счет естественной тяги не создает необходимого разряжения, тем более, что размеры конвективной секции увеличиваются за счет дополнительных зон. В этом случае используют дымососы. Последние создают необходимое для нормального горения топлива разряжение и позволяют сократить размер конвекционной зоны за счет повышения скорости дымового газа. При этом повышается коэффициент теплоотдачи от дыма к трубам, а именно он определяет интенсивность теплообмена [4].

7 Технологическая схема установки пиролиза бензина

На рисунке – 6 показана технологическая схема установки пиролиза бензина.

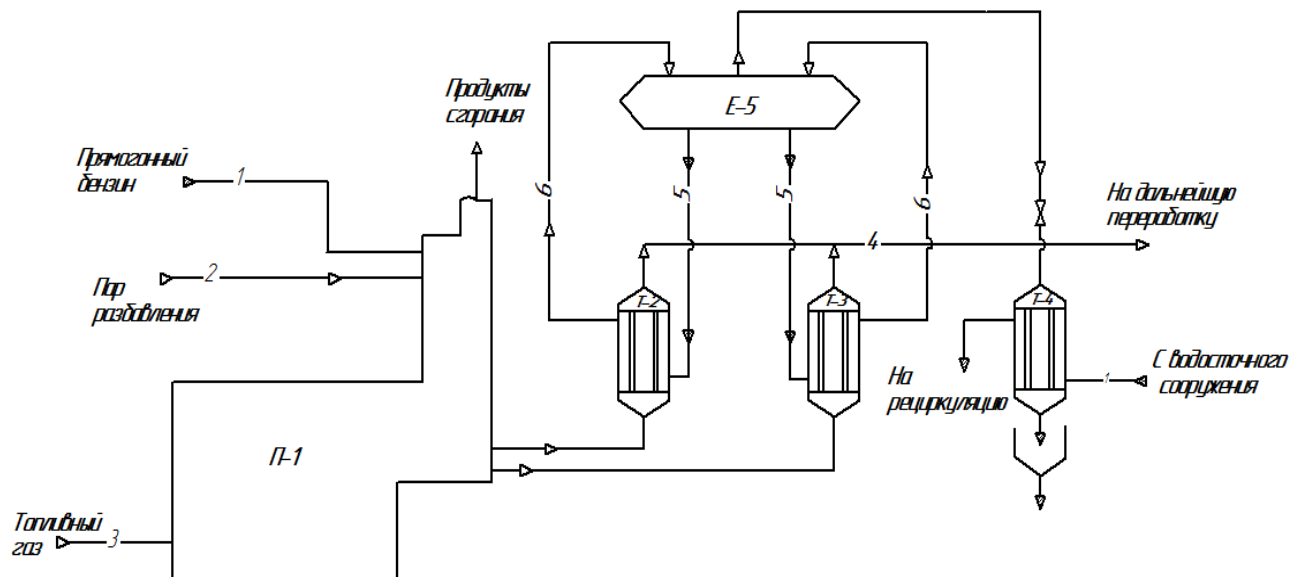


Рисунок - 6 Схема установки пиролиза бензина:

П-1 – печь пиролиза; Т-2,Т-3 – ЗИА; Т-4 – теплообменник; Е-5 – отделительный барабон пара высокого давления

1– прямогонный бензин; 2 – пар разбавления; 3 – топливный газ; 4 – пирогаз; 5 – питательная вода; 6 – насыщенный пар; 7 – дымовые газы конденсата.

Бензин 1 подают под давлением 1,0 – 1,2 МПа в трубы конвекционной части печи П-1, там он подогревается дымовыми газами и смешивается с водяным паром 2 в соотношении 1:0,5. Эта смесь, нагретая до 630 °С, поступает в трубы радиантной части змеевика печи П-1, где нагревается до температуры 850 °С беспламенными панельными горелками. Реакционную смесь (пирогаз 4) выводят из печи при температуре 830 – 850 °С и во избежание полимеризации непредельных углеводородов быстро охлаждают в ЗИА Т-2 и Т-3 до температуры 420 – 450 °С. Охлажденный пирогаз отправляют на дальнейшую переработку.

Основные проблемы, возникающие при промышленном оформлении пиролиза:

- необходимо четко регулировать продолжительность реакции, которая при больших температурах составляет десятые доли секунды;

- отложение кокса и сажи в реакционном змеевике;

- необходимо быстро охлаждать газа пиролиза в «закалочном» аппарате, во избежание протекания побочных реакций;

- необходимо применять жароупорные стали для изготовления змеевиков;

Усовершенствование конструкций трубчатых печей пиролиза за последние годы позволило уменьшить время пребывания сырья с 2 до 0,25 – 0,4 с и повысить температуру процесса до 840 – 870 °С.

Для увеличения поверхности труб печи делают многопоточными (с 4 – 6 параллельными потоками). Длина реакционного змеевика должна обеспечить завершение реакции за короткий промежуток времени [5].

8 Контроль производства и управление основным технологическим процессом.

Таблица 2 – КИПиА

Наименование стадии процесса, места измерения параметров или отбора проб	Контролируемый параметр	Частота и способ контроля	Нормы и технические показатели	Метод испытания и средства контроля	Требуемая точность измерения параметров	Кто контролирует
1. Трубопровод пара разбавления в каждый из 4-х змеевиков печи П – 1	FRC 11A,B,C,D Расход пара	Ежечасно с записью в режимном листе	975-2300 кг/ч	Измерительная диафрагма Тип: ZSг. $D_y=80\text{мм}$, $P_y=4\text{МПа}$ Тип: A124. Класс точности – 1.0 Диапазон измерений 0-25 кПа Тип: PZ 3 Класс точности -1.0 Шкала 0-2500 кг/ч Тип: A404. Прямой Тип: A604 Клапан регулирующий. Тип: 6 713491 «НО»- $D_v=65\text{мм}$, $P_v=4,0\text{Мпа}$, $K_v=65$	+/-0,108 кг/ч	Аппаратчик пиролиза
2. Трубопровод бензина в каждый из 4-х змеевиков печи П – 1	FRC 03A,B,C,D Расход бензина	Ежечасно с записью в режимном листе Получает коррекцию от поз. TIRCA 19A,B,C,D соответственно	2300-3000 кг/ч	Измерительная диафрагма Тип: ZSг. $D_y=80\text{мм}$, $P_y=4\text{МПа}$ Тип: A124. Класс точности – 1.0 Диапазон измерений 0-16 кПа Тип: PZ 3.1 Класс точности -1.0 1 шкала 0-4000 кг/ч Тип: A404. Обратный Тип: A604 Клапан регулирующий с позиционером Тип: 6 713441 «НО»- $D_v=50\text{мм}$, $P_v=4,0\text{Мпа}$, $K_v=65$	+/-0,167 кг/ч	Аппаратчик пиролиза

3. Трубопровод топливного газа в печь П – 1	FRC 15 Расход топливного газа	Ежечасно с записью в режимном листе	2850-3300 м ³ /ч	Измерительная диафрагма Тип: ZSr. Д _y =150мм, Р _y =1,6МПа Тип: A124. Класс точности – 1.0 Диапазон измерений 0-10 кПа Тип: PZ 3.1 Класс точности -1.0 1 шкала 0-4000 м ³ /ч 2 шкала – поз.21PRCA 54	+/-0,75 м ³ /ч	Аппаратчик пиролиза
4. Трубопровод водяного пара в печь П – 1	PRA 09 Давление водяного пара	Ежечасно с записью в режимном листе Сигнализация понижения давления	0,60-1,32 МПа 0,55 МПа	Тип: A104. Класс точности – 1.0 Диапазон измерений 0-1,6МПа Тип: PZ 3.1 Класс точности -1.0 1 шкала 0-1,6 МПа 2 шкала – поз.PRA 22 Тип: B271. Класс точности -2,5 Тип: OWS21. Желтый	+/-0,14 МПа	Аппаратчик пиролиза
5. Аппарат Е-1	PR 22 Давление водяного пара	Ежечасно с записью в режимном листе	10,4-13,3 МПа	Тип: A104. Класс точности – 1.0 Диапазон измерений 0-25 МПа Тип: PZ3. Класс точности – 1.0 Шкала измерений 0-25МПа	+/-0,48 МПа	Аппаратчик пиролиза
6. Трубопровод бензина в печь П – 1	PRA 2 Давление этана	Ежечасно с записью в режимном листе Сигнализация понижения давления	0,8-1,2 МПа 0,6МПа	Тип: A104. Класс точности – 1.0 Диапазон измерений 0-1,6МПа Тип: PZ3. Класс точности – 1.0 1 шкала – поз.PRA 22 2 шкала –0-1,6 МПа Тип: B271. Класс точности -2,5 Тип: OWS21. Желтый	+/-0,07 МПа	Аппаратчик пиролиза

7. Трубопровод топливного газа в печь П – 1	PRCA 17 Давление топливного газа	Ежечасно с записью в режимном листе Сигнализация понижения давления Сигнализация повышения давления	Не более 0,3МПа 0,055МПа 0,35МПа	Тип: А104. Класс точности – 1.0 Диапазон измерений 0-0,6Мпа Тип: PZ3. Класс точности – 1.0 1 шкала – поз.FR 03 2 шкала 0-0,6 МПа Тип: А404. Обратный Тип: А604. Клапан регулирующий Тип: 6711678. «НЗ» - D _y =125мм, P _y =4,0Мпа, K _v =220 Тип: В271. Класс точности -2,5 Тип: OWS21. Желтый (2шт.)	+/-0,1 МПа	Аппаратчик пиролиза
8. Трубопровод пара разбавления сырья в печь П – 1	PZA 10 Давление пара разбавления сырья	Блокировка при понижении давления пара разбавления сырья с задержкой 10с: -закрытие запорной электро. задвижки поз. 21М3 на топливном газе; -закрытие запорной электро. задвижки поз. 21М6 на этане; -сигнализация понижения давления пара разбавления; -сигнализация отключения печи; -запоминание первопричины аварии.	0,35 МПа	Тип: М160 (2шт.). Класс точности – 1,6 (работают параллельно) Диапазон измерений – 0-1,6Мпа Тип: Zs-76Ex (2шт.) Работают параллельно Тип: OWS21. Красный		Аппаратчик пиролиза
9. Трубопровод бензина в печь П – 1	PZA 1 Давление этана	Блокировка при понижении этана с задержкой 10с: -закрытие запорной электро. задвижки поз. 21М3 на топливном газе; -закрытие запорной электро. задвижки поз. 21М6 на этане; -сигнализация понижения давления этана; -сигнализация отключения печи; -запоминание первопричины аварии.	0,35 МПа	Тип: М160 (2шт.). Класс точности – 1,6 (работают параллельно) Диапазон измерений – 0-1,6МПа Тип: Zs-76Ex поз. PZA 1 Тип: OWS21. Красный		Аппаратчик пиролиза

10. Трубопровод топливного газа в печь F П – 1	PZA 16 Давление топливного газа	Блокировка при понижении давления топливного газа с задержкой 10с: -закрытие запорной электро. задвижки поз. 21M3 на топливном газе; -закрытие запорной электро. задвижки поз. 21M6 на этане; -сигнализация понижения давления топливного газа; -сигнализация отключения печи; -запоминание первопричины аварии.	0,03 МПа	Тип: M160 (2шт.). Класс точности – 1,6 (работают параллельно) Диапазон измерений – 0-0,6МПа Тип: Zs-76Ex поз.PZA 1 Тип: OWS21. Красный		Аппаратчик пиролиза
11 Трубопровод пирогаза на выходе каждого из 4-х змеевиков печи	TIRCA 19A,B,C,D Температура пирогаза	Ежечасно с записью в режимном листе TIRCA 19A,B,D выдает коррекцию на FRC 03A,B,D соответственно поз. TIRCA 19C выдает коррекцию на поз. PRCA2 Сигнализация повышения температуры.	760-855 ⁰ С 855 ⁰ С	Тип: КТХА. Двойной (4шт.) Длина-250мм Класс допуска -2 Градуировка – ХА(К) (работают с ФЦЛ поз.21TIRCA 70) Тип: Ремиконт «Р-130» Класс точности – 0,3 Тип: БУТ-10 (2шт.) Класс точности – 0,5 Тип: БПР-10 Тип: OWS21. Желтый	+/- 0,16 ⁰ С	Аппаратчик пиролиза
12. Трубопровод дымовых газов на выходе из печи П – 1	TI 12 Температура дымовых газов	Ежечасно с записью в режимном листе	180-275 ⁰ С	Тип: 270. Длина – 500мм Класс допуска – 2 Градуировка – ХА(К) Работает с телефонным переключателем и цифровым указателем поз.22TI 64	+/- 0,20 ⁰ С	Аппаратчик пиролиза

13. Трубопровод пирогаза после ЗИА Е-21А,В печи П – 1	TRA 21А,В Температура пирогаза	Ежечасно с записью в режимном листе Сигнализация повышения температуры.	320-450 ⁰ С	Тип: 270 (2шт.). Длина – 400мм Класс допуска -2 Градуировка – ХА(К) Тип: ФЩЛ-501-11 Класс точности -0,5 1 шкала – 200-600 ⁰ С Градуировка – ХА(К) 2 шкала – 0-900 ⁰ С Градуировка – ХА(К) 3 шкала – 0-1300 ⁰ С Градуировка – ПП(С) Тип: OWS21. Желтый	+/- 0,212 ⁰ С	Аппаратчик пиролиза
14. Трубопровод паро-сырьевой смеси на входе камеры конвекции печи П – 1	TI 13 Температура паро-сырьевой смеси	Ежечасно с записью в режимном листе	110-300 ⁰ С	Тип: 270 (4шт.). Длина – 500мм Класс допуска -2 Градуировка – ХА(К) Работает с телефонным переключателем и цифровым указателем поз.22TI 64	+/- 0,31 ⁰ С	Аппаратчик пиролиза

15. Аппарат V-21 Трубопровод питательной воды в аппарат V-21	21LRCZA 82 Уровень воды	Ежечасно с записью в режимном листе Сигнализация понижения уровня Сигнализация повышения уровня Блокировка при понижении уровня с задержкой 10с: -закрытие запорной электро. задвижки поз. 21М3 на топливном газе; -закрытие запорной электро. задвижки поз. 21М6 на этане; -сигнализация понижения уровня; -сигнализация отключения печи; -запоминание первопричины аварии.	30-70% 30% 70% 10%	Тип: LP-167. Класс точности – 1.5 Диапазон измерений – 0-500мм Тип: PZ3. Шкала 0-100% Класс точности – 1.0 Тип: А404. Прямой Тип: А601. Клапан регулирующий Тип: 35049 «НЗ» - $D_y=40\text{мм}$, $P_y=25\text{Мпа}$, $K_v=16$ Тип: В271. Класс точности – 2,5 Тип: OWS21. Желтый (2шт.) Тип: ЭКМ. Класс точности – 1,5 Шкала – 0-1кгс/см ² Тип: OWS21. Красный	+/- 0,75%	Аппа- ратчик пиро- лиза
16. Аппарат V-21 Трубопровод аварийного сброса воды из Е-1	LRCZA 25 Уровень воды	Ежечасно визуально Сигнализация повышения уровня Блокировка при понижении давления уровня с задержкой 10с: -закрытие запорной электро. задвижки поз. 21М3 на топливном газе; -закрытие запорной электро. задвижки поз. 21М6 на этане; -сигнализация уровня; -сигнализация отключения печи; -запоминание первопричины аварии	30-70% 90% 10%	Тип: LP-167. Класс точности – 1.5 Диапазон измерений – 0-500мм Тип: PZ3. Шкала 0-100% Класс точности – 1.0 Тип: А404. Прямой Тип: А601. Клапан регулирующий Тип: 25149 «НЗ» - $D_y=25\text{мм}$, $P_y=25\text{Мпа}$, $K_v=6,3$ Тип: OWS21. Желтый Тип: В271. Класс точности – 2,5 Тип: OWS21. Красный	+/- 0,67%	Аппа- ратчик пиро- лиза

9 Материальный баланс [6, стр. 136]

Исходные данные:

- Годовая производительность по этилену 350 тыс. тонн в год.
- Годовой фонд рабочего времени 330 дней (7920 часов).

Расчет:

1. Производительность с учетом глубины отбора этилена от потенциального содержания:

$$G_{\text{э1}}^{\text{з}} = G_{\text{э}}^{\text{з}} (1 + \Pi) = 350000 \times (1 + 0,04) = 364000 \text{ т / год} \quad (1)$$

2. Производительность с учетом глубины отбора этилена от потенциального содержания:

$$G_{\text{э2}}^{\text{з}} = \frac{G_{\text{э1}}^{\text{з}}}{\Gamma O} = \frac{364000}{0,98} = 371429 \text{ т / год} \quad (2)$$

3. Часовой расход этилена:

$$G_{\text{э}} = \frac{G_{\text{э2}}^{\text{з}} \times 1000}{z} = \frac{371429 \times 1000}{7920} = 46898 \text{ кг / ч} \quad (3)$$

4. Конверсия этана:

$$K = 1 - X_{\text{эм2}} = 1 - 0,372 = 0,628 \quad (4)$$

5. Часовой расход бензина:

$$G_{\text{б}} = \frac{G_{\text{э}}}{X_{\text{э1}} + \frac{X_{\text{эм}} \times X_{\text{э2}}}{K_{\text{эм}}}} = \frac{46898}{0,275 + \frac{0,041 \times 0,476}{0,628}} = 153222 \text{ кг / ч} \quad (5)$$

6. Часовая загрузка этановой печи:

$$G_{\text{эм}} = \frac{G_{\text{б}} \times X_{\text{эм}}}{K_{\text{эм}}} = \frac{153222 \times 0,041}{0,628} = 10003 \text{ кг / ч} \quad (6)$$

7. Разлагается этана:

$$G_{\text{эм}}^{\text{разлаг}} = G_{\text{эм}} \times K_{\text{эм}} = 10003 \times 0,628 = 6282 \text{ кг / ч} \quad (7)$$

8. Рециркулирующее количество этана:

$$G_{\text{эм}}^{\text{рец}} = G_{\text{эм}} - G_{\text{эм}}^{\text{разлаг}} = 10003 - 6282 = 3721 \text{ кг / ч} \quad (8)$$

Составляем материальный баланс разложения, рассчитывая сначала количества продуктов пиролиза бензина и этана отдельно, а затем суммируя их.

Таблица 3 – Материальный баланс

Компоненты	Бензин		Этан		Всего		Выход в расчете на бензин %
	кг/ч	%(масс)	кг/ч	%(масс)	кг/ч	%(масс)	
Взято							
Сырье	15322		1000		16322		
	2	93,9	3	6,1	5	100	
Получено							
H2	1302,4	0,85	350,1	3,5	1652,5	1,0	1,1
CH4	24209, 1	15,8	500,2	5	24709, 2	15,1	16,1
CO+CO2+H 2S	153,2	0,1	50,0	0,5	203,2	0,1	0,1
C2H2	612,9	0,4	50,0	0,5	662,9	0,4	0,4
C2H4	42136, 1	27,5	4761, 4	47,6	46897, 5	28,7	30,6
C2H6	6282,1	4,1	3721, 1	37,2	10003, 2	6,1	0,0
C3H4	459,7	0,3	0,0	0	459,7	0,3	0,3
C3H6	19918, 9	13	90,0	0,9	20008, 9	12,3	13,1
C3H8	842,7	0,55	10,0	0,1	852,7	0,5	0,6
C4H6	6435,3	4,2	120,0	1,2	6555,4	4,0	4,3
C4H8	4749,9	3,1	30,0	0,3	4779,9	2,9	3,1
C4H10	612,9	0,4	10,0	0,1	622,9	0,4	0,4

Продолжение таблицы 3

С5-200 ⁰ С	35547,5	23,2	310,1	3,1	35857,6	22,0	23,4
Тяж.смола	9806,2	6,4	0,0	0	9806,2	6,0	6,4
Кокс	153,2	0,1	0,0	0	153,2	0,1	0,1
Итого	153222,0	100	10003,0	100	163225,0	100,0	100,0

Рассчитаем расход пара разбавления, учитывая соотношение пара к бензину 0,5:1

$$G_{пара} = G_{\phi} \times 0.5 = 153222 \times 0.5 = 76611 \text{ кг/ч} \quad (9)$$

10 Тепловой расчет печи

Целью теплового расчета является определение тепловых потоков, учет тепла, необходимого для производственного процесса, а так же определение поверхности теплообмена и необходимого расхода топлива. Энергетический баланс различных аппаратов обычно представлен в виде уравнения, которое показывает какое количество энергии пришло, а какое ушло при протекании процесса. На основе закона сохранения энергии составляется энергетический баланс, из которого следует, что в замкнутой системе сумма всех энергий постоянна. Для ХТП обычно составляется тепловой баланс:

$$\Sigma Q_{\text{пр}} = \Sigma Q_{\text{расх}} \quad (10)$$

где $Q_{\text{прих.}}$ – приходящая теплота (теплота горения топлива, теплота реакции), $Q_{\text{расх}}$ – расходуемая теплота (теплота, уходящая с дымовыми газами, теплота расходуемая на нагрев сырья)

Применяемый к тепловому балансу процесса пиролиза закон сохранения энергии формулируется следующим образом: “Количество тепла $Q_{\text{пр}}$ пришедшее в данный аппарат должно быть равно расходу теплоты $Q_{\text{расх}}$ в том же аппарате”.

Для аппаратов непрерывного действия тепловой баланс, чаще всего, составляют на время цикла обработки.

Расчет теплового баланса осуществляют по данным взятым из материального баланса с учетом тепловых эффектов химических реакций и физических превращений происходящих в аппарате, с учетом подвода теплоты извне и отвода ее с продуктами реакции, а также через стенки аппарата.

Для трубчатой печи также будут рассчитаны дополнительные величины, необходимые в дальнейшем для технологического расчета (такие как: температуры начала, конца реакции).

Теплоты, входящие в уравнение теплового баланса печи:

$$Q_{гор} = Q_{пол./К.П.Д.} \quad (11)$$

$$Q_1 = G_{г.} (q_{938} - q_{313}) \quad (12)$$

Q_1 – количество тепла, которое расходуется на нагрев парогазовой смеси в реакционном змеевике, где $G_{г.}$ – массовый расход газовой смеси; q_0 , q_n – энтальпии газовой смеси при температуре окружающей среды и температуре начала реакции соответственно.

$$Q_n = \Delta H \sum G_i' \quad (13)$$

Q_n – количество тепла, расходуемое на реакцию пиролиза, где ΔH – тепловой эффект реакции, кДж/кмоль сырья; $\sum G_i'$ кмоль/ч – мольный часовой расход сырья.

$$Q_2 = G_{n.г.} (q_k - q_n) \quad (14)$$

Q_2 – количество тепла, которое расходуется на нагрев парогазовой смеси, где $G_{n.г.}$ – массовый расход парогазовой смеси; q_k , q_n – энтальпии парогазовой смеси при температуре окончания и начала реакции соответственно.

Тепловой баланс топки:

$$Q_p = B(Q_p^H \eta_T - q_{T_n}^2) \quad (15)$$

где B – расход топлива; Q_p – расход тепла на реакцию ($Q_p = Q_n + Q_2$); Q_p^H – низшая теплота сгорания топлива; η_T – к.п.д. – топки $q_{T_n}^2$ – энтальпия уходящих дымовых газов; B – расход топлива, кг/ч.

$$Q_3 = q_2 \times B \quad (16)$$

Q_3 – теплота, уносимая дымовыми газами, где q_2 – энтальпия уходящих дымовых газов.

$$Q_{гор} = \Delta H_{горения} \times B \quad (17)$$

$Q_{гор}$ – теплота сгорания топлива, где $\Delta H_{горения}$ – сумма энтальпий реакций горения компонентов топлива; B – расход топлива, кг/ч.

$Q_{пот}$ – потери теплоты.

Определим наименьшую теплоту сгорания топлива (в кДж/м³) [7, 185с.] по формуле:

$$Q_p'' = 360,33 \times r_{CH_4} + 590,4 \times r_{C_2H_6} + 631,8 \times r_{C_2H_6} + 413,8 \times r_{H_2} + 715 \times r_{CO} \quad (18)$$

где r_i – содержание соответствующих компонентов в топливе, объемн. %

$$Q_p'' = (360,33 \times 94 + 631,8 \times 2 + 913,8 \times 4 + 213,8 \times 3,7 + 715 \times 3,5 = 49040 \text{ кДж/кг})$$

Таблица 4 – Состав топлива (топливный газ на период эксплуатации)

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Объемная доля	$M_i r_i$	Массовый % $g_i = \frac{M_i r_i}{\sum M_i r_i} * 100$
CH ₄	16	0,94	15,04	93,37
C ₂ H ₆	30	0,02	0,6	3,72
C ₃ H ₈	44	0,004	0,18	1,09
H ₂	2	0,03	0,06	0,37
CO	28	0,002	0,06	0,35
CO ₂	44	0,004	0,18	1,09
Σ		1	16,11	100,00

давление на границе поставки 0,39 МПа (4ата)

максимальное давление (расчетное на прочность) 1,08 МПа

температура на границе поставки 80-90⁰С

Найдем элементарный состав топливного газа в массовых процентах. Содержание углерода в любом i -ом компоненте топлива находится по формуле:

$$C_i = \frac{g_i \times 12 n_i}{M_i} \quad (19)$$

где n_i – число атомов углерода в компоненте топливного газа.

Содержание углерода:

$$C = \sum_{CH_4}^{CO_2} C_i = \sum_{CH_4}^{CO_2} \frac{g_i \times 12 n_i}{M_i} = \frac{94 \times 12 \times 1}{16} + \frac{2 \times 12 \times 2}{30} + \frac{4 \times 12 \times 3}{44} + \frac{0,2 \times 12 \times 1}{16} = 72,51\% \text{ масс.} \quad (20)$$

Содержание водорода:

$$H = \sum_{H_2}^{C_3H_8} H_i = \sum_{H_2}^{C_3H_8} \frac{g_i \times m_i}{M_i} = \frac{94 \times 4}{16} + \frac{2 \times 6}{30} + \frac{8 \times 0,4}{44} + \frac{3 \times 2}{2} = 26,8\% \text{ масс.} \quad (21)$$

Содержание кислорода:

$$O = \sum_{CO}^{CO_2} H_i = \sum_{CO}^{CO_2} \frac{g_i \times m_i}{M_i} = \frac{0,2 \times 16 \times 1}{28} + \frac{0,4 \times 16 \times 2}{44} = 0,69\% \text{ масс.} \quad (22)$$

Проверка:

$$C + H + O = 72,51 + 26,8 + 0,69 = 100\%$$

Найдем теоретическое количество воздуха, необходимого для сжигания:

$$L_0 = \frac{0,0267C + 0,08H - 0,01O}{0,23} = \frac{0,0267 \times 72,51 + 0,08 \times 26,8 - 0,01 \times 0,69}{0,23} = 17,77 \text{ кг} / \text{кг}$$

Для печей пиролиза с излучающими стенками топки принимается коэффициент избытка воздуха равный $\alpha=1,06$, отсюда действительное количество воздуха находится по формуле:

$$L_o = \alpha L_0 = 1,06 \times 17,77 = 18,84 \text{ кг} / \text{кг} \quad (23)$$

$$\frac{L_o}{\rho_{\text{в}}} = \frac{18,84}{1,293} = 14,6 \text{ м}^3 / \text{кг} \quad (24)$$

где $\rho_{\text{в}}=1,2930 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при н. у. (273К и $0,1 \times 10^6 \text{ МПа}$).

Найдем количество продуктов сгорания [7, 186с.]:

$$m_{CO_2} = 0,0367C = 0,0367 \times 72,51 = 2,66 \text{ кг} / \text{кг} \quad (25)$$

$$m_{H_2O} = 0,09H = 0,09 \times 26,8 = 2,412 \text{ кг} / \text{кг} \quad (26)$$

$$m_{O_2} = 0,23 * L_0 \times (\alpha - 1) = 0,23 \times 17,77 \times (1,06 - 1) = 0,32 \text{ кг} / \text{кг} \quad (27)$$

$$m_{N_2} = 0,77 \times L_0 \times \alpha = 0,77 \times 18,84 = 14,51 \text{ кг} / \text{кг} \quad (28)$$

Суммарное количество продуктов сгорания:

$$\sum m_i = 2,66 + 2,41 + 0,32 + 14,51 = 19,90 \text{ кг} / \text{кг} \quad (29)$$

Проверка:

$$\sum m_i = 1 + \alpha \times L_0 = 1 + 1,06 \times 17,77 = 19,91 \quad (30)$$

Содержанием влаги в воздухе можно пренебречь.

Найдем объемное количество продуктов сгорания на 1 кг топлива (при н.у.) в (м³):

$$V_{CO_2} = \frac{m_{CO_2} \times 22,4}{M_{CO_2}} = \frac{2,66 \times 22,4}{44} = 1,35 \text{ м}^3 / \text{кг} \quad (31)$$

$$V_{H_2O} = \frac{m_{H_2O} \times 22,4}{M_{H_2O}} = \frac{2,412 \times 22,4}{18} = 3,00 \text{ м}^3 / \text{кг} \quad (32)$$

$$V_{O_2} = \frac{m_{O_2} \times 22,4}{M_{O_2}} = \frac{0,32 \times 22,4}{32} = 0,2 \text{ м}^3 / \text{кг} \quad (33)$$

$$V_{N_2} = \frac{m_{N_2} \times 22,4}{M_{N_2}} = \frac{14,51 \times 22,4}{28} = 11,6 \text{ м}^3 / \text{кг} \quad (34)$$

$$\sum V_i = 1,35 + 3,00 + 0,2 + 11,6 = 16,5 \text{ м}^3 / \text{кг}$$

Плотность продуктов сгорания при 273К и $0,1 \times 10^6$ Па

$$\rho_0 = \frac{\sum m_i}{\sum V_i} = \frac{19,902}{16,5} = 1,206 \text{ кг} / \text{м}^3 \quad (35)$$

Найдем энтальпию продуктов сгорания на 1 кг топлива при различных температурах по уравнению [7, 186с.]:

$$q_T = (T - 273)(m_{CO_2} c_{CO_2} + m_{H_2O} c_{H_2O} + m_{O_2} c_{O_2} + m_{N_2} c_{N_2}) \quad (36)$$

где Т – температура продуктов сгорания, К; C_{CO_2} , C_{H_2O} , C_{O_2} , C_{N_2} - средние массовые теплоемкости продуктов сгорания [7, с.337], кДж/(кг×К).

Результаты расчета сведены в таблицу 5:

Таблица 5 – Энтальпия продуктов сгорания при различных температурах

Т, К	273	300	500	700	900	1100	1300	1500
q _Т	0	592,61	5077,6	9777,3	14728	19889	25276	30837

Таблица 6 – Состав газов пиролиза прямогонного бензина

Компоненты	Молекулярный вес	Содержание вес. %	Количество	
			кг/ч	кмоль/ч
H ₂	2	0,85	127,5	63,75
CH ₄	16	15,8	2370,0	148,13
CO+CO ₂ +H ₂ S	106	0,1	15,0	0,42
C ₂ H ₂	26	0,4	60,0	2,31
C ₂ H ₄	28	27,5	4125,0	147,32
C ₂ H ₆	30	4,1	615,0	20,50
C ₃ H ₄	40	0,3	45,0	1,13
C ₃ H ₆	42	13	1950,0	46,43
C ₃ H ₈	44	0,55	82,5	1,88
C ₄ H ₆	54	4,2	630,0	11,67
C ₄ H ₈	56	3,1	465,0	8,30
C ₄ H ₁₀	58	0,4	60,0	1,03
C ₅	72	23,2	3480,0	48,33
> C ₈	128	6,4	960,0	7,50
Кокс	-	0,1	15,0	

Полезное тепло печи находим по уравнению:

$$Q_{\text{полезн}} = Q_1 + Q_p$$

где Q_1 – количество тепла пошедшее на нагревание смеси газов в реакционном змеевике; Q_p – расход тепла на реакцию.

Количество тепла затрачиваемое на нагревание парогазовой смеси от $T_1=35^\circ\text{C}$ до $T_n=630^\circ\text{C}$ найдем по формуле:

$$Q_1 = (G + Z) \cdot (q_{630} - q_{35})$$

где $G = 15000$ кг/ч – количество сырья; $Z = 7500$ кг/ч – количество водяного пара; q_{35}, q_{630} – энтальпия парогазовой смеси соответственно при $T_1=35^\circ\text{C}$ и $T_H=630^\circ\text{C}$.

Энтальпию парогазовой смеси найдем по правилу аддитивности, энтальпии отдельных компонентов найдем в таблице [8, с.121-128]. Результаты расчета сведем в таблицу 7

Таблица 7 – Энтальпии компонентов парогазовой смеси

Компоненты	$T_1=35^\circ\text{C}$			$T_1=650^\circ\text{C}$			$T_1=850^\circ\text{C}$		
	q_i , кДж/кг	x_i , масс. доля	$q_i x_i$, кДж/кг	q_i , кДж/кг	x_i , масс. доля	$q_i x_i$, кДж/кг	q_i , кДж/кг	x_i , масс. доля	$q_i x_i$, кДж/кг
H_2							12466	0,006	74,80
CH_4							3028	0,11	333,08
$\text{CO}+\text{CO}_2$ $+\text{H}_2\text{S}$							907	0,0007	0,63
C_2H_2							1921	0,0027	5,19
C_2H_4							2290	0,18	412,20
C_2H_6							2708	0,027	73,12
C_3H_4							2038	0,002	4,08
C_3H_6							2306	0,086	198,32
C_3H_8							2641	0,004	10,56
C_4H_6							2176	0,027	58,75
C_4H_8							2394	0,021	50,27
C_4H_{10}	63,4	0,004	0,25	1757	0,004	7,03	2611	0,0026	6,79
C_5	63,4	0,07	4,44	1747	0,07	122,29	2591	0,155	401,61
C_6	63,6	0,138	8,78	1740	0,138	240,12	2566	0,043	110,34
C_7	63,6	0,2	12,72	1736	0,2	347,20			
C_8	63,6	0,186	11,83	1732	0,186	322,15			

Продолжение таблицы 7

C ₉	63,8	0,069	4,40	1728	0,069	119,23			
H ₂ O	65,5	0,333	21,81	1272	0,333	423,58	1948	0,333	648,68
Итого		1	64,23		1	1581,60		1	2388,41

Вследствие незначительного давления в змеевике печи его влияние на энтальпию не учитывается.

Получим:

$$Q_1 = 22500 \cdot (1581,6 - 64,23) = 34,1 \cdot 10^6 \text{ кДж / ч} = 9472,2 \text{ кВт}$$

Количество тепла Q_1 вычислено с некоторым избытком, т.к. начальная температура перегретого пара, подаваемого в змеевик печи значительно выше начальной температуры сырья.

$$Q_p = Q_n + Q_2$$

где Q_n – тепло пошедшее на реакцию пиролиза, кВт; Q_2 – тепло пошедшее на нагревание парогазовой смеси от $T_n = 630^\circ\text{C}$ (сырье и водяной пар) до $T = 850^\circ\text{C}$ (пирогаз и водяной пар).

Расход тепла на реакцию пиролиза [9, стр.98]:

Таблица 8 – Значения эндотермического эффекта реакции пиролиза бензина

Компоненты	Теплота образования j , ккал/моль	Количество компонента m , кмоль/ч	$j \cdot m \cdot 10^{-3}$ ккал/ч
H ₂	0	63,75	0
CH ₄	-21365	148,13	-3164,69
CO+CO ₂ +H ₂ S	-26800	0,42	-11,39
C ₂ H ₂	53344	2,31	123,10
C ₂ H ₄	9160	147,32	1349,46
C ₂ H ₆	-25320	20,5	-519,06
C ₃ H ₄	43070	1,13	48,45

Продолжение таблицы 8

C ₃ H ₆	-106	46,43	-4,92
C ₃ H ₈	-30950	1,88	-58,03
C ₄ H ₆	22000	11,67	256,67
C ₄ H ₈	-5210	8,3	-43,26
C ₄ H ₁₀	-36920	1,03	-38,19
C ₅	-43140	48,33	-2085,10
> C ₈	-66920	7,5	-501,90
Итого	-	508,7	-4648,86

Теплота образования сырья (по октану) – 61000 ккал/кмоль или –
 $61000 \times N = -61000 \times 131,57 = -8026 \times 10^3$ -ккал/ч, где $N=131,57$ кмоль/ч
 (количество сырья).

Расход тепла на реакцию пиролиза:

$$Q_n = -4649 \times 10^3 - (-8026 \times 10^3) = 3377 \times 10^3 \text{ ккал/ч} = 14,13 \times 10^6 \text{ кДж/ч} = 3925 \text{ кВт}$$

Расход тепла на нагревание парогазовой смеси от $T_n = 630^\circ\text{C}$ (сырье и водяной пар) до $T=850^\circ\text{C}$ (пирогаз и водяной пар).

$$Q_2 = (G + Z)(q_{850} - q_{630}) = (15000 + 7500)(2388,41 - 1581,6) = 18,2 \times 10^6 \text{ кДж/ч} = 5055,6 \text{ кВт}$$

Подставляя числовые значения в формулу для расчета количества радиантного тепла печи, получим:

$$Q_p = 14,13 \times 10^6 + 18,2 \times 10^6 = 32,33 \times 10^6 \text{ кДж/ч} = 8980,6 \text{ кВт}$$

Полезное тепло печи:

$$Q_{\text{полезн}} = 9472,2 + 8980,6 = 18452,8 \text{ кВт}$$

Потери тепла печью в окружающую среду $Q_{\text{ном}}$ примем равными 5% от рабочей теплоты сгорания топлива Q_p^H в том числе в камере радиации 4%, в камере конвекции 1%.

Примем температуру уходящих из печи дымовых газов $T_{yx} = 673\text{K}$. Тогда по таблице 5 найдем их энтальпию $q_2 = 9143 \text{ кДж/кг}$.

Находим К.П.Д. печи:

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_1}{Q_p^H} + \frac{q_2}{Q_p^H} \right) = 1 - \left(0,05 + \frac{9143}{49040} \right) = 0,764$$

Расход топлива:

$$B = \frac{Q_{\text{полезн}}}{Q_p^H \eta} = \frac{18452,8 \times 3600}{49040 \times 0,764} = 1773 \text{ кг / ч}$$

Тепло уходящих дымовых газов [10, с.50]:

$$Q_3 = q_2 \times B = 9143 \times 1773 = 16,2 \times 10^6 \text{ кДж / ч} = 4500 \text{ кВт}$$

Определяем теплопроизводительность газовых горелок:

$$Q_{\text{гор}} = \frac{Q_{\text{полезн}}}{\eta} = \frac{18452,8}{0,764} = 24153 \text{ кВт}$$

Результаты расчетов теплот сводим в таблицу 9 теплового баланса.

Таблица 9 – Тепловой баланс процесса пиролиза

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
Источники тепла:			поглотители тепла:		
теплота сгорания	24153	100	тепло на нагревание смеси	9472.2	39.2
			тепло на нагревание парогазовой смеси	5055.6	20.9
			тепло на реакцию пиролиза	3925	16.3
			тепло, уносимое с дымовыми газами	4500	18.6
			потери:	1200.3	5
ИТОГО:	24153	100	ИТОГО:	24153	100

11 Технологический расчет печи

11.1 Исходные данные для расчета

Данные из теплового расчета.

Основные технологические показатели.

Печь предназначена для пиролиза прямогонного бензина при температуре до 850°C.

За расчетный режим пиролиза, при котором рассчитываются все показатели принят следующий:

- температура на выходе, °C	850
- содержание водяного пара, % вес. от сырья	50
- производительность, т сырья в час	15
- среднее время пребывания в радиантном змеевике τ_c , сек.	0,5

Таблица 10 – Состав пирогаза при пиролизе прямогонного бензина в пересчете на сухой газ

Компоненты	Содержание вес. %
H ₂	0,85
CH ₄	15,8
CO+CO ₂ +H ₂ S	0,1
C ₂ H ₂	0,4
C ₂ H ₄	27,5
C ₂ H ₆	4,1
C ₃ H ₄	0,3
C ₃ H ₆	13
C ₃ H ₈	0,55

Продолжение таблицы 10

C ₄ H ₆	4,2
C ₄ H ₈	3,1
C ₄ H ₁₀	0,4
C ₅	23,2
> C ₈	6,5

11.2 Расчет трубчатого реактора

Проводим согласно методики представленной в [7, с.184].

11.2.1 Состав сырья и пирогаза

Рассчитаем по правилу аддитивности плотность смеси и мольные доли компонент, а также молекулярную массу исходного сырья и продуктов.

Исходные данные берем из таблицы 9 (материальный баланс процесса).

$$\rho_{см} = \sum \frac{g_i M_i}{22,4} \quad (37)$$

где $\rho_{см}$ – плотность газовой смеси g_i – массовая доля компонента, M_i – молекулярная масса компонента, 22,4л – молярный объем газа при н.у.

$$M_{см} = G / \sum \frac{G_i}{M_i} \quad (38)$$

где $G=19421,1$ кг/ч – массовый расход сырья G_i – массовый расход отдельного компонента, M_i – молярная масса компонента.

Результаты расчета, заносим в таблицы 11 и 12

Таблица 11 – Состав сырья

Компоненты	g_i , вес. %	M_i	Плотность	G_i , кг/ч	G_i/M_i , кмоль/ч	Мольная доля
C ₄ H ₁₀	0,004	58	0,007	91,5	1,58	0,003
C ₅	0,07	72	0,124	1579,5	21,94	0,038
C ₆	0,138	86	0,242	3091,5	35,95	0,063

Продолжение таблицы 11

C ₇	0,2	100	0,352	4488	44,88	0,079
C ₈	0,186	114	0,329	4197	36,82	0,065
C ₉	0,069	128	0,122	1552,5	12,13	0,021
H ₂ O	0,333	18	0,587	7500	416,67	0,731
Итого	1		1,762	22500	569,95	

$$M_{\text{сырья}} = \frac{22500}{569,95} = 39,5 \text{ г/моль}$$

Таблица 12 – Состав пирогаза

Компоненты	g _i , вес. %	M _i	Плотность	G _i , кг/ч	Gi/Mi, кмоль/ч	Мольная доля
H ₂	0,006	2	0,006	127,5	63,75	0,069
CH ₄	0,11	16	0,114	2370	148,13	0,160
CO+CO ₂ +H ₂ S	0,0007	106	0,001	15	0,14	0,000
C ₂ H ₂	0,0027	26	0,003	60	2,31	0,002
C ₂ H ₄	0,18	28	0,199	4125	147,32	0,159
C ₂ H ₆	0,027	30	0,030	615	20,50	0,022
C ₃ H ₄	0,002	40	0,002	45	1,13	0,001
C ₃ H ₆	0,086	42	0,094	1950	46,43	0,050
C ₃ H ₈	0,004	44	0,004	82,5	1,88	0,002
C ₄ H ₆	0,027	54	0,030	630	11,67	0,013
C ₄ H ₈	0,021	56	0,022	465	8,30	0,009
C ₄ H ₁₀	0,0026	58	0,003	60	1,03	0,001
C ₅	0,155	72	0,168	3480	48,33	0,052
> C ₈	0,043	128	0,047	975	7,62	0,008
H ₂ O	0,333	18	0,362	7500	416,67	0,450
Итого			1,086		925,20	1,000

$$M_{\text{пирогаза}} = \frac{22500}{925,20} = 24,32 \text{ г/моль}$$

11.2.2 Определение температуры дымовых газов, покидающих радиантную камеру [7, с.186]

Из уравнения теплового баланса топки

$$Q_p = B(Q_p''\eta_T - q_{Tn}^2) \quad (39)$$

(где η_T – к.п.д. топки, равный $\eta_T=1-0,04=0,96$) найдем энтальпию уходящих из нее дымовых газов

$$q_{Tn}^2 = Q_p''\eta_T - \frac{Q_p}{B} = 49040 \times 0,96 - \frac{32,33 \times 10^6}{1773} = 28753,8 \text{ кДж/кг}, \quad (40)$$

по таблице () находим $T_n=1425\text{K}$.

11.2.3 Поверхность нагрева реакционного змеевика

Определим поверхность нагрева реакционного змеевика по формуле:

$$F_p = \frac{Q_p}{q_p} \quad (41)$$

где q_p – средняя теплонапряженность поверхности нагрева экранных труб, кВт/м².

Величина средней теплонапряженности поверхности экранных реакционных труб в печах современных конструкций принимается равной 60 кВт/м².

Считая, что $q_p=60$ кВт/м², получим:

$$F_p = \frac{8980,6}{60} = 149,7 \text{ м}^2 \quad (42)$$

Выбираем змеевик типа SRT-II

Данный змеевик состоит из 10 труб. Первые четыре трубы с диаметром $d=89 \times 8$ мм объединены в две трубы диаметром $d=114 \times 9$ мм, и эти две трубы объединены в одну трубу диаметром $d=159 \times 9,5$ мм.

Труб диаметром $d=159 \times 9,5$ мм в змеевике четыре.

Длина прямого участка одной трубы 10 метров, суммарная длина трубы 11 м. Общая длина змеевика 66 м. Материал всех труб 25Х20Н (25% Cr, 20%Ni, 0.35-0.45% С). Максимально допустимая температура стенки труб 1040 °С. Все трубы изготовлены методом центробежного литья.

Найдем поверхность нагрева змеевика:

$$f_p = 0.089 \times 3.14 \times 10 \times 4 + 0.114 \times 3.14 \times 10 \times 2 + 0.159 \times 3.14 \times 10 \times 4 = 38.3 \text{ м}^2 \quad (43)$$

Число параллельных потоков m сырья в печи примем равным 4.

Найдем шаг размещения труб:

$$S = 2 \times d_n \quad (44)$$

Число труб в одной камере радиации $t = 4 \times 10 = 40$

Найдем высоту радиантной камеры:

$$h = l_{\text{тр}} = 11 \text{ м}$$

Найдем ширину радиантной камеры:

$$a = 2a_t + d_n \quad (45)$$

где a_t - расстояние от излучающих стен до трубного экрана, $a_t = 0,6 - 1$, принимаем $a_t = 1$, тогда:

$$a = 2 \times 1 + 0,159 = 2,159 \text{ м}$$

Найдем длину радиантной камеры:

$$b = (m-1)S + 2l_t \quad (46)$$

где l_t - расстояние от крайних труб до стен топki $l_t = 0,3 \text{ м}$, тогда:

$$B = (16-1) \times 2 \times 0.089 + (8-1) \times 2 \times 0.114 + (16-1) \times 2 \times 0.159 = 9.036 \text{ м}$$

Найдем объем камеры радиации:

$$V = h \times a \times b = 11 \times 2.159 \times 9.036 = 214.6 \text{ м}^3 \quad (48)$$

Найдем теплонапряжение топчного объема печи:

$$q_v = \frac{Q_{\text{полезн}}}{\eta \times V} = \frac{18452.8}{0.764 \times 214.6} = 112.55 \text{ кВт} / \text{м}^3 \quad (49)$$

Что соответствует оптимальным условиям эксплуатации печи (до 120 кВт/м³)[10 стр. 53].

Для равномерного обогрева труб змеевика с каждой стороны, используем для нашей печи, газовые горелки акустического типа. Устанавливаем 24 горелки типа АГГ –2 по 12 штук в обеих боковых стенах радиантной камеры, в три яруса по четыре штуки в каждой.

Характеристика АГГ –2:

- Тепловая мощность 160 – 500 кДж/ч;
- Расход топлива 50 – 150 м³/ч;
- Коэф. избытка воздуха 1,05 – 1,08;

Данный тип горелок позволяет использовать газ смешанного состава.

11.2.4 Время пребывания парогазовой смеси в реакционном змеевике

Находим время пребывания смеси в реакционном змеевике по уравнению:

$$\tau_{\text{общ}} = \frac{L_p}{\omega_{\text{ср}}} \quad (50)$$

где $\omega_{\text{ср}}$ – средняя линейная скорость газа в реакционном змеевике, м/с.

Массовую скорость парогазовой смеси в реакционном змеевике найдем по формуле:

$$U = \frac{4(G + Z)}{3600\pi d_s^2} = \frac{4(15000 + 7500)}{3600 \times 4 \times 3,14 \times 0,124^2} = 129,45 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) \quad (51)$$

Исходя из литературных данных, примем ΔP_p в реакционном змеевике равным 0,3 МПа. Давление P_k на выходе из реактора примем 0,13 МПа. Тогда давление в начале змеевика будет равно:

$$P_n = P_k + \Delta P_p = 0,3 + 0,13 = 0,43 \text{ МПа} \quad (52)$$

Найдем значения плотностей смеси при температуре 1123К и давлении 0,13МПа:

$$\rho_{\kappa} = \rho_0 \times \frac{273 \times P_{\kappa}}{T \times 0,101} = 1,762 \times \frac{273 \times 0,13}{1123 \times 0,101} = 0,55 \text{ кг/м}^3 \quad (53)$$

Аналогично рассчитываем начальную плотность при 903К и 0,35МПа:

$$\rho_{\text{н}} = \rho_0 \times \frac{273 \times P_{\text{н}}}{T \times 0,101} = 1,762 \times \frac{273 \times 0,3}{903 \times 0,101} = 1,58 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{ср}} = \frac{\rho_{\text{н}} + \rho_{\kappa}}{2} = \frac{1,58 + 0,55}{2} = 1,065 \text{ кг/м}^3 \quad (54)$$

Определим линейные скорости парогазовой смеси:

а) в начале змеевика

$$\omega_{\text{н}} = \frac{u}{\rho_{\text{н}}} = \frac{129,45}{1,065} = 121,55 \text{ м/с} \quad (55)$$

б) в конце змеевика

$$\omega_{\kappa} = \frac{u}{\rho_{\kappa}} = \frac{129,45}{0,55} = 235,36 \text{ м/с} \quad (56)$$

в) средняя скорость

$$\omega_{\text{ср}} = \frac{\omega_{\text{н}} + \omega_{\kappa}}{2} = \frac{121,55 + 235,36}{2} = 178,5 \text{ м/с} \quad (57)$$

$$\tau_{\text{общ}} = \frac{85}{178,5} = 0,476 \text{ с.} \quad (58)$$

11.2.5 Расчет конвективной поверхности нагрева печи

Поверхность нагрева конвекционных труб определяется по формуле:

$$H_K = \frac{Q_K}{k_1 \Delta T_{cp}} \quad (59)$$

где Q_K – тепло, передаваемое сырью в конвекционных трубах, Вт; k_1 – коэффициент теплопередачи в конвекционной камере печи, Вт/(м²·К); ΔT_{cp} – средний температурный напор, К.

Количество тепла, переданного сырью в конвекционных трубах:

$$Q_K = Q_{\text{полезн.}} - Q_p = 18452,8 - 8980 = 9473 \text{ кВт} \quad (60)$$

Коэффициент теплопередачи в конвекционной камере находится по формуле:

$$k_1 \approx 1,1(\alpha_1 + \alpha_{\text{л}}) \quad (61)$$

где α_1 – коэффициент теплопередачи от дымовых газов к трубам, Вт/(Вт/м²·К); $\alpha_{\text{л}}$ – коэффициент теплопередачи от трехатомных газов к трубам, Вт/(м²·К).

$$\alpha_1 = C\beta \frac{\lambda_g}{d_n} \text{Re}^{0,6} \text{Pr}^{1/3} \quad (62)$$

где C – постоянная для пучка труб, равная 0,33; β – коэффициент, зависящий от числа труб в пучке равный $\beta=1$; λ_g – коэффициент теплопроводности дымовых газов, Вт/(м·К).

Для камеры конвекции возьмем трубы с полезной длиной $l_{\text{тр}}=10,97\text{м}$ и наружным диаметром $d_n=140\text{мм}$ и толщиной стенки по 8мм. Шаг $S=270\text{мм}$.

Найдем наименьшую площадь свободного сечения для прохода дымовых газов. Согласно приведенной схеме она будет равна:

$$f_z = (b_k - n_1 d_n) l_{\text{мп}} = [(n_1 - 1)S + 3d_n - n_1 d_n] l_{\text{мп}} = \quad (63)$$

Найдем линейную скорость дымовых газов по формуле:

$$\omega = \frac{B \sum V_i T_{cp}}{m * 3600 * f_z * 273} \quad (64)$$

где $T_{cp} = 0,5(T_{II} + T_{yx}) = 0,5(1 - \dots)$ - средняя температура дымовых газов в камере конвекции; $m=4$ – число потоков.

Тогда:

$$\omega = 2,8 \text{ м/с}$$

Для определения критериев Re и Pr нужно вычислить теплоемкость, кинематическую вязкость, плотность и коэффициент теплопроводности для дымовых газов при $T_{cp}=1013 \text{ К}$.

Коэффициент динамической вязкости найдем по формуле:

$$\frac{M_g}{\mu_g} = \sum \frac{x_i' M_i}{\mu_i} \quad (65)$$

где M_g, μ_g – молекулярная масса и динамическая вязкость дымовых газов; M_i – молекулярные массы компонентов дымовых газов; μ_i – динамические вязкости дымовых газов, - определяются по номограмме [11, с. 452]; x_i' – объемные доли компонентов дымовых газов в смеси.

Таблица 13 – Состав дымовых газов

Компоненты дымовых газов	M_i	m_i , кг/кг топлива	x_i , массовая доля	V_i (при н.у.), $\text{м}^3/\text{кг}$ топлива	x_i – объем ные доли	$M_i x_i$	$\mu_i \cdot 10^3$, Па·с	$M_i x_i / \mu_i \cdot 10^{-3}$	λ_i , Вт/(м·К)	$\lambda_i x_i$,	c_i , кДж/ (кг·К)	$c_i x_i$, кДж/ (кг·К)
CO ₂	44	2,66	0,1	3,00	0,0756	3,326 4	0,041	0,01	0,057	0,00430 9	1,16	0,116
H ₂ O	18	2,412	0,08	3,2	0,0085	0,153	0,027	0,0064	0,072	0,00061 2	2,15	0,172
O ₂	32	0,32	0,12	11,6	0,038	1,216	0,045	0,0144	0,063	0,00239 4	1,05	0,126
N ₂	28	14,51	0,7	16,5	0,691	19,34 8	0,037	0,49	0,057	0,03938 7	1,12	0,784
Σ	-	19,6	1	31,3		24,04 4					-	1,198

Результаты расчетов приведены в таблице 12. Поэтому

$$\mu_e = \frac{M_e}{\sum \frac{x_i M_i}{\mu_i}} = \frac{33}{745 \cdot 10^3} = 3,45 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с} \quad (66)$$

Плотность дымовых газов:

$$\rho_e = \frac{M_e}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_{cp}} = \frac{24,044 \cdot 273}{22,4 \cdot 974} = 0,41 \text{ кг/м}^3 \quad (67)$$

Кинематическая вязкость газов:

$$\nu_e = \frac{\mu_e}{\rho_e} = \frac{3,45 \cdot 10^{-5}}{0,41} = 8,415 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с} \quad (68)$$

Коэффициент теплопроводности дымовых газов:

$$\lambda_e = \sum x_i \lambda_i \quad (69)$$

где λ_i – коэффициент теплопроводности компонентов дымовых газов [20, с.430].

Результаты расчетов приведены в таблице 12, где $\lambda_r = 0,075 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$.

Теплоемкость дымовых газов [11, с.130]:

$$c_e = \sum c_i x_i \quad (70)$$

где c_i – теплоемкости компонентов дымовых газов; x_i – массовые доли компонентов в дымовых газах. Результаты расчетов приведены в таблице 12 из которой берем значение $c_r = 1,198 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$.

Находим значения критериев:

$$\text{Re} = \frac{\omega d_e}{\nu_e} = \frac{1,8 \cdot 0,149}{8,415 \cdot 10^{-5}} = 2451 \quad (71)$$

$$\text{Pr} = \frac{\nu_e c_e \rho_e}{\lambda_e} = \frac{8,415 \cdot 10^{-5} \cdot 1,198 \cdot 0,41 \cdot 10^3}{0,075} = 0,61 \quad (72)$$

После подстановки всех величин в формулу для вычисления α_1 получим:

$$\alpha_1 = 23 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплоотдачи излучением от трехатомных газов:

$$\alpha_a = \alpha_{CO_2} + \alpha_{H_2O} \quad (73)$$

где α_{CO_2} , α_{H_2O} - коэффициенты теплоотдачи излучением от CO_2 и H_2O .

Предварительно найдем след. величины:

$$T'_{cp} = \frac{T_{II}}{2,31 \lg \frac{T_{II}}{T_{yx}}} = \frac{1330}{2,31 \lg \frac{1330}{450}} = 1223,4 \text{ K} \quad (74)$$

Эффективная толщина газового слоя рассчитывается по формуле:

$$l = 2,87 \cdot S - 4,1 d_n = 2,87 \cdot 0,270 - 4,1 \cdot 0,149 = 0,164 \text{ м} \quad (75)$$

где S_1 – расстояние между трубами.

$$P_{CO_2} = \frac{V_{CO_2}}{\sum V_i} \pi = \frac{3}{34,3} \cdot 0,1 \cdot 10^6 = 10,29 \cdot 10^3 \text{ Па} \quad (76)$$

То же для водяных паров:

$$P_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{\sum V_i} \pi = 10,976 \quad (77)$$

Сила поглощения CO_2 и H_2O в газовом слое:

$$(Pl)_{CO_2} = P_{CO_2} l = 10,29 \cdot 10^3 \cdot 0,164 = 1,69 \text{ Па} \cdot \text{м} \quad (78)$$

$$(Pl)_{H_2O} = P_{H_2O} l = 10,976 \cdot 0,164 = 1,8 \quad (79)$$

Температуру стенок конвекционных труб примем на 40K выше средней температуры сырья в них:

$$\theta_{cm} = \frac{T_1 + T_{\kappa}}{2} + 40 = 960 \text{ K} \quad (80)$$

По номограммам [11], находим:

$$\alpha_{CO_2} = 6,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

$$\alpha_{H_2O} = 9,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

Тогда

$$\alpha_n = 16,1 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

Суммарный коэффициент теплопередачи будет равен:

$$k_1 = \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$$

Теплопередача осуществляется в режиме противотока. Средний температурный напор рассчитаем по уравнению Грасгофа:

$$\Delta T_{cp} = \frac{\Delta T_{max} \Delta T_{min}}{2,3 \lg \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} = 192 K \quad (81)$$

$$\text{где } \Delta T_{max} = T_{II} - T_K; \quad (82)$$

$$\Delta T_{min} = T_{yx} - T_2 \quad (83)$$

Из исходных данных и предыдущих расчетов необходимые температуры (К) известны, поэтому:

$$\Delta T_{max} = 230$$

$$\Delta T_{min} = 162$$

$$\Delta T_{cp} = 192$$

Таким образом, поверхность нагрева конвекционных труб:

$$H_{\kappa} = 185 м^2$$

Определим число труб в конвекционной камере

$$N_{\kappa} = \frac{H_{\kappa}}{\pi d_n l_{tr}} = 38 \quad (84)$$

Или в одном потоке:

$$N'_{\kappa} = \frac{N_{\kappa}}{4} = 9,5 \quad (85)$$

Принимаем $N'_{\kappa} = 10$

Высота, занимаемая трубами в конвекционной камере:

$$h_{\kappa} = (N'_{\kappa} - 1) \cdot S_1 = 3,5 м$$

11.3 Гидравлический расчет змеевика печи

Целью гидравлического расчета является проверка принятой величины потерь напора в реакционном змеевике; определение гидравлического сопротивления змеевика печи; определение необходимого давления на входе в змеевик.

11.3.1 Расчет потерь напора

Выше была принята величина потерь напора в реакционном змеевике печи $\Delta P_p = 0,35 \text{ Па}$. Проверим правильность принятия величины ΔP_p , вычислив ее значение по формуле:

$$\Delta P_p = \lambda \frac{l_{\text{экв}}}{d_g} \cdot \frac{u^2}{2\rho_{cp}} \quad (86)$$

Где λ – коэффициент гидравлического сопротивления; $l_{\text{экв}}$ – эквивалентная длина труб одного потока радиантного змеевика, м.

Для определения величины коэффициента гидравлического сопротивления вычислим критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{\omega_{cp} d_g}{\nu_{cm}} \quad (87)$$

где ν_{cm} – кинетическая вязкость парогазовой смеси в реакционном змеевике, $\text{м}^2/\text{с}$.

Предварительно определим необходимые для расчета ν_{cm} среднюю температуру парогазовой смеси в реакционном змеевике

$$T_{cp} = \frac{T_n + T}{2} = \frac{903 + 1123}{2} = 1013 \text{ К} \quad (88)$$

и среднюю молекулярную массу смеси углеводородных газов (см. разд. 5.2.2):

$$M_{cp} = \frac{M_c + M_x}{2} = \frac{39,5 + 24,32}{2} = 31,91 \quad (89)$$

С целью упрощения расчета принимаем среднюю молекулярную массу равной массе этана ($M=30$), по таблице [11, с.57] экстраполяцией находим кинематическую вязкость этих газов при 1013К: $\nu_r = 78 \times 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Кинематическая вязкость водяного пара при этой температуре [11,с.56]

$$\nu_{в.п.}=132 \times 10^{-6} \text{ м}^2$$

Среднее содержание водяного пара (см. табл. 10 и 11):

$$y'_{cp} = \frac{y'_{п.} + y''_{п.}}{2} = \frac{0,731 + 0,450}{2} = 0,59 \text{ мольных долей} \quad (90)$$

где $y'_{п.}$, $y''_{п.}$ – мольные доли водяного пара в сырье и пирогазе соответственно.

Тогда кинематическая вязкость парогазовой смеси в реакционном змеевике:

$$\nu_{см} = \frac{1}{\frac{1-y'_{cp}}{\nu_{г.}} + \frac{y'_{cp}}{\nu_{в.п.}}} = \frac{1}{\frac{1-0,59}{78 \times 10^{-6}} + \frac{0,59}{132 \times 10^{-6}}} = 103 \times 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с} \quad (91)$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{178,5 \times 0,124}{103 \times 10^{-6}} = 214893$$

По графику [12, с. 445] при $Re=226330$ и относительной шероховатости

$$\frac{l}{d_g} = \frac{0,0001}{0,124} = 0,0008, \text{ где } l=0,0001 \text{ м} - \text{среднее значение высоты выступов}$$

шероховатости, принимаемое по [12, с.62, табл. III-2], найдем $\lambda=0,028$

Определим эквивалентную длину труб одного потока радиантного змеевика:

$$l_{экв} = N'_p l_{TP} + (N'_p - 1) \psi d_g$$

где ψ – коэффициент, зависящий от типа соединения труб. Принимаем $\psi=50$.

Тогда:

$$l_{экв} = 10 \times 8,5 + (10 - 1) \times 50 \times 0,124 = 140,8 \text{ м}$$

Подставив в формулу числовые значения величин получим:

$$\Delta P = 0,028 \times \frac{140,8}{0,124} \times \frac{129,45^2}{2 \times 1,065} = 250128,7 = 0,25 \times 10^6 \text{ Па}$$

Полученная величина $\Delta P=0,25 \times 10^6 \text{ Па}$ мало отличается от ранее принятой величины $\Delta P=0,30 \times 10^6 \text{ Па}$, поэтому повторного расчета не делаем.

11.4 Подбор вспомогательного оборудования

11.4.1 Расчет закалочных аппаратов [10, стр 59]

Исходные данные:

Количество ЗИА – 2;

Количество пирогаза поступающего в один ЗИА – 11250 кг/ч, в том числе бензина – 7500 кг/ч и водяного пара 3750 кг/ч;

Температура пирогаза на входе в ЗИА – 850 °С , на выходе 420 °С;

Давление пирогаза 0,45 МПа;

Умягченную воду подают в межтрубное пространство при температуре 323 °С, эта температура соответствует температуре кипения при 12 МПа.

В трубное пространство ЗИА подают пирогаз;

Уравнение теплового баланса ЗИА в общем виде:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_{ном}$$

Определим значения Q_1 и Q_3 , для этого рассчитаем средние объемные теплоемкости пирогаза при температуре $T_1=1123$ К и $T_3=693$ К.

Объемная теплоемкость водяного пара:

$$\text{При } T_1=1123 \text{ К } c = \frac{42}{22,4} = 1,8750 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К}) \quad (92)$$

$$\text{При } T_3=693 \text{ К } c = \frac{37,5}{22,4} = 1,6737 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$$

Таблица 14 – Расчет средних объемных теплоемкостей

Компоненты	gi, %	T ₁ =1123K		T ₃ =693K	
		C _i , Дж/(моль · К)	C _i · gi/(22,4) кДж/(м ³ ·К)	C _i , Дж/(моль · К)	C _i · gi/(100 · 22,4) кДж/(м ³ · К)
H ₂	0,006	30,96	0,01	29,64	0,01
CH ₄	0,11	76	0,37	57,69	0,28
CO	0,0007	32,95	0,00	31,15	0,00
C ₂ H ₂	0,0027	67,85	0,01	59,91	0,01
C ₂ H ₄	0,18	100,36	0,81	77,67	0,62
C ₂ H ₆	0,027	129,21	0,16	99,32	0,12

C ₃ H ₄	0,002	135,4	0,01	110,3	0,01
C ₃ H ₆	0,086	163,55	0,63	120,13	0,46
C ₃ H ₈	0,004	186,33	0,03	144	0,03

Продолжение таблицы 14

C ₄ H ₆	0,027	173,92	0,21	139,5	0,17
C ₄ H ₈	0,021	209,32	0,20	161,7	0,15
C ₄ H ₁₀	0,0026	241,8	0,03	184,1	0,02
C ₅	0,155	260,83	1,80	199,4	1,38
C ₈	0,043	350,5	0,67	297,3	0,57
H ₂ O	0,333	39	0,58	37,6	0,56
Итого			5,52		4,39

Тепловой поток пирогаза на входе в ЗИА:

Расход сырья:

$$G_{\phi} = \frac{7500}{3600 \times 1,7} = 1,3 \text{ м}^3 / \text{с} \quad (93)$$

$$G_{\phi} = \frac{3750}{3600 \times 1,014} = 1,027 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Тепловой поток пирогаза на входе в ЗИА:

$$Q_1 = (1,3 \times 5,52 + 1,027 \times 1,875) \times 1123 = 10224,13 \text{ кВт} \quad (94)$$

Тепловой поток пирогаза на выходе из ЗИА:

$$Q_3 = (1,3 \times 4,39 + 1,027 \times 1,6737) \times 693 = 5146,14 \text{ кВт} \quad (95)$$

Тепловой поток умягченной воды:

$$Q_2 = m_x \times 1455 \text{ кВт};$$

где m_x – массовый расход умягченной воды, 1455 – удельная энтальпия кипящей воды при $p=12$ МПа;

Суммарный приход теплоты равен:

$$Q_1 + Q_2 = 10224,13 + 1455 \times m_x \text{ кВт}; \quad (96)$$

Принимаем потери в окружающую среду равными 5% от суммарного прихода теплоты, отсюда

$$Q_{ном} = 0,05 \times (10224,13 + 1455 \times m_x) = 5113 = 511,21 + 72,75 \times m_x \text{ кВт}; \quad (97)$$

Тепловой поток насыщенного пара:

$$Q_4 = m_x \times 2638 \text{ кВт};$$

где 2638 – удельная энтальпия насыщенного пара при $p=12$ МПа;

Паропроизводительность аппарата находят из уравнения теплового баланса:

$$10224,13 + 1455 \times m_x = 5146,14 + 2638 \times m_x + 511,21 + 72,75 \times m_x,$$

$$m_x = \frac{4566,78}{1255,75} = 3,64 \text{ кг/с};$$

$$3,64 \times 3600 = 13104 \text{ кг/ч};$$

Потерей воды в процессе парообразования можно пренебречь.

Уточним статьи теплового баланса:

$$Q_2 = 3,64 \times 1455 = 5296,2 \text{ кВт}; \quad (98)$$

$$Q_4 = 3,64 \times 2638 = 9602,32 \text{ кВт}; \quad (99)$$

$$Q_{\text{ном}} = 511,21 + 72,75 \times 3,64 = 776,02 \text{ кВт}; \quad (100)$$

Тепловая нагрузка аппарата:

$$Q_a = Q_4 - Q_2 = 9602,32 - 5296,2 = 4306,12 \text{ кВт}; \quad (101)$$

Составляем тепловой баланс ЗИА (таблица 15).

Таблица 15 – Тепловой баланс ЗИА

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
Тепловой поток поступающего пирогаза	10224,13	65,9	Тепловой поток уходящего пирогаза	5146,14	33,2
Тепловой поток умягченной воды	5296,2	31,1	Тепловой поток получаемого водяного пара	9602,32	61,8
			Теплопотери в окружающую среду	771,87	5
Всего	15520,33	100	Всего	15520,33	100

11.4.2 Расчет аппарата [10, стр 61]

Необходимую площадь поверхности теплопередачи определяют по формуле:

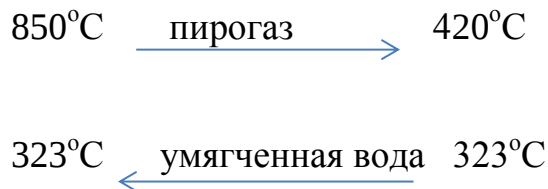
$$F_a = \frac{Q_a}{\varphi}; \quad (102)$$

Тепловая нагрузка аппарата равна $Q_a=4306120$ Вт.

Поверхностная плотность теплового потока:

$$\varphi = \kappa \Delta T_{cp};$$

Температурная схема теплообмена:



$$\Delta t_{\max} = 850 - 323 = 527^\circ \text{C} \quad (103)$$

$$\Delta t_{\min} = 420 - 323 = 97^\circ \text{C}$$

Найдем среднюю разность температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(527 - 97)}{[2.303 \lg(\frac{527}{97})]} = 254^\circ \text{C}; \quad (104)$$

Коэффициент теплопередачи определяют по формуле:

$$\kappa = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{cm} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}; \quad (105)$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи от пирогаза к стенке трубы, Вт/(м²·К); α_2 – коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к кипящей воде, Вт/(м²·К).

Для расчета коэффициентов теплоотдачи определяют теплофизические параметры теплоносителей при соответствующих температурах.

Теплофизические параметры пирогаза при средней температуре:

$$t_{cp} = \frac{(850 + 420)}{2} = 635^\circ \text{C}; \quad (106)$$

Теплопроводность определяют по формуле:

$$\lambda = \frac{c \times \mu}{Pr}; \quad (107)$$

Удельную теплоемкость находят по формуле:

$$c = \frac{Q}{mt}; \quad (108)$$

где c – удельная теплоемкость, Дж/(кг·К); m – массовый расход, кг/с; Q – тепловой поток, Вт; t – температура, °С.

Массовый расход пирогаза составит:

$$m = \frac{11250}{3600} = 3.125 \text{ кг/с};$$

Удельная теплоемкость:

При $t = 850^\circ\text{C}$:

$$c = \frac{10224130}{3.125 \times 1123} = 2913,4 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

При $t = 420^\circ\text{C}$:

$$c = \frac{5146140}{3.125 \times 693} = 2376,3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

Средняя удельная теплоемкость при $t = 635^\circ\text{C}$:

$$c = \frac{2913,4 + 2376,3}{2} = 2645 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

Динамическую вязкость пирогаза определяют по формуле:

$$\frac{M_{cm}}{\mu_{cm}} = \frac{x_1 M_1}{\mu_1} + \frac{x_2 M_2}{\mu_{21}} + \dots + \frac{x_i M_i}{\mu_i}; \quad (109)$$

Для упрощения расчета динамической вязкости пирогаза приняты следующие упрощения: в один поток «этан» объединены этан, пропан, бутан, пентан; в один поток «этилен» объединены этилен, пропилен, непредельные углеводороды и бензол; в один поток «водород» объединены оксид углерода и водород.

Расчет динамической вязкости сведем в таблицу 16.

Таблица 16 – Расчет динамической вязкости

	M_i	$x_i, \%$	$X_i M_i / 100$	$\mu_i \cdot 10^7, \text{Па} \cdot \text{с}$	$[x_i M_i / (100 \mu_i)] \cdot 10^{-7}$
CH_4	16	1,1	0,18	252	0,0007
C_2H_4	28	24,8	6,94	255	0,0272
C_2H_6	30	40,1	12,03	246	0,0489
H_2	2	0,7	0,01	188	0,0001
H_2O	18	33,3	5,99	310	0,0193
Итого		100	25,16		0,0962

$$\mu_{см} = \frac{25,16}{0,0962} \times 10^{-7} = 262 \times 10^{-7} \text{ Па} \cdot \text{с}; \quad (110)$$

Принимаем критерий Прандтля для многоатомных газов $Pr = 1,0$.

Теплопроводность пирогаза:

$$\lambda = \frac{2645 \times 262 \times 10^{-7}}{1} = 0,0693 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}; \quad (111)$$

По справочнику находим теплофизические параметры при 323°C и давлении 12 МПа:

Для водяного пара: $\rho_{п}=69,72 \text{ кг/м}^3$ (при $p=101325 \text{ Па}$ $\rho_{п}=0,579 \text{ кг/м}^3$);

Для умягченной воды: $\rho_{ж}=666,3 \text{ кг/м}^3$; $\lambda=49,67 \cdot 10^{-2} \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$; $Pr=1,12$; $\sigma=9,195 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$; $r=1797180 \text{ Дж/кг}$.

Коэффициент теплоотдачи от пирогаза к стенке трубы аппарата определяют по формуле:

$$\alpha_1 = \frac{Nu \lambda}{d}; \quad (112)$$

Для выбора формулы, по которой рассчитывают критерий Нуссельта, определяют Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{Wd}{\mu}; \quad (113)$$

Ранее было рассчитано, что в один ЗИА поступает $3,125 \text{ кг/с}$ пирогаза.

Массовая скорость пирогаза в трубном пространстве:

$$W = \frac{3.125}{0.785 \times 0.024^2 \times 150} = 46.1 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}};$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{46.1 \times 0.024}{262 \times 10^{-7}} = 42229;$$

Формула для расчета критерия Нуссельта:

$$\text{Nu} = 0.023 \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.4} = 0.023 \times 42229^{0.8} \times 1^{0.4} = 115.4; \quad (114)$$

Коэффициент теплоотдачи от пирогаза к стенке трубы:

$$\alpha_1 = 115.4 \times \left(\frac{8.86 \times 10^{-2}}{0.024} \right) = 426 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}};$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к кипящей воде определим по формуле:

$$\alpha_2 = \lambda \times \sqrt{\frac{\rho \times g}{\sigma}} \times \text{Nu}_{\text{кин}} \quad (115)$$

Критерий Нуссельта при кипении:

$$\text{Nu}_{\text{кин}} = 54 \times \left(\frac{K^{0.6}}{\text{Pr}^{0.3}} \right);$$

Критерий К находят из выражения:

$$K = \frac{\varphi}{\rho_n \times r \times w}; \quad (116)$$

где w – произведение среднего диаметра пузырьков, возникающих при кипении, на число пузырьков, образующихся в единицу времени, м/с.

Определяют w по формуле:

$$\omega = 0.078 \times \left(\frac{\rho_o}{\rho_n} \right)^{1.1} = 40.11 \times 10^{-5} \text{ м/с}; \quad (117)$$

где ρ_o – плотность водяного пара.

$$K = \frac{\varphi}{69.72 \times 1797180 \times 40.11 \times 10^{-5}} = \frac{\varphi}{50258}$$

Критерий Нуссельта:

$$\text{Nu}_{\text{кин}} = \frac{54 \varphi^{0.6}}{50258^{0.6} \times 1.12^{0.3}} = 78.87 \times 10^{-3} \varphi^{0.6}$$

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_2 = 49,67 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{666,3 \times 9,81}{9,195 \times 10^{-3}}} \times 78,87 \times 10^{-3} \varphi^{0,6} = 33,03 \times \varphi^{0,6}$$

$$\Sigma r_{cm} = r_1 + r_2 + r_3 = 0,00009 + \frac{0,004}{17,5} + 0,00018 = 0,0005 \frac{m^2 \cdot K}{Bm}; \quad (118)$$

где r_1 и r_2 – сопротивления слоев загрязнений с обеих сторон стенки трубы;
0,004 – толщина стенки, м; 17,5 – теплопроводность нержавеющей стали, Вт/(м.К);

Коэффициент теплопередачи:

$$\kappa = \left(\frac{1}{426} + 0,0005 + \frac{1}{33,03 \times \varphi^{0,6}} \right)^{-1}$$

Поверхностная плотность теплового потока:

$$\varphi = \kappa \times \Delta T_{cp} = \frac{254}{\frac{1}{426} + 0,0005 + \frac{1}{33,03 \times \varphi^{0,6}}} = 0,002347 \times \varphi + 0,30276 \times \varphi^{0,4} - 254 = 0$$

Для определения значений поверхностной плотности теплового потока по методу линейной интерполяции задаются значениями φ и подставляют их в полученное уравнение:

Принимаем $\varphi_1 = 70000 \text{ Вт/м}^2$, тогда

$$0,002347 \times 70000 + 0,30276^{0,4} \times 70000 - 254 = -35,4$$

Принимаем $\varphi_2 = 85000 \text{ Вт/м}^2$, тогда

$$0,002347 \times 85000 + 0,30276 \times 85000^{0,4} - 254 = 14,5$$

Истинное значение поверхностной плотности теплового потока:

$$\varphi = 85000 - \frac{85000 - 70000}{14,5 - (-35,4)} \times 14,5 = 80641 \frac{Bm}{m^2};$$

Коэффициент теплопередачи:

$$F_a = \frac{4306120}{80641} = 55 m^2;$$

Выберем испаритель с параметрами:

- Диаметр кожуха внутренний $D = 1000 \text{ мм}$;
- Толщина обечайки кожуха 32, мм;
- Трубы $d = 32 \times 4 \text{ мм}$;

- Число труб $n=150$;
- Длина труб $H=4,8\text{м}$;
- Поверхность теплообмена $F=55\text{м}^2$.

Заключение

Дипломный проект печи пиролиза бензина позволяет увеличить мощность производства по этилену с 300 тысяч тонн/год до 350 тысяч тонн/год.

Выполненные аппаратурный, механический и тепловой расчёты показали надёжность основного и вспомогательного оборудования производственного процесса после увеличения мощности.

Технико - эксплуатационные показатели не ухудшились, так как оборудование изготовлено с запасом прочности.

Список литературы

1. Мухина Т.Н. и др. Пиролиз углеводородного сырья. М.: Химия, 1987.
2. Учебно-методическое пособие к лабораторному практикуму по общей химической технологии/Кузнецова И.М. и др. Казань, 2006.
3. Пиролиз углеводородного сырья: Учебное пособие/Н.Л.Солодова, А.И.Абдуллин. КГТУ; Казань, 2007.
4. [Электронный доступ]. Режим доступа (bibliofond.ru/view.aspx?id=655737) свободный.
5. [Электронный доступ]. Режим доступа (<http://refdb.ru/look/2960639.html>) свободный.
6. Адельсон С.В., /Технологический расчёт и конструктивное оформление нефтезаводских печей; Л., 1952, -239с.
7. Кузнецов А.А. и др. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. Л: Химия, 1974.
8. Бахшиян Ц.А. Трубчатые печи с излучающими стенками топки. М., ГОСИНТИ, 1960. 192с.
9. Масальский К.Е., Годик В.М.,/Пиролизные установки(проектирование и эксплуатация), М., Изд. “Химия”, 1968,-144с.
10. Гуткин С.П. Расчеты по технологии органического синтеза. М. – Химия, 1988 – 272с.
11. Н.Ф. Дубовкин Справочник по углеводородным топливам и их продуктам сгорания. М., Государственное энергетическое издательство, 1962.
12. О. Флореа, О. Смигельский. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии, М.: «Химия», 1971.
13. Видяев И. Г., Серикова Г. Н., Гаврикова Н. А. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение: Учебное пособие. – Томск: Издательство ТПУ, 2014 – 36 с.

14. ГОСТ 12.1.005—88. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны [Текст]. - введ. 01.01.1989.- М.: Стандартиформ, 2008. – 49 с.
15. СанПиН 2.2.4.584-96. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений. Санитарные правила и нормы.
16. ГОСТ 12.1.012-90. Вибрационная безопасность. Общие требования.
17. СанПиН 2.2.4.1191-03. Электромагнитные поля в производственных условиях зданий [Электронный ресурс]. - Режим доступа [www.URL: http://www.vrednost.ru/2241191-03.php](http://www.vrednost.ru/2241191-03.php)
18. ГОСТ Р 22.0.01-94. Безопасность в чрезвычайных ситуациях. Основные положения [Текст]. - введ. 01.01.1995.- М.: Издательство стандартов, 1994. – 11 с.
19. ГОСТ 12.0.004-90. Организация обучения безопасности труда [Текст]. - введ. 01.07.1991.- М.: Стандартиформ, 2010. – 16 с.