

Міністерство освіти і науки
Український державний університет науки і технологій

Навчально-науковий інститут
«Український державний хіміко-технологічний університет»

Харчових та хімічних технологій

(повна назва факультету)

Технологій палив, полімерних та поліграфічних матеріалів

(повна назва кафедри)

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА

до дипломного проекту (роботи)

Бакалавр

(освітньо-кваліфікаційний рівень)

на тему: «Проект блоку каталітичного крекінгу потужністю 950 тис. т/рік»

Виконав: студент 4 курсу, групи 4-ХТ-6
(ХТП)

напряму підготовки (спеціальності)

161 Хімічні технології та інженерія

(шифр і назва напряму підготовки (професійна спрямованість), спеціальності)

Олег ЯЛАНСЬКИЙ

(прізвище та ініціали)

Керівник Катерина РОЄНКО

(прізвище та ініціали)

Рецензент Олена ШЕВЧЕНКО

(прізвище та ініціали)

Дніпро - 2026 р.

Український державний університет науки і технологій

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						4
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

(повне найменування вищого навчального закладу)

Навчально-науковий інститут
«Український державний хіміко-технологічний університет»
(назва навчально-наукового інституту)

Факультет, відділення Харчових та хімічних технологій

Кафедра Технологій палив, полімерних та поліграфічних матеріалів

Освітньо-кваліфікаційний рівень бакалавр

Напрямок підготовки

(шифр і назва)

Спеціальність 161 Хімічні технології та інженерія

(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри ТПП та ПМ

К.М. Сухий

" " 20 26 року

З А В Д А Н Н Я

НА ДИПЛОМНИЙ ПРОЄКТ (РОБОТУ) СТУДЕНТУ

Яланський Олег Сергійович

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проєкту (роботи) Проєкт блоку каталітичного крекінгу потужністю 950 тис. т/рік

керівник проєкту (роботи) Роєнко К.В., к.т.н., доц.

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом вищого навчального закладу від "02" березня 2026 року №77

2. Строк подання студентом проєкту (роботи) 31.05.2026

3. Вихідні дані до проєкту (роботи) Потужність 950 тис. т/рік

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) Технологічна частина: аналітичний огляд методів виробництва; фізико-хімічні основи виробництва; характеристика сировини і готової продукції; вибір, обґрунтування й опис технологічної схеми. Спеціальна частина: матеріальний баланс виробництва; технологічні розрахунки основного обладнання; контроль та керування хіміко-технологічним процесом; охорона праці та техніка безпеки; техніко-економічні розрахунки; висновок; список літератури.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						5
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень):
технологічна схема, реактор

6. Консультанти розділів проєкту (роботи)

Розділ	Ініціали, прізвище та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Технологічна частина	Катерина РОЄНКО, доц		
Спеціальна частина	Катерина РОЄНКО, доц		

7. Дата видачі завдання __січень 2026 р.

а

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ /п	Назва етапів дипломного проєкту (роботи)	Строк виконання етапів проєкту (роботи)	Примітка
1	Технологічна частина (аналітичний огляд, фізико-хімічні основи виробництва)	03.03.2026	
2	Характеристика сировини і готової продукції	11.03.2026	
3	Вибір, обґрунтування й опис технологічної схеми	21.03.2026	
4	Спеціальна частина (технологічні розрахунки)	12.04.2026	
5	Матеріальний баланс	17.04.2026	
6	Контроль та керування хіміко-технологічним процесом	05.05.2026	
7	Охорона праці та техніка безпеки	12.05.2026	
8	Техніко-економічні розрахунки	18.05.2026	
9	Висновок, список літератури	27.05.2026	

Студент _____ Олег ЯЛАНСЬКИЙ
(підпис) (ініціали, прізвище)

Керівник проєкту (роботи) _____ Катерина РОЄНКО
(підпис) (ініціали, прізвище)

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		6

ВІДОМІСТЬ ДИПЛОМНОГО ПРОЕКТУ

№ П/П	ФОРМАТ	ПОЗНАЧЕННЯ	НАЙМЕНУВАННЯ	КІЛ. АРКУШІВ	№	ПРИМІТКА
☐	☐	☐	ДОКУМЕНТАЦІЯ	☐	☐	☐
☐	☐	☐	ЗАГАЛЬНА	☐	☐	☐
☐	☐	☐	ЗАНОВО-РОЗРОБЛЕНА	☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	A4	4-ХТ-6.026.161.001 ДП.ПЗ	ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА	☐	☐	☐
☐	A1	4ХТ-6.026.161.002 ДП.ТС	СХЕМА ТЕХНОЛОГІЧНА	1	☐	☐
☐	A1		МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС	1	☐	☐
☐	A1		ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ ТА ПРОДУКЦІЇ	1	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐	ДОКУМЕНТАЦІЯ ПО	☐	☐	☐
☐	☐	☐	ЗБІРНИХ ОДИНИЦЬ	☐	☐	☐
☐	☐	☐	ЗАНОВО-РОЗРОБЛЕНА	☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	A1	4ХТ-6.026.161.003 ДП.ЗВ	РЕАКТОР	1	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐
☐	☐	☐		☐	☐	☐

П

					4ХТ-6.026.161.002 ДП.ТС			
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	Проект блоку каталітичного крекінгу потужністю 950-тис. т/рік	Лист	Арк.	Аркуші
Розроб.	Яланський О.					4		
Керів.	Рогенко К.В.							
Н.контр.								
Затв.	Бухий К.М.							
						УДУНТ-ННІ-УДХТУ-каф. ГПП-та-ПМ		

4-ХТ-6.026.161.001 ДП.ПЗ

К.

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка: 61 с., 20 табл., 4 рис., 20 літературних джерела.

ВАКУУМНИЙ ГАЗОЙЛЬ, КАТАЛІЗАТ, КАТАЛІЗАТОР, КРЕКІНГ, РЕАКТОР, РЕГЕНЕРАТОР

Об'єкт дослідження - установка каталітичного крекінгу.

Мета роботи – розрахувати блок каталітичного крекінгу потужністю 950 тис. т/рік.

В технологічній частині дипломного проєкту представлено літературний огляд методів виробництва, в якому наведено розгорнуту інформацію щодо існуючих установок каталітичного крекінгу та принципу їх роботи, розглянуто фізико-хімічні основи процесу, наведено характеристику сировини, реагентів та готової продукції. Також приведено вибір, обґрунтування та опис технологічної схеми процесу переробки вакуумного газойлю.

В спеціальній частині проєкту розрахований матеріальний баланс потужністю установки 950 тис.т/рік, виконані всі необхідні теплові та конструктивні розрахунки основного обладнання.

В дипломному проєкті приведені параметри для контролю та керування хіміко-технологічним процесом, наведені небезпечні та шкідливі фактори на виробництві, розглянуто заходи з охорони навколишнього середовища і охорони праці. В організаційно-економічній частині роботи розраховано собівартість продукції, що виготовляється.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						8
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

ЗМІСТ

ВСТУП.....	10
1 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА.....	11
1.1 Аналітичний огляд літератури.....	11
1.2 Фізико-хімічні основи процесу.....	22
1.3 Характеристика сировини, реагентів, каталізаторів та готової продукції....	28
1.4 Вибір, обґрунтування та опис технологічної схеми	31
2 СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА	35
2.1 Матеріальний баланс процесу	35
2.2 Технологічні розрахунки основного обладнання	36
2.3 Контроль та керування хіміко-технологічним процесом	46
2.4 Охорона праці та техніка безпеки	48
2.5 Охорона навколишнього середовища	52
2.6 Техніко-економічні розрахунки.....	54
ВИСНОВКИ	62
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ.....	63

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						9
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

ВСТУП

Переробка нафти завжди була процесом, який охоплював виробництва багатьох видів палив.

Сучасна нафтопереробка особливо орієнтована на каталітичний крекінг, який вважається одним із найефективніших і технологічно важливих процесів у промисловій переробці нафти. Мета каталітичного крекінгу – отримання високоякісного бензину з важкої нафтової сировини.

Каталітичний крекінг дозволяє трансформувати низькоякісну та дешеву важку нафтову сировину (вакуумний газойль) у цінні компоненти палива для двигунів внутрішнього згоряння. Крім бензину, він дає побічні продукти, серед яких змішані гази (пропан-пропіленові та бутан-бутиленові), які використовуються як сировина для виробництва різноманітних органічних сполук, зокрема ефірів та алкілатів.

Крекінгові установки також забезпечують отримання важливих хімічних компонентів, таких як сажа, нафталін та високоякісний кокс, який застосовується у металургії та виробництві електродів. Порівняно з термічним крекінгом, каталітичний процес забезпечує вищий вихід кінцевих продуктів, кращу якість палива та значно знижує шкідливий вплив на довкілля завдяки сучасним технологічним рішенням.

Актуальність даної технології зростає через те, що каталітичний крекінг дозволяє зменшувати температуру та тиск процесу завдяки прискоренню хімічних реакцій каталізатором. Це сприяє утворенню в бензині високооктанових компонентів, таких як ароматичні, ізопарафінові та ізоолефінові вуглеводні, що підвищує ефективність палива. Сучасні дослідження також показують перспективи інтеграції крекінгових установок із відновлювальними джерелами енергії та системами уловлювання парникових газів для більш екологічного виробництва пального.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						10
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

1 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

1.1 Аналітичний огляд літератури

Каталітичний крекінг розвинувся як вдосконалення термічного крекінгу, який вперше був впроваджений у промисловість у 1912 році. Його основна мета полягає в підвищенні виробництва світлих палив з керосино-газойлевих фракцій нафти, вакуумних дистилатів та важких нафтових залишків, а саме в якості сировини широко використовують фракцію вакуумного газойлю з температурними межами 350-500°C. Ці два процеси суттєво відрізняються за механізмом перебігу і складом продуктів конверсії [1]. У процесі каталітичного крекінгу відбувається ряд послідовно-паралельних реакцій, в яких беруть участь як молекули вихідної сировини, так і продукти перетворення: розщеплення парафінів на аліфатичні вуглеводні з меншою молекулярною масою; трансформація нафтенів в олефіни; деалкілування алкілароматичних вуглеводнів та їх розпад по бічних ланцюгах; крекінг олефінів до ненасичених продуктів з меншою молекулярною масою; ізомеризація; перерозподіл алкільної групи між двома ароматичними вуглеводнями; диспропорціонування; перерозподіл водню; полімеризація, конденсація та утворення коксу [2, 3].

Першими каталізаторами для крекінгу вважалися H_2SO_4 , H_3PO_4 та AlCl_3 – речовини, що використовувалися для полімеризації олефінів. Це пояснювалося тим, що побічними продуктами полімеризації були фракції з температурою кипіння, характерною для бензину. Справжній прорив у каталітичному крекінгу відбувся після впровадження твердих каталізаторів.

Через складність технічного оформлення та високу автоматизацію процесу, було розроблено варіант з рухомим шаром порошкоподібного каталізатора, хімічний склад якого залишався тим самим, що і в процесі Гудрі. Сировину пропускали через трубчасту піч, де вона нагрівалася та випаровувалася, після чого у трансферну лінію вводили каталізатор у вигляді порошку.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		11

Цей безперервний процес дозволив позбутися ненадійної автоматики, а основним нововведенням було просторове розділення реактора та регенератора. Це дало змогу стадіям крекінгу та регенерації не обмежувати одна одну, що значно спростило технологію загалом. Обидва принципи витримали випробування часом і збереглися до сьогодні [2].

Процес каталітичного крекінгу призначений для отримання високооктанових компонентів бензину. Крекінг здійснюється при температурі 420-550°C в присутності каталізатору і є процесом зміни структури сировини, тобто процесом утворення з'єднань, що відрізняються від первинних за своїми фізико-хімічними властивостями. Залежно від сировини і умов процесу вихід цільового продукту при крекінгу складає 7-50% ваг. (на сировину). Разом з цільовим продуктом утворюються і інші продукти - газоподібні, рідкі і тверді (кокс). В якості сировини зазвичай застосовують важкі дистиляти атмосферної або вакуумної перегонки нафти, а також деасфальтизати і інші продукти.

При каталітичному крекінгу важкі нафтові фракції при 500°C перетворюються на легко киплячі компоненти, що википають в межах температур кипіння бензину, і газоподібні продукти, які можуть використовуватися як сировина інших процесів для виробництва високооктанових компонентів бензину, або як сировину для хімічних синтезів. На відміну від термічного крекінгу, каталітичний крекінг проводиться в спеціальній апаратурі із застосуванням специфічного устаткування і у присутності каталізаторів.

Каталітичний крекінг використовують для виробництва високооктанових компонентів автомобільного і авіаційного бензину. При отриманні автомобільного бензину в якості сировини зазвичай використовуються вакуумні дистиляти первинної переробки нафти – частіше гідроочищений вакуумний газойль, а при виробництві авіабензину – гасові фракції первинної перегонки нафти.

Головною перевагою каталітичного крекінгу перед термічним є велика цінність отримуваних продуктів: менший вихід газоподібних вуглеводнів: метану,

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						12
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

етану і дієнів при вищому виході вуглеводнів C_3 і C_4 (особливо ізобутана), а також ароматичних вуглеводнів, олефінів з розгалуженим ланцюгом і ізопарафінів.

Антидетонаційні властивості бензинів каталітичного крекінгу значно вищі, ніж бензинів термічного крекінгу. Продукти крекінгу мають складну будову. Так, при каталітичному крекінгу цетана $C_{16}H_{34}$ утворюються (у ваг. %): водень, метан, етан і етилен - 5, пропан і пропілен - 23, бутан, ізобутан і бутилен - 33, вищі вуглеводні, що входять до складу бензину, - 36, кокс - 3.

Складу продуктів крекінгу газових, солярових і вакуумних дистилятів, тобто сумішей дуже великого числа різних вуглеводнів, ще складніший. Вихід продуктів каталітичного крекінгу залежать від умов проведення процесу, сировини та каталізатору, який використовується.

У 1919-1920-х рр. академіком Н.Д. Зелінським була запропонована ідея щодо здійснення низькотемпературного каталітичного крекінг ($\sim 200^\circ C$) нафтової сировини на хлориді алюмінію [3].

На основі цих робіт була створена і випробувана дослідна установка з отримання бензину. Однак у силу суттєвих недоліків хлориду алюмінію як каталізатора (сильна корозія апаратури, велика витрата каталізатора внаслідок утворення комплексних сполук з вуглеводнями, періодичність процесу та ін.) ця ідея не знайшла промислового впровадження.

Перша промислова установка з каталітичного крекінгу гасо-газойльових фракцій, яка була впроваджена в США в 1936р., представляла собою періодично регенеровані процеси зі стаціонарним шаром каталізатора з природної глини [4].

Протягом довгого часу процес пройшов багато удосконалень. Ці удосконалень тягли за собою радикальні зміни технології процесу в цілому, що дозволили збільшити вихід цільового продукту – компонента автомобільного бензину від 30-40% до 50-55% маси.

Основною сировиною промислових установок каталітичного крекінгу є атмосферні і вакуумні дистиляти первинної перегонки нафти. Залежно від

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		13

фракційного складу сировину дистиляту можна віднести до однієї з наступних груп.

Таблиця 1.1 Основні властивості цеолітових каталізаторів

Властивість	Вплив
Кислотність	Визначає активність крекінгу; сильні кислоти каталізують розрив С–С зв'язків
Пористість	Мікропори визначають селективність; мезо- та макропори покращують доступ великих молекул
Термостійкість	Важлива для багаторазового регенераційного циклу при $\sim 700\text{ }^{\circ}\text{C}$
Селективність	Залежить від структури пор і кислотності: бензин, олефіни, ароматичні сполуки.

Дуже важливою властивістю цеолітів є їх здатність значно прискорювати одну з ключових стадій і реакцій каталітичного крекінгу - гідридний перенос. Це пов'язано з високим адсорбційним потенціалом цеолітних порожнин і значно вищою концентрацією активних центрів у цеолітах у порівнянні з аморфними алюмосилікатами [5].

Наявність обмінних катіонів (зазвичай натрію) відкриває великі можливості для модифікації цеолітів, зокрема для отримання їх кислотних форм [6 - 8]. Цеоліти набувають значної кислотності вже після заміни натрію на кальцій. Наприклад, при $300\text{ }^{\circ}\text{C}$ (мікроімпульсний метод) цеоліт NaY практично не здійснює крекінг кумолу, тоді як зразок 0,7 CaNaY за тих самих умов демонструє майже повну конверсію. Незважаючи на це, як і цеоліт NaY, CaNaY практично не поглинає в області валентних коливань ОН-груп $3500\text{--}3800\text{ см}^{-1}$, а адсорбція піридину на зразках також не викликає помітних змін у їх спектрах поглинання в діапазоні $1400\text{--}1700\text{ см}^{-1}$ [9].

Кислотність кальційвмісних фожазитів виникає через утворення бренстедових центрів на поверхні цеоліту, що відбувається в результаті розщеплення молекул води під впливом катіонів кальцію.

Ефективне поєднання цеолітної та матричної фаз у межах мікросфери, як уже зазначалося, призвело до значного прогресу в каталітичному крекінгу завдяки заміні аморфного алюмосилікатного каталізатора на цеолітвмісний.

Процес каталітичного крекінгу вакуумного газойлю в киплячому шарі мікросферичного цеолітвмісного алюмосилікатного каталізатора є одним з найбільш великотоннажних процесів нафтопереробки і значною мірою визначає техніко-економічні показники сучасного нафтопереробного заводу паливного профілю. Цей процес актуальний ще й тому, що, будучи вторинним, істотно впливає на глибину переробки нафти і дозволяє отримати сумарний вихід світлих нафтопродуктів до 85-87% за рахунок вироблення компонентів високооктанового бензину, дизельного палива, бутан-бутиленової і пропан-пропіленової фракцій, а так само сухого газу (фр. C_1-C_2), який використовується в якості палива для потреб НПЗ. На сучасному етапі розвитку нафтопереробки – широке використання вторинних процесів дозволяє нафтопереробним підприємствам значно скоротити переробку сирової нафти, при цьому, не тільки зберігши асортимент продукції, що випускається, але й значно його збільшивши [7].

Перша група - легка сировина. До цієї групи відносяться дистиляти первинної перегонки нафти (гасові і вакуумні). Середня температура їх кипіння складає 260-280°C, відносна густина 0,830-0,870, середня молекулярна маса 190-220. Легкі гасові дистиляти прямої гонки є хорошою сировиною для виробництва базових авіаційних бензинів, оскільки дають великі виходи бензинів при малому коксоутворенні.

Друга група – важкі дистиляти. До цієї групи відносяться важкі газойлеві дистиляти, що википають при температурах від 300 до 550°C, а також сировина вторинного походження, що отримується на установках термічного крекінгу і коксування (флегма термічного крекінгу і газойль коксування). Їх середні молекулярні маси приблизно на 1,5 разів вище, ніж у легкої сировини, а саме 280 - 330 замість 190 - 220. Важка сировина перед надходженням в реактор або у вузол змішення з гарячим каталізатором в газоподібний стан переходить не повністю.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		15

Важкі газойлеві фракції з відносною густиною 0,880 - 0,920, як правило, використовуються для виробництва автомобільних бензинів.

Третя група - сировина широкого фракційного складу. Цю сировину можна розглядати як суміш дистилятів першої і другої груп; вона містить гасові і висококиплячі газойлеві фракції, а також деякі продукти, що отримуються при виробництві олив і парафінів (екстракти, гачі, петролатуми, легкоплавкі парафіни та ін.). Межа википання дистилятів третьої групи 210 - 550°C.

Четверта група - проміжна сировина дистиляту. Вона є сумішшю важких гасових фракцій з середніми газойлевими фракціями і має межі википання 250-470°C. До них можна віднести також і суміші, які перегоняються у менших межах, наприклад 300-430°C.

Проміжна сировина використовується для отримання автомобільних і авіаційних базових бензинів.

Гасові і солярові дистиляти, вакуумні дистиляти прямої перегонки нафти є хорошою сировиною для каталітичного крекінгу. Це ж відноситься і до легкоплавких парафінів (відходів від депарафінізації олив). Менш цінна сировина - екстракт, отримувана при очищенні оливних дистилятів виборчими розчинниками оскільки вони містять багато важкокрекінгуючих ароматичних вуглеводнів. Щоб уникнути сильного коксоутворення екстракти крекінгують в суміші з прямогонними гасовими дистилятами. Рідше в якості сировини для каталітичного крекінгу використовуються нафти і залишкові нафтопродукти (без попереднього очищення) [6].

При каталітичному крекінгу дистилятів прямої гонки утворюється більше бензину і менше коксу, чим при крекінгу подібних (по фракційному складу) дистилятів з установок термічного крекінгу і коксування. При каталітичному крекінгу важких вакуумних дистилятів, мазуту і інших смолянистих залишків утворюється багато коксу. Крім того, що містяться в такій сировині сірчисті, азотисті і металоорганічні з'єднання, які отруюють каталізатор. Тому

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						16
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

високосмалянистий мазут і тим більше гудрони каталітичному крекінгу не піддають.

Груповий хімічний склад сировини значно більше впливає на вихід і якість продуктів крекінгу. У більшості вакуумних газойлів, що направляються на каталітичний крекінг, в залежності від типу вихідної нафти, вміст у них групових компонентів коливається в досить широких межах: парафінових 15-35%, нафтових 20-40% і ароматичних 15-60% (таблиця 1.1).

Таблиця 1.2 – Груповий вуглеводневий склад продуктів крекінгу (каталізатор цеолітвмісний, температура 500°C)

Продукти крекінгу	Груповий склад, % об.		
	парафінові	нафтові	ароматичні
Сухий газ	2,6	3,2	3,4
Зріджений газ	34,5	27,5	24,3
Бензин	73	70	54,2
Легкий газойль	5	10	20
Важкий газойль	2	5	10
Кокс	4,8	5,4	6,3

Промислові установки каталітичного крекінгу можна класифікувати на три типи:

-установки з рухомим шаром крупногранульованого каталізатора (середній розмір частинок 2-5 мм);

-установки з киплячим шаром порошкоподібного каталізатора (максимальний діаметр частинок 120-150 мм);

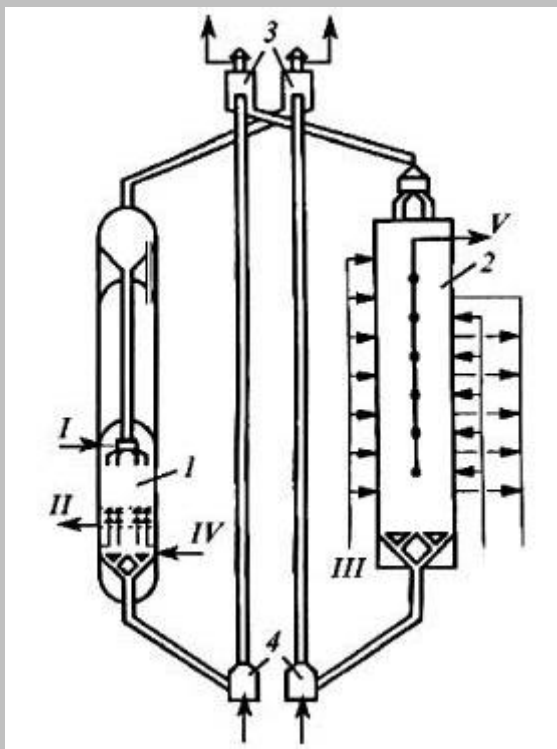
-установки з реактором проточною (ліфтного) типу.

Всі установки каталітичного крекінгу мають два основні апарати: реактор для безперервного проведення процесу крекінгу та регенератор для постійного видалення коксу з поверхні каталізатора.

На установках з рухомим шаром каталізатора, каталізатор переміщується між реактором і регенератором щільним шаром. Ці установки мають декілька значних

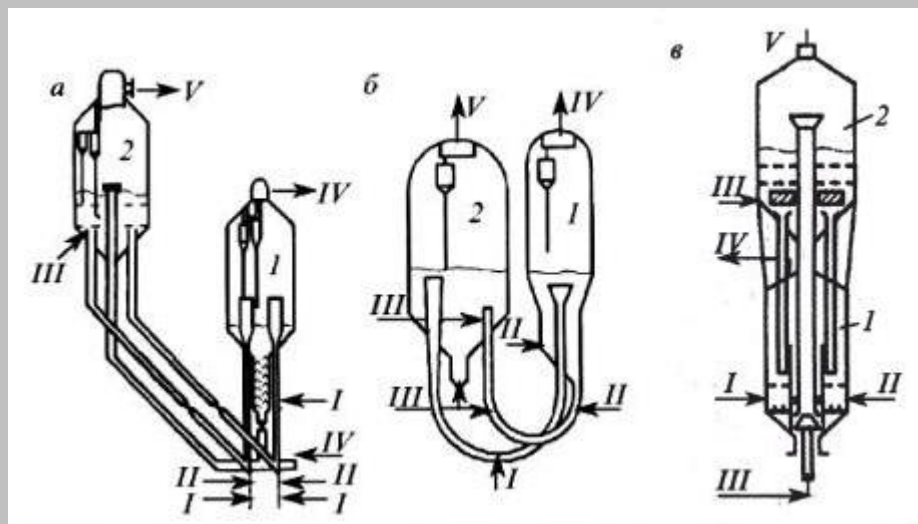
недоліків, таких як висока витрата транспортуючого газу, низька продуктивність і тривалий час перебування каталізатора в реакторі (до 30 хвилин). Вони були розроблені для крекінгу дистильованої сировини на малоактивних каталізаторах. Сьогодні такі установки вже не будуються, а існуючі підлягають реконструкції.

На установках з киплячим шаром каталізатора, каталізатор у реакторі та регенераторі перебуває в киплячому (псевдозрідженому) шарі. Перевагами цих установок є кращий контакт між сировиною та каталізатором, простіше апаратне оформлення процесу і більш раціональне використання тепла. На таких установках вже застосовуються більш активні алюмосилікатні або цеолітвмісні каталізатори крекінгу (рис. 1.1).



1 – реактор, 2 – регенератор, 3 – сепаратори, 4 – дозери, I – сировина, II – продукти крекінгу, III – повітря, IV – водяна пара, V – димові газы, VI – вода.

Рисунок 1.1 – Схема реакторного блоку установки каталітичного крекінгу з рухомим шаром кульового каталізатора



а – 1А/1М, б – 43-103, в – ГК-3, 1 – реактор, 2 – регенератор, I – сировина, II – водяна пара, III – повітря, IV – продукти крекінгу, V – димові гази.

Рисунок 1.2 – Схеми реактивного блоку установок каталітичного крекінгу з киплячим шаром кулькового каталізатора

Впровадження високоактивних цеолітвмісних каталізаторів крекінгу примусило відмовитись від проведення крекінгу у киплячому шарі каталізатора і використовувати реактори ліфтного типу або комбінувати їх з псевдозрідженим шаром. Принцип каталітичного крекінгу у ліфт-реакторі полягає в тому, що потік сировини підхоплює каталізатор і рухається знизу вверх по реактору. Сам реактор - це трубопровід постійного або змінного за висотою перерізу. Висота його може досягати 40 м і більше. За час проходження сировини по реактору (2-6 с) відбувається процес каталітичного крекінгу.

Ефективність цеолітвмісних каталізаторів багато в чому пояснюється їх хімічним складом і будовою. Основними елементами структури цеолітів, обумовленими типом вихідного мінералу, є порожнини, сполучені між собою вікнами і каналами. Зазвичай порожнини мають більший діаметр, ніж канали (або вікна). Пересічені мережі пір і порожнини сприяють кращому дифузійному обміну між парами сировини і продуктами реакції.



1 – зона псевдорозрідженого шару, 2 – ліфт-реактор, 3 – відпарна секція, 4 – циклони

Рисунок 1.3 – Ліфт-реактор:

До фракційного складу сировини процесу ставляться такі вимоги:

- практично повна відсутність бензино-лігроїнових фракцій, оскільки в умовах крекінгу вони зазнають незначних перетворень, до того ж нераціонально завантажують реакційний апарат і негативно впливають на октанове число бензину;

- обмежений (до 10 %) вміст фракцій, що википають до 350 °С;
- обмежена температура кінця кипіння (500-620 °С), що обумовлюється концентруванням у висококиплячих фракціях коксогенних компонентів сировини (смоли і асфальтени) та гетероорганічних сполук і металів.

Груповий хімічний склад сировини більш значно впливає на вихід і якість продуктів крекінгу. У більшості вакуумних газойлів, які направляються на каталітичний крекінг, залежно від типу вихідної нафти вміст у них групових компонентів коливається в досить широких межах: парафінових - 15-35%, нафтових - 20-40% і ароматичних - 15-60%.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						20
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

Найкращим для каталітичного крекінгу за виходом цільових продуктів (бензину та зріджених газів) є сировина з перевагою парафінових і нафтових вуглеводнів. Поліциклічні ароматичні вуглеводні та смоли сировини в умовах крекінгу дають мало бензину і багато важких фракцій та коксу.

Сірчисті і кисневі сполуки однотипної за хімічним складом сировини не виявляють істотного впливу на матеріальний баланс каталітичного крекінгу, але погіршують якість продуктів. Однак слід зазначити, що зі збільшенням вмісту гетероорганічних сполук у сировині, як правило, одночасно підвищується вміст у ній поліциклічних вуглеводнів і смол. До компонентів, зворотно дезактивуючих каталізatori крекінгу, відносять поліциклічні ароматичні вуглеводні, смоли, асфальтени та азотисті сполуки сировини.

Про зворотно дезактивуючу здатність сировини можна зробити висновки побічно за густиною, а кількісно – за значенням коксівності. Як правило, чим вища коксівність сировини, тим більший вихід коксу на каталізаторі. Зазвичай на установках каталітичного крекінгу переважно переробляють типову сировину (вакуумний газойль 350-500°C) із коксівністю не більш 0,3-0,5% (мас.). Якщо регенератор має запас потужності за масою коксу, що спалюється, то може бути використана сировина з коксівністю до 2-3% (мас.).

На спеціальних установках, призначених для крекінгу залишкової сировини, що мають системи відведення тепла з регенератора, припускається коксівність сировини до 5% (мас.). Зворотними отрутами для алюмосилікатних каталізаторів є азотисті основи. Вони міцно адсорбуються на кислотних активних центрах і блокують їх.

В процесі каталітичного крекінгу відбувається зміна властивостей використовуваного каталізатора, а саме втрата або погіршення його основних робочих показників. На його поверхні утворюються коксові частки, які не дозволяють повно проходити реакціям на його поверхні. Для відновлення цих властивостей та активності каталізатора використовують процес регенерації

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						21
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

шляхом випалювання коксових часток з його поверхні. Також дезактивуючі властивості для каталізатора проявляють різні хімічні сполуки.

При однакових основних властивостях більш дезактивуючий вплив на каталізатор здійснюють азотисті сполуки більшої молекулярної маси. Після випалювання коксу активність отруєного азотистими основами каталізатора повністю відновлюється. Каталізатори на основі цеоліту, завдяки молекулярноситовим властивостям, отруюються азотом у значно меншому ступені, ніж аморфні алюмосилікатні [8].

Металоорганічні сполуки, що втримуються переважно у висококиплячих і особливо залишкових фракціях нафти, відносять до незворотно дезактивуючих компонентів сировини крекінгу. Блокуючи активні центри каталізатора, вони негативно впливають не тільки на його активність, але й на селективність. Так, у міру збільшення вмісту нікелю і ванадію, що є дегідруючими металами, у продуктах крекінгу інтенсивно зростає вихід водню і сухих газів, а вихід бензину суттєво знижується.

На установках каталітичного крекінгу, на яких не передбачені спеціальні пристрої вловлювання або пасивації отруйної дії металів, уміст їх у сировині нормується не більш 2 г/т.

Для переробки сировини з коксівністю більше 10% (мас.), вмістом металів 10-30 г/т і більше потрібна обов'язкова її попередня підготовка. Підготовка здійснюється з метою зниження вмісту металів і коксогенних компонентів у сировині настільки, щоб її подальша каталітична переробка була б більш економічна, тобто при помірних габаритах регенератора і без надмірної витрати коштовного каталізатора. З процесів облагороджування сировини каталітичного крекінгу в цей час широко застосовується каталітичне гідроочищення переважно вакуумних газойлів і більш важкої сировини з обмеженим вмістом металів [9].

1.2 Фізико-хімічні основи процесу

1.2.1 Реакції каталітичного крекінгу

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						22
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

Каталітичний крекінг на алюмосилікатних каталізаторах є одним з найбільш розповсюджених процесів в нафтопереробній промисловості та сприяє значному поглибленню переробки нафти.

Цільовим призначенням процесу є отримання високоякісного бензину з октановим числом (в чистому вигляді) 90-92 за дослідницьким методом. При каталітичному крекінгу утворюється значна кількість газу, багатого бутан-бутиленовою фракцією (сировина для виробництва високооктанового компонента бензину-алкілату).

Процес каталітичного крекінгу вуглеводнів заснований на розщеплюванні високомолекулярних компонентів сировини на дрібні молекули з перерозподілом водню, що визволяється, по місцю розриву зв'язку "вуглець-вуглець".

В результаті утворюється газ, бензин і кокс, що відкладається на поверхні каталізатора.

Механізм каталітичного крекінгу – карбоній - іонний. Згідно з цим механізмом, частина молекул парафінів піддається термічному розщеплюванню, а олефіни, що утворюються, приєднують протони, що знаходяться на каталізаторі, і перетворюються на карбоній - іони. Карбоній - іони є агентами поширення ланцюгової реакції. В результаті цілого ряду перетворень утворюються парафінові вуглеводні меншої молекулярної маси, чим початкові, і нові великі карбоній - іони, які потім розщеплюються. Реакції дегідрогенізації при крекінгу високомолекулярних парафінів грають незначну роль. Проте процес дегідрогенізації низькомолекулярних парафінів, особливо газоподібних, має практичне значення для перетворення малоцінних газоподібних продуктів на цінні - олефіни.

Реакції протікають на межі двох фаз: твердої (каталізатор) і парової або рідкої (сировина). Структура і поверхня каталізатора мають вирішальне значення. Швидкість процесу визначається швидкістю найбільш повільної стадії.

Механізм більшості реакцій каталітичного крекінгу найбільш задовільно пояснюється карбокатионною теорією, запропонованою Уитмором, згідно якої

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						23
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

активними проміжними частками є карбокатиони - позитивно заряджений вуглеводневий іон. Карбокатиони утворюються при гетеролітичному розриві зв'язків в молекулі вуглеводня під впливом каталізатора або при приєднанні до вуглеводня електрондефіцитних кислотних груп каталізатора. Карбокатионний механізм каталітичного крекінгу виходить з кислотного характеру алюмосилікатного каталізатора умовної формули $n\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot m\text{SiO}_2 \cdot x\text{H}_2\text{O}$. На поверхні каталізатора є каталітичні центри двох видів: протонні, де каталітична функція належить протонам (кислоти Бренстеда) і апротонні, де координаційно насичений атом алюмінію служить акцептором електронів (кислоти Льюїса). В результаті контакту вуглеводневої сировини з каталізатором і взаємодії з його протонами утворюються карбокатиони, що відповідають емпіричній формулі $\text{C}_n\text{H}_{2n+1}$ для парафінів і $\text{C}_n\text{H}_{2n+1}$ для моноциклічних нафтенів.

По стадіях процес каталітичного крекінгу може бути представлений таким чином:

- надходження сировини до поверхні каталізатора;
- хемосорбція на активних центрах каталізатора;
- хімічна реакція на поверхні каталізатора;
- десорбція продуктів крекінгу і непрореагованої частини сировини з поверхні каталізатора і, частково, з внутрішніх пір;
- виведення продуктів крекінгу із зони реакції на подальшу їх ректифікацію.

Найбільш типовими компонентами сировини каталітичного крекінгу є парафінові вуглеводні, при крекінгу яких домінують реакції розкладання:



Найчастіше розрив молекули парафінового вуглеводню відбувається по середній її частині.

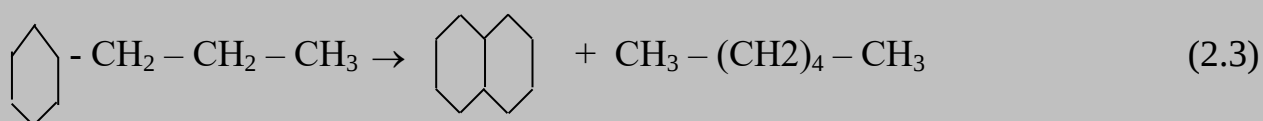
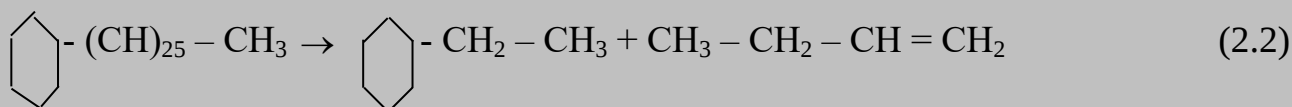
Термічна стабільність парафінів знижується із збільшенням молекулярної ваги вуглеводнів.

При крекінгу парафінових вуглеводнів нормальної будови протікають і вторинні реакції з утворенням ароматичних вуглеводнів і коксу. Ізопарафінові

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						24
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

вуглеводні крекінгуються легше. Водню і метану при цьому виходить більше, ніж при крекінгу нормальних парафінів, а вуглеводнів C_3 і C_4 менше.

Нафтові вуглеводні вважаються ідеальними компонентами сировини каталітичного крекінгу, оскільки крекінг нафтенів йде з великими швидкостями, з високим виходом бензину і меншим газоутворенням.

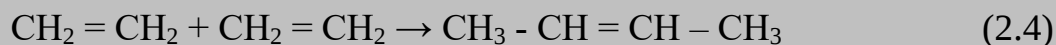


Між молекулами ароматичних вуглеводнів протікають реакції конденсації, в результаті яких утворюються поліциклічні ароматичні з'єднання. Тому при переробці сировини із значним вмістом поліциклічних ароматичних з'єднань утворюється більше коксу, ніж при переробці моноциклічної сировини, що містить ароматичні вуглеводні.

Крекінг олефінів, що утворюються в результаті розщеплення парафінових, ароматичних вуглеводнів є вторинною реакцією.

Можливість ізомеризації олефінів дозволяє отримувати бензин з вищим октановим числом з одночасним збільшенням виходу ізобутану.

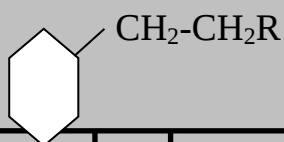
Полімеризація олефінів також є важливою реакцією процесу, оскільки у поєднанні з подальшим крекінгом приводить до утворення олефінів і парафінів:



Проте глибока полімеризація веде до утворення важких продуктів, що адсорбуються і розкладаються на каталізаторі на кокс і газ.

Для нафтенів в умовах каталітичного крекінгу характерні такі типи реакцій:

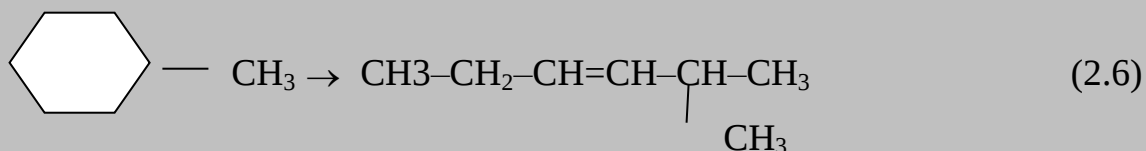
- ізоалкілювання



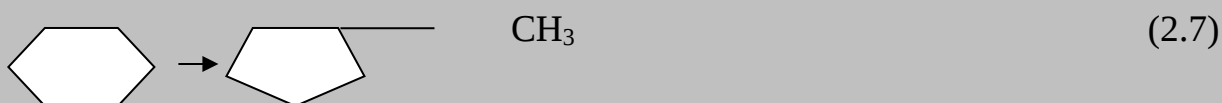
					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						25
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		



- розпад кільця з утворенням ізоолефінів



- ізомеризація циклів



Зазвичай одним з основних критеріїв інтенсивності побічних реакцій є відношення виходів бензину і коксу. Високе відношення вказує на переважання бажаних реакцій (за умов збереження високого октанового числа бензину). Низьке відношення вказує на інтенсивне протікання побічних реакцій [8].

На підставі вище викладеного можна зробити наступні висновки:

- важка сировина дає більший вихід бензину і менший вихід газу;
- ароматична сировина дає найбільший вихід коксу і найменший вихід бензину;
- нафтенова сировина дає кращий вихід бензину і найменший вихід коксу порівняно з ароматичною і парафіновою сировиною;
- низькокипляча сировина дозволяє отримувати високооктановий бензин, висококипляча - низькооктановий;
- сировина з дуже високою температурою кипіння і значним вмістом коксу по Конрадсону дає високий вихід коксу, що обмежує потужність секції через надмірне перевантаження регенератору.

Основними чинниками, що впливають на процес каталітичного крекінгу є: властивості каталізатора, що застосовується для крекінгування, температура процесу, кратність циркуляції каталізатора, тривалість контакту сировини і каталізатора, якість сировини, що крекінгується.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		26

Для забезпечення максимального виходу цільових продуктів і мінімальної кількості побічних, а також досягнення високих техніко-економічних показників процесу, каталізатор крекінгу повинен мати наступні властивості:

- високу активність, що визначає глибину перетворення початкової сировини за інших рівних умов;
- високу вибірковість, яка оцінюється здатністю каталізатора прискорювати реакцію в необхідному напрямку, знижувати швидкість побічних реакцій;
- стабільність активності, вибіркової і механічних властивостей каталізатора в процесі експлуатації особливо важлива в системах з киплячим шаром каталізатора. Каталізатор має бути стійким до стирання, розтріскування і тиску вище лежачих шарів, а також не повинен стирати апаратуру;
- високі властивості регенерації, що характеризуються здатністю швидко і багаторазово відновлювати свою активність і вибірковість при окислювальній регенерації без порушення структури і руйнування часток.

Закладений мікросферичний цеолітмісний каталізатор, в значній мірі відповідає всім вище переліченим вимогам, що пред'являються до сучасних каталізаторів крекінгу.

Час контакту сировини з каталізатором визначається об'ємною швидкістю подачі сировини в реактор. Збільшення об'ємної швидкості подачі сировини в реактор знижує глибину перетворення сировини, знижує відсоток виходу коксу на сировині (спільна кількість коксу в регенераторі збільшується). Процес каталітичного крекінгу важкої сировини відбувається при швидкості подачі 2,0 – 3,0 год⁻¹.

Промислові процеси каталітичного крекінгу проводяться в інтервалі температур 450 - 510°C. З ростом температури ступінь перетворення сировини зростає. Надмірне підвищення температури веде до підсиленого газо- та коксоутворення та до зниження виходу бензину.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						27
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

Температура в реакторі знижується за рахунок великого поглинання тепла в результаті випаровування додаткової кількості сировини, в порівнянні з теплом, що виділяється при згоранні додаткової кількості коксу.

Процес каталітичного крекінгу ведуть при невеликому надлишковому тиску: 0,14 – 0,18 МПа. Підвищення тиску мало впливає на процес, оскільки він відбувається на поверхні каталізатору.

Кратність циркуляції каталізатора – це маса каталізатора, що подається на одиницю маси сировини в реактор. Збільшення кратності циркуляції каталізатора збільшує глибину перетворення сировини, відсоток відкладення коксу на каталізаторі, температуру в реакторі. Подача повітря в регенератор має бути збільшена для підтримки постійної концентрації кисню в димових газах.

Збільшення вмісту кисню в газах регенерації за рахунок збільшення подачі повітря знизить вміст коксу на регенованому каталізаторі, утворення вуглецю в реакторі і температуру в регенераторі.

Однак, надмірний вміст кисню може привести до горіння CO в CO₂ в об'ємі регенератора і бути причиною аварійної ситуації. Для запобігання утворення CO в об'ємі регенератора та забезпечення регулює мого окислення CO в CO₂ в киплячому шарі каталізатора передбачено додавання в систему твердого промотору окислення, що містить платину.

1.3 Характеристика сировини, реагентів, каталізаторів та готової продукції

Характеристика сировини, продуктів та каталізаторів приведена в табл. 1.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						28
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

Таблиця 1.3 – Характеристика вихідної сировини, матеріалів, реагентів, каталізаторів, продукції, що виготовляється

Найменування сировини, матеріалів, реагентів, продукції що виготовляється, каталізаторів	Номер державного галузевого стандарту, технічних умов, стандарту підприємства	Показники якості	Норма за Держстандартом, ДСТУ, стандарту підприємства ТУ	Область застосування виготовленої продукції
1	2	3	4	5
1. Газойль вакуумний(фр. 350-500° С)	СТП 01523,07,0262-87	1. Фракційний склад: до 360° С переганяється, % об. не більш 2. Густина при 20° г/см3 3. Утримання сірки,% мас. 4. Коксівність 5. Об'ємна частка смолистих речовин, обумовлена сірчаноокислотним методом, % не більше	20 0,88-0,89 до 0,3 не більш 0,3 12	Використовується в якості сировини на блоках каталітичного крекінга
2. Бензин каталітичного крекінга	СТП 0152307,0257-87	1. Детонаційна стійкість: октанове число: по моторному методі не менше: По дослідницькому методі, не менше 2. Фракційний склад: температура початку перегонки ° С, не нижче 10% переганяє при температурі не вище 50% переганяє при температурі, °С не вище 90% переганяє при температурі ° С, не вище кінець кипіння, ° С не вище	81 91 30 80 125 190 215	Використовується в якості компонента автомобільних бензинів

Продовження табл. 1.3

1	2	3	4	5
		3. Густина при 20° С, г/см ³ 4. Утримання сірчистих з'єднань, % мас. 5. Тиск насичених парів, Па (мм рт. ст.), не більш 6. Испит на мідній пластині 7. Утримання механічних домішок і води	0,72-0,75 не вище 0,1 66661(500) витримує відсутнє	
3. Газойль легкий каталітичного крекінга	СТП 0152307,0287-87	1. Фракційний склад: 50% переганяє при температурі, ° С, не вище: Для дизпалива фр. 180-360°С Для дизпалива важкого фракційного складу 96% переганяє при 1°С не вище: для фр. 180-360°С до 360°С переганяє,, % не менше: для дизпалива важкого фракційного складу. 2. Густина при 20°С, г/см ³ 3. В'язкість при 20°С (кінематична), сСт 4. Цетанове число, пункт не нижче: 5. Утримання сірки, % мас. 6. Температура спалаху, обумовлений у закритому тиглі, °С не нижче 7. Испит на мідній пластині	 280 290 360 90 0,925-0,94 0,935-0,95 3,0-4,0 25 до 0,5 40 витримує	Використовується в якості компонента при готуванні товарного дизельного палива і палива малов'язкого суднового
4. Газойль важкий каталітичного крекінга	СТП 01,02,88-84	1. Густина при 20°С, г/см ³ 2. утримання сірки, % мас 3. температура спалаху, обумовлений у відкритому тиглі, °С, не нижче	Не більш 1,1 Не більш 1,0 90	Використовується для готування компонента нафтового палива (мазуту)

Продовження табл. 1.3

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						30
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

1	2	3	4	5
5. Головна фракція бензинів («голівка»)	СТП 0152307.02.53	1. Масова частка компонентів, %: сума метану, етану і етилену, не більш сума вуглеводнів C5 і вище, не більш	1,2 30	Використовується як сировина для газофракціонування установки
6. Газ вуглеводневий	СТП 0152307,0285-87	1. Об'ємна частка компонентів, % Сума бутанів і бутиленів, не більш Сума вуглеводнів C5 не більш	4,0 25	Використовується в якості палива на технологічних установках заводу
7. Каталізатор цеолітвмісний алюмосилікатний мікросферичний		1. Насипна густина г/см ³ 2. Питомий обсяг пір, см ³ /г 3. Фракційний склад, % мас. 0-20 мкм 0-40 мкм 0-60 мкм 0-80 мкм середній розмір часток мкм зміст рідкоземельних Me % мас	0,9 0,273 2 14 38 61 70 0,3	Завантажується в реактор каталітичного крекінга

1.4 Вибір, обґрунтування та опис технологічної схеми

Технологічна схема установки каталітичного крекінгу наведена на рисунку 1.4.

З проміжних резервуарних парків фракція 350-500°C насосом Н-1 направляється в розподільне кільце реактора Р-1, звідки через форсунки впорскується в реакційні зони реактора. До складу сировини можуть залучатися залишкові компоненти масляного виробництва. Витрата сировини в реактор Р-1 підтримується в межах від 60 до 120 м³/год. Для розпилення сировини і кращого його перемішування з каталізатором на форсунки реактора разом із сировиною подається водяна пара. У реактор Р-1 з регенератора Р-2 по чотирьох напірних стояках надходить регенований каталізатор, спочатку у дві зсипні зони, звідки під вертикальними перегородками перетікає у дві реакційні зони. Розподіл зсипної і реакційної зони на дві - умовне. У реакційних зонах при температурі не вище

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		31

490°C відбувається крекінгування сировини в "киплячому" шарі мікросферичного каталізатора з утворенням пароподібних продуктів. Для підтримки "киплячого" шару каталізатора в реакційних і зсипних зонах передбачена подача водяної пари в парові "маточники" реактора. Витрата пари в реакційні та зсипні зони підтримується від 2,5 до 4 т/год. Температура в реакторі підтримується зміною кратності циркуляції каталізатора або зміною масової швидкості подачі сировини і вимірюється термопарами з виведенням показань на монітор комп'ютера. Рівень "киплячого" шару в реакторі підтримується в межах від 2,5 до 4,5 м. Концентрація "киплячого" шару в реакторі підтримується в межах від 250 до 500 кг/м³.

Тиск в реакторі підтримується в межах від 0,04 до 0,09 МПа. Перепад тиску на напірних стояках № 1,2,3,4 підтримується не менше 0,03 МПа. Перепад тиску на спецклапанах напірних стояків № 1,2,3,4 підтримується не менше 0,015 МПа. Каталізатор з продуктами крекінгу з реакційного простору через перетічні вікна в циліндричній стінці відпарної склянки перетікає в секцію відпарки, де відбувається відпарювання продуктів з його поверхні за рахунок подачі в зону відпарки перегрітої водяної пари. Витрата пари в зону відпарки підтримується в межах від 5 до 8 т/год.

Повітря з атмосфери надходить на прийом повітродувки В-1. Стиснуте до 0,1 МПа повітря з температурою до 100°C надходить у систему реактора-регенератора через топку П-1 або повз топки.

Підігрів повітря в топці П-1 здійснюється за рахунок спалювання рідкого палива, що подається з лінії вакуумного газойлю або дизельного палива в паливну систему топки П-1 і паливне кільце регенератора Р-2. Щоб не допустити випадків застигання палива в трубопроводах здійснюється безперервна її циркуляція в системі з поверненням в лінію прийому насоса Н-3. Крім повітря, що подається нагнітачем В-1, на блоці використовується технічне повітря, що подається із заводської мережі з тиском від 0,5 до 0,8 МПа для наступних цілей: 1) вивантаження каталізатора з автобункера в ємність Е-1; 2) розпилення рідкого палива на форсунках регенератора Р-2 (у період пуску блоку); 3) «ворушіння»

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						32
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

каталізатора в бункери Е-1; 4) транспортування каталізатора з Е-1 в регенератор Р-2.

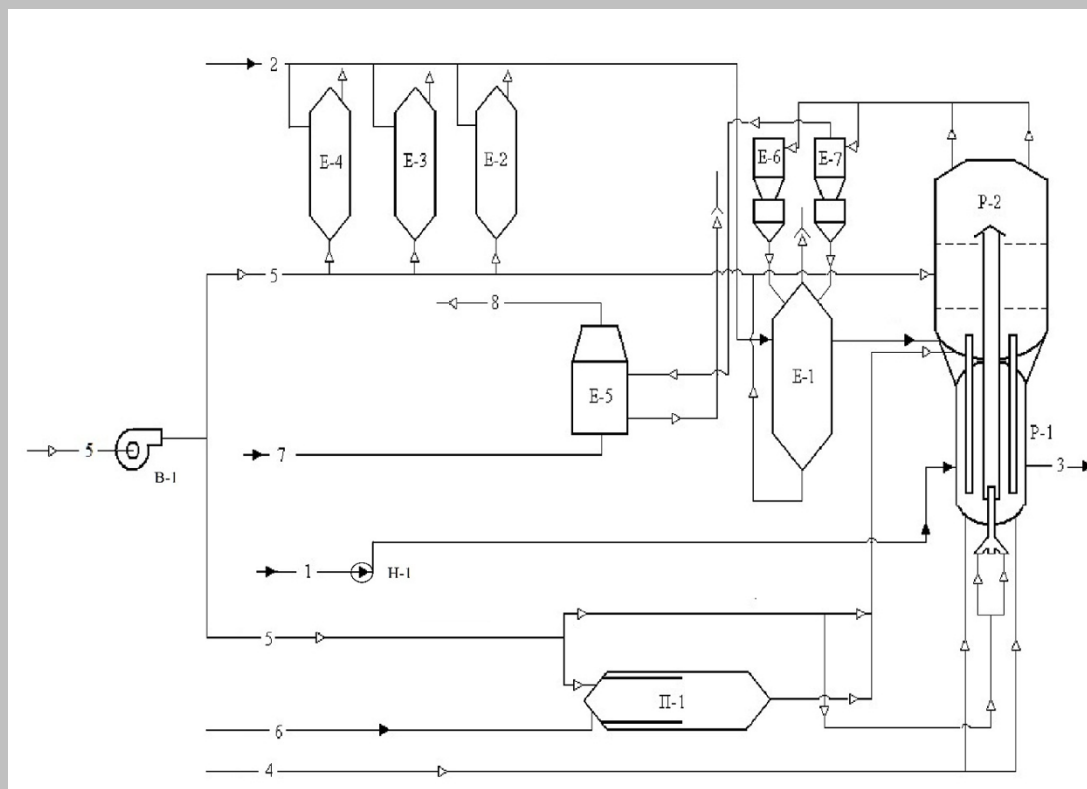
У процесі крекінгування на поверхні каталізатора відбувається відкладення коксу. Закоксований каталізатор з нижньої частини секції відпарки через центральний стояк потоком повітря транспортується в регенератор Р-2. У регенерації при температурі не вище 690°C відбувається регенерація каталізатора, що полягає у випалі коксу з поверхні каталізатора. Повітря на транспорт каталізатора і його регенерацію подається повітродувкою В-1.

Випал коксу ведеться в "киплячому" шарі каталізатора, що проходить зверху вниз через дві решітки регенератора. Повітря для випалу коксу з тиском від 0,03 до 0,06 МПа подається в регенератор Р-2 по восьми вводам через, що розташовані під нижньою секціонувальною решіткою. Тиск у регенераторі Р-2 підтримується в межах від 0,01 до 0,05 МПа. Рівень "киплячого" шару в регенераторі Р-2 підтримується в межах від 4,0 до 6,0 м. Концентрація "киплячого" шару в регенераторі підтримується в межах від 250 до 500 кг/м³. Витрата повітря на транспорт каталізатора підтримується від 8000 до 12000 м³/год. Витрата повітря на регенерацію каталізатора підтримується в межах від 30000 до 60000 м³/год. Тиск повітря в транспортну лінію підтримується в межах від 0,03 до 0,06 МПа і контролюється за показаннями електроконтактних манометрів. Для захисту системи транспорту каталізатора від пониження тиску повітря нижче 0,02 МПа і при її спрацьовуванні закриваються автоматично: 1) електроприводні засувки на лінії повітря в транспортну лінію, 2) на лінії сировини в реактор, 3) на лінії шламу в реактор, на лінії шламу в колону К-1.

Регенований каталізатор по чотирьом напірним стоякам надходить в реактор Р-1. Димові газу процесу регенерації частково очищаються від каталізаторного пилу у восьми групах двоступеневих циклонів регенератора Р-2. Додаткове очищення від пилу димові газу проходять у чотирьох виносних циклонах, після чого надходять у казан-утилізатор Е-2. Очищені у казані-утилізаторі димові газу скидаються в атмосферу. Уловлений у виносних циклонах

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						33
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

каталізатор зсипається в бункер Е-1. Втрати каталізатора з димовими газами заповнюються шляхом періодичного підвантаження свіжого каталізатора в регенератор із бункера Е-1. У бункер Е-1 свіжий каталізатор завантажується із автобункера за допомогою технічного повітря.



1-сировина; 2-каталізатор; 3-продукти; 4-водяний пар; 5-повітря; 6-паливо; 7-вода; 8-пара.

Р-1-реактор; Р-2-регенератор; П-1-топка; В-1-вітродувка; Е-1-бункер; Е-5-котел утилізатор; Е-6, Е-7-циклони; Н-1-насос; Е-2, Е-3, Е-4-ємності.

Рисунок 1.4 – Принципова технологічна схема КК-1

2 СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА

2.1 Матеріальний баланс процесу

На основі практичних і літературних даних приймаємо наступні значення:

- продуктивність установки по сировині $G_c=116421,67$ кг/год;
- масова кратність циркуляції каталізатора по свіжій сировині 6:1;
- кількість рециркулюючого газойлю $X_{ЦГ}=26,9$ мас.% по сировині;
- температура крекінгу $T_p=763K$;

Матеріальний баланс блоку каталітичного крекінгу складено, виходячи, з 340 робочих днів у році і наведено в таблиці 2.1.

Таблиця 2.1 – Матеріальний баланс реакторного блоку установки каталітичного крекінгу

Потоки	% мас.	тис. т/рік	т/добу	кг/год
Взято:				
Вакуумний газойль	100	950,00	2794,12	116421,67
Отримано:				
Газ	15,10	143,45	421,91	17579,58
Бензин	51,20	486,40	1430,59	59607,92
Легкий газойль каталітичний	9,70	92,15	271,03	11292,92
Важкий газойль каталітичний	18,20	172,9	508,53	21188,75
Кокс	4,80	45,6	134,12	5588,33
Втрати	1,00	9,50	27,94	1164,17
Всього	100	950,00	2794,12	116421,67

2.2 Технологічні розрахунки основного обладнання

Розрахунок виходу продуктів крекінгу наводиться в таблиці 2.2.

Таблиця 2.2 – Матеріальний баланс

Потоки	Кількість, кг/год	Склад	
		Мас % по свіжій сировині	Мас % по завантаженн ю реактора
Прихід			
Сировина - вакуумний дистилят (623-773K)	116421,67	100%	80,6%
Рециркулюючий каталітичний газойль	28020,83	24,07%	19,4%
Завантаження реактора	144442,5	124,07%	100,00%
витрата			
газ	15729,17	15,1%	11,90%
бензин	53333,33	51,2%	40,35%
Легкий газойль каталітичний	10104,17	9,7%	7,64%
Важкий газойль каталітичний	18958,33	18,2%	14,34%
кокс	5000,00	4,8%	3,78%
всього	103125,00	99,0%	78,01%
Каталітичний газойль, що циркулює	28020,83	24,07%	21,20%
втрати	1041,67	1,0%	0,79%
Сума	132187,50	124,07%	100,00%

Кількість циркулюючого каталізатора і витрата водяної пари

При кратності циркуляції каталізатора $R=6:1$ кількість циркулюючого каталізатора:

$$G_k = R \cdot G_c = 6 \cdot 116421,67 = 698530,02 \text{ кг/год}$$

Приймаємо витрату водяної пари для регулювання густини суміші рівним 5 мас. % сировини або:

$$G_{III} = G_c \cdot 0,05 = 116421,67 \cdot 0,05 = 5821,08 \text{ кг/год}$$

Прийmemo вміст залишкового коксу на регенерованном каталізаторі рівним 0,5 мас. %, що становить:

$$G_{з.к} = (0,5 \cdot G_k) / 100 = (0,5 \cdot 698530,02) / 100 = 3492,65 \text{ кг/год}$$

Кількість закоксованого каталізатора на виході з реактора:

$$G_{зак.к} = G_k + G_{зк} + G_{кокс} = 698530,02 + 5821,08 + 3492,65 = 707843,75 \text{ кг/год}$$

Прийнявши витрату водяної пари на відпарювання 1т закоксованого каталізатора рівним 7 кг, знайдемо часовий витрата водяної пари:

$$G_{q1} = 7 \cdot G_{зак.к} / 100 = (7 \cdot 707843,75) / 1000 = 4954,91 \text{ кг/год}$$

Тепловий баланс реактору

Рівняння теплового балансу реактора в загальному вигляді [21]:

$$Q_c + Q_{ц1} + Q_{к1} + Q_{п1} + Q_{д1} + Q_{о.к} = Q_{г} + Q_{б} + Q_{л.г} + Q_{т.г} + Q_{к.ц} + Q_k + Q_{ц2} + Q_{д2} + Q_{п2} + Q_p \quad (2.1)$$

Ліва частина рівняння відповідає приходу тепла (в кДж/год):

Q_c - з сировиною; $Q_{ц1}$ - з рециркулюючим каталітичним газойлем; $Q_{к1}$ - з циркулюючим каталізатором; $Q_{п1}$ - з водяним пар, що подається на відпарку вуглеводнів з каталізатора; $Q_{з.к}$ - з залишковим коксом.

Права частина рівняння відповідає витраті тепла (в кДж/г):

$Q_{г}$ - з утвореними газами крекінгу; $Q_{б}$ - з парами бензину; $Q_{п.р}$ - з парами легкого газойлю; $Q_{в.р}$ - з парами важкого газойлю; $Q_{кц}$ - з циркулюючим каталізатором; Q_k - з коксом, що утворився при крекінгу; $Q_{ц2}$ - з циркулюючим газойлем; $Q_{д2}$ - з водяною парою, що подається на відпарку вуглеводнів з каталізатора; $Q_{п2}$ - з водяною парою, що подається в транспортну лінію; Q_p - на реакції каталітичного крекінгу; $Q_{п}$ - втрати тепла в навколишнє середовище.

З теплового балансу реактора визначимо температуру сировини при подачі його у вузол змішування з каталізатором.

Приймаємо такі температури потоків на вході в реактор:

$T_{ц1} = 563\text{K}$ - температура рециркулюючого каталітичного газойлю;

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						37
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

$T_{K1} = 873\text{K}$ - температура каталізатора;

$T_{П1} = 873\text{K}$ - температура водяної пари, що подається в транспортну лінію;

$T_{Д1} = 789\text{K}$ - температура водяної пари, що подається в отпарной зону реактора.

Розрахуємо ентальпію потоків, попередньо визначивши склад крекінг-газу.

Склад крекінг-газу наведено в таблиці 2.3.

Таблиця 2.3 – Склад крекінг-газу

Компоненти	M_i	Вихід мас % по сировині	Кількість	
			кг/год	кмоль/год
H_2S	34	0,73%	760,42	22,37
H_2	2	0,17%	177,08	88,54
CH_4	16	1,97%	2052,08	128,26
C_2H_4	28	0,49%	510,42	18,23
C_2H_6	30	1,07%	1114,58	37,15
C_3H_6	42	2,75%	2864,58	68,20
C_3H_8	44	2,08%	2166,67	49,24
C_4H_8	56	3,36%	3500,00	62,50
C_4H_{10}	58	2,48%	2583,33	44,54
Сума		15,10%	15729,17	519,03

В таблиці 2.4 приведені ентальпії компонентів газу в інтервалі температур 673-773 К.

Таблиця 2.4 – Ентальпії компонентів газу

Компоненти	Склад X_i , мас. %	Ентальпія, кДж/кг			
		673K		773K	
		q_i^r	$q_i^r X_i$	q_i^r	$q_i^r X_i$
H_2S	4,80%	432,2	20,75	548,3	26,32
H_2	1,13%	5798,0	65,52	7255,0	81,98
CH_4	13,07%	1127,0	147,30	1495,0	195,40
C_2H_4	3,22%	858,6	27,65	1143,0	36,80
C_2H_6	7,07%	988,0	69,85	1323,0	93,54
C_3H_6	18,22%	853,8	155,56	1139,0	207,53
C_3H_8	13,76%	967,3	133,10	1293,5	177,99
C_4H_8	22,28%	896,0	199,63	1193,0	265,80
C_4H_{10}	16,45%	967,3	159,12	1290,0	212,21

Сума	100,00%		978,47		1297,55
------	---------	--	--------	--	---------

Ентальпії вуглеводневих парів і рідин, а також каталізатора і коксу наведено в таблиці 2.5.

Таблиця 2.5 – Тепловий баланс

Позначення потоку	Стан	Температура, К	Кількість кг/год	Ентальпія, кДж/к	Кількість тепла, кДж/г *10 ⁻⁶
Прихід					
Q _с	Ж	T _с	116421,67	q _с	Q _с
Q _{ц1}	Ж	563	28020,83	653,51	18,312
Q _{к1}	Т	873	625000,00	678	423,750
Q _{п1}	П	873	5208,33	3708	19,313
Q _{д1}	П	789	4431,88	3523,2	15,614
Q _{о.к}	Т	873	3125,00	1506	4,706
Сума	—	—	—	—	481,695+Q _с
Витрата					
Q _г	Г	763	15729,17	1265,65	19,91
Q _б	П	763	53333,33	1198,32	63,91
Q _{п.г}	П	763	10104,17	1132,48	11,44
Q _{т.г}	П	763	18958,33	1099,06	20,84
Q _{к2}	Т	763	625000,00	553,7	346,06
Q _к	Т	763	5000,00	1229,9	6,15
Q _{ц2}	П	763	28020,83	1132,48	31,73
Q _{д2}	П	763	4431,88	3466	15,36
Q _{п2}	П	763	5208,33	3466	18,05
Q _р	—	—	116421,67	198,3	20,66
Q _п	приймається	приймається	—	—	0,226
Сумма	—	—	—	—	554,34

Ентальпія каталізатора і коксу підрахована за формулою [21]:

$$q_k^T = c \cdot T \quad (2.2)$$

де q_k^T - ентальпія каталізатора або коксу, кДж/кг;

С — теплоємність каталізатора або коксу, кДж/(кг*с);

Т – температура каталізатора або коксу, К.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		39

Теплоємність каталізатора і коксу прийнята відповідно дорівнює 1.13 і 2.51 кДж/(кг*с) [18]:

Ентальпія каталізатора:

$$q_k^T = 1.13 \cdot 600 = 678.00 \text{ кДж / кг}$$

$$q_k^T = 1.13 \cdot 490 = 553.70 \text{ кДж / кг}$$

Ентальпія коксу:

$$q_k^T = 2.51 \cdot 600 = 1506.00 \text{ кДж / кг}$$

$$q_k^T = 2.51 \cdot 490 = 1229.90 \text{ кДж / кг}$$

Глибина перетворення визначається за таблицею 2.2

$$100 - (9.7 + 18.2) = 72.1 \text{ мас. \%}$$

При глибині перетворення 72,1 мас % розмір теплового ефекту становить 198,3 кДж на 1 кг сировини.

З теплового балансу (табл. 2.5) маємо:

$$Q_c = 554.34 \cdot 10^6 - 481.695 \cdot 10^6 = 72.642 \cdot 10^6 \text{ кДж / час}$$

Ентальпія сировини:

$$q_c = Q_c / G_c = (72.642 \cdot 10^6) / 116421,67 = 623,96 \text{ кДж/кг} \quad (2.3)$$

Відповідно ентальпії сировини температура $T_c = 590 \text{ K}$

Розміри реактора

Площа поперечного перерізу реактора дорівнює:

$$S = \frac{V}{3600 \cdot w} \quad (2.4)$$

де V - об'єм парів, що проходять через вільний перетин реактора, м³/год;

w - допустима швидкість пари у вільному перетині реактора, м с.

Розмір V визначається за формулою:

$$V = \frac{22.4 \cdot \sum \frac{G_i}{M_i} \cdot T_p \cdot 0.1 \cdot 10^6}{273 \cdot \eta} \quad (2.5)$$

де $\sum \frac{G_i}{M_i}$ - кількість парової суміші в реакторі, кмоль/год;

T_p - температура в реакторі, K;

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						40
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

η - абсолютний тиск в реакторі над псевдозрідженим шаром, прийнято рівним $0,18 \cdot 10^6$ Па.

Для розрахунку розміру необхідно визначити середню молекулярну масу крекінг-газу:

$$M_q = \frac{13878.75}{458.24} = 30.3$$

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{15729.17}{30.3} + \frac{53333.33}{105} + \frac{10104.17}{200} + \frac{18958.33}{340} + \frac{28020.83}{248} + \frac{5208.33}{18} + \frac{4431.88}{18} = 1781.80 \text{ кмоль / год}$$

Тоді

$$V = \frac{22.4 \cdot 1781.80 \cdot 763 \cdot 0.1 \cdot 10^6}{273 \cdot 0.18 \cdot 10^6} = 61972.21 \text{ м}^3 / \text{год}$$

Прийmemo швидкість проходження газів у вільному перерізі реактора дорівнює 0,5 м/с, тоді площа поперечного перерізу реактора:

$$S = \frac{61972.21}{3600 \cdot 0.5} = 34.43 \text{ м}^2$$

Діаметр реактора:

$$D = 1.128 \cdot \sqrt{S} = 1.128 \cdot \sqrt{34.43} = 6.62 \text{ м} \approx 7 \text{ м} \quad (2.6)$$

Повна висота реактора:

$$H_{\Pi} = h + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (2.7)$$

де h - висота псевдозрідженим шару, м;

h_1 - висота сепараційної зони, м;

h_2 - частина висоти апарату, зайнята циклонами (залежить від розмірів циклонів) - приймаємо $h_2 = 5 \text{ м}$;

h_3, h_4 - відповідно висота верхнього і нижнього конічного днища, м.

Висоту псевдозрідженого шару можна розрахувати за формулою [21]:

$$h = \frac{V_p}{S} \quad (2.8)$$

де V_p – об'єм реакційного простору (в м^3):

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						41
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

$$V_p = \frac{G_{k,p}}{\beta_{п.с}} \quad (2.9)$$

де $G_{k,p}$ - кількість каталізатора в реакційній просторі реактора, кг

$\beta_{п.с}$ - густина псевдоожиженого шару каталізатора, прийmemo $\beta_{п.с}=450\text{кг/м}^3$

Розмір $G_{k,p}$ дорівнює:

$$G_{k,p} = \frac{G_c}{\Pi_d} \quad (2.10)$$

де G_c - завантаження реактора (свіжа сировина + рециркулюючий газойль), кг/год;

Π_d - масова швидкість подачі сировини, г^{-1} ; прийmemo $\Pi_d = 1,1 \text{ г}^{-1}$

Тоді

$$G_{k,p} = \frac{132187.50}{1.1} = 120170.45\text{кг}$$

$$V_p = \frac{120170.45}{450} = 267.05\text{м}^3$$

$$h = \frac{267.05}{34.43} = 7.8\text{м}$$

Висота сепараційної зони h_1 розраховується по формулі:

$$h_1 = 0.85 \cdot w^{1.2} (7.33 - 1.2 \cdot \lg w) = 0.85 \cdot 0.5^{1.2} (7.33 - 1.2 \cdot \lg 0.5) = 5\text{м} \quad (2.11)$$

де w - швидкість пари у вільному перетині реактора, м/с.

Приймаючи, що ріг утворює конус з вертикаллю становить 60° , і знаючи діаметр реактора (7 м), геометрично легко знайти висоту верхнього і нижнього конічного днища.

Отримаємо:

$$h_3 = h_4 = \frac{D}{2 \cdot \sin 60} = \frac{7}{2 \cdot 0.866} = 4.0\text{м} \quad (2.12)$$

Тоді $H_{II} = 7.8 + 5 + 4 + 4 + 6 + 3.5 = 30.3\text{м}$

Висота циліндричної частини корпусу:

$$H_{II} = 7.8 + 2.73 + 4 + 4 = 18.6\text{м}$$

Вибір розподільного пристрою паро - каталізаторного потоку в реакторі

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		42

Якщо прийняти площу, що займається ґратами, рівної 60%, то площа решіток буде дорівнює:

$$F_p = 0.6 \cdot S = 0.6 \cdot 34.43 = 20.66 \text{ м}^2$$

Площа однієї решітки:

$$f_p = \frac{F_p}{7} = \frac{20.66}{7} = 2.95 \text{ м}^2 \quad (2.13)$$

Діаметр решітки:

$$D_p = 1.128 \cdot \sqrt{f_p} = 1.128 \cdot \sqrt{2.95} = 1.9 \text{ м} \quad (2.14)$$

Прийmemo сумарний живий перетин розподільника рівним 1% від перетину реактора. Площа живого перерізу розподільника:

$$F_{\text{ж}} = 0.01 \cdot S = 0.01 \cdot 34.43 = 0.344 \text{ м}^2 \quad (2.15)$$

Живий перетин однієї решітки:

$$f_{\text{ж}} = \frac{F_{\text{ж}}}{7} = \frac{0.344}{7} = 0.0492 \text{ м}^2 \quad (2.16)$$

Прийmemo товщину решітки $b = 0,02$ м, а діаметр отворів в решітці $d_0 = 0,02$ м. Тоді число отворів в решітці буде дорівнює:

$$n_d = \frac{4 \cdot f_{\text{ж}}}{\pi \cdot d_0^2} = \frac{4 \cdot 0.0492}{3.14 \cdot 0.02^2} = 157 \quad (2.17)$$

Сумарний живий перетин розподільника дозволить визначити діаметр стовбура, який підводить паро-каталітичну суміш:

$$D_{\text{ст}} = 1.128 \cdot \sqrt{F_{\text{ж}}} = 1.128 \cdot \sqrt{0.344} = 0.662 \text{ м} \quad (2.18)$$

Діаметр кожного з семи відгалужень від центрального стовбура, підводить:

$$D_0 = 1.128 \cdot \sqrt{f_{\text{ж}}} = 1.128 \cdot \sqrt{0.0492} = 0.250 \text{ м} \quad (2.19)$$

Об'єм парів на підході до решітки розрахуємо за формулою:

$$V_{\text{п}} = \frac{22.4 \cdot \sum \frac{G_i}{M_i} \cdot T_p \cdot 0.1 \cdot 10^6}{3600 \cdot 273 \cdot M_p \cdot \eta_p} \quad (2.20)$$

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		43

де $\sum \frac{G_i}{M_i}$ - кількість вуглеводневих і водних парів, що проходять через решітку, кмоль/год;

$M_p = 7$ - число решіток;

η_p – тиск в реакторі в решітки, Па.

Кількість вуглеводнів і водяної пари, що проходять через решітку, дорівнює:

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{104166.67}{360} + \frac{5208.33}{18} = 578.70 \text{ кмоль / час}$$

Тиск в реакторі над решіткою:

$$\eta_p = \eta + h \cdot \beta_{\text{п,с}} \cdot g = 0.18 \cdot 10^6 + 4.8 \cdot 450 \cdot 9.81 = 0.2 \cdot 10^6 \text{ Па} \quad (2.21)$$

В результаті розрахунку отримаємо:

$$V_{\text{п}} = \frac{22.4 \cdot 578.70 \cdot 763 \cdot 0.1 \cdot 10^6}{3600 \cdot 273 \cdot 7 \cdot 0.2 \cdot 10^6} = 0.67 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Швидкість пари в отворах решітки:

$$w_0 = \frac{V_{\text{п}}}{f_{\text{ж}}} = \frac{0.67}{0.0492} = 13.64 \text{ м / с} \quad (2.22)$$

Гідравлічний опір решітки розрахуємо за формулою:

$$\Delta P_p = k_1 \cdot k_2 \cdot [0.35 + (1 - \varphi)^2] \cdot \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{2}\right) \cdot w_0^2 \quad (2.23)$$

де k_1 і k_2 – поправочні коефіцієнти, знайдені за графіками;

φ — частка живого перерізу решітки;

$\rho_{\text{п}}$ – густина парів кг/м³.

За графіками [21] знайдемо: $k_1 = 1,6$; $k_2 = 1,0$.

Частка живого перерізу решітки:

$$\varphi = \frac{f_{\text{ж}}}{f_{\text{п}}} = \frac{0.0492}{2.95} = 0.0167 \quad (2.24)$$

Густина парів дорівнює:

$$\rho_{\text{п}} = \frac{273 \cdot M_{\text{п}} \cdot P_p}{22.4 \cdot T_p \cdot 0.1 \cdot 10^6} \quad (2.25)$$

де $M_{\text{п}}$ - середня молекулярна маса суміші вуглеводневої і водяної пари.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		44

Середню молекулярну масу вуглеводневої і водяної пари розрахуємо так:

$$M_{\Pi} = M_C \cdot y'_C + M_{B,\Pi} \cdot y'_{B,\Pi} \quad (2.26)$$

де M_C та $M_{B,\Pi}$ - відповідно середня молекулярна маса вуглеводневих парів і молекулярної маси водяної пари;

y'_C і $y'_{B,\Pi}$ - мольні частки сировини і водяної пари, що подається для регулювання щільності суміші сировини і каталізатора (табл. 2.6)

Таблиця 2.6 - Результати розрахунку мольної частки сировини і водяної пари

Потоки	Кількість G_i , кг/год	Молекуляр на маса M_i	Кількість $\Pi_i = G_i/M_i$, кмоль/год	Мольна доля $y'_i = \Pi_i / \sum \Pi_i$
Сировина	116421,67	360	289,35	0,5
Водяний пар	5208,33	18	289,35	0,5
Сума	121630,00		578,70	1,0

Оримали:

$$M_{\Pi} = 360 \cdot 0.5 + 18 \cdot 0.5 = 189$$

Таким чином:

$$\rho_{\Pi} = \frac{273 \cdot 189 \cdot 0.2 \cdot 10^6}{22.4 \cdot 763 \cdot 0.1 \cdot 10^6} = 6.47 \text{ кг / м}^3$$

Підставимо у формулу (2.38) числові значення розмірів, отримаємо:

$$\Delta P_p = 1.6 \cdot [0.35 + (1 - 0.0167)^2] \cdot \left(\frac{6.47}{2}\right) \cdot 13.6^2 = 1268.5 \text{ Па}$$

Циклони реактора. Для забезпечення уловлювання частинок каталізатора, що виносяться з продуктами крекінгу, передбачено застосування циклонів типу ЦН-24 в кількості 8 штук.

2.3 Контроль та керування хіміко-технологічним процесом

В даному підрозділі представлений аналіз основних параметрів процесу каталітичного крекінгу, норм технологічного режиму та апаратурного оформлення технологічного процесу (таблиця 2.7).

Таблиця 2.7 – Норми технологічного режиму

Найменування стадій процесу, апарати, показники режиму	Номер позиції прибору по схемі	Одиниця виміру	Допустимі межі технологічних параметрів	Необхідний клас точності вимірювальних приладів за ГОСТ 8401-80	Примітки
Каталітичний крекінг та ректифікація продуктів крекінгу					
1 Крекінг сировини в реакторі Р-1:	250	м ³ /год	60-120	1,5	реєструє
витрата сировини	356, 357	м ³ /год	не більш 20	1,5	реєструє
витрата шламу (рисайкла)	259	°С	не вище 490	1,0	реєструє
температура в зоні реакції	286-1	МПа (кгс/см ²)	не более 0,09(0,9)	1,0	реєструє
тиск					
витрата пари:	1055/1-4	т/год	3,2-4	1,5	реєструє
в реакційну зону	1056/1,2	т/год	2-4	1,5	реєструє
у зсипні зони	1353-2, 355	т/год	4-8	1,5	реєструє
в отпарну зону	369-2,4	% (м)	10-80 (2,5-4,0)	1,0	реєструє
концентрація "киплячого" шару в реактора-	342-2,4	% (кг/м ³)	30-90 (190-567)	1,0	реєструє

Продовження табл. 2.7

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		46

ційної зони	1669	МПа (кгс/см ²)	0,07-0,09 (0,7-0,9)	1,0	реєструє
тиск в склянці отпарном	1205-1	% (м)	10-80 (2,8-5,0)	1,0	реєструє
рівень "киплячого" шару у увідпарном стакані	1205-2	% (кг/м ³)	20-90 (200-900)	1,0	реєструє
концентрація "киплячого" шару в відпарити-	258	°С	не вище 690	1,0	реєструє
склянці	286-2	МПа (кгс/см ²)	0,01-0,03 (0,1-0,3)	1,0	реєструє
2 Випалювання коксу з поверхні каталізатора в регенераторі Р-2	370	% (м)	5-50 (3,42-5,0)	1,0	реєструє
температура	345	% (кг/м ³)	20-80 (126-504)	1,0	реєструє
тиск	1053, 1054	МПа (кгс/см ²)	0,04-0,09 (0,4-0,9)	2,5	показує
рівень "киплячого" шару каталізатора	380, 381	нм ³ /год	не більш 10000	1,5	реєструє
витрата повітря на випалювання коксу з поверхні каталізатора	1206-1,2	нм ³ /год	20000-60000	1,5	реєструє

Кінець табл. 2.7

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		47

Утилізація тепла димових газів регенератора					
3 Температура димових газів на вході в котли-утилізатори	258-3,4	$^{\circ}\text{C}$	не вище 690	0,5	показує
4 Тиск пари в котлах-утилізаторах	1601, 1602	МПа (кгс/см ²)	не більш 1,6 (16)	1,0	реєструє
5 Температура пари після котлів-утилізаторів	1600-1, 1600-2	$^{\circ}\text{C}$	не вище 300	0,5	показує

2.4 Охорона праці та техніка безпеки

Сировина та продукти, що використовуються та утворюються в процесі технологічної операції, відносяться до речовин із пожежо- та вибухонебезпекою, а також токсичних. Безпечне виконання процесу залежить від його специфічних характеристик, зокрема від наявності в обладнанні реагентів і продуктів, які за робочих температур перебувають у рідкому або газоподібному стані. Порушення нормальної роботи, втрата герметичності обладнання та трубопроводів, недотримання працівниками вимог технологічного режиму і правил охорони праці, а також виникнення аварійних ситуацій можуть створити умови для вибухів, пожеж, отруєнь, хімічних і термічних опіків або ураження електричним струмом [19].

Пожежна небезпека установок каталітичного крекінгу зумовлена не тільки значними обсягами горючих речовин, що циркулюють за високих температур і

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		48

тисків, а й специфікою самих процесів крекінгу. Основні чинники, які формують пожежну небезпеку таких установок приведені нижче.

- на установках каталітичного крекінгу використовується велика кількість горючих речовин і матеріалів. Процеси крекінгу є ендотермічними, тому потребують застосування численних систем нагрівання. Робочі температури процесу значно перевищують температуру самозаймання сировини та продуктів крекінгу і можуть досягати 500–800 °С, що суттєво підвищує ризик виникнення займання.

- технологічний процес передбачає використання вогневого обігріву. Крім того, застосовуються спеціальні органічні теплоносії, які характеризуються підвищеною пожежною небезпекою та забезпечують підтримання високих температур. Використання електрообігріву реакційної суміші, а також розташування електронагрівальних елементів як зовні, так і всередині реакторів, додатково збільшує ймовірність виникнення пожеж і вибухів.

- додаткову небезпеку створює використання реакторів із нерухомим шаром каталізатора, а також технологічних систем типу «реактор – регенератор». Зміна складу сировини може ускладнювати автоматичне підтримання оптимальних параметрів процесу, що підвищує ризик виникнення неконтрольованого займання. Крім того, порушення контролю тривалості контакту сировини з поверхнею теплообміну здатне спричинити перегрівання та подальше займання.

Практика роботи установок каталітичного крекінгу показує можливість вибухів та займання вуглеводнів як у реакторах, так і в лініях відведення регенераційних газів. Небезпека вибухів виникає під час пуску реакторів, а також при переключеннях на регенерацію та контактування, якщо система повністю не звільнена від повітря або вуглеводнів. Це вимагає особливої уваги до контролю та обслуговування установок для забезпечення їх безпечної експлуатації.

Також найбільш небезпечними місцями на установці каталітичного крекінгу є:

- воднева компресорна;

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		49

- реакторний блок гідроочищення;
- блок очистки МЕА;
- повітряно-газова компресорна;
- відкриті етажерки з встановленим технологічним обладнанням;
- надземні, напівпідземні і підземні лотки, колодязі, приямки та інші

заглиблення місця.

З точки зору можливості ураження електричним струмом, найбільш небезпечними місцями є електродвигуни та електропускова апаратура, особливо при порушенні контуру заземлення. Це може призвести до ураження електричним струмом, що вимагає особливої уваги до технічного обслуговування та дотримання правил безпеки.

Одним з ключових елементів забезпечення сприятливих умов праці є раціональне освітлення приміщень і робочих місць. Правильно організоване освітлення сприяє підвищенню продуктивності праці, покращує умови безпеки та зменшує втому працівників. Недостатнє або неправильно організоване освітлення може стати причиною виникнення небезпечних ситуацій [20].

Заходи боротьби з шумом і вібраціями

Джерелами вібрацій і шуму на виробництві можуть бути працюючі насосні установки та вентиляційні системи. Для боротьби з шумом і вібрацією використовуються такі заходи:

- надійне кріплення віброуючих деталей і вузлів.
- динамічне гасіння – введення додаткових мас або збільшення жорсткості в коливну систему;
- віброізоляція;
- встановлення малошумного обладнання;
- розробка методів зниження шуму;
- використання безшумних вентиляторів;
- використання способів звукопоглинання та звукоізоляції;
- заміна шумного та громіздкого обладнання на безшумне устаткування;

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						50
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

Для відведення статичної електрики, яка накопичується на людині, передбачають:

- улаштування електропровідних підлог або заземлених зон, підмостів і робочих ділянок, заземлення ручок дверей, поручнів сходів, рукояток приладів, машин і апаратів.
- забезпечення працівників струмопровідним взуттям.
- виключення носіння одягу з синтетичних матеріалів та шовку, а також обручок і металевих прикрас.

До заходів електробезпеки належать:

- забезпечення недоступності струмоведучих частин, які перебувають під напругою;
- електричне розділення мережі;
- усунення небезпеки виникнення напруги на корпусах, кожухах та інших частинах електроустаткування;
- використання переносних приладів та пристроїв;
- організація безпечної експлуатації електроустановок та іншого електрообладнання.

Також особливої уваги необхідно приділяти пожежній ситуації на установці крекінгу.

Первинні засоби пожежогасіння включають:

- порошкові вогнегасники типу ВП-9 і вуглекислотні вогнегасники ОУ, які розташовуються поблизу місць, де може виникнути пожежа або біля осередку пожежі;
- загальноприйняте і основне – це пісок, азбестове полотно та кошма. Ящики з піском і лопатами, а також азбестові полотна розміщуються в безпосередній близькості від пожежонебезпечних місць. Їх кількість повинна бути достатньою для швидкого реагування на пожежу та раптове займання.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						51
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

Крім цього, у компресорному залі, приміщенні операторної, пічному блоці та реакторному блоці встановлені автоматичні і ручні сповіщувачі про виникнення пожежі [20].

В таблиці 2.8 представлені основні показники пожежо- та вибухонебезпечності основних речовин установки каталітичного крекінгу.

Таблиця 2.8– Основні показники пожежо- та вибухонебезпечності горючих речовин

Речовина	Температура, °C		Концентраційні межі вибуху, % об.	
	спалаху	самозапалення	нижній	верхній
воденьвмісний газ	-	510	4,0	49,0
вуглеводневий газ	-	490	3,2	15,1
фр.85 - 180	мінус 34	450-580	0,9	8,4
ф. 350 - 500	100-150	320	-	100-150

Дотримання всіх можливих заходів безпеки та пожежної безпеки дають змогу проводити процес каталітичного крекінгу безпечно та отримувати продукти заданої кількості та якості.

2.5 Охорона навколишнього середовища

На проектованому блоці каталітичного крекінгу можливі викиди в атмосферу тверді та рідкі відходи, стічні води. Постійним твердим відходом каталітичного крекінгу є каталізаторний пил, який потребує певної правильної утилізації. Основними компонентами каталізаторного пилу є окис амонію з двоокисом кремнію.

Основні забруднюючі фактори наведені в таблиці 2.9.

Таблиця 2.9 – Основні забруднюючі фактори на на установці каталітичного крекінгу

Джерело/речовина	Вплив на людину та тварин	Вплив на довкілля	ГДК
Каталізаторний пил	Ураження легень, подразнення слизової дихальних шляхів, склероз легень, пошкодження епітелію	Забруднення атмосфери	10 мг/м³

Нафтопродукти у стічних водах	Головний біль, запаморочення, подразнення	Погіршення стану водойм	0,1 мг/л
Сірко-лужні та сульфідвмісні стоки	Ураження ЦНС, серцево-судинної системи, печінки; судоми у тварин	Забруднення водойм	0,1 мг/л
Оксид вуглецю (CO)	Погіршення дихання, судоми, загибель при високих концентраціях	Шкідливий вплив на флору і фауну	Середньодобова - 3,0 мг/м³; максимально разова - 5,0 мг/м³
Двоокис сірки (SO ₂)	Подразнення очей та дихальних шляхів, судоми	Засихання хвойних та листяних дерев	Середньодобова - 0,05 мг/м³; максимально разова - 0,5 мг/м³
Середньодобова - 0,05 мг/м³; максимальна разова - 0,5 мг/м³	Подразнення дихальної системи	Забруднення атмосфери	Середньодобова - 0,04 мг/м³; максимально разова - 0,085 мг/м³
Вуглеводні C ₃ -C ₄	Негативний вплив на організм	Забруднення атмосфери	Середньодобова - 1,5 мг/м³; максимально разова - 5 мг/м³

На проектуючому блоці утворюються стічні води у вигляді виробничо-зливних стоків. Стічні води мають незначну кількість нафтопродуктів, котрі викликають погане самопочуття у тварин, володіють подразнювальними властивостями.

Наявність на поверхні водойм плівок мастил, жирів, змащувальних матеріалів перешкоджає газообміну між водою та атмосферою, що знижує насичування води киснем. Забруднення вод нафтою поперед усього впливає на стан фітопланктону та є причиною масової загибелі птахів. В стічних водах також є сірко-лужні та сульфідзмістовні стоки, котрі при потраплянні в організм людини можуть спричинити функціональну зміну центральної нервової системи, серцево-судинної системи, захворювання печінки, гастрити, виразкові хвороби. У тварин спостерігається погіршення дихання, бокове положення, судоми перед загибеллю. Випадкове вживання приводить до гострого отруєння, відкладення сірки в печінці, нирках, селезінці.

Основними постійними викидами в атмосферу є димові гази труб печей, труб регенератора, гази компресорного та технологічного обладнання.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		53

Основними компонентами викидів в атмосферу є окис вуглецю, двоокис сірки, оксид азоту та вуглеводні (C_3-C_4).

Оксид вуглецю, двоокис сірки, оксид азоту, вуглеводні (C_3-C_4) у складі викидів в атмосферу шкідливо впливають на стан навколишнього середовища.

Оксид вуглецю – чадний газ шкідливо впливає на флору та фауну. При дуже високих концентраціях тварини раптово падають та гинуть впродовж однієї хвилини або скоріше. При менших концентраціях спостерігається турбота, погіршення дихання, судоми, розширення зіниць, втрачання відчуття, через 5-10 хвилин наступає загибель.

Найбільш відчутними до двоокису сірки є хвойні та листяні ліси, так як він накопичується на листі та хвої.

Зміни у листяних дерев виникають при концентрації 0,5-1,0 мг/м³.

Методи очистки та утилізації викидів та відходів.

Промислово-ливневі стоки з проектового блоку потрапляють в систему промислової каналізації та спрямовуються на очисні споруди заводу, де проходять механічну очистку на нафтопастках та ставках водостоків, потім фізико-хімічну очистку на флотаторах, після чого спрямовуються на біологічну очистку.

Потім повертається на повторне використання в систему оборотного водозабезпечення. Скид стоків в річки та відкриті водойми відсутнє.

Для пониження викидів каталізаторного пилу в атмосферу даним проектом передбачена очистка димових газів регенерації, котра відбувається в високоефективних циклонах. Для виключення забруднення повітря також використовується електростатичні осаджувачі (електрофільтри).

Введення в каталізатори додатків (окислювачів) для зв'язування оксидів сірки дозволяє понизити вміст SO_2 в димових газах.

2.6 Техніко-економічні розрахунки

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		54

На базі приведенного матеріального балансу реакторного блоку установки каталітичного крекінгу виконуємо економічні розрахунки

Таблиця 2.10 – Матеріальний баланс установки крекінгу

Потоки	% мас.	тис. т/рік	т/добу	кг/год
Взято:				
Вакуумний газойль	100	950,00	2794,12	116421,67
Отримано:				
Газ	15,10	143,45	421,91	17579,58
Бензин	51,20	486,40	1430,59	59607,92
Легкий газойль каталітичний	9,70	92,15	271,03	11292,92
Важкий газойль каталітичний	18,20	172,9	508,53	21188,75
Кокс	4,80	45,6	134,12	5588,33
Втрати	1,00	9,50	27,94	1164,17
Всього	100	950,00	2794,12	116421,67

2.6.1 Основні фонди базової установки

Повний склад основних фондів на установці каталітичного крекінга по групах наведений в таблиці 2.11, також вказується їх вартість та амортизаційні відрахування.

Таблиця 2.11 – Вартість основних виробничих фондів

Група основних фондів	Загальна вартість, грн.	Норма амортизації, %	Річна сума амортизації, грн.
I група	1 245 560	8	99644,80
II група	540 560	40	216224
III група	650 136	24	165032,64
IV група	125236	60	75141,60
Всього :	1 315 932,00	—	556043,04

До першої групи основних фондів належать: будівлі, споруди, передаточні пристрої.

До другої належать: транспорт, прилади.

До третьої належать: апарати та обладнання.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		55

До четвертої належать: ЕОМ та інші машини автоматичної обробки інформації.

Річна сума амортизаційних відрахувань розраховується по формулі:

$$A = \frac{(H_A \cdot \Phi_{II})}{100\%} \quad (2.27)$$

де H_a – норма амортизації, %;

Φ_{Π} – первісна вартість елементів основних фондів, грн.

I група:

$$A_1 = \frac{(8 \cdot 1245560)}{100\%} = 99644,80 \text{ рн} \quad (2.27)$$

II група:

$$A_2 = \frac{(40 \cdot 540560)}{100\%} = 216224_{\text{гРН}} \quad (2.28)$$

III група:

$$A_3 = \frac{(24 \cdot 650136)}{100\%} = 15603264_{pH} \quad (2.29)$$

IV група

$$A_4 = \frac{(60 \cdot 125236)}{100\%} = 75141,60 \text{ грн}$$

Штатний розклад та фонд заробітної плати промислово-виробничого персоналу

Режим роботи установки безперервний; 3 зміни по 8 годин; працює 5 бригад.
I-а зміна: 0⁰⁰ - 8⁰⁰ г.; II-а зміна: 8⁰⁰ - 16⁰⁰ г.; III-я зміна: 16⁰⁰ - 24⁰⁰ г.

Графік змін наведений у таблиці 2.12.

Таблиця 2.12 – Графік змін.

Бригади	Дні місяця															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16

4	1	-	2	3	-	1	-	2	3	-	1	-	2	3	-	1
5	-	2	3	-	1	-	2	3	-	1	-	2	3	-	1	-
1	2	3	-	1	-	2	3	-	1	-	2	3	-	1	-	2
2	3	-	1	-	2	3	-	1	-	2	3	-	1	-	2	3
3	-	1	-	2	3	-	1	-	2	3	1	1	-	2	3	-

Баланс робочого часу одного працівника наведений в таблиці 2.13.

Таблиця 2.13 – Баланс робочого часу одного робочого.

Найменування часу	Дні	Години	%
Календарний фонд часу	365	2920	-
Вихідні дні	144	1152	-
Святкові дні	-	-	-
Максимально можливий фонд часу	221	1768	100,00
Невихід на роботу, відпустка	24	192	10,86
Виконання державної повинності	2	16	0,90
Невихід на роботу по хворобі	5	40	2,26
Декретні	-	-	-
Взагалі невиходів	31	248	14,03
Середня тривалість робочого дня	0,33	8	-
Ефективний фонд робочого часу	190	1520	85,97

Штатний розклад працівників установки наведений у таблиці 2.14

Таблиця 2.14 – Штатний розклад працівників установки

Найменування груп професійних робітників	Тарифний розряд	Явочна кількість, чол.		Чисельність робітників на підміну, чол.	Штатна чисельність робітників, чол.	Коефіцієнт облікового складу	Облікова чисельність робітників, чол.
		у зміну	на добу				
Ст. оператор	6	1	3	2	5	1,16	6
Машиніст	6	1	3	2	5		6
Оператор	5	3	9	6	15		17
Оператор	5	1	3	2	5		6
Взагалі	-	6	18	-	30		35

Річний фонд заробітної плати виробничих працівників наведені в таблиці 2.15.

Таблиця 2.15 – Річний фонд заробітної плати робітників.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		57

Найменування професії	Розряд	Кількість чоловік	Годинна тарифна ставка, грн.	Місячна тарифна ставка, грн.	Премія		Заробітна плата одного робітника, грн.	Річний ФОП, грн./рік
					%	Сума грн.		
Ст. оператор	6	6	125,6	15913,52	20	3182,704	19096,22	1 374 928,13
Машиніст	6	6	125,6	15913,52	20	3182,704	19096,22	1 374 928,13
Оператор	5	17	112,4	14241,08	15	2136,162	16377,24	3 340 957,37
Оператор	5	6	112,4	14241,08	15	2136,162	16377,24	1 179 161,42
Взагалі	-	36	-	-	-	-	-	7 269 975,05

Фонд заробітної плати керівників та спеціалістів наведений в таблиці 2.16.

Таблиця 2.16 – Фонд заробітної плати керівників та спеціалістів.

Найменування посад	Місячний оклад, грн.	Доплата за шкідливість, грн.	Премія		В підсумку за місяць, грн.
			%	сума	
Начальник установки	23000	3450	25	6612,5	33063
Механік установки	17000	2550	25	4887,5	24438
В підсумку	-	-	-	-	57500

Річний фонд заробітної плати керівників та спеціалістів склав:

$$\Phi ЗП_{p.c} = 57500 \cdot 12 = 690000 \text{ грн.} \quad (2.30)$$

Загальний фонд річної заробітної плати:

$$\Phi ЗП_{заг.} = 7269975,05 + 690000 = 7959975,05 \text{ грн.} \quad (2.31)$$

Після розрахунку фонду оплати праці підприємства визначають середню заробітну плату за місяць по формулі:

$$\overline{ЗП}_{\text{міс}} = \frac{\Phi ЗП_{\text{заг.}}}{Ч_{\text{пвп}} \times 12}, \quad \overline{ЗП}_{\text{міс}} = \frac{7959975,05}{37 \times 12} = 17927 \text{ грн./місяць} \quad (2.32)$$

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		58

Розрахунок собівартості основного продукту на установці каталітичного крекінгу проводиться з урахуванням усіх виробничих витрат, пов'язаних із переробкою сировини та отриманням готової продукції. До основних статей витрат належать вартість сировини, каталізатора, паливно-енергетичних ресурсів, води, пари, електроенергії, а також витрати на обслуговування обладнання, заробітну плату персоналу та амортизаційні відрахування.

Собівартість продукції визначається шляхом ділення загальної суми витрат за певний період на кількість отриманого основного продукту. Аналіз собівартості дозволяє оцінити економічну ефективність роботи установки та визначити шляхи зниження виробничих витрат.

Таблиця 2.17 – Калькуляція собівартості продукції

№ п/п	Найменування статей затрат	Од. вим.	Ціна за одиницю ресурсів, грн	Витрати			
				На одиницю продукції		На річний випуск	
				В натуральному вираженні	Сума, грн	В натуральному вираженні	Сума, грн.
1	2	3	4	5	6	7	8
1	Сировина та матеріали	тонн	18000	0,856	15408	813200	14637600000
2	Напівфабрикати	тонн	10890	0,144	1568,16	122 400	1 332 936 000
3	Допоміжні матеріали	кг	12500	0,165	2062,50	140 250	1 753 125 000
4	Електроенергія	кВт·год	5,3	56	296,80	47 600 000	252 280 000
5	Паливо	тонн	4500	0,043	193,5	40850	183825000
6	Вода	тис. м ³	58,64	15	879,60	12 750 000	747 660 000
7	Пара	Гкал	4465	0,252	1125,18	214 200	956 403 000

Продовження таблиці 2.17

1	2	3	4	5	6	7	8
---	---	---	---	---	---	---	---

8	Заробітна платня основних виробничих робітників				8,55		7 269 975
9	Відрахування від заробітної плати				1,88		1 599 395
10	Витрати на утримання та експлуатацію обладнання:				0,58		491 868
	- амортизація (2, 3, та 4 груп ОВФ)				0,54		456 398
	- поточний ремонт				0,03		22 820
	- утримання устаткування				0,01		12 650
11	Загально-виробничі витрати				1,37		1 164 877
	- на утримання персоналу і охорону праці				1,16		985 632
	- амортизація споруд				0,12		99 645
	-інші загальновиробничі витрати				0,09		79 600
	Виробнича собівартість				19360,09		18073364214
	Адміністративні витрати				1,85		1 569 000
	Витрати на збут				1,85		1 569 862
	Інші операційні витрати				3,02		2 569 882
	Повна собівартість				19400,35		18126931958

Дивлячись на данні таблиці можна сказати, що проєктоване підприємство працює з достатньою ефективністю. Але всеодно, для збільшення ефективності

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						60
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

виробництва та швидкої окупності необхідно збільшувати об'єми випуску продукції.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						61
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

ВИСНОВКИ

У дипломному проєкті наведена інформація щодо роботи установки каталітичного крекінгу у нафтопереробне виробництво, розглянуті питання ефективних каталізаторів для процесу крекінгу.

Основне цільове призначення каталітичного крекінгу – виробництво з максимально високим виходом ($> 50\%$) високооктанового бензину і зріджених газів – сировини для подальших виробництв високооктанових компонентів бензинів, а також сировини для нафтохімічних виробництв.

Отриманий у процесі легкий газойль використовується як компонент дизельного палива, а важкий газойль – як сировина для виробництва технічного вуглецю або високоякісного електродного коксу.

Описані фізико-хімічні основи процесу, подана характеристика вихідної сировини. В якості сировини каталітичного крекінгу використовують вакуумний газойль фракційного складу $350-500\text{ }^{\circ}\text{C}$. Іноді до сировини залучають важку сировину з температурою кінця кипіння $540-620\text{ }^{\circ}\text{C}$.

В проєкті описано основні типи реакторів каталітичного крекінгу, представлена технологічна схема установки крекінгу в киплячому шарі каталізатора.

Також приведений матеріальний баланс реакторного блоку установки, технологічний розрахунок та організаційно-економічні розрахунки.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						62
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Братичак, М.М. Технологія нафти та газу: навч. посіб. / М.М.Братичак, О.Б. Гринишин. - Львів: «Львівська політехніка», 2002. — 180 с.
2. С.А., Курта. Основи нафтохімії. Навчальний посібник. — Видавництво Прикарпатського національного університету, 2019. — с.195.
- 3.Склабінський В.І. Технологічні основи нафто- та газопереробки: навчальний посібник / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.Є.Артюхов. – Суми: Сумський державний університет, 2011. – 186 с.
4. O'Connor P., Olthof F.P., Smeink R., Coopmans J. Fluid Cracking Catalyst. – New York: Marcel Dekker, Inc., 1997. – 85 p.
5. Голуб, Є.О. Гетерогенне окиснення легких вуглеводнів на цеолітних катализаторах / Є.О. Голуб, Н.П. Голуб, В.І. Гомонай, А.А. Козьма, Й.В. Галушкay, В.В. Пальок, Н.М. Форос, Г.Ф. Глебена, Ю.Ю. Кіш // Наук. вісник Ужгород. ун-ту (Сер. Хімія). – 2017, № 1 (37). – С. 94-98.
6. Соляр Б.З., Глазов Л.Ш. Каталітичний крекінг у псевдозрідженій кулі [Текст] // Б.З. Соляр - Хімія та технологія палив та олій. - 1998 - № 7 -27 с.
7. Патриляк, Л. К. Порівняльні властивості цеолітних кислотних катализаторів різного приготування / Л. К. Патриляк, В. О. Іонін, П. І. Бартош // Катализ и нефтехимия. – 2003. – № 11. – С. 25–28.
8. Патриляк, Л.К. Вивчення кислотності цеолітів методом інфрачервоної спектроскопії / Л.К. Патриляк, П.І. Бартош, А.В. Кукушкіна // Доповіді НАН України. - 1999.- № 7.- С. 145-148.
9. Patrylak, K.I., Likhnyovskyi R.V., Patrylak L.K., Abstracts Dutch-Ukrainian Int. Colloquium on Catal. – Kyiv, 2000. – 85 p.
10. Wallenstein, D. The dependence of ZSM-5 additive performance on the hydrogen-transfer activity of the REUSY base catalyst in fluid catalytic cracking / D. Wallenstein, R.H. Harding // Appl. Catal. A: General, 2001, 214 (1), 11-29. [https://doi.org/10.1016/S0926-860X\(01\)00482-3](https://doi.org/10.1016/S0926-860X(01)00482-3)

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						63
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		

11. Doronin, V.P. Features of petrochemical cracking catalysts produced by aluminosilicate technology / V.P.Doronin, O.V. Potapenko, T.P. Sorokina, P.V. Lipin, K.I. Dmitriev, K.S. Plekhova, D.O. Kondrashev, A.V. Kleimenov // Catalysis Today. – 2021. – V. 378. – P. 75-82. <https://doi.org/10.1016/j.cattod.2021.02.017>

12. Патент 28551А Україна, МПК(2000) В01J 29/00. Спосіб одержання цеолітовмісного мікросферичного каталізатора крекінгу / Патриляк К.І., Назарок В.І., Випирайленко В.Й. та ін.; заявник та патентовласник Інститут біоорганічної хімії та нафтохімії НАН України. – №97063171; заявл. 29.12.1999; опубл. 16.10.2000, Бюл. № 5. – 22с.

13. Патриляк, Л. К. До питання про стабільність Н-форм цеолітів / Л. К. Патриляк, Р. В. Ліхньовський, А. В. Кукушкіна, П. І. Бартош, В. Й. Випирайленко, К. І. Патриляк // Укр. хим. журн. - 2000. - 66, № 1-2. - С. 100-103.

14. Патриляк, Л.К. Каталізатор крекінгу на основі цеолітовмісної мікросфери: фізико-хімічні та каталітичні властивості: дис. к. хім. Наук: 02.00.13/ Патриляк Любов Казимирівна. – Київ, 2001. – 205 с.

15. Кудрявцев С.А. Здійснення різних процесів переробки нафти аерозольним нанокаталізом / С.А.Кудрявцев, М.А.Глікін, І.М.Глікіна // Перспективні матеріали - 2009. - №7. - С. 166-170

16. Топільницький, П. Технологія первинної переробки нафти і газу: підручник / П. Топільницький, О. Гринишин, О. Мачинський. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2014. – 468 с.

17. Братичак, М.М. Хімія нафти та газу: навч. Посібник / М.М. Братичак, В.М. Гунька. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2017. – 448 с.

18. Смирнов, В.О. Переробка корисних копалин / В.О. Смирнов, В.С. Білецький, Р.О. Шолда. – Донецьк: Східний видавничий дім, 2013. – 600 с.

19. Карнаух Н.М. Охорона праці: підручник – Юрайт, 2011. – 380 с.

20. Довідник з охорони праці нафтопереробна промисловість. Правила та норми, 1976.-210 с.

					4-ХТ-6.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						64
Зм.	Арк.	№ докумен.	Підпис	Дата		