

**Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
Астраханский государственный технический университет
Институт нефти и газа**

Кафедра «Химическая технология переработки нефти и газа»

ПРОЕКТИРОВАНИЕ УСТАНОВКИ КАТАЛИТИЧЕСКОГО КРЕКИНГА

Методические указания к выполнению курсового и
дипломного проекта
для студентов специальности 18.03.01 «Химическая
технология» очной и заочной форм обучения

Астрахань 2023

Составители – д.т.н., проф. Н.А. Пивоварова,
магистрант А.Д. Татжиков,
магистрант Р.Р. Джурхабаев

Рецензент – к.т.н., доц. Савенкова И.В.

Методические указания к выполнению курсового и дипломного проекта «Проектирование установки каталитического крекинга» предназначен для студентов очной и заочной форм обучения по направлению подготовки бакалавров 18.03.01 «Химическая технология» / АГТУ; Сост.: Н.А. Пивоварова, А.Д. Татжиков, Р.Р. Джурхабаев. Астрахань: АГТУ, ХТНГ, 2023, с.

Рецензент – к.т.н., доцент кафедры «Химическая технология переработки нефти и газа» Чудиевич Д.А.

Методические указания рассмотрены на заседании кафедры "Химическая технология переработки нефти и газа" 14 февраля 2023 года (протокол №) рекомендованы к внутривузовскому изданию.

© Астраханский государственный технический университет

Содержание

Введение	4
1. Основные положения по содержанию проекта.....	5
2. Содержание разделов расчетно-пояснительной записки.....	7
3. Расчет установки каталитического крекинга	10
3.1 Исходные данные	10
3.2 Расчет материального баланса установки	10
3.3 Расчет реактора.....	11
3.4 Расчет регенератора	21
3.5 Расчет печи.....	28
3.6 Расчет сепаратора	28
3.7 Расчет ректификационной колонны	28
3.8 Расчет теплообменных аппаратов	28
3.9 Расчет насосов	28
Список рекомендуемой литературы.....	29

Введение

Каталитический крекинг появился в США в начале 40-х годов и за истекшие годы неузнаваемо усовершенствовался. Сейчас это самый массовый процесс получения высокооктанового бензина, газа для синтеза алкилбензина – компонента для дизельного топлива и сырья для получения технического углерода. Поэтому он является базовым процессом в схемах глубокой переработки нефти.

Процесс каталитического крекинга является одним из наиболее распространенных крупнотоннажных процессов углубленной переработки нефти и в значительной мере определяет технико-экономические показатели современных и перспективных НПЗ топливного профиля. Основное назначение этого процесса – производство с максимально высоким выходом (до 50% и более) высокооктанового бензина и ценных сжиженных газов – сырья для последующих производств высокооктановых компонентов бензинов изомерного строения: алкилата и метилтретбутилового эфира, а также, сырья для нефтехимических производств.

В последние годы в мировой нефтепереработке наблюдается тенденция к непрерывному утяжелению сырья. На современных отечественных и зарубежных установках перешли к переработке глубоковакуумных газойлей с температурой конца кипения 540 – 620 °С. На специально запроектированных установках каталитическому крекингу подвергают остаточное сырье: мазуты и даже гудроны.

Получающийся в процессе легкий газойль используется обычно как компонент дизельного топлива, а тяжелый газойль с высоким содержанием полициклической ароматики – как сырье для производства технического углерода или высококачественного электродного кокса (например, игольчатого).

Использование катализатора предполагает более мягкие условия для проведения процесса с одной стороны, а с другой обуславливает высокую конверсию сырья с получением большего числа целевых продуктов по сравнению с термическим крекингом. Процесс каталитического крекинга развивается в основном в направлении разработки новых каталитических систем, влекущему за собой, как правило, совершенствование аппаратного оформления реакторно-регенераторного блока.

1. Основные положения по содержанию проекта

Работа над проектом установки каталитического крекинга способствует углублению, закреплению и систематизации знаний, полученных студентами при изучении теоретического материала и при прохождении ознакомительных и производственных практик на нефте- и газоперерабатывающих заводах. В процессе проектирования формируются навыки по использованию методов и приемов проектирования технологических блоков и основных аппаратов.

Цель проектирования - закрепление теоретического материала и знакомство с основами проектирования технологических установок, в конкретном случае - установки каталитического крекинга.

Руководитель проекта выдает студенту задание, которое является основанием для проектирования. Проект выполняется самостоятельно при консультации руководителя. Примерный объем проекта определяется методическими указаниями по оформлению курсовых и дипломных проектов и уточняется руководителем проекта. Оформление титульного листа расчетно-пояснительной записки приводится в приложении 1.

В состав проекта входит расчетно-пояснительная записка и графическая часть. В расчетно-пояснительной записке рассматриваются теоретические основы проектируемого процесса, и производится расчет основного оборудования установки.

В пояснительной записке должны быть освещены следующие вопросы:

- место процесса в схеме глубокой переработки углеводородного сырья, современное состояние процесса;
- качество сырья и получаемых продуктов;
- краткий анализ вариантов промышленного оформления процесса, обоснование выбора технологической схемы, ее детальное описание с указанием процессов, происходящих в основных аппаратах, и их рабочего режима;
- технологический расчет основных аппаратов установки с полными материальными и тепловыми балансами;
- основные положения по охране труда и технике безопасности.

Пояснительная записка должна начинаться оглавлением и заканчиваться списком литературы. Последовательность расположения основных разделов пояснительной записки приводится в приложении 2.

Объем пояснительной записки не более 50 листов.

Графическая часть проекта выполняется в соответствии с требованиями ЕСКД на листах ватмана формата А1.

В процессе проектирования студент должен регулярно отчитываться перед руководителем о ходе выполнения проекта.

Проектирование завершается защитой проекта, которая подводит итог самостоятельной работы студента. На защите студент должен показать знание теоретических основ процесса, умение обосновать выбор аппаратного оформления проектируемой установки, знать назначение и устройство аппаратов, принципы управления технологическим режимом, знать характеристики сырья, получаемых продуктов и пути их рационального использования.

2. Содержание разделов расчетно-пояснительной записки

Введение

Во вводной части курсового проекта исполнитель должен изложить задачи нефтеперерабатывающей промышленности при переработке нефти с целью производства топлив, значение и пути развития проектируемого процесса в общей схеме переработки нефти.

Объем раздела "Введение" 1-2 страницы.

2.1 Теоретические основы процесса

2.1.1 Общая характеристика процесса.

В данном разделе нужно осветить назначение процесса крекинга, его разновидности. Показать, его место в общей структуре вторичных процессов переработки нефти, современное состояние в России и за рубежом.

2.1.2 Химизм и механизм процесса каталитического крекинга.

Эффективность работы установки, выход и качество продуктов зависит от скорости химических реакций, протекающих одновременно в процессе. Правильному выбору технологического режима должно способствовать знание химизма и механизма крекинга. Этот материал можно найти в [1-7]. Во избежание чрезмерного увеличения объема проекта рекомендуется описать только современные теории и взгляды на механизм и химизм процесса, упомянув отечественных и зарубежных ученых, разработавших теории механизма и химизма.

2.1.3 Катализаторы процесса каталитического крекинга.

Тип катализатора играет решающую роль при проектировании установки. От типа катализатора, производительности установки и качества перерабатываемого сырья зависит конструкция проектируемой аппаратуры и технологическая схема установки. Пользуясь знаниями о свойствах различных марок, катализатор нужно выбирать высокоэффективный, с помощью которого можно будет достичь наибольшую длительность цикла, высокую активность и селективность процесса риформинга и принять совершенную технологическую схему.

2.1.4 Основные факторы и их влияние на процесс.

В данном подразделе приводят основные закономерности изменения со-

става и качества продуктов при варьировании технологических параметров, выбирают критерии оптимизации процесса по согласованию с руководителем. Обосновывают выбранный в проекте технологический режим.

Объем раздела «Теоретические основы процесса» 10-12 страниц текста, примерный список источников для подготовки раздела «Теоретические основы процесса» [1-7].

2.2 Характеристики сырья, получаемых продуктов и катализатора.

Тип сырья процесса указывается в задании на проектирование, характеристики его выбирают по справочнику. Характеристику сырья, продукта и катализатора целесообразно представить в виде таблиц (таблицы 2.1 – 2.4).

Таблица 2.1 – Характеристика сырья

Температура отбора, °С	Плотность при 20°С	ν_{50} , мм ² /с	ν_{100} , мм ² /с	Температура застывания, °С	М	Содержание серы, %	Коксуемость, %
------------------------	--------------------	---------------------------------	----------------------------------	----------------------------	---	--------------------	----------------

Таблица 2.2 – Характеристика качества бензина крекинга

Фракционный состав					Плотность при 20°С кг/м ³	Содержание серы % масс.	Октановое число	
н.к.	10%	50%	90%	к.к.			ММ	ИМ

Таблица 2.3 – Характеристика качества газойлей

Фракционный состав					Плотность при 20°С кг/м ³	Содержание серы % масс.
н.к.	10%	50%	90%	к.к.		

Таблица 2.4 – Характеристика катализатора

Катализатор	
Химический состав, %мас., остальное SiO ₂ Al ₂ O ₃ Na ₂ O Оксиды РЗЭ	
Физические свойства Площадь поверхности, м ² /г Объем пор, см ³ /г Насыпная плотность, кг/м ³	
Индекс истирания по Дэвисону	
Активность, %об.	

Объем раздела «Характеристики сырья и получаемых продуктов» 1-2 страницы текста.

2.3 Выбор технологической схемы и ее описание

Выбор принципиальной схемы должен быть подчинен условиям, обеспечивающим снижение себестоимости:

- простота технологической схемы, состоящей из простых и эффективных аппаратов;
- минимальный износ катализатора при максимально возможном высоком значении индекса равновесной активности;
- максимальный выход бензина крекинга и высокое октановое число или максимальный выход ароматических углеводородов;
- наиболее полная утилизация тепла на установке, обеспечивающая либо небольшие затраты, либо исключение топлива на осуществление процесса;
- низкий расход реагентов;
- низкие удельные капиталовложения.

Выбирая технологическую схему и аппаратуру, необходимо глубоко разобратся в технологии и аппаратах выбранного процесса, иметь ясное представление об их достоинствах и недостатках.

Выбранная схема должна быть строго обоснована. Рекомендуемая литература для этого раздела: [1-5,7].

3. Расчет установки каталитического крекинга

3.1 Исходные данные

Обычно в задании на проектировании указываются характеристики сырья (или его наименование) и годовая производительность установки.

Перед составлением материального баланса установки необходимо определить основные исходные данные для расчета. К ним относятся [4]:

Температура, °С:

сырья.....	80-300
в реакторе.....	495-510
в регенераторе.....	600-670

Давление, Мпа:

в реакторе.....	0,15-0,20
в регенераторе.....	0,25-0,27

Кратность циркуляции катализатора.....6-8

Содержание кокса, % (мас.):

на катализаторе после реактора.....	0,8-1,0
после регенерации.....	0,05-0,10

Расход водяного пара, % от сырья:

в реактор.....	0,8-1,2
на десорбцию.....	2,5-3,5
в реактор.....	0,8-1,2

Количество рециркулирующего газойля, %:.....10

3.2 Расчет материального баланса установки

Материальный баланс в зависимости от требуемого режима процесса крекинга выбирается на основании практических данных. В качестве исходных данных для расчета можно взять значения, приведенные в литературе [4] или в данном методическом пособии (таблица 3.1).

Таблица 3.1 – Материальный баланс установки каталитического крекинга

Наименование	% масс.	кг/ч	т/год
Приход			
Фракция 350-500°С	100		
Итого	100		
Расход			
Сухой газ	3,4		
ППФ	6,81		
ББФ	7,19		
Бензиновая фракция	50		
Легкий газойль	20		
Тяжелый газойль	9		
Кокс	3,6		
Итого	100		

Рассчитываем часовую массовую производительность установки по сырью:

$$G_c = \frac{G_{с.г.} \cdot 1000}{8000} \quad (3.1)$$

где $G_{с.г.}$ - годовая производительность установки, т/год.

3.3 Расчет реактора

В данном расчете представлен лифт-реактор постоянного сечения, который состоит из трех зон: реакционной, отстойной и отпарной.

Расчет реактора начинается с расчета материального баланса самого реактора. Пример материального баланса реактора представлен в таблице 3.2.

Таблица 3.2 - Материальный баланс реактора

Наименование	% масс.	кг/ч	т/год
Приход			
Фракция 350-500°С	100		
Рециркулирующий газойль	10		
Итого	110		
Расход			
Сухой газ	3,4		
ППФ	6,81		
ББФ	7,19		
Бензиновая фракция	50		
Легкий газойль	20		
Тяжелый газойль	9		
Кокс	3,6		
Рециркулирующий газойль	10		
Итого	110		

Определяем количество циркулирующего катализатора и расход водяного пара.

Определяем количество циркулирующего катализатора

При кратности циркуляции катализатора $R=6-8$ количество циркулирующего катализатора, кг/ч:

$$G_k = R * G_c \quad (3.2)$$

Определяется расход водяного пара.

Для регулирования плотности смеси паров сырья с катализатором в транспортную линию подается водяной пар в количестве 2-6 % масс [9], кг/ч:

$$G_{n1} = 0,0\% * G_c \quad (3.3)$$

На катализаторе после регенерации остается кокс в количестве 0,1-0,5 масс. % [9], считая на свежий катализатор, кг/ч:

$$G_{ок} = 0,0\% * G_k / 100 \quad (3.4)$$

Количество закоксованного катализатора на выходе из реактора:

$$G_{зк} = G_k + G_{ок} + G_{кокс} \quad (3.5)$$

Расход водяного пара на отпарку 1 т закоксованного катализатора принимается равным 5 кг [9], кг/ч:

$$G_{в1} = 5 * G_{зк} \quad (3.6)$$

После составления материального баланса реактора, производится расчет теплового баланса реактора.

Уравнение теплового баланса реактора в общем виде:

$$Q_c + Q_{ц1} + Q_{к1} + Q_{п1} + Q_{д1} + Q_{ок} = Q_r + Q_6 + Q_{лг} + Q_{тг} + Q_{к2} + Q_k + Q_{ц2} + Q_{д2} + Q_{п2} + Q_p + Q_n \quad (3.6)$$

Левая часть уравнения отвечает приходу тепла (в кВт):

Q_c - с сырьем;

$Q_{ц1}$ - с рециркулирующим газойлем;

$Q_{к1}$ - с циркулирующим катализатором;

$Q_{п1}$ - с водяным паром, подаваемым в транспортную линию;

$Q_{д1}$ - с водяным паром, на отпарку углеводородов с катализатора;

$Q_{ок}$ - остаточным коксом.

Правая часть уравнения отвечает расходу тепла (в кВт):

$Q_{г}$ - с образовавшимися газами крекинга;

$Q_{б}$ - с парами бензина;

$Q_{лг}$ - с парами легкого газойля;

$Q_{тг}$ - с парами тяжелого газойля;

$Q_{к2}$ - с циркулирующим катализатором;

$Q_{к}$ - с образовавшимся при крекинге коксом;

$Q_{ц2}$ - с рециркулирующим газойлем;

$Q_{д2}$ - с водяным паром, подаваемым на отпарку углеводородов с катализатором;

$Q_{п2}$ - с водяным паром, подаваемым в транспортную линию;

$Q_{р}$ - на реакции каталитического крекинга;

$Q_{п}$ - потеря тепла в окружающую среду.

Из теплового баланса реактора определяется температура сырья при подаче его в узел смешения с катализатором.

Температуры потоков на входе в реактор принимаются по литературным данным [8]:

$T_{ц1}$ - 300°C – температура рециркулирующего каталитического газойля;

$T_{к1}$ - 650°C – температура катализатора;

$T_{п1}$ - 600°C – температура водяного пара, подаваемого в транспортную линию;

$T_{д1}$ – 510°C – температура водяного пара, подаваемого в отпарную зону реактора.

Энтальпия углеводородных паров (в кДж/кг) по формуле:

$$q_T^{\text{ж}} = 209,2 - 13025\rho_{15}^{15} + (0,543 - 0,134\rho_{15}^{15})T + (0,00234 - 0,00059\rho_{15}^{15})T^2 \quad (3.7)$$

При определении энтальпий жидких углеводородов также можно воспользоваться таблицами [9] и формулой:

$$q_T^{\text{ж}} = 1/\sqrt{\rho_{15}^{15}} (0,0017T^2 + 0,762T + 334,3) \quad (3.8)$$

ρ_{15}^{15} - относительная плотность жидкого углеводорода;

T – температура потока, К.

Энтальпии катализатора и кокса:

$$q_T^K = cT \quad (3.9)$$

q_T^K - энтальпия катализатора или кокса, кДж/кг;

c – теплоемкость катализатора или кокса, кДж/(кг•К);

T – температура катализатора или кокса, К.

Энтальпия водяного пара определяются по диаграмме i-S (Приложение 4) для водяного пара или по таблицам ВТИ. Температура пара принимается, исходя из диапазона изменения температур в реакторе и охлаждающих змеевиках регенератора.

Количество тепла (в кВт) рассчитываем по формуле [9]:

$$Q_i = \frac{G_i * I_i}{3600} \quad (3.10)$$

Рассчитанные данные теплового баланса сводятся в таблицу 3.3

Таблица 3.3 - Тепловой баланс реактора

Обозначение потока	ра, °С	Количество, кг/ч	Плотность, кг/м ³	Теплоемкость, кДж/(кг×°С)	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
1	2	3	4	5	6	7
Приход						
Q_c	T_c				I_c	Q_c
$Q_{ц1}$						
$Q_{к1}$						
$Q_{н1}$						

$Q_{\partial 1}$						
$Q_{o.k.}$						
Сумма	-	-	-	-	-	Q_{c+}
Расход						
Q_{ε}						
Q_{δ}						
$Q_{л\varepsilon}$						
$Q_{т\varepsilon}$						
$Q_{к 2}$						
$Q_{к}$						
$Q_{ц 2}$						
$Q_{п 2}$						
$Q_{\partial 2}$						
Q_p	-					
Q_n	Принимается					400
Итого	-	-	-	-	-	

Из теплового баланса рассчитывается количество тепла сырья Q_c в кВт.

Энтальпия сырья определяется из формулы, кДж/кг:

$$I_c = 3600Q_c / G_c \quad (3.11)$$

В соответствии с энтальпией сырья определяется температура сырья T_c , °С.

Расчет основных размеров лифт-реактора.

Так как промышленным данным концентрация частиц катализатора γ обычно составляет 70-160 кг/м³, то их объёмом можно пренебречь и считать диаметр лифт-реактора по объёму паров продуктов реакции. Линейную скорость движения паров на выходе из лифт-реактора принимают = 25 м/с [10].

Для более детального расчета необходимо определить объём паров в месте ввода сырья в лифт-реактор при температуре, которую приобретает сырьё при соприкосновении с катализатором.

Для определения температуры, которую должно приобрести сырьё при контакте с горячим катализатором на входе в лифт-реактор, необходимо найти перепад температур Δt на входе и выходе, обусловленный затратой тепла на реакции крекинга:

$$\Delta t = \frac{Q_{\text{кк}}}{C_y + N \cdot C_k} \quad (3.12)$$

где $Q_{\text{кк}}$ - теплота реакции каталитического крекинга;

C_y – средняя теплоемкость смеси углеводородных фракций;

C_k – средняя теплоемкость катализатора (принимается по промышленным данным $C_k = 0,27 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C} = 1,130 \text{ кДж/кг} \cdot ^\circ\text{C}$);

N (Gk) – весовая кратность циркуляции катализатора.

Для нахождения средней теплоемкости смеси углеводородных фракций необходимо составить следующую таблицу (из теплового баланса) [7,10].

Таблица 3.4 Данные для расчета средней теплоемкости продуктов крекинга

Продукты реакции	Теплосодержание при Тр, кДж/кг	Теплоемкость, кДж/кг $\cdot$ $^\circ\text{C}$	Выход, %масс		$q \cdot x_i$	$C \cdot x_i$
			на сырье	на продукты		
Газ крекинга						
Бензин						
Легкий газойль						
Тяжелый газойль						
Итого						

В результате подсчета средней теплоемкости смеси по правилу аддитивности находим значение C_y в кДж/кг $^\circ\text{C}$

Из чего рассчитываем Δt по формуле 3.12.

С учетом потерь в окружающую среду и теплоты адсорбции водяного пара Δt увеличивают на 3-5 $^\circ\text{C}$ по сравнению с рассчитанным (Принимают целое значение) [10].

Зная перепад температур Δt и температуру на выходе из лифт-реактора (равна температуре реакции) можно определить температуру смеси на входе в лифт-реактор:

$$T_{\text{вх}} = T_{\text{вых}} + \Delta t \quad (3.13)$$

Найдем количество катализатора в объеме реакционной зоны лифт-реактора:

$$G_k = G_z / g \quad (3.14)$$

где G_z – загрузка реактора;

g – массовая скорость подачи сырья.

Принимаем по промышленным данным $g = 60 \text{ ч}^{-1}$ [10].

По промышленным данным принимаем концентрацию катализатора во взвеси 160 кг/м^3 [10].

Тогда объём лифт-реактора:

$$V_p = G_k / c \quad (3.15)$$

Среднее время пребывания катализатора в лифт-реакторе, с:

$$t_k = G_k \cdot 3600 / G_{\text{зк}} \quad (3.16)$$

Молекулярные массы определяются по формуле Крега:

$$M = (44,29 \cdot \rho_{15}^{15}) / (1,03 - \rho_{15}^{15}) \quad (3.17)$$

$$\text{где } \rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + \frac{0,0035}{\rho_4^{20}} \quad (3.18)$$

где, M_c – молекулярная масса сырья

M_b – молекулярная масса бензина

$M_{\text{л.газойля}}$ – молекулярная масса легкого газойля

$M_{\text{т.газойля}}$ – молекулярная масса тяжелого газойля

$M_{\text{рециркулянта}}$ – молекулярная масса рециркулянта

Средняя молекулярная масса газа $M_{cp} = 31,7$

Объем паров, проходящий через свободное сечение лифт-реактора, $\text{м}^3/\text{ч}$

$$V = \frac{22,4 \sum (\frac{G_i}{M_i} T_p \cdot 0,1 \cdot 10^6)}{273\pi} \quad (3.19)$$

где $\sum (\frac{G_i}{M_i})$ – количество паровой смеси в лифт-реакторе, $\text{кмоль}/\text{ч}$;

T_p – температура в лифт реакторе, K ;

π – абсолютное давление в лифт-реакторе, принимаемое равным $0,18 \cdot 10^6 \text{ Па}$

(по промышленным данным) [10].

Величина $\sum (\frac{G_i}{M_i})$ рассчитывается исходя имеющихся и полученных данных. Из чего по формуле 3.19 рассчитывается объём паров в лифт-реакторе:

Среднее время пребывания паров реакционной смеси в лифт-реакторе, с:

$$\tau = V_p \cdot 3600 / V \quad (3.20)$$

Площадь поперечного сечения лифт-реактора равна, м^2 :

$$S = V / 3600 \cdot v \quad (3.21)$$

где V - объем паров, проходящих через свободное сечение лифт-реактора, $\text{м}^3/\text{ч}$;

v – допустимая скорость паров в свободном сечении лифт-реактора, $\text{м}/\text{с}$.

Принимаем допустимую скорость паров в лифт-реакторе $v = 25 \text{ м}/\text{с}$ [10]

Определяется диаметр лифт-реактора, м :

$$D = 1,128 \cdot \sqrt{S} \quad (3.22)$$

Определяется наружный диаметр лифт-реактора, (м):

$$D_p^{\text{нар}} = D + 2\delta \quad (3.23)$$

где δ – общая толщина торкет – бетона и стенки лифт-реактора (по результатам промышленного образца принимается равным $0,2$ [10]), м .

Определяется высота лифт-реактора, м :

$$H_p = V_p / S \quad (3.24)$$

Расчет основных размеров сепарационной зоны реакторного блока.

Площадь поперечного сечения лифт-реактора равна:

$$S = V / 3600 \cdot v \quad (3.25)$$

где V - объем паров, проходящих через свободное сечение лифт-реактора, $\text{м}^3/\text{ч}$ (он будет равен объему паров на выходе из лифт-реактора);

v – допустимая скорость паров в свободном сечении лифт-реактора, $\text{м}/\text{с}$.

По промышленным данным средняя скорость движения паров в свободном (над псевдооживленным слоем) сечении реактора принимается $v = 1,8 \text{ м}/\text{с}$ [10].

Диаметр реактора рассчитывается по формуле 3.22.

На существующих промышленных установках применяются реакторы диаметром от $2,5$ до 12 м .

Диаметр зоны отпарки (десорбера) найдем после того как будем знать давление у верхнего основания десорбера.

Полная высота сепарационной зоны реакторы:

$$H_n = h + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 \quad (3.26)$$

где h - высота псевдоожигенного слоя, м;

h_1 - высота переходной зоны от псевдоожигенного слоя до зоны отпарки (распределительного устройства), м.

h_2 - высота зоны отпарки (конструктивно принимается равной 6 м) [10];

h_3 - высота сепарационной зоны, м;

h_4 - высота верхнего полушарового днища, равная $0,5 \cdot D$.

Высота псевдоожигенного слоя рассчитывается по формуле:

$$h = \frac{V_p}{S} \quad (3.27)$$

Здесь V_p – объем реакционного пространства в (m^3)

$$V_p = \frac{G_{кр}}{\rho_{п.с.}} \quad (3.28)$$

где $G_{кр}$ – количество катализатора в реакционном пространстве реактора, кг;

$\rho_{п.с.}$ – плотность псевдоожигенного слоя катализатора (примем $\rho_{п.с.} = 250 \text{ кг/м}^3$ [10]).

После чего рассчитывается высота псевдоожигенного слоя.

Высота переходной зоны h_1 :

$$h_1 = h_l + h_k \quad (3.29)$$

где h_l – высота цилиндрической части переходной зоны;

h_k - высота ее конической части.

Высоту переходной зоны принимается равной $h_1 = 2,5 \text{ м}$ [10].

Площадь поперечного сечения десорбера:

$$S_d = \frac{V_d}{3600 \cdot v_d} \quad (3.30)$$

Где V_d – объем паров, проходящих через свободное сечение десорбера, кг/м^3 ;

v_d – линейная скорость паров в расчете на полное сечение десорбера, которая может находиться в пределах 0,8-1,2 м/с.

Наибольший объем паров будет в верхней части десорбера.

Величина V_d рассчитывается по формуле:

$$V_d = \frac{22.4 \sum (\frac{G_i}{M_i} \cdot T_p \cdot 0,1 \cdot 10^6)}{273 \pi_B} \quad (3.31)$$

где $\sum(\frac{G_i}{M_i})$ - количество паровой смеси в десорбере, кмоль/ч;

π_e – давление в реакторе в верхней части десорбера, Па.

Линейную скорость паров в расчете на полное сечение десорбера принимается равной $v_d = 1,2$ м/с [10].

Количество паровой смеси в десорбере равно:

$$\sum(\frac{G_i}{M_i}) = \frac{G_n}{M_n} + \frac{G_{di}}{18} \quad (3.32)$$

где G_n – количество паров углеводородов, уносимых с катализатором в десорбер, кг/ч;

M_n – средняя молекулярная масса уносимых паров углеводородов;

G_{di} – количество водяного пара, подаваемого в десорбер, кг/ч

Количество углеводородных паров, заключенных в объёме между частицами катализатора и адсорбированных, на поверхности циркулирующего катализатора равно:

$$G_n = y_n \cdot G_{з.к} \quad (3.33)$$

Если принять среднюю молекулярную массу M_n адсорбированных углеводородных паров и газообразных продуктов равной средней молекулярной массе M_c крекинг-газа, то при нормальных условиях имеем:

$$\rho_{n.o} = \frac{M_i}{22,4} \quad (3.34)$$

В рабочих условиях для верхней части десорбера

$$\rho_e = \rho_{n.o} \frac{T_e \pi_e}{T_o \pi_o} \quad (3.35)$$

при этом $T_e = T_p$ (в Кельвинах, К), а давление в верхней части десорбера равно:

$$\pi_e = \pi + (h + h_1) \rho_{n.c} g \quad (3.36)$$

После рассчитывается диаметр десорбера

$$D = 1,128 * \sqrt{S_d} \quad (3.37)$$

Принимая, что угол образующей конуса с вертикалью составляет 45°, и зная

диаметр реактора геометрически легко найти высоту конического перехода h_k в метрах.

Отсюда:

$$h'_1 = h_1 - h_k \quad (3.38)$$

$$h'_1 = 2,5 - 0,8 = 1,7 \text{ м}$$

Высота сепарационной зоны h_3 , рассчитывается по формуле:

$$h_3 = 0,8v^{1.2}(7,33 - 1,2lgv) \quad (3.39)$$

Исходя их данных рассчитывается высота сепарационной зоны.

Высота цилиндрической части корпуса:

$$H_y = h + h'_1 + h_3 \quad (3.40)$$

В промышленных реакторах отношение высоты цилиндрической части корпуса к диаметру $H_y/D = 1,4 \sim 4$. Меньшие значения этого отношения характерны для мощных реакторов.

Исходя из всех имеющихся данных рассчитывается общая высота реактора, м:

$$H_{общ} = H_y + H_n + H_p \quad (3.41)$$

3.4 Расчет регенератора

Элементарный состав обычно известен по литературным данным [9-10]. В таблице 3.5 произведен усредненный состав кокса.

Таблица 3.5 - Усредненный состав кокса

Элементы	Содержание, % масс.
Углерод	86,0
Водород	8,5
Сера	5,5

В зависимости от избытка воздуха, условий процесса сжигания кокса, качества и степени отработанности катализатора в газах регенерации будет различное соотношение CO_2/CO .

Задавшись объемным соотношением (при нормальных условиях) $CO_2/CO = 1,2$, рассчитывается количество углерода в 1 кг кокса, которое пошло на образо-

вание CO_2 и CO , и определяется количество продуктов окисления.

Так как в 1 кг кокса содержится 0,86 кг углерода, то:

$$C_{\text{CO}_2} + C_{\text{CO}} = 0,86 \quad (3.41)$$

где C_{CO_2} и C_{CO} - количество углерода, пошедшего на образование CO_2 и CO соответственно.

Определяется количество CO_2 , образующегося из C_{CO_2} кг углерода, имея в виду, что для сжигания 1 кмоль C необходим 1 кмоль O_2 (расчеты ведутся в кг на 1 кг кокса):

$$\vartheta_{\text{CO}_2} = C_{\text{CO}_2} + \frac{C_{\text{CO}_2}}{1} * 32 \quad (3.42)$$

Аналогично находится и количество CO .

Объемные количества CO_2 и CO при нормальных условиях рассчитываются, $\text{м}^3/\text{кг}$:

$$V_{\text{CO}_2} = \frac{3,67 C_{\text{CO}_2}}{M} * 22,4 \quad (3.43)$$

$$V_{\text{CO}} = \frac{2,34 C_{\text{CO}}}{M} * 22,4 \quad (3.44)$$

Из принятого выше отношения объемов CO_2/CO следует:

$$\frac{V_{\text{CO}_2}}{V_{\text{CO}}} = \frac{1,87 C_{\text{CO}_2}}{1,87 C_{\text{CO}}} = \frac{C_{\text{CO}_2}}{C_{\text{CO}}} = 1,2 \quad (3.45)$$

После чего решается система уравнений:

$$C_{\text{CO}_2} + C_{\text{CO}} = 0,86$$

$$\frac{C_{\text{CO}_2}}{C_{\text{CO}}} = 1,2$$

Из чего теперь находят ϑ_{CO_2} , ϑ_{CO} , V_{CO_2} , V_{CO} по формулам 3.42, 3.43, 3.44.

Определяется количество водяных паров, образующихся при сгорании водорода кокса (на 1 кг кокса):

$$\vartheta_{\text{H}_2\text{O}} = \text{H}_2 + \frac{\text{H}_2}{2} * 0,5 * 32 \quad (3.46)$$

Определив количество водяных паров, находят объемные количества водяных паров, $\text{м}^3/\text{кг}$:

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{\vartheta_{\text{H}_2\text{O}}}{V(\text{H}_2\text{O})} * 22,4 \quad (3.47)$$

Рассчитывают количество SO_2 , образующегося при сгорании серы:

$$\vartheta_{SO_2} = S + \frac{S}{32} * 32 \quad (3.48)$$

$$V_{H_2O} = \frac{\vartheta_{H_2O}}{V(H_2O)} * 22,4 \quad (3.49)$$

Исходя из полученных данных определяют суммарное количество продуктов сгорания кокса:

$$\sum \vartheta = \vartheta_{CO_2} + \vartheta_{CO} + \vartheta_{H_2O} + \vartheta_{SO_2} \quad (3.50)$$

$$\sum V = V_{CO_2} + V_{CO} + V_{H_2O} + V_{SO_2} \quad (3.51)$$

Определяется объем газов регенерации (в кубометре на 1 кг кокса):

$$V_{г.р.} = \sum V + V_{N_2} + V_{O_2} + V_{N_2изб} \quad (3.52)$$

де V_{N_2} – объем азота, содержащегося в воздухе, израсходованном на окисление элементов кокса;

V_{O_2} – объем избыточного кислорода;

$V_{N_2изб}$ – объем азота в избыточном воздухе.

Определяется количество кислорода, пошедшего на сгорание кокса (в расчете на 1 кг кокса):

$$\vartheta_{O_2} = \sum \vartheta - 1 \quad (3.53)$$

$$V_{O_2} = \frac{\vartheta_{O_2}}{M_{O_2}} * 22,4 \quad (3.54)$$

Также соответствующее количество азота в воздухе:

$$\vartheta_{N_2} = \frac{\vartheta_{O_2} * 0,77}{0,23} \quad (3.55)$$

$$V_{N_2} = \frac{\vartheta_{N_2}}{M_{N_2}} * 22,4 \quad (3.56)$$

Обязательно количество азота в избыточном воздухе:

$$V_{N_2изб} = \frac{V_{O_2изб} * 0,79}{0,21} \quad (3.57)$$

Исходя из чего, определяется избыточное количество кислорода из уравнения, $м^3/кг$:

$$\frac{V_{O_2изб}}{V_{г.р.}} = \frac{V_{O_2}}{\sum V + V_{N_2} + V_{O_2} + V_{N_2изб}} \quad (3.58)$$

$$\vartheta_{O_2изб} = \frac{V_{O_2}}{32} * 22,4 \quad (3.59)$$

Количество газов регенерации складывается из всех получившихся значе-

ний по формуле 3.52

Полученные данные сводятся в таблицу 3.6

Таблица 3.6 – Состав газов регенерации катализатора

Компоненты	Количество газов, образовавшихся при сгорании 1 кг кокса		Состав газов регенерации, % масс.	
	м ³ /кг	кг/кг	влажного	сухого
CO ₂				
CO				
SO ₂				
N ₂				
O ₂				
Всего сухих газов				
H ₂ O				-
Всего влажных газов				-

Определяется теоретический расход воздуха на выжиг 1 кг кокса:

$$L_o = \vartheta_{O_2} + \vartheta_{N_2} \quad (3.60)$$

$$V_o = V_{O_2} + V_{N_2} \quad (3.61)$$

Расход воздуха на регенерацию катализатора (на 1 кг кокса)

Суммарное количество кислорода в воздухе, израсходованном на регенерацию:

$$\vartheta_{O_2} + \vartheta_{O_{2\text{изб}}} \quad (3.62)$$

$$V_{O_2} + V_{O_{2\text{изб}}} \quad (3.63)$$

Суммарное количество азота:

$$\vartheta_{N_2} + \vartheta_{N_{2\text{изб}}} \quad (3.64)$$

$$V_{N_2} + V_{N_{2\text{изб}}} \quad (3.65)$$

Определяется действительный расход воздуха:

$$L_d = (\vartheta_{O_2} + \vartheta_{O_{2\text{изб}}}) + (\vartheta_{N_2} + \vartheta_{N_{2\text{изб}}}) \quad (3.66)$$

$$V_d = (V_{O_2} + V_{O_{2\text{изб}}}) + (V_{N_2} + V_{N_{2\text{изб}}}) \quad (3.67)$$

Из чего определяется коэффициент избытка воздуха при регенерации катализатора:

$$\beta = \frac{L_d}{L_o} \quad (3.68)$$

Материальный и тепловой баланс регенератора

Для определения материального баланса регенератора находят:

Количество выжигаемого кокса, кг/ч:

$$G_{\text{в.к.}} = G_{\text{к}} - G_{\text{ок}} \quad (3.69)$$

Количество воздуха, необходимого для выжига кокса, кг/ч:

$$G_{O_2} = L_{\text{д}} * G_{\text{в.к.}} \quad (3.70)$$

Количество влажных газов регенерации, кг/ч:

$$G_{\text{в.г.}} = G_{\text{в.к.}} + G_{O_2} \quad (3.71)$$

С целью вытеснения газов регенерации из пор катализатора и пневмовзвешиваний в регенератор подается перегретый водяной пар в количестве 5-10 кг на 1 т катализатора [ч2].

Если принять расход пара 5кг/т, то количество водяного пара для отпарки газов регенерации со всего катализатора будет равно:

$$G_{\text{в1}} = 5 * G_{\text{зк}} \quad (3.72)$$

Материальный баланс регенератора сводится в таблицу 3.7

Таблица 3.7 Материальный баланс регенератора

Потоки	Обозначение	Количество, кг/ч
Приход		
Катализатор	$G_{\text{к}}$	
Кокс	$G_{\text{кокс}}$	
Воздух	G_{O_2}	
Водяной пар, адсорбированный на катализаторе	$G_{\text{п}}$	
Водяной пар на отпарку газов регенерации с катализатора	$G_{\text{в1}}$	
Сумма	-	
Расход		
Катализатор	$G_{\text{к}}$	
Остаточный кокс	$G_{\text{ок}}$	
Влажные газы регенерации	$G_{\text{в.г.}}$	
Водяной пар, адсорбированный на катализаторе	$G_{\text{п}}$	
Водяной пар на отпарку газов регенерации с катализатора	$G_{\text{в1}}$	
Сумма	-	

Энтальпия воздуха при 100 °С $I_{\text{воз}} = 100,85$ кДж/кг [9].

Рассчитывается количество тепла, выделяющегося в результате сгорания кокса:

$$Q_p^H = 0,588Q_{CO_2} + 0,302Q_{CO} + 0,085Q_{H_2O} + 0,0055Q_{SO_2} \quad (3.73)$$

Где Q_p^H - низшая теплота сгорания кокса, кДж/кг;

Q_{CO_2} ; Q_{CO} ; Q_{H_2O} ; Q_{SO_2} – тепловые эффекты реакций окисления соответственно углерода, водорода и серы.

Количество тепла (в кВт) рассчитывается по формуле:

$$Q_i = \frac{G_i \cdot I_i}{3600} \quad (3.74)$$

Дополнительные формулы и данные представлены в блоке расчета материального и теплового баланса реактора.

Расчет теплового баланса сводится в таблицу 3.13

Таблица 3.13 - Тепловой баланс регенератора

Обозначение потока	Температура, °С	Количество, кг/ч	Плотность, кг/м ³	Теплоемкость, кДж/(кг×°С)	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
1	2	3	4	5	6	7
Приход						
Катализатор						
Кокс			-			
Воздух			-	-		
Водяной пар, адсорбированный на катализаторе			-	-		
Водяной пар на отпарку газов регенерации с катализатора			-	-		
Теплота сгорания кокса	-		-	-		
Сумма	-	-	-	-		
Расход						
Катализатор			-			
Остаточный кокс			-			
Влажные газы регенерации			-	-		
Водяной пар,			-	-		

адсорбированный на катализаторе						
Водяной пар на отпарку газов регенерации с катализатора			-	-		
Потери тепла	Принимается					
Сумма	-	-	-	-		

Расчет основных размеров

Находится избыточное количество тепла:

$$Q_{\text{изб}} = Q_1 - Q_2 \quad (3.75)$$

Вычисляется секундный объем газов в регенераторе, кмоль/ч:

$$\sum \frac{G_1}{M_1} = \frac{G_{\text{в.г.}}}{29} + \frac{G_{\text{в1}}}{18} \quad (3.76)$$

Объем газов и паров рассчитывается по формуле 3.19, подставляются значения для регенератора.

Внутренний диаметр регенератора отстойной зоны:

$$D_{\text{рег}} = 1,128 * \sqrt{\frac{V_{\text{сек}}}{v_{\text{рег}}}} \quad (3.77)$$

где $v_{\text{рег}}$ - скорость газов регенерации в отстойной зоне

Наружный диаметр регенератора отстойной зоны рассчитывается по формуле 3.19

Внутренний диаметр регенератора отпарной зоны:

Высота «кипящего» слоя в регенераторе определяется по формуле, м:

$$H_{\text{к.с.}} = \frac{1000 * G_{\text{в.к.}} * v_{\text{рег}}}{g_{\text{рег}} * \rho_{\text{к.с.}} * v_{\text{сек}}} \quad (3.78)$$

Где $\rho_{\text{к.с.}}$ – плотность «кипящего» слоя, кг/м³;

$g_{\text{рег}}$ – интенсивность выжига кокса при регенерации катализатора, кг/т*ч

Полная высота регенератора:

$$H_{\text{рег}} = H_{\text{отс}} + H_{\text{р}} + H_{\text{к.с.}} \quad (3.79)$$

$H_{\text{отс}}$ – высота отстойной зоны (от уровня «кипящего» слоя до входного окна циклонов первой ступени), принимают конструктивно от 8 до 10 м [10].

$H_{\text{р}}$ – высота под распределительной решеткой, принимается равной от 3 до

6 м [10].

3.5 Расчет печи

Методику расчета сепараторов можно найти в учебных пособиях и методических указаниях кафедры, приведенной в списке рекомендуемой литературы.

3.6 Расчет сепаратора

Методику расчета сепараторов можно найти в учебных пособиях и методических указаниях кафедры, приведенной в списке рекомендуемой литературы.

3.7 Расчет ректификационной колонны

Методику расчета ректификационных колонн можно найти в учебных пособиях и методических указаниях кафедры, приведенной в списке рекомендуемой литературы.

3.8 Расчет теплообменных аппаратов

В этом разделе производится расчет теплообменников-утилизаторов тепла, а также холодильников и конденсаторов-холодильников. Как уже было отмечено выше, при разработке технологической схемы, должны учитываться некоторые требования, одним из которых является максимальная утилизация тепла на установке.

Тепло отходящих потоков должно использоваться на нагрев сырья до температуры входа в печь, а также утилизироваться для получения водяного пара или иных целей.

Методику расчета можно найти в учебных пособиях и методических указаниях кафедры, приведенной в списке рекомендуемой литературы.

3.9 Расчет насосов

В большинстве случаев желательно устанавливать центробежные насосы.

Методику расчета насосов можно найти в учебных пособиях и методических указаниях кафедры, приведенной в списке рекомендуемой литературы.

Список рекомендуемой литературы

1. Агибалова, Н.Н. Технология и установки переработки нефти и газа / Н.Н. Агибалова. – Санкт-Петербург: Лань, 2020. – 308 с
2. Капустин, В.М. Химия и технология переработки нефти. / В.М. Капустин, М.Г. Рудин - М.: Химия, 2013. - 496 с.: ил.
3. Капустин, В.М. Технология переработки нефти. В 4-х частях. Часть вторая. Физико-химические процессы. / В.М.Капустин, А.А.Гуреев - М.: Химия, 2015. – 400 с.
4. Капустин, В.М. Справочник нефтепереработчика. / В.М. Капустин, М.Г. Рудин, С.Г. Кулес – М.: Химия. – 2018. – 416 с.
5. Кукурина, О.С. Технология переработки углеводородного сырья. Учебное пособие / О.С. Кукурина, А.А. Ляпков – СПб.: Лань - 2020. - 168 с.
6. Потехин, В.М. Химия и технология углеводородных газов и газового конденсата: учебник для вузов / В. М. Потехин. - 4-е изд., испр. - Санкт-Петербург: Лань, 2022. - 712 с.
7. Солодова, Н.Л. Современные технологии производства компонентов моторных топлив: учебник / Н.Л. Солодова, Н.Ю. Башкирцева, А.И. Абдуллин – Старый Оскол: ТНТ, 2018. - 324 с.
8. Вихман, Г.Л. Основы конструирования аппаратов и машин нефтеперерабатывающих заводов / Г.Л. Вихман, С.А. Круглов. - М.: Альянс, 2019. – 328 с.
9. Сарданашвили А.Г., Львова А.И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа / А.Г. Сарданашвили, А.И. Львова. – Москва: «Альянс», 2016. - 256с.
10. Капустин, В.М. Сборник задач по технологии переработки нефти и газа / Капустин В.М., Махин Д.Ю., Смирнова Л.А., Ершов М.А. - М.: Российский государственный университет нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина, 2021. - 238 с.
11. Поникаров, И.И. Расчеты машин и аппаратов химических производств и нефтегазопереработки (примеры и задачи): учебное пособие / И.И. Поникаров, С.И. Поникаров, С.В. Рачковский. – 4-е изд., стер. – Санкт-Петербург: Лань, 2020. – 716 с.



Федеральное агентство по рыболовству
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования

«Астраханский государственный технический университет»
Система менеджмента качества в области образования, воспитания, науки и инноваций сертифицирована DQS
по международному стандарту ISO 9001:2015

Институт нефти и газа

Направление подготовки – 18.03.01 «Химическая технология»
Профиль – «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов»

Кафедра «Химическая технология переработки нефти и газа»

КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

Проект установки каталитического крекинга крекинга вакуумного газойля

по дисциплине: «Термокаталитические процессы переработки нефти»

Допущена к защите «___» ____ 20__ г.

Работу выполнил:
студент гр. ДНХТБ-4

Руководитель работы

подпись

(Ф.И.О.)

подпись

Оценка, полученная на защите

Руководитель работы:

«___» ____

Члены комиссии:

_____ (_____) _____
подпись Ф.И.О.

_____ (_____) _____
подпись Ф.И.О.

«___» ____ 2022 г.

Астрахань 2023

Последовательность расположения основных разделов
расчетно-пояснительной записки и их рубрикация

Титульный лист

Задание на проектирование

Содержание

Введение

1. Теоретические основы процесса

1.1 Краткая характеристика процесса

1.2 Химизм и механизм процесса каталитического крекинга

1.3 Катализаторы процесса каталитического крекинга

1.4 Основные факторы и их влияние на процесс

2. Характеристика сырья и получаемых продуктов

3. Разработка технологической схемы установки

4. Технологический расчет установки

4.1 Материальный баланс установки

4.2 Расчет реактора

4.3 Расчет регенератора

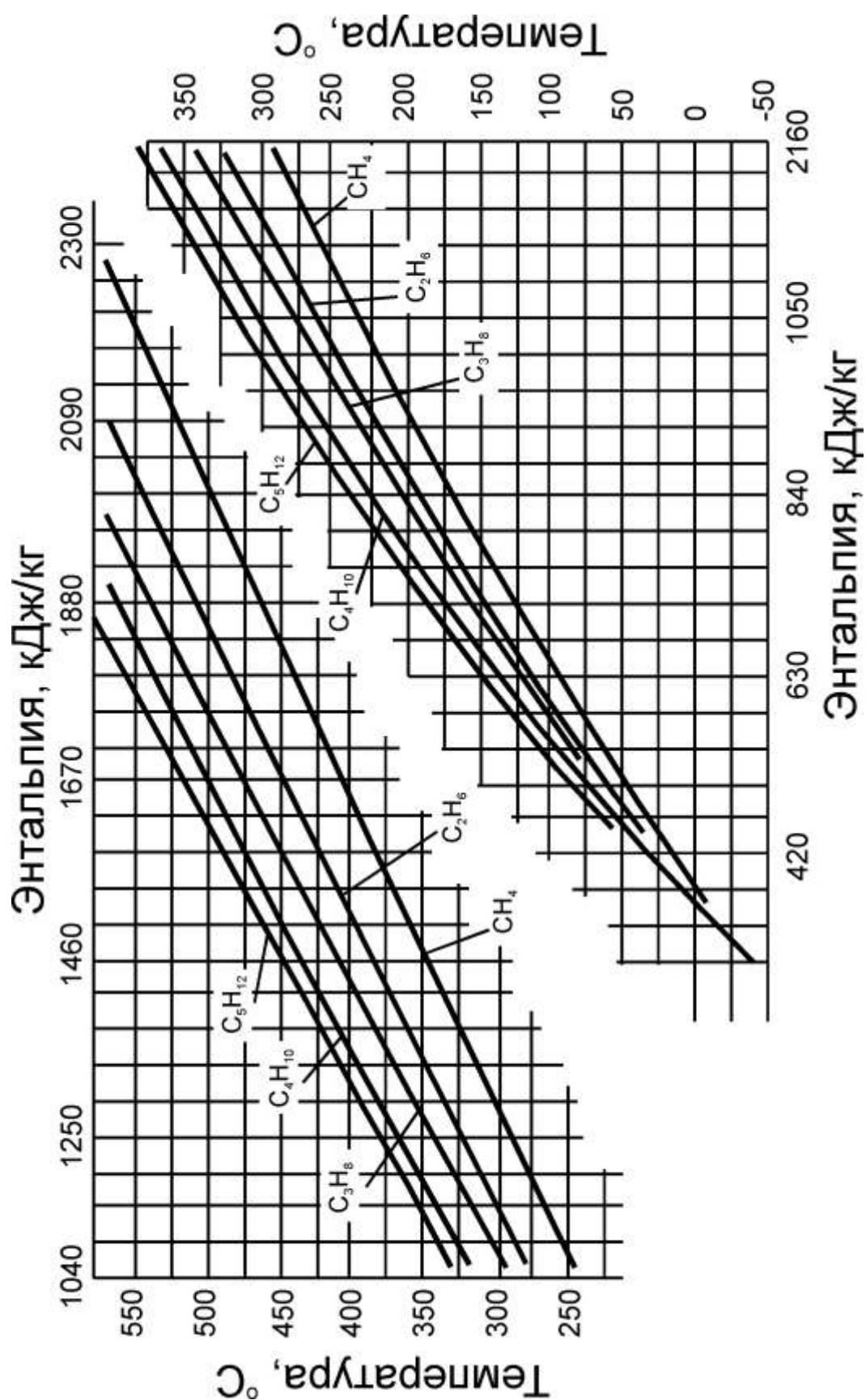
4.4 Расчет теплообменника

Заключение

Список использованных источников

Приложение

Отчет о проверке на заимствование



Зависимость энтальпии газов от температуры

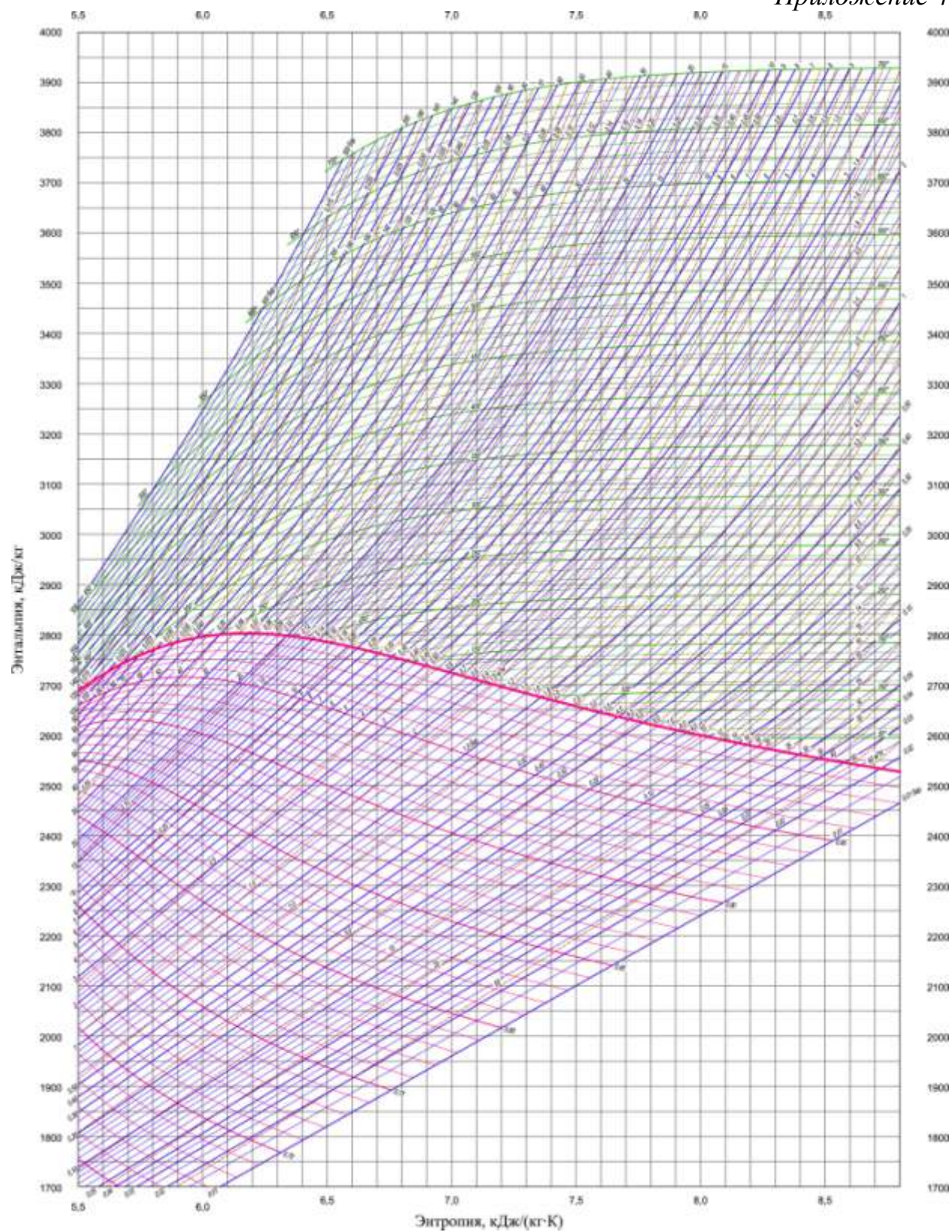


Диаграмма i - S – Энтальпия водяного пара

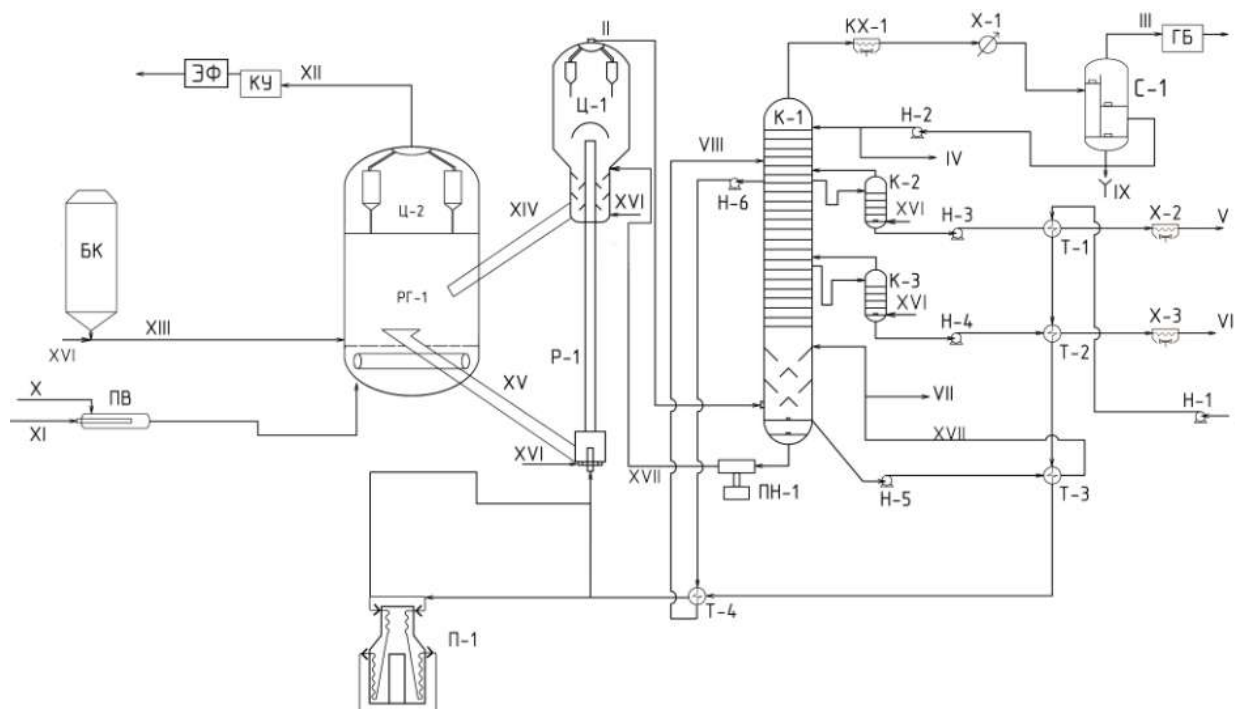


Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема установки

I – сырье, II – продукты крекинга, III – углеводородный газ, IV – бензиновая фракция, V – легкий газойль, VI – тяжелый газойль, VII – остаток, VIII – ПЦО, IX – конденсат водяного пара, X – воздух, XI – топливо на нагрев, XII – дымовые газы, XIII – свежий катализатор, XIV – закоксованный катализатор, XV – регенерированный катализатор, XVI – водяной пар.

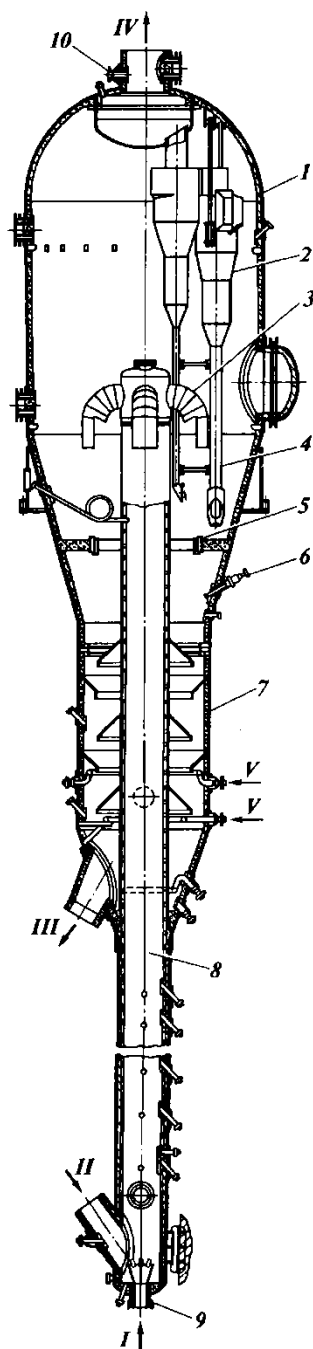


Схема реактора каталитического крекинга установки Г 43-107:

1 – корпус; 2 – двухступенчатые циклоны; 3 – баллистический сепаратор; 4 – стояки циклонов; 5 – подвижная опора; 6 – форсунка для шлама; 7 – десорбер; 8 – лифт-реактор; 9 – сопло с многочисленными форсунками; 10 – штуцер предохранительного клапана. Потоки: I – сырье; II – регенерированный катализатор; III – закоксованный катализатор; IV – продукты крекинга; V – водяной пар.

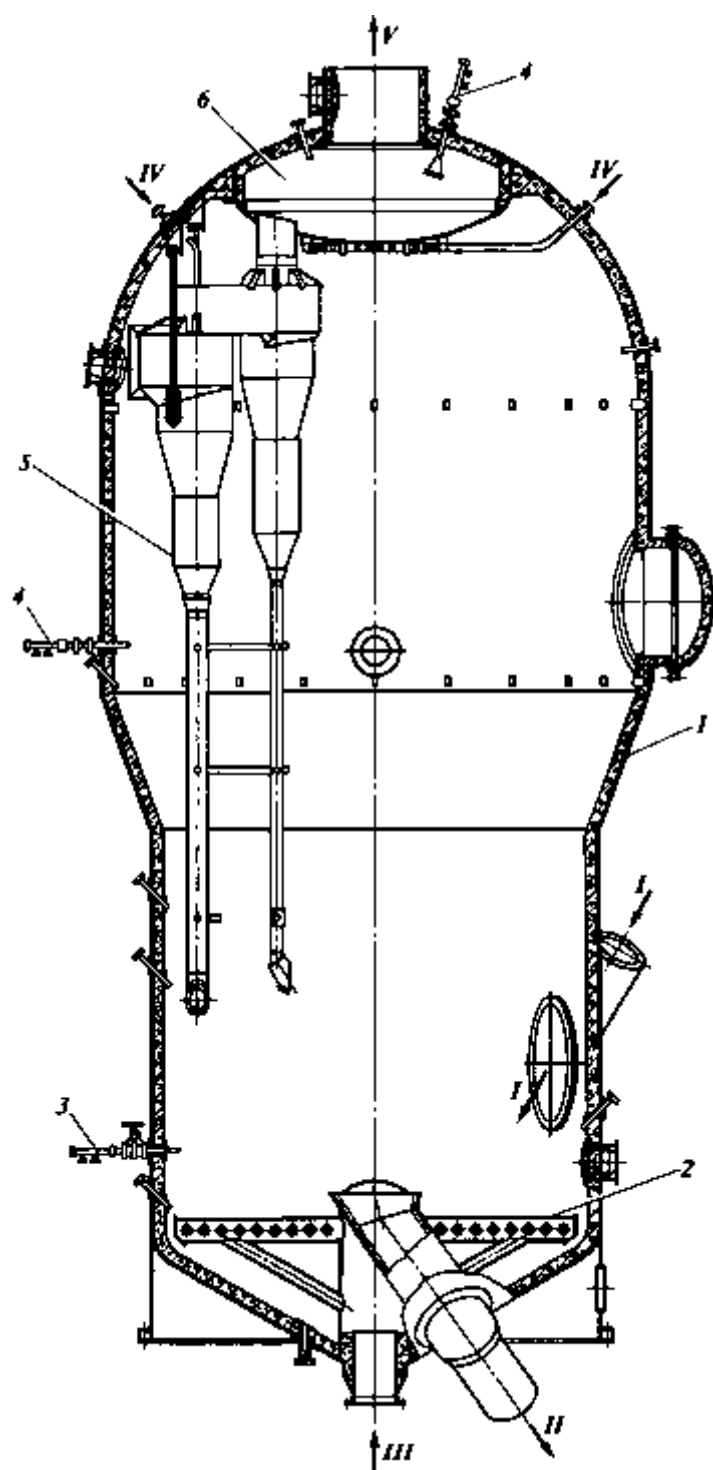


Схема регенератора каталитического крекинга

1 – корпус; 2 – коллектор для ввода воздуха; 3 – топливная форсунка; 4 – форсунки для конденсата; 5 – двухступенчатые циклоны; 6 – сборная камера. Потoki: I – закоксованный катализатор из реактора; II – регенерированный катализатор; III – воздух; IV – водяной пар; V – дымовые газы.

