

СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
імені Володимира Даля

Факультет Інженерії
(повне найменування факультету)

Кафедра Хімічної інженерії та екології
(повна назва кафедри)

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА

до дипломної роботи

освітнього ступеня _____ магістр _____
(бакалавр, спеціаліст, магістр)

спеціальності 161 – Хімічні технології та інженерія
спеціалізація Хімічні технології палива та вуглецевих матеріалів
(шифр і назва спеціальності)

на тему **Проект установки каталітичного крекінгу потужністю 1,5 млн. т/рік. Блок ректифікації продуктів крекінгу**

Виконав: здобувач вищої освіти групи ТПВ-19дм

Заєць О.В.
(прізвище, та ініціали)

.....
(підпис)

Керівник Глікіна І. М.
(прізвище та ініціали)

.....
(підпис)

Завідувач кафедрою Суворін О.В.
(прізвище та ініціали)

.....
(підпис)

Рецензент Золотарьова О. В.
(прізвище та ініціали)

.....
(підпис)

Севєродонецьк – 2021 р.

**СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
імені Володимира Даля**

Факультет Інженерії
Кафедра Хімічної інженерії та екології
Освітній ступінь магістр
(бакалавр, спеціаліст, магістр)
Спеціальність 161 - Хімічні технології та інженерія
Спеціалізація "Хімічні технології палива та вуглецевих матеріалів "
(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Зав. кафедрою ХІЕ

О.В. Суворін

" _____ " _____ 2021 р.

З А В Д А Н Н Я

НА ДИПЛОМНУ РОБОТУ ЗДОБУВАЧУ ВИЩОЇ ОСВІТИ

Заєць Олени Вікторівни

1. Тема роботи :

Проект установки каталітичного крекінгу потужністю 1,5 млн. т/рік.
Блок ректифікації продуктів крекінгу

Керівник проекту (роботи) Глікіна І. М., д.т.н., проф.
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)
затверджені наказом по інституту від 19.11.2020 р. № 162/15.25

2. Строк подання здобувачем вищої освіти роботи - 15 січня 2021 р.

3. Вихідні дані до роботи: літературні, патентні та регламентні дані.

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити):

Вступ. 1. Техніко-економічне обґрунтування. 2. Технологічна частина. 3. Контроль та автоматизація виробництва. 4. Охорона праці. 5. Компонівка технологічного обладнання. 6. Екологія та охорона навколишнього середовища. 7. Техніко-економічні розрахунки. Висновки. Анотація. Література.

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень):

1. Технологічна схема (1 лист).
 2. Колона ректифікаційна. Вид загальний (1 лист).
 3. Колона ректифікаційна. Вид загальний (1 лист).
 4. Таблиця матеріального балансу (1 лист).
 5. План цеху (1 лист).
 6. Техніко-економічні показники (1 лист).
- 6. Дата видачі завдання - 11 листопада 2020 року.**

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

Пор №	Назва етапів дипломної роботи	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Вступ	20.11.2020	
2	Техніко-економічне обґрунтування	23.11.2020	
3	Технологічна частина	27.11.2020	
4	Контроль та автоматизація виробництва	07.12.2020	
5	Охорона праці	28.12.2020	
6	Компоновка технологічного обладнання	11.01.2021	
7	Екологія та охорона навколишнього середовища	13.01.2021	
8	Техніко-економічні розрахунки	14.01.2021	
9	Висновки	16.01.2021	

Здобувач вищої освіти

(підпис) Заєць О. В.
(прізвище та ініціали)

Керівник роботи

(підпис) Глікіна І. М.
(прізвище та ініціали)

Формат	Зона	Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	При- мітка
				<u>Текстові документи</u>		
A4			ДП.02.01.ПЗ	Пояснювальна записка	95	
				дипломного проекту		
				<u>Графічні документи</u>		
A3			ДП.02.02.СХ	Схема технологічна	1	
A3			ДП.02.03.ВЗ	Реактор каталітичного.	1	
				крекінгу. Вид загальний		
A3			ДП.02.04.ВЗ	Колона ректифікаційна	1	
				Вид загальний		
A3			ДП.02.05.МБ	Таблиця матеріального	1	
				балансу		
A3			ДП.02.06.Пл	План цеху	1	
A3			ДП.02.07.ТЕП	Техніко-економічні	1	
				показники		

					ДП.02.01.ПЗ			
Зм.	Арк.	№Докум.	Підпис	Дата				
Розроб.		Заєць			Відомість дипломного проекту	Літ	Арк.	Аркушіє
Перевірів		Глікіна						
Консульта								
Н. Контр.								
Зав. Каф.		Суворін						
						СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм		

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка містить 95 сторінок друкованого тексту, 14 рисунків, 23 таблиці, 20 використаних літературних джерел.

Аркушів графічної частини – 6.

КАТАЛІТИЧНИЙ КРЕКІНГ, РЕКТИФІКАЦІЯ, АБСОРБЦІЯ, СТАБІЛІЗАЦІЯ, БЕНЗИН-КАТАЛІЗАТ, ППФ, ББФ

Метою дипломного проекту є розробка блоку ректифікації установки каталітичного крекінгу вакуумного газойля потужністю 1,5 млн. т/рік.

В дипломному проекті розглянуто історію розвитку процесу каталітичного крекінгу, зроблено огляд існуючих технологій, фізико-хімічні основи процесу крекінгу та ректифікації, зроблено патентний пошук зі способів розділення продуктів каталітичного крекінгу.

Розроблена принципова технологічна схема процесу.

В пояснювальній записці наведений матеріальний та тепловий баланси крекінгу та ректифікації бензину. Проведено конструктивний розрахунок реактору каталітичного крекінгу. Надано характеристику обладнання установки, підбрані КВПіА.

Висвітлені питання утворення відходів на виробництві.

Розглянуті характерні шкідливі виробничі чинники та запропоновані способи захисту робітників.

Проведено розрахунок техніко-економічних показників.

					ДП.02.01.ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>	<i>Заєць</i>				РЕФЕРАТ	<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркуші</i>
<i>Кер. Пр.</i>	<i>Глікіна</i>							
<i>ПереТТ.</i>								
<i>Н. Контр.</i>								
<i>Затверди</i>	<i>Суворін</i>							
						СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм		

ЗМІСТ

Вступ.....	8
1 Техніко-економічне обґрунтування	10
1.1 Аналітичний огляд і патентний пошук	10
1.2 Обґрунтування способу виробництва об'єкту	28
1.3 Характеристика сировини та готової продукції	29
1.4 Фізико-хімічні основи виробництва	32
2 Технологічна частина.....	42
2.1 Нові технічні рішення	42
2.2 Опис технологічної схеми	43
2.3 Матеріальні розрахунки	49
2.4 Теплові розрахунки	54
2.5 Підбір і розрахунок основного апарату	57
2.6 Вибір технологічного обладнання	62
3 Контроль та автоматизація виробництва	64
4 Охорона праці.....	67
4.1 Характеристика застосовуваних і одержаних речовин	67
4.2 Небезпечні і шкідливі виробничі фактори на виробництві, що проектується або досліджується	68
4.3 Класифікація і категорійність виробництва і його приміщень, що проектуються або досліджуються	71
4.4 Заходи щодо запобігання шкідливих і небезпечних виробничих факторів	72
4.5 Заходи пожежної безпеки на виробництві	79
5 Компоновка технологічного обладнання.....	81
6 Екологія та охорона навколишнього середовища	82

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>		
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>			
<i>Розроб.</i>	<i>Заєць</i>				<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Кер. Пр.</i>	<i>Глікіна</i>						
<i>Перев.</i>					ЗМІСТ		
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Суворін</i>				СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм		

6.1 Характеристика відходів, що утворюються на виробництві	82
6.2 Розрахунок гранично-допустимого викиду	84
7 Економічна частина.....	87
7.1 Вихідні дані	87
7.2 Організаційно-технічні заходи, що проектуються	88
7.3 Розрахунок річної виробничої потужності	88
7.4 Розрахунок матеріальних витрат на одиницю продукції	89
7.5 Аналіз зміни собівартості продукції	90
7.6 Розрахунок техніко-економічних показників	92
Висновки.....	95
Анотація.....	96
Список літератури.....	97

ВСТУП

Сукупне споживання первинних енергоресурсів протягом періоду 1990-2014 рр. зросло більш, ніж на 50%, і досягло 13 371 млн т нафтового еквівалента (млн т.н.е.), проте структура споживання енергії, не дивлячись на спроби її диверсифікації, як і раніше помітно зміщена в бік нафти.

Нафта є специфічним товаром, який має різні якісні фізико-хімічні характеристики, обмежену сферу застосування в чистому вигляді і виступає сировиною для отримання широкої номенклатури продукції в рамках її подальшої переробки на об'єктах нафтопереробних і нафтохімічної промисловості.

В даний час до 90% обсягів нафти направляється на виробництво нафтопродуктів.

Незважаючи на їх гостру конкуренцію з природним газом і вугіллям в сфері електро- і теплогенерації (забезпечують більш екологічно чисті виробничо-технологічні процеси), нафтопродуктам практично не існує альтернативи в питаннях забезпечення паливом транспортного сектора: на сучасному етапі розвитку електротранспорту та транспортних засобів, що працюють на природному газі і альтернативні джерела, останні не можуть в повній мірі замінити традиційні нафтопродукти.

Таким чином, в більшості країн світу очікується збереження домінуючої ролі традиційних нафтових палив, принаймні, в транспортному секторі.

На даний момент потреба в моторних паливах і мастильних матеріалах збільшується за рахунок збільшення нафтовидобутку. Однак уже зараз очевидно, що такий ресурс, як нафтова сировина, є вичерпним. Саме з метою вирішення цієї проблеми вже кілька десятиліть йде процес розвитку нафтопереробки в напрямку [1]:

- 1) поглиблення і хімізації процесу;

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		8

2) підвищення ефективності та досягнення оптимізації якості одержуваного кінцевого продукту, зниження його витрати;

3) варіанти створення і використання альтернативних видів палива.

Перший напрямок є найбільш високотехнологічною та інтенсивно розвиваємою на даний момент галуззю нафтопереробної промисловості, зі створенням гнучких технологічних схем і всіляких каталітичних і гідрогенізаційних процесів глибокої переробки нафти і нафтових залишків [2].

В цьому зв'язку при розгляді каталітичних технологічних схем найбільший інтерес представляє собою каталітичний крекінг нафтової сировини, який здатний з низькоякісного, малоцінного і дешевого важкого сировини отримувати компоненти високоякісного палива для двигунів внутрішнього згоряння, з октановим числом 85–95. Крім цього, даний технологічний процес пов'язаний з побічним отриманням таких продуктів, як змішані гази, що за складом являють собою пропанпропіленові і бутан-бутиленові гази, які, в свою чергу, є сировиною для виробництва різних вуглеводнів, наприклад ефірів, алкілатів тощо. За допомогою крекінгових установок отримують такі цінні в хімічній продукції компоненти, як сажеву сировину і нафталін, дорогі види коксу («голчастий» кокс). У той же час при всій своїй близькості до термічних процесів перерозподілу водню в вуглеводнях крекінг володіє значно більш високим виходом кінцевого продукту і, що особливо важливо, більш високою якістю; в тому числі важливо помітити – сучасні технології дозволяють значно знизити шкідливий вплив на навколишнє середовище [3].

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
						9
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

1 ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНЕ ОБҐРУНТУВАННЯ

1.1 Аналітичний огляд і патентний пошук

Історично крекінг зародився на зорі 30-х років минулого століття і за цей час сталося чимало трансформацій як за способом контакту сировини і каталізатора (в стаціонарному шарі, в рухомому шарі кулькового каталізатора, в «киплячому» шарі мікросферичного каталізатора в апаратах з ліфт-реактором), так і по відношенню до застосовуваних каталізаторів (таблетовані на основі природних глин, кулькові синтетичні алюмосилікати, мікросферические алюмосилікати, в тому числі цеолитсодержащие). Всі ці зміни привели до рекордного зростання показників виходу, якості та ефективності процесу. Наприклад, тільки лише вихід цільового продукту підвищився з 25–35% від маси до не бачених раніше цифр – 75% [4]. У свою чергу, розвиток технологій призвів до спроб залучити до технологічного процесу каталітичного крекінгу все більш «непридатні» види важкої сировини, аж до використання на сьогоднішній день залишків нафтової переробки – сучасні установки працюють з мазутами, деасфальтیزатами і їх різними сумішами [3].

Проблема, яку змогли вирішити технічно, – це присутність в важких видах сировини таких компонентів, як смолисто-асфальтенові речовини, сірко-, азот- і металовмісні сполуки.

Сам же каталітичний крекінг важкої і особливо важкої сировини призводить до отримання великої кількості коксу, що, в свою чергу, призводить до зниження виходу цінного бензину, а сам процес в зв'язку з його селективність вимагає регенератора збільшеного обсягу, в тому числі і

					ДП.02.01.ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>	<i>Заєць</i>				Техніко-економічне обґрунтування	<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушіє</i>
<i>Кер. Пр.</i>	<i>Глікіна</i>							
<i>Перев.</i>								
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Суворін</i>							
						СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм		

створення будь-яких заходів по утилізації надлишкового тепла при згорянні коксу, щоб не порушити тепловий баланс системи і процесу. Також існують проблеми з неповним випаровуванням висококиплячих фракцій, що призводить до збільшення виходу коксу і, як наслідок, до підвищеного закоксування обладнання [5].

Так чи інакше, проблема була частково вирішена – були розроблені спеціальні катализатори, що володіють поліпшеною селективністю по виходу коксу, що володіють порами підвищеного діаметра – так звані мезопори, що дозволяє вуглеводням конденсуватися і не призводить до закупорки. Мезопори же створюються з використанням цеолітів нового покоління, які не дозволяють водню переміщатися дуже швидко, що веде до зменшення числа утворилися поліядерних сполук, що передують коксу [6].

Звідси впливає найважливіша технічна задача – створення цеолітів з певними властивостями, такими як висока стабільність. Цим вимогам відповідають висококременеземністі цеоліти.

П'ять типових варіантів отримання сировини для каталітичного крекінгу показані в табл. 1.1.

- Варіант 1 – це типова схема отримання прямогонного вакуумного газойля (ВГ) з подальшим його гідроочищенням і крекінгом. У США за такою схемою працює близько 80% установок крекінгу.

- Варіант 2 відрізняється тим, що гудрон після глибокої вакуумної перегонки коксується і фракцію коксування 350-500 °С змішують з прямогонним вакуумним газойлем до гідроочищення.

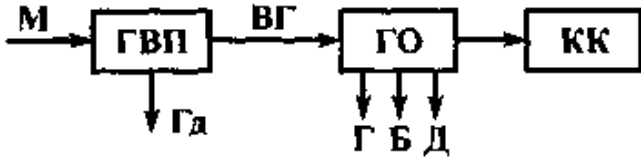
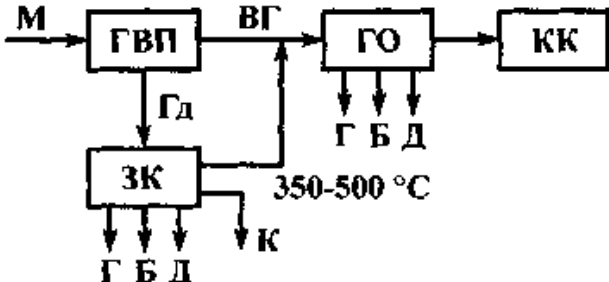
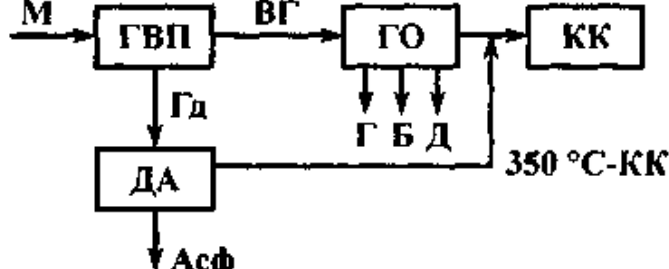
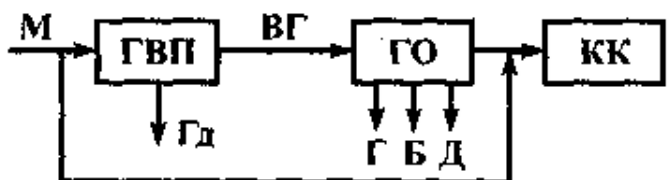
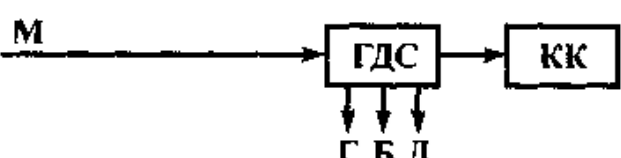
- Варіант 3 – аналог попереднього, але замість коксування гудрон піддають деасфальтизації і отриманий деасфальтізат (КК – 350 °С), минаючи гідроочищення, подають на крекінг разом з вакуумним газойлем.

- Варіант 4 – це аналог варіанту 1 по основному потоку, але частина мазуту (10-20% від ВГ), минаючи ГВП та ЦО, подається на крекінг, тому цей варіант застосуємо для несірчистих і малосірчистих мазутів.

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
						11
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

• Варіант 5 – крекінг тільки мазуту, що пройшов очищення від сірки – гідродесульфарізацію.

Таблиця 1.1 – П'ять варіантів схем отримання сировини для каталітичного крекінгу

Варіант	Схема процесу	Вихід бензину з 1 т нафти, %
1	2	3
1		46
2		55
3		57
4		57
5		58

Примітки (умовні позначення):

ГВП – глибока вакуумна перегонка, ГО – гідроочищення, КК – каталітичний крекінг, ЗК – уповільнене коксування, ДА – деасфальтизація, ГДС – гідродесульфуризація;

М – мазут, ВГ – вакуумний газойль, К – кокс, Асф – асфальтени, Гд – гудрон, Г – газ, Б – бензин, Д – дизельне паливо

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата
-----	------	----------	--------	------

Конкретні розробки можна розглянути на прикладі кількох компаній. Наприклад, компанії Ashland Oil і UOP створили установку для каталітичного крекінгу мазуту RCC (рис. 1.2) [7]. А французька компанія Total і французький інститут нафти розробили процес R-2-R (рис. 1.3) [8].

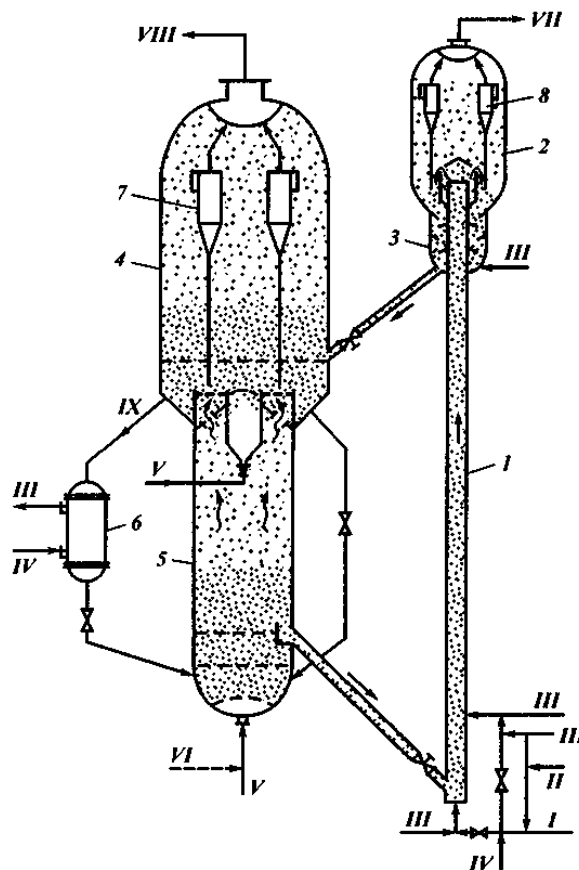


Рисунок 1.2 – Схема реакторного блоку каталітического крекінга мазуту (установка RCC):

1 - ліфт-реактор; 2 – відстойно-сепараційна зона; 3 - відпарна зона; 4 - регенератор 1-й ступені; 5 - регенератор 2-й ступені; 6 - холодильник каталізатора; 7,8- циклони;

Потоки: I - сировина; II - нафта; III - водяна пара; IV - вода; V – горяче повітря; VI - вуглекислий газ; VII - продукти реакції на розділення; VIII - димові гази в котел-утилізатор; IX - каталізатор на охолодження

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

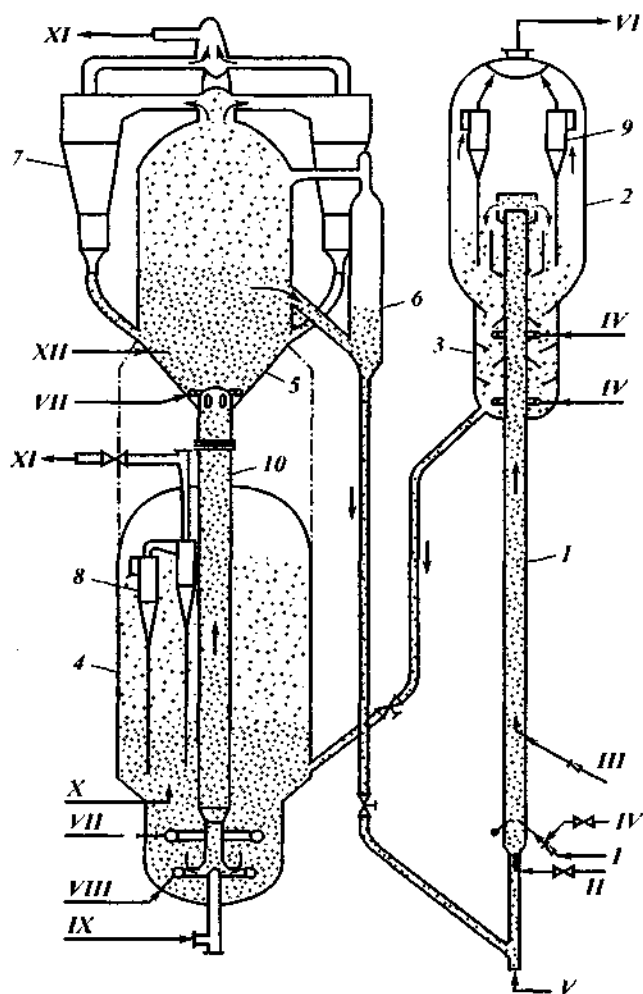


Рисунок 1.3 – Схема реакторного блока каталітичного крекінга мазута фірми "Тотал" (установка R-2-R):

1 - ліфт-реактор; 2 – відстойно-сепараційна зона; 3 - відпарна зона; 4 - регенератор 1-й ступені; 5 - регенератор 2-й ступені; 6- проміжний бункер; 7- 9- циклони; 10-стояк пневмотранспорту;

Потоки: I- сировина; II - газ на транспорт; III - квенчінг и рисайкл; IV - водяна пара; V - газ на зрідження; VI- продукти реакції на розділення; VII- горяче повітря; VIII – зріджуюче повітря; IX- повітря на транспорт; X і XII - факельне паливо; XI - димові гази в котел-утилізатор.

Незважаючи на велику кількість відмінностей в конструктивних рішеннях, зроблених для створення даних установок, вони володіють і багатьма подібними технічними рішеннями:

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

– присутність в системі двох генераторів з роздільною подачею повітря і висновком димових газів;

– застосування підвищеної температури на етапі змішування, що здатне забезпечити швидке і майже повне випаровування сировини, в тому числі це призводить до зниження коксоутворення;

– з метою підтримки температури використовується газойль, охолоджений до певних температур;

– введення сировини здійснюється з використанням головок Лаваля або труби Вентурі, зі створенням ударної хвилі, що дозволяють створити диспергований аерозоль;

– в найнижчій точці ліфт-реактора подаються легкі фракції вуглеводнів, що дозволяють відокремити на каталізаторі метали від сировини на самому каталізаторі;

– здійснюють випалювання коксу з використанням повітря, збагаченого киснем. Концентрацію підвищують до 34–37%, все це призводить до значного зниження на каталізатор;

– температурний режим підтримується за допомогою виносних холодильників і охолоджуючих змішувачів всередині реактора [9].

Інша фірма, BARCO, використовувала технологію так званого ультракороткого контакту в системі каталізатора установки нафтового крекінгу [10]. Найважливішою відмінністю є повна зміна концепції ліфт-реактора. Подібна система носить назву MSCC (мілісекундний каталітичний крекінг). Варто відзначити, що дана технологія успішно функціонує на багатьох установках (рис. 1.4) [11].

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		15

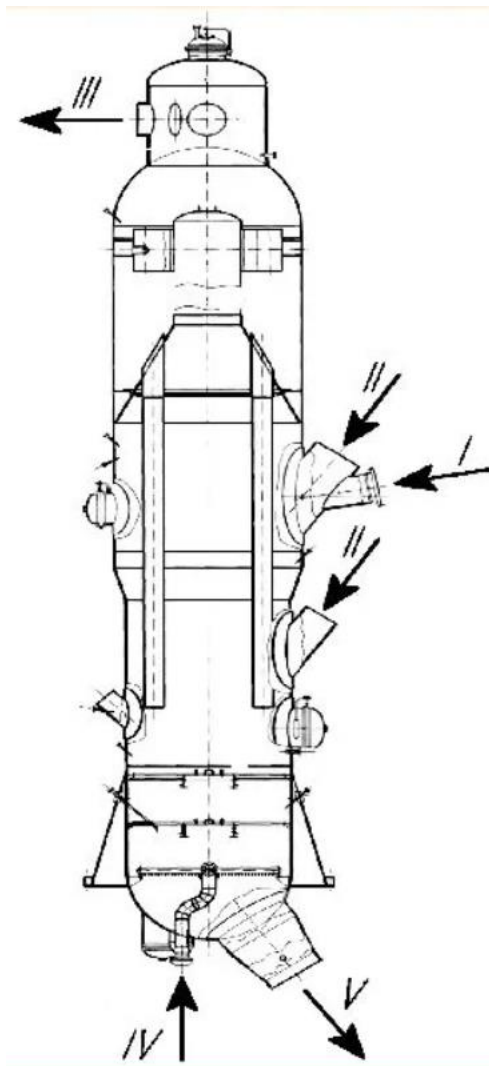


Рисунок 1.4 – Реактор MSCC:

I – введення сировини, II – введення каталізатору, III – виведення продуктів крекінгу, IV – введення водяної пари на відпарювання, V – виведення каталізатору з реактору

Сама ж технологія процесу полягає в наступному. Нафтову сировину підводиться перпендикулярно потоку, що виходить з каталізатора (рис. 1.5). Продукти розпаду і сам каталізатор переміщуються в первинний сепаратор, в якому відбувається процес поділу пар з каталізатором [12].

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

16

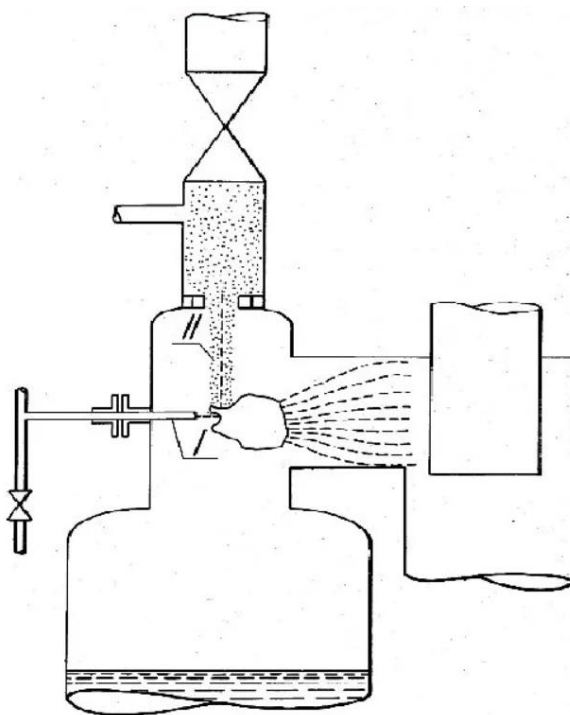


Рисунок 1.5 – Схема контакту сировини з падаючим каталізатором:

I – введення сировини, II – «завіса» контакту

Крім очевидних переваг у вигляді підвищення ефективності та збільшення виходу цільових продуктів, сам монтаж і установка реактора коштують значно дешевше системи з використанням ліфт-реактора. В тому числі є можливість монтажу самого реактора на заводі-виробнику. Власне, економічна вигода використання технології ультракороткого часу контакту призводить до економії в 20–30%.

Що стосується питань про зростаюче споживання і потреби в пропілені як одному з основних видів нафтохімічного процесу в якості сировини, є ряд модифікацій каталітичного крекінгу з підвищеним виходом пропілену:

- застосування технології жорсткого крекінгу в комбінації з крекінгом за межами ліфт-реактора з використанням пара;
- рециклічне використання каталізатора, навантаженого вуглецем.

Крім цього, широко поширилися особливі присадки, що використовуються в каталізаторах, які сприяють збільшенню виходу легких олефінів в результаті вторинних реакцій крекінгу олефінів бензинових фракцій на бутілен і пропілен. Прикладом може послужити присадка

«SuperZ», що випускаються фірмою Intercat (США), що добре зарекомендувала себе в цьому плані. Так, використовуючи дану присадку, можна домогтися збільшення вуглеводнів C_3-C_4 до 34%, а пропілену – до 14%.

Розглянемо ще один технологічний процес (Від фірми UOP (США)) – PetroFCC (рис. 1.6). В даному процесі використовуються спеціальні присадки на каталізаторі і в комбінації з рециклом каталізатора, навантаженого вуглецем. Результатом є отримання більшої кількості легких олефінів (особливо пропілену) і ароматичних вуглеводнів [13].

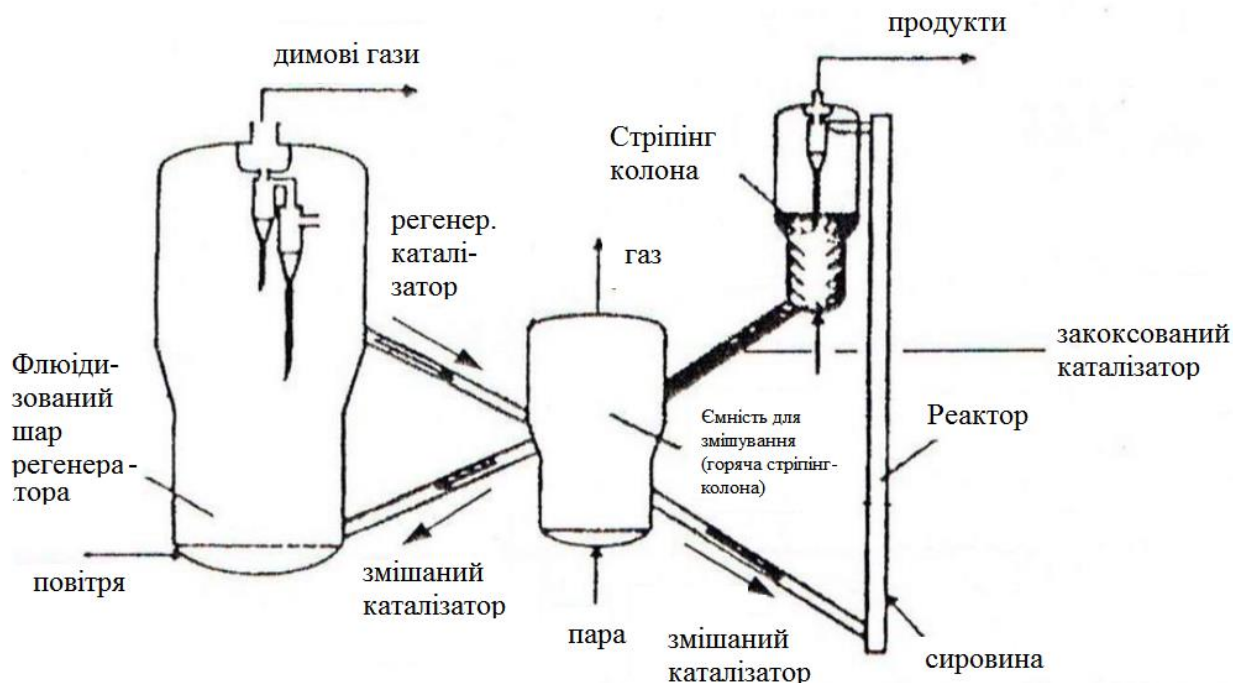


Рисунок 1.6 – Технологічний процес PetroFCC

Варто пояснити, в чому полягає важливість і цінність методу використання рециклу каталізатора, навантаженого вуглецем. Технологія полягає в тому, що навіть найсучасніші каталізатори, які були піддані коксуванню, все ще зберігають свою активність, до того ж вони мають точки так званої «екстремальної» активності і мають більш бажаними характеристиками в певних випадках. Так, каталізатор, який зазнавав коксування, стає більш селективним і м'яким.

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Що стосується процесів каталітичного крекінгу з застосуванням нанотехнологій, то на даний момент відбувається активне впровадження цієї перспективної галузі. Так, використовуючи нанокаталіз аерозолі (вакуумного газойля), можливо отримати бензин. Дослідження в даному напрямку все ще тривають, але очевидна його безсумнівна перспектива. Наприклад, зазначена технологія дозволить знизити собівартість виробництва високооктанового бензину за рахунок істотного зниження ціни на каталізатор, його вкрай низької витрати, спрощення аж до повного виключення стадії регенерації. І, звичайно ж, це пов'язане зі зменшенням металоємності процесу і капітальних вкладень в установку.

Вітчизняні установки «флюїд» також мають широкі можливості в плані їх модифікації. Однак всі модернізації пов'язані виключно з підвищенням ефективності функціонування реакторно-регенераторного процесу, підвищенням глибини процесу, збільшенням виходу кінцевого продукту (бензину), підвищенням вибіркового процесу, збільшенням стабільності каталізаторного блоку, зниженням кількості токсичних викидів в навколишнє середовище і, зрозуміло, збільшення міжремонтного пробігу (в деяких випадку до 3 років).

Природно, щоб досягти цього, необхідно використовувати сучасні, ультрастабільні, з високим вмістом кремнезему, цеолітні або алюмінофосфатні каталізатори. Важливо також використовувати такі технології, як зниження часу контакту, підвищення температури в ліфт-реакторі, використання водяної пари і рівномірного розподілу часток нафтової сировини в блоці каталізатора, використання регенерації каталізатора.

Рішення проблеми поглиблення переробки нафти буде визначатися наявністю поглиблюючих процесів, освоєнням нових технологій для залучення в глибоку переробку нафтових залишків, в тому числі каталітичного крекінгу.

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		19

Процес каталітичного крекінгу вуглеводнів складається з чотирьох стадій: безпосередньо каталітичного крекінгу, регенерації каталізатора, відділення каталізатора від продуктів реакції і поділу продуктів реакції. Поточна схема процесу зображена на рис. 1.7. Каталітичний крекінг атмосферного і вакуумного газойлів здійснюється при досить високій температурі до 500-550 ° С, і тому суміш продуктів реакції (каталізату) надходить на поділ в стані перегрітої пари. Разом з парою з реактора несеться частина каталізатора у вигляді пилу. Ця частина каталізатора відділяється від продуктів реакції промиванням парового потоку циркулюючої флегмою і відстоєм рідини. Очищена від каталізаторного пилу суміш продуктів реакції надходить на поділ.

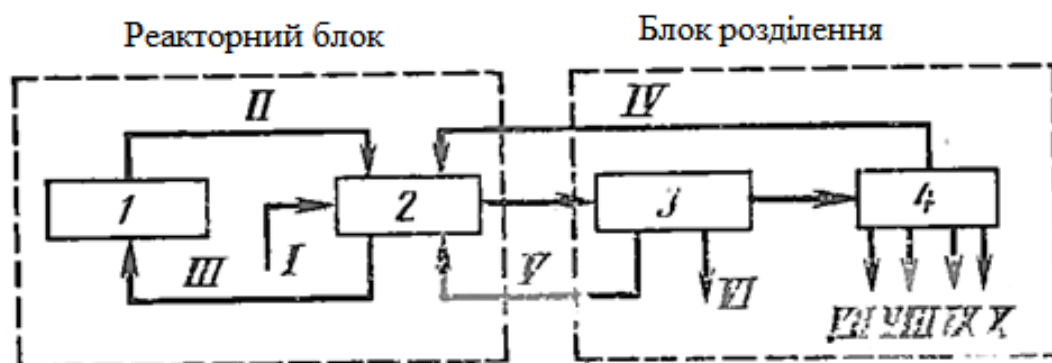


Рисунок 1.7 – Поточна схема процесу каталітичного крекінгу нафтової сировини:

1 – регенерація каталізатору, 2 – каталітичний крекінг нафтової сировини, 3 – відділення каталізатору від продуктів реакції, 4 – розділення продуктів реакції

I – сировина, II – регенований каталізатор, III – закоксований каталізатор, IV – важкий газойль на рециркуляцію, V – шлам, VI – очищений важкий газойль, VII – газ, VIII – бензин, IX – легкий газойль, X – важкий газойль

Продуктами процесу каталітичного крекінгу є: газ, що містить до 50% (мас.) ненасичених вуглеводнів і до 25% (мас.) ізобутану, бензин, легкий і

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

20

важкий газойлі (фракції 190-350 ° C і вище 350 ° C відповідно). Частина важкого газойлю після стадії поділу і суміш каталізаторного пилю з важким газойлем (шлам) після стадії відділення каталізатора повертаються на стадію реакції. Закоксований каталізатор надходить на регенерацію, а регенований повертається на стадію реакції. Перші дві стадії складають реакторний блок, а останні дві – блок поділу установки каталітичного крекінгу.

Блок поділу включає атмосферну колону ректифікації з бічними відпарними секціями, в нижній частині якої знаходяться каскадні тарілки для промивання і охолодження пари з реактора циркулюючої охолодженою флегмою і відділення від них каталізаторного пилю. Каталізаторний пил відділяється від рідини в спеціальному відстійнику, розташованому в низу колони або виконаному у вигляді окремого апарату.

На рис. 1.8 показаний один з варіантів технологічних схем блоку поділу установки каталітичного крекінгу. Пари каталізатора з реактора надходять в нижню частину складної ректифікаційної колони під каскадні тарілки. На ці тарілки подається охолоджена флегма, яка забирається з низу колони насосом. При контакті з флегмою каталізаторний пил захоплюється в низ колони і разом з флегмою надходить у відстійник, з якого шлам у міру накопичення відкачується в реактор.

Звільнені від каталізаторного пилю пари каталізату надходять на поділ в атмосферну колону ректифікації. Колона має проміжне циркуляційне зрошення, гостре зрошення і дві-три відпарних секції, в низ яких подається водяна пара для відпарювання легких фракцій. Складна колона має зазвичай 9 каскадних і 28 ректифікаційних тарілок.

Температура низу колони підтримується в межах 340–360 С. При отриманні легкого і важкого газойлів колона має два бічних виведення і одна проміжна циркуляційний зрошення, при отриманні гасової фракції, легкого і важкого газойлів колона має три бічних виведення і два проміжних циркуляційних зрошення. З верху колони йдуть гази і пари бензину. Після

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
						21
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

часткової конденсації пари в конденсаторі-холодильнику вони відводяться з емності зрошення, а вуглеводневий газ надходить для подальшого поділу на ГФУ або на спеціальний газовий блок установки каталітичного крекінгу.

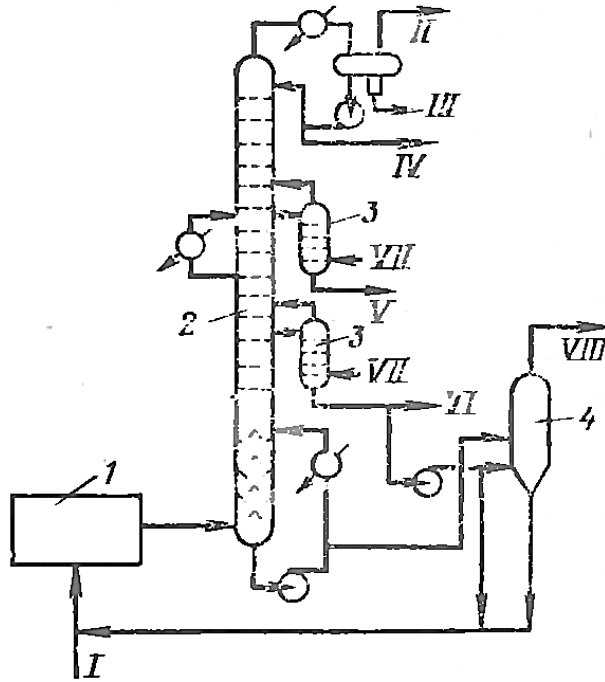


Рисунок 1.8 – Схема розділового блоку установки каталітичного крекінгу: 1 – реакторний блок, 2 – атмосферна колона, 3 – відпарні секції, 4 – відстійник

I – сировина, II – газ, III – вода, IV – бензин, V – легкий газойль, VI – важкий газойль, VII – водяна пара, VIII – очищений важкий газойль

Технологічна схема розділового блоку установки каталітичного крекінгу при використанні в якості відпарючого агента в реакторі легкого газойля (замість водяної пари) представлена на рис. 1.9, а.

Легкий каталітичний газойль подають насосом з фракціонуючої колони в відпарну колону з кип'ятильником, теплоносієм в якому служить важкий каталітичний газойль. Пари, що йдуть з верху відпарної колони з межами кипіння 200-232 ° С направляються в нижню зону реактора з киплячим шаром. Тут значна частина парів піддається каталітичного крекінгу з утворенням бензину з КК-204 С і октановим числом 85–96 (ДМ) замість 80–

92 для цієї фракції. Використання кип'ятильника замість водяної пари в відпарній колоні дозволяє більш повно видаляти з легкого газойля важкі бензинові фракції і скорочує витрату водяного конденсату, що містить сірководень. Відпарна колона працює при 0,14–0,16 МПа; температура легкого газойля при надходженні до відпарної колони становить 204–288 °С, початкова температура теплоносія в кип'ятильник 288–371 °С, витрата пари з кип'ятильника в відпарну колону 10–80% (ма.с) від маси легкого каталітичного газойлю.

З метою більш повного виділення легких фракцій з рідини, що надходить в відпарну колону проміжного каталітичного газойлю, легкі фракції пропонується відокремлювати у відпарній колоні з подачею в неї «гарячої» струменя з трубчастої печі (рис. 1.9, б).

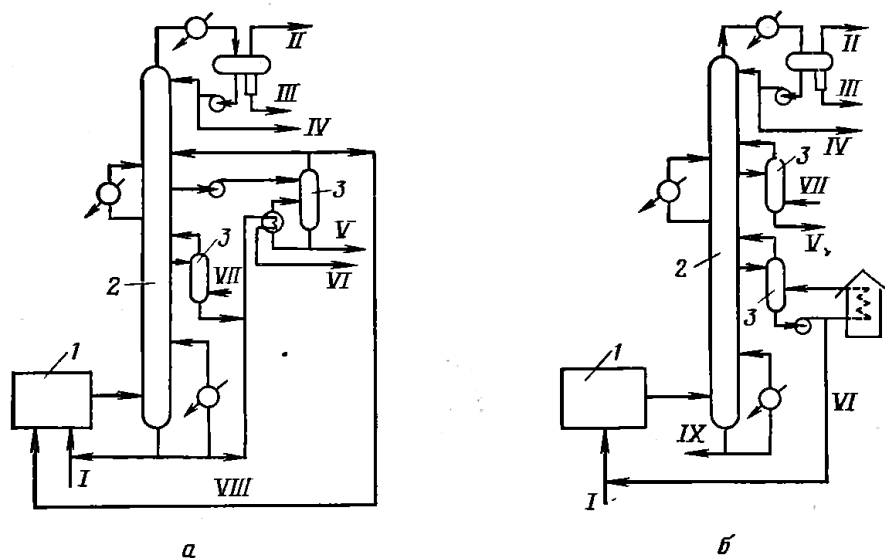


Рисунок 1.9 – Схема розділового блоку установки каталітичного крекінгу з рециклом легкого і важкого газойлів (а) і подачею «гарячої» струменя в відпарну секцію важкого газойля (б):

1 – реакторний блок; 2 – атмосферна колона ректифікації; 3 – відпарна секція;

I - сировина; II - газ; III - вода; IV - бензин; V - легкий газойль; VI - важкий газойль; VII - водяна пара; VIII - циркулює фракція легкого газойля;

IX - очищений важкий газойль

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Пари, що виходять з відпарної колони, надходять в основну колону, а проміжний газойль, що відводиться з низу відпарної колони, подається паралельними потоками в реактор і піч. Наявність печі підвищує експлуатаційну гнучкість щодо виходу легкого каталітичного газойлю, витрати і температури проміжного газойлю, що підводиться в реактор, а також тепла, що вноситься в реакторний блок. Крім того, на установці менше утворюється водяного конденсату, що містить сірководень і інші домішки. Межі кипіння рідини, що надходить в відпарну колону, 300–400 °С. Температура парорідинної суміші проміжного газойлю при вході в змішувач печі 370–427 °С, температура рідини при вході в відпарну колону 300 °С і температура низу відпарної колони 316–400 °С.

Поділ суміші продуктів реакції каталітичного крекінгу можливий також за схемою глибокої переробки. В цьому випадку важкий газойль піддається подальшому поділу у вакуумній колоні з подальшим витяганням з широкої фракції ароматичних вуглеводнів екстракцією фенолом або фурфуролом і рециркуляцією залишку вакуумної перегонки на крекінг [14].

За технологіями каталітичного крекінгу зроблено патентний пошук, результати якого занесені до таблиці 1.2.

Таблиця 1.2 – Огляд патентних розробок

№ з/п	Патент	Індекс патенту, класифікація	Дата публікації	Коротка характеристика винаходу
1	2	3	4	5
1	Патент РФ №2326927 Спосіб ректифікації вуглеводневої сировини	C10G 7/00	20.06.2008	Спосіб здійснюють ректифікацією вуглеводневої сировини в ректифікаційній колоні, що має верхнє циркуляційний зрошення. Дистилят з верху колони охолоджують, конденсують і піддають сепарації в рефлюксної ємності, звідки отсепарирован від ректифікату вуглеводневий газ відсмоктують рідинно-газових струменевим апаратом, робочим тілом якого є охолоджене

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

24

1	2	3	4	5
				<p>верхнє циркуляційний зрошення з колони. З струминного апарату суміш верхнього циркуляційного зрошення і вуглеводневого газу надходить на сепарацію при більш високому тиску, ніж тиск в рефлюксної ємності. В результаті сепарації відбензинений вуглеводневий газ відділяється від верхнього циркуляційного зрошення, яке повертають в колону ректифікації. Технічний результат: зниження вмісту вуглеводнів С3 + в паливному вуглеводневому газі, збільшення глибини переробки вуглеводневої сировини</p>
2	<p>№2363721 Спосіб підготовки рідкої вуглеводневої сировини</p>	C10G 7/00	10.08.2009	<p>Винахід відноситься до способу підготовки рідкої вуглеводневої сировини, що включає подачу сировини і теплоносія, їх нагрівання, поділ сировини на дві частини легку парогазову частина поділу (низькокипящие фракції НКФ) і важку частину поділу (висококипячі фракції ВКФ), відведення продуктів поділу, сировину і теплоносій нагрівають роздільно до стадії змішування, потім оброблене сировина направляють на стадію випаровування і поділу на НКФ (низькокипяча фракцію) і ВКФ (високою температурою фракцію), НКФ у вигляді парогазового потоку направляють на стадію сепарації, після якої парогазову фазу НКФ направляють на переробку для отримання легких нафтопродуктів, відокремлену на стадії сепарації НКФ рідку фракцію (фільтрат) повертають на повторну обробку на стадію змішування і нагрівання сировини теплоносієм для додаткового отримання легких продуктів, важку частину поділу (висококипячі фракції ВКФ) у вигляді рідкого потоку направляють на стадію відокремлення</p>

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

25

1	2	3	4	5
				<p>від теплоносія, теплоносії направляють на стадію нагріву теплоносія і далі на стадію змішування і нагрівання сировини, відокремлену від теплоносія рідку фазу ВКФ направляють на переробку і отримання важких товарних продуктів, теплообмінні пристрої, в яких теплоносії безпосередньо контактує з сировиною, і пристрої для нагріву теплоносія утворюють замкнутий контур для циркуляції теплоносія, причому стадії змішування і нагрівання сировини теплоносієм, обробки механічним і хвильовим впливом, випаровування і поділу на парогазову і рідку фази, а також сепарації НКФ суміщені в одному апараті, в якому одночасно проводять процес термомеханічного крекінгу.</p>
3	<p>Патент РФ №2479620 Спосіб поділу газів в процесі каталітичного крекінгу бензинового напрямки</p>	C10G 7/00	20.04.2013	<p>Винахід стосується способу поділу газів в процесі каталітичного крекінгу бензинового напрямки, що включає основну колону ректифікації з кубовою частиною і циркуляцією квенчінг і відведенням залишку, що містить не менше ніж два циркуляційних зрошення і не менше ніж дві отпарную колони, з яких відводяться дистилати, є компонентами легкого і важкого газойля, і забезпечену гострим зрошенням з висновком нестабільного бензину і жирного газу в газофракційній частині, до складу якої входять фракціонують абсорбер, який має підведення тепла в нижню частину, і знімання в верхній частині, стабілізатор бензину, який має висновок стабіліза з частковим поверненням в якості абсорбенту на зрошення фракціонують абсорбера, підведення тепла в нижню частину і гостре зрошення з висновком рефлюксу, абсорбер амінової очищення рефлюксу від сірководню з висновком насиченого аміну, який регенерується</p>

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

26

1	2	3	4	5
				від сірководню у власному регенераторі, що має підведення тепла в куб і висновок кислого газ а, колону поділу очищеного рефлюксу на пропан-пропіленову і бутан-бутиленовую фракції, забезпечену кип'ятильником в кубової частини і гострим зрошенням.
4	Патент РФ №2510286 Пристрій для фракціонування важких вуглеводневих фракцій	С10G 7/00	27.03.2014	Винахід відноситься до тепломасообмінних процесів в системі газ - рідина і може бути використано в установках нафтопереробної, хімічної та інших галузей промисловості. Пристрій містить корпус, до нижньої кубової частини якого приєднані патрубок відводу обробленої рідини і патрубок підведення оброблюваної рідини, пов'язаний через встановлений в нижній кубової частини корпусу теплообмінник з верхньою частиною корпусу лінією подачі потоку зверху на розміщену систему насадок. Теплообмінник виконаний у вигляді трубчастої насадки, що містить труби, верхні частини яких забезпечені пленкообразователями, встановлені між закріпленими в нижній кубової частини корпусу верхньої і нижньої трубними решітками, до порожнини між якими під'єднані патрубок підведення вихідної оброблюваної рідини і лінія подачі потоку зверху на розміщену в корпусі систему насадок, забезпечена в верхній частині корпусу розпилювачем, виконаним з можливістю створення суцільної плівковою завіси по поперечному перерізі корпусу. Система насадок включає не менше двох горизонтальних струменевих тарілок, під якими один під одним по вертикалі встановлені не менше двох секцій вертикально орієнтованих струменевих тарілок. Технічний результат: підвищення ефективності проведення

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

27

1	2	3	4	5
				тепломасобмінних процесів

1.2 Обґрунтування способу виробництва об'єкту

У діяльності нафтопереробного підприємства важливим фактором є ефективність процесів ректифікації. Основними показниками ефективності процесу ректифікації є: техніко-економічні, технологічні, екологічні, показники якості регулювання динамічних процесів і ін.

Ступінь ефективності оцінюється деяким обраним критерієм, який зазвичай називають цільовою функцією або критерієм оптимізації. В даний час основними критеріями є відбори світлих нафтопродуктів при обмеженнях у вигляді завдань на їх якість або енергетичні витрати на поділ при заданих відборах.

Процес ректифікації характеризується високими енергетичними затратами. З метою зниження енерговитрат на фракціонування на установках нафтопереробки застосовуються наступні способи:

- реконструкція або заміна контактних пристроїв для підвищення роздільної здатності колони,
- оптимізація технологічних схем,
- застосування теплових насосів в складі технологічних установок,
- пінч-аналіз,
- підбір оптимальних параметрів процесу тощо.

Завдання зниження енерговитрат може бути вирішене не тільки перерахованими вище способами, але також шляхом застосування систем управління процесами нафтопереробки і методів математичного моделювання.

1.3 Характеристика сировини та готової продукції

Таблиця 1.3 – Характеристика вихідної сировини, матеріалів, реагентів, каталізаторів, напівпродуктів та продукції, що виготовляється [19]

Найменування сировини, каталізаторів та готової продукції	Показники якості, обов'язкові для перевірки	Норма по нормативним документам	Область використання
1	2	3	4
а) вихідна сировина			
1. Негідроочищений дистилят (фр.350-580 ⁰ С)	Густина, г/см ³ Фракційний склад - 10% відгону, ⁰ С - кінець кипіння, ⁰ С Доля сірки, % (мас.) Коксованість, % Доля мех. домішок, %	≤ 0,920 не норм. ≤ 580 ≤ 2,0 ≤ 0,6 не норм.	Сировина для гідроочищення
2. Гідроочищений вакуумний дистилят (фр.350-580 ⁰ С)	Густина, г/см ³ Фракційний склад, ⁰ С Доля сірки, % (мас.) Коксованість, % Доля ванадію, % (мас.)	не норм. не норм. ≤ 0,4 не норм. ≤ 0,2	Сировина каталітичного крекінгу
3. Воденьвмісний газ: - свіжий - циркулюючий після очищення та змішування зі свіжим	Компонентний склад: - доля метану, % (об.) - доля водню, % (об.) - доля СО,СО ₂ , % (об.) - доля N ₂ , O ₂ , % (об.) Густина, г/дм ² Компонентний склад: -доля вуглеводнів,%(об.) - доля водню, % (об.) - доля СО,СО ₂ , % (об.) - доля N ₂ , O ₂ , % (об.) - доля Н ₂ S, % (об.) Густина, г/дм ²	≤ 3,8 ≥ 96,0 ≤ 0,2 не норм. не норм. не норм. ≥ 76,0 не норм. не норм. ≤ 0,01 не норм.	Сировина для гідроочищення Сировина для гідроочищення
в) каталізатори			
1. Кобальтмолібдено-вий, нікельмолібдено-вий каталізатор			Для гідроочищення вакуумного дистиляту
2. Мікросферичний каталізатор крекінгу - свіжий - рівноважний			Використовується в процесі крекування вакуумного дистиляту

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

1	2	3	4
г) готова продукція			
1. Нестабільний бензин гідроочищення (фр. НК – 205 ⁰ С)	Густина при 20 ⁰ С, г/см ³ Фракційний склад: - початок кипіння, ⁰ С - відгін 50%, ⁰ С - відгін 90%, ⁰ С - кінець кипіння, ⁰ С Доля сірки (мас.), %	не норм. ≥ 30 не норм. не норм. ≤ 205 ≤ 0,1	Використовується як компонент автобензину
2. Фракція 205-350 ⁰ С гідроочищення вакуумного дистиляту	Густина при 20 ⁰ С, г/см ³ Фракційний склад: - відгін 50%, ⁰ С - відгін 96%, ⁰ С Доля сірки (мас.), % Випробування на мідній пластинці В'язкість кінематична, мм ² /с Коеф. фільтруваності Цетанове число	не норм. ≤ 285 ≤ 370 ≤ 0,2 витримує 3 ÷ 6 не норм. ≥ 40	Компонент дизельного палива
3. Паливний газ високого тиску («Сухий газ»)	Доля сірководню (об.),% Компонентний склад: - доля СО, СО ₂ , Н ₂ , N ₂ , О ₂ , % - доля вуглеводнів (об.) Густина при н.у., кг/м ³ Теплота згорання, ккал/м ³	≤ 0,5 не норм. не норм. не норм.	Використовується в якості палива для технологічних печей
4. Паливний газ низького тиску	Доля сірководню (об.),% Компонентний склад: - доля СО, СО ₂ , Н ₂ , N ₂ , О ₂ , % - доля вуглеводнів (об.) Густина при н.у., кг/м ³	≤ 0,5 не норм. не норм. не норм.	Використовується в якості палива для технологічних печей
5. Пропан - пропіленова фракція	Компонентний склад: - доля суми С ₁ , С ₂ (мас.)% - доля пропілену (мас.), % - доля пропану (мас.), % - доля суми С ₄ (мас.), % - доля суми С ₅ , С ₆ (мас.)% Доля сірководня і меркаптанової сірки (мас.), % в т.ч. Н ₂ S Густина, кг/м ³	≤ 2,75 ≥ 60 ≤ 35 ≤ 4,0 ≤ 0,5 ≤ 0,044 ≤ 0,004 не норм.	Сировина для виробництва поліпропілену
6. Бутан - бутиленова фракція	Вуглеводневий склад: - доля суми С ₁ , С ₂ , (мас.)% - доля суми С ₃ (мас.), %	≤ 0,5 ≤ 3,0	Сировина для МТБЕ; компонент скрапленого

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

1	2	3	4
	- доля суми C ₄ (мас.), % - доля суми C ₅ і вище (мас.), % - доля ізобутилену (мас.)% Доля сірководня і меркаптанової сірки (мас.), % в т.ч. H ₂ S Густина, кг/м ³ Доля азотовмісних сполук на N (мас.), % Вміст вільної води Вміст луку NaOH	≥ 65,0 ≤ 3,0 ≥ 10 ≤ 0,013 ≤ 0,003 не норм. ≤ 0,001 відсут. відсут.	побутового газу
7. C ₄ – C ₅ фракція вуглеводнів	Вуглеводневий склад: - доля C ₃ , (мас.)% - доля C ₄ (мас.), % в т. ч. ізоутилену - доля C ₅ (мас.), % в т. ч. ізопентанів - дивініл - доля C ₆ і вище (мас.), % Доля сірковмісних сполук (мас.), % Вміст вільної води Вміст луку Густина	≤ 1,0 60 ÷ 100 8 ÷ 16 ≤ 40 ≤ 11 ≤ 0,5 ≤ 0,5 . ≤ 0,013 відсут. відсут. не норм	Газова вуглеводнева сировина
8. Стабільний бензин (фр. C ₅ – 215 ⁰ C) каталітичного крекінгу	Густина при 20 ⁰ C, г/см ³ Фракційний склад: - початок кипіння літнє ⁰ C зимове ⁰ C - відгін 10%, ⁰ C - кінець кипіння, ⁰ C Випробування на мідній пластинці Доля сірки (мас.), % Тиск насичених парів, кПа (мм.рт.ст.) Індукційний період, хв. Октанове число - дослідницький метод - моторовий метод	не норм. не норм. ≥ 30 ≤ 75 ≤ 217 витримує ≤ 0,1 79,9 (600) не норм. ≥ 90 ≥ 80	Висооктановий компонент автобензину
9. Фр. 215 – 350 ⁰ C каталітичного крекінгу	Густина при 20 ⁰ C, г/см ³ Фракційний склад: - відгін 50%, ⁰ C - відгін 96%, ⁰ C Доля сірки (мас.), % Випробування на мідній пластинці	не норм. ≤ 285 ≤ 370 ≤ 0,5 витримує	Компонент дизельного палива

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

1	2	3	4
	Цетанове число Темпер. застигання, °С Доля мех.домішок (мас.), % Коеф. фільтрованості В'язкість кінематична при 20 °С, мм ² /с	≥ 25 ≤ -10 не норм. 25 3 ÷ 6	
10. Фракція 180–290°С, легка частина легкого газойлю	Густина при 20°С, г/см ³ Фракційний склад: - початок кипіння, °С - відгін 98%, °С Випробування на мідній пластинці Цетанове число	не норм. ≥ 180 ≤ 280 витримує ≥ 35,0	Компонент дизельного палива
11. Фракція 310 (350) – 420°С і фракція понад 420°С каталітичного крекінгу	Густина при 20°С, г/см ³ Доля мех. домішок (мас.), % Доля каталізатору В'язкість кінематична при 20 °С, мм ² /с Доля сірки (мас.), %	не норм. не норм. не норм. не норм. не норм.	Компонент котлового палива

1.4 Фізико-хімічні основи виробництва

Хімічні перетворення крекуємої сировини здійснюються за карбеній-іонному механізму за допомогою хемосорбції молекул вуглеводнів до поверхні каталізатора, що складається з слабоактивними крупнопористої матриці з алюмосилікат і з активного компонента – цеоліту.

Обидва учасники каталітичної реакційної системи характеризуються неоднорідністю по реакційній здатності: неоднорідність поверхні каталізатора обумовлюється наявністю каталітичних центрів різної сили кислотності, отже, активності, а сировина крекінгу неоднорідна за молекулярною масою і хімічним складом.

Кожен акт хемосорбції здійснюється обміном протоном між каталізатором і реактантом, причому немає принципової різниці між протонами, що відщеплюється з цеоліту або з алюмосилікату. Процес хемосорбції може початися з відриву протона на одних центрах і закінчитися

з поверненням протона на інші центри каталізатора. Отже, в каталітичному хімічному процесі може мати місце міграція хемосорбованих молекул по поверхні каталізатора.

Каталітичний процес може здійснюватися за допомогою точкової або мультиплетної (особливо реакції скелетної ізомеризації) хемосорбції.

Ймовірніше, що за один акт хемосорбції хімічна реакція не завершується з утворенням кінцевого продукту: вона здійснюється багатостадійно, тобто по ланцюговому механізму, через утворення і наступні перетворення проміжних речовин.

Оскільки поверхня цеолітів, що мають пори малих розмірів, недоступна для дифузії великих молекул вихідної сировини, первинні хімічні реакції, наприклад, крекінгу або деалкілування, повинні протікати переважно на поверхні матриці каталізатора.

Хімічні перетворення вуглеводнів крекіруемого сировини, що протікають по карбоній-іонного ланцюговому механізму на поверхні ЦСК, можна уявити в цілому в такій послідовності.

1. Первинні мономолекулярні реакції крекінгу і деалкілування (розпад по С–С-зв'язку) високомолекулярних молекул вихідної сировини з утворенням низькомолекулярних (н.б.) вуглеводнів:

1) крекінг парафінів з утворенням н.м. парафіну і олефіна:



2) крекінг олефінів з утворенням н.м. олефінів:



3) деалкілування алкілароматичних вуглеводнів:



4) крекінг нафтенів з утворенням олефінів:



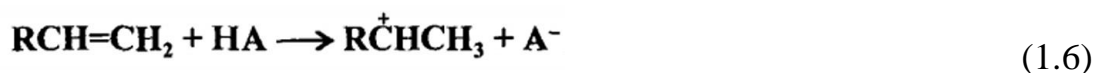
де $n = m + p$.

						ДП.02.01.ПЗ	Лист
							33
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

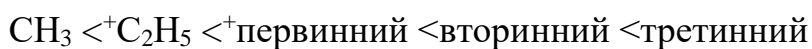
Первинні реакції розпаду можуть здійснюватися або термічно по радикально-ланцюговому механізму, або каталітично на апротонних (льюїсовських) центрах алюмосилікатної матриці ЦСК:



2. Вторинні бімолекулярні реакції вуглеводнів на поверхні цеоліту за участю карбеній-іонів, що утворюються переважно приєднанням протона до олефіну (ініціювання ланцюга):



Різниця по реакційній здатності карбкатионів, що утворюються, обумовлює можливі напрями перетворень і ступінь участі їх в подальших реакціях. Встановлено, що стабільність карбенієвих іонів зростає в ряду:



Третинний карбенієвий іон є найстабільнішим. Саме цим обумовлений високий вихід ізопарафінових вуглеводнів, особливо ізобутану, при каталітичному крекінгу.

Реакції розвитку ланцюга включають такі найхарактерніші реакції карбенієвих іонів: розпад С-С-зв'язку, перенесення гідрид-іона (Н-перенесення), ізомеризація, циклізація, дециклізація, деалкілування, алкілування, полімеризація, поліконденсація і ін.

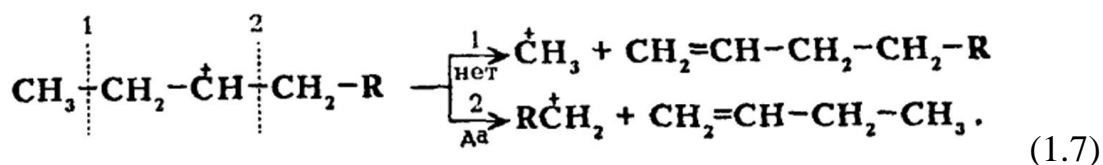
Обрив ланцюга перетворень карбенієвих іонів відбувається поверненням протона до поверхні каталізатора або відібранням електрона від центрів Льюїса.

Розпад С-С-зв'язку карбенів іона є однією з найбільш важливих цільових реакцій, що призводять до утворення низькомолекулярних паливних фракцій і С₃-С₄ вуглеводнів в газах каталітичного крекінгу. Для цієї реакції застосовні наступні правила:

а) найлегше розривається С-С-зв'язок, що знаходиться в β -положенні по відношенню до атому вуглецю, який несе заряд (правило 3-розпаду);

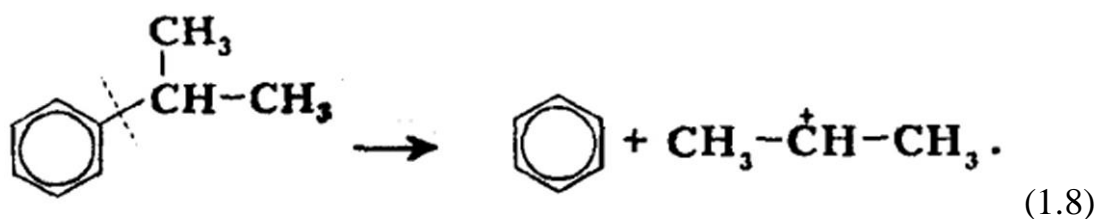
б) олефіни, що утворюються, містять подвійний зв'язок у першого вуглецевого атома;

в) з декількох можливих варіантів більш ймовірний β -розпад карбенів іона з утворенням олефіна з меншою довжиною ланцюга:



Продукт первинного β-розпаду – карбеній іон RCH₂ – може знову крекіроваться до освіти більш стабільних карбкатион або вуглеводнів (після віддачі протона або приєднання електрона);

г) більш вигідним для алкілароматичних або алкілнафтоєвих вуглеводнів є відрив всієї алкільної групи:



Оскільки утворення ⁺СН₃ і ⁺С₂Н₅ вимагає високих енергетичних витрат, ланцюгової розпад карбкатионів переривається до утворення карбенієвих іонів з числом вуглецевих атомів 3-5.

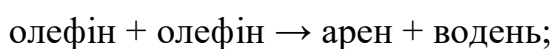
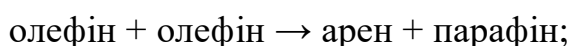
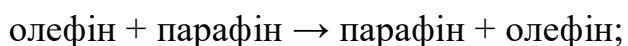
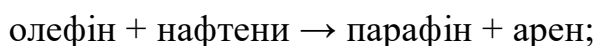
Перенесення гідрид-іона (Н-перенесення) можна проілюструвати наступним чином:



Встановлено, що найкращими гідридними донорами є нафтени, поліциклічні нафтени або нафтенно-ароматичні вуглеводні, ізоалкани і навіть олефіни. Енергетично більш вигідний відрив гідрид-іона від третинного, потім вторинного і менш вигідний від первинного вуглецевого атома. Нафтеніві, алкілароматичні і ізопарафінові вуглеводні часто містять третинні

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

атоми вуглецю і тому інтенсивно беруть участь в реакціях Н-перенесення. Активними акцепторами гідрид-іонів є найменш стабільні високореакціонноспроможні карбеній-іони або вуглеводні, що містять кілька π-зв'язків, наприклад, диолефіни. Саме Н-перенесення обумовлює підвищені вихід паливних фракцій і хімічну стабільність бензинів каталітичного крекінгу. За Н-переносом здійснюються такі реакції каталітичного крекінгу:



Основними параметрами технологічного режиму, що забезпечують тепловий режим роботи ліфт-реактора є температура і витрати сировини, водяної пари, регенованого каталізатора, час контакту каталізатора і сировини і ступінь його перетворення.

На тепловий режим роботи реакторного блоку впливає склад сировини, що переробляється, визначаючи інтенсивність реакцій коксоутворення і температуру каталізатора після стадії регенерації.

Вплив температури крекінгу на вихід продуктів і склад бензину представлено на малюнках (при інших рівних умовах з використанням каталізатора КАТ-1).

Залежно від температури регенованого каталізатора на виробництві здійснюють оптимізацію параметрів режиму роботи ліфт-реактора шляхом коригування параметрів кратності циркуляції і температури сировини з урахуванням його витрати, що визначаються залежно від економічних параметрів нафтозаводу і існуючих на установці обмежень.

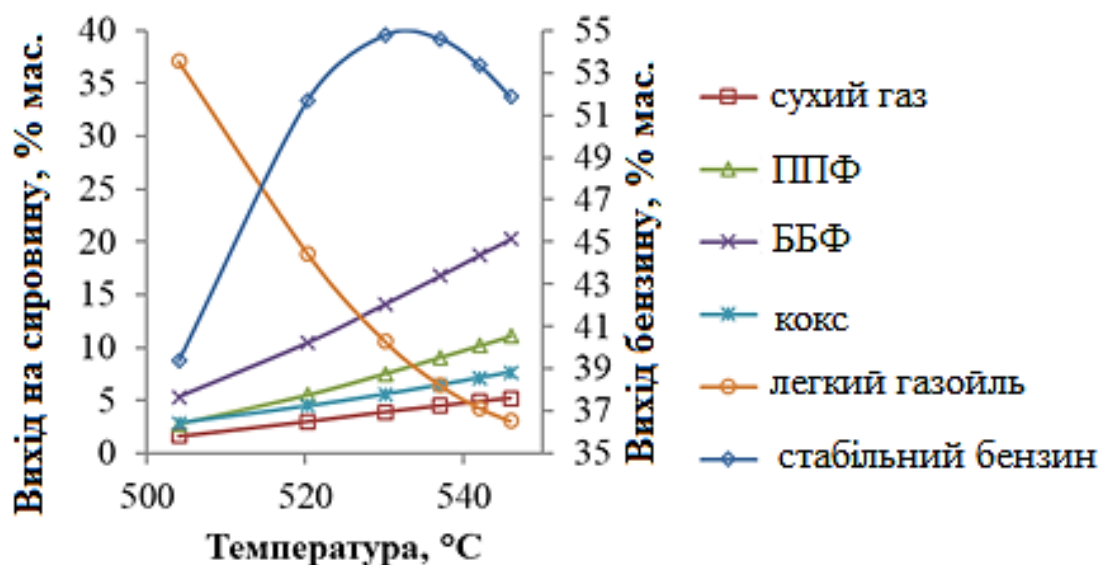


Рисунок 1.10 – Вплив температури крекінгу на вихід продуктів

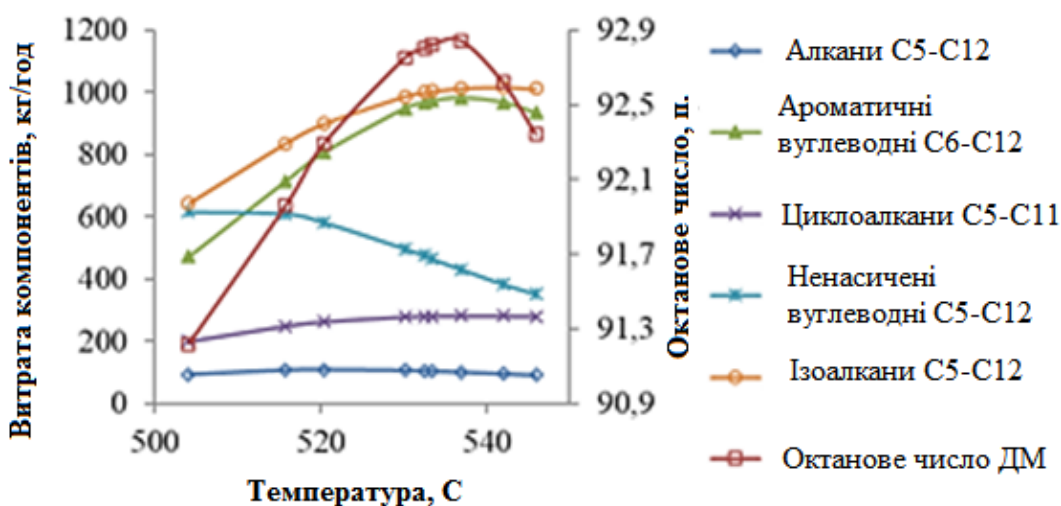


Рисунок 1.11 – Вплив температури крекінгу на витрату компонентів бензину і його октанове число

З рисунків видно, що більшення температури процесу з 500 до 545 ° C сприяє збільшенню виходу газів крекінгу (1,65-5,21% мас. – сухой газ, 2,78–11,07% мас. – ППФ і 5,35 –20,29% мас. – ББФ) і коксу (2,86–7,65% мас.).

Для виходу бензинової фракції і октанового числа характерна наявність екстремуму (55,0% мас., 92,8 п-- для ВД-ЗС + КАЗ і 54,6% мас. і 94 п – для ВД-ЗС), причому важливо враховувати, що температура досягнення максимальної кількості бензину змінюється в залежності від складу сировини (532 і 535 ° C).

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Таким чином, вихід і октанові характеристики бензину можуть бути збільшені шляхом оптимізації температури крекінгу, беручи до уваги інтенсивність коксоутворення. При цьому в області високих температур істотним обмеженням є посилене коксоутворення на каталізаторі. Для збільшення виходу легкого газойля (до 23,7 і 25,8% мас.) потрібно зниження температури крекінгу до 515,8 і 514,6 С – для ВД-3С + КАЗ і ВД-3С з урахуванням необхідного для забезпечення теплового балансу мінімального виходу коксу.

Встановлено, що груповий вуглеводневий склад сировини істотно впливає на результати крекінгу. У більшості вакуумних дистилатів, що використовуються в промисловості, зміст парафінових вуглеводнів знаходиться в межах 15–30%, нафтових 20–30%, ароматичних 15–60%.

Домішки в сировину чинять негативний вплив на активні властивості каталізаторів. До них відносяться: асфальтени (смоли), поліциклічна ароматика, метали і азот. Відповідно їх ділять на домішки, дезактивізуючі каталізатор, що можна зупинити, і необоротно дезактивуючі.

Оборотну дезактивацію викликають коксогенні домішки – смоли і поліциклічна ароматика; від них каталізатор легко регенерується випалюванням коксу.

Метали і азот дезактивують каталізатор незворотно. Метали (головним чином, ванадій і нікель), відкладаючись в порах каталізатору, екранують активні (кислі) центри, знижують його активність, а метал, що відклався в порах, сприяє газоутворенню. При випалі коксу метал залишається в порах, і тому втрата активності каталізатора весь час зростає. Норма на вміст металів для вакуумного газойлю – не більше 1,6 мг / кг, а для залишкової сировини –10–40 мг / кг, але в цьому випадку використовуються металостійкі, широкопористі каталізатори, які не знижують своєї активності до змісту металу в каталізаторі 10 000 мг / кг, тобто до 1%.

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		38

З усіх сполук азоту найсильнішими отрутами каталізатора є азотисті основи (анілін, піридин, хінолін), тому що вони нейтралізують кислі центри каталізатора, і він безповоротно втрачає свої активні каталітичні властивості. При утриманні в сировині 0,2% азотистих основ вихід бензину (основний показник активності каталізатора) знижується на 4-5%.

Сірка сама по собі шкідливою домішкою в процесі не є, однак сприяє коксоутворенню (каталізує цей процес). Головна ж її шкода полягає в тому, що при випалі коксу вона утворює оксиди сірки, отруюючи атмосферу, а також переходить в продукти крекінгу, що вимагають після цього гідроочищення.

Тому в даний час широко використовується попереднє гідроочищення сировини крекінгу (ВГ або мазуту) до вмісту сірки 0,3-0,4%. При цьому смол залишається 0,3% і коксованість знижується до 0,2%, що в результаті дає:

- в 1,5 рази зменшується кількість коксу на каталізаторі;
- на 2-3% збільшується вихід бензину;
- відпадає необхідність гідроочищення продуктів крекінгу.

Основним процесом блоку розподілу продуктів крекінгу є ректифікація.

Ректифікація – це процес поділу бінарних чи багатокомпонентних парових, а також рідких сумішей на практично чисті компоненти або їх суміші, збагачені легколетучим або важко летких ми компонентами; процес здійснюється в результаті контакту нерівноважних потоків пари і рідини.

Характерною особливістю процесу ректифікації є такі умови освіти нерівноважних потоків пари і рідини, що вступають в контакт: при поділі парових сумішей нерівноважний потік рідини (рідинне зрошення) утворюється шляхом повної або часткової конденсації минає після контакту потоку пара, в той час як при поділі рідких сумішей нерівноважний парової потік (парове зрошення) утворюється шляхом часткового випаровування йде після контакту рідини. Внаслідок зазначених особливостей проведення

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		39

процесу нерівноважні потоки пара і рідини, що вступають в контакт, знаходяться в стані насичення, при цьому пар більш нагрітий, ніж рідина, і в ньому міститься більше важколетучих компонентів, ніж в рідині. Після контакту пар збагачується легко летючими, а рідина – важколетючими компонентами за рахунок взаємного перерозподілу компонентів між фазами.

Колони ректифікації називають вертикальні циліндричні апарати, призначені для чіткого поділу суміші двох взаємно розчинних рідин з отриманням цільових продуктів необхідної концентрації. Такий поділ забезпечується в результаті процесу ректифікації, під яким розуміють двосторонній масообмін між двома фазами розчинів, одна з яких парова, інша – рідка.

Дифузійний процес поділу рідин ректифікацією можливий за умови, що температури кипіння рідин різні. Для здійснення дифузії пари і рідини повинні якомога краще контактувати між собою, рухаючись в ректифікаційній колоні назустріч один одному: рідина під власною вагою зверху вниз, пари – від низу до верху.

У нафтопереробної та хімічної промисловості СРСР знайшли застосування в основному стандартні конструкції тарілок, розроблені ВНІНЕФТЕМАШем (клапанні прямоточні, з S-елементів, сітчасті з просічного листа з відбійниками, гратчасті провальні, жолоби ковпачкові) і Укрніхіммаш (ковпачкові капсульні, провальні гратчасті, сітчаті, жалюзійно - клапанні).

При цьому, до 50-х років в нафтопереробній промисловості знаходилися в експлуатації в основному колони з ковпачковими тарілками різних конструктивних модифікацій; в окремих випадках застосовувалися сітчаті тарілки.

Після 50-х років з'явилися нові різні конструкції тарілок, що знайшли широке застосування в промисловості, до яких можна віднести:

- струменеві тарілки з вертикальними перегородками;

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
						40
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- комбіновані сітчато-клапанні і сітчато-прямоточні тарілки;
- тарілки з S-образних елементів з відбійниками;
- тарілки з S-образних елементів з прямоструминними клапанами (TSK);
- гратчасті тарілки провального типу з загнутими краями щілин;
- гратчасті тарілки провального типу з труб;
- струменеві тарілки з компенсацією прямоточного руху фаз і т.д.

У більшості випадків тарілки нових конструкцій мали суттєві переваги перед ковпачковими і сітчатими тарілками, що дозволило застосувати їх для різних процесів нафтопереробки.

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		41

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Нові технічні рішення

Розвитку сучасних високопродуктивних пристроїв послужив бурхливий ріст хімічної та нафтохімічної промисловості за останній десятиліття. Інтерес замовників до інтенсифікації технологічних процесів в значній мірі перемістився з завдань підвищення ефективності поділу до завдань підвищення продуктивності в існуючих корпусах апаратів.

Ще одна тенденція, що вплинула на конструкцію сучасних тарілчастих пристроїв, є підвищення міжремонтного циклу роботи установок до 5-7 років. Така вимога призвело до розробки нерухомих клапанів, що відрізняються високою ступенем надійності і здатністю працювати в забруднених середовищах або в умовах поступового накопичення забруднень на полотні тарілок.

Як і раніше одним з основних факторів, що визначають інтерес до тарілок, є їх відносно низька вартість в порівнянні з іншими масообмінними пристроями. Зниження вартості масообмінних пристроїв за рахунок оптимізації їх конструкції є ключовою умовою на всіх етапах проектування, починаючи від клапана і закінчуючи колоною в цілому.

В проекті пропонується використовувати прямокутні рухливі клапани типу «BDH» фірми «Sulzer Chemtech» замість круглих, що дозволило не тільки істотно знизити відходи металу при їх виготовленні, а й скоротити витрати на складання тарілок. Значним кроком в зниженні собівартості тарілок є використання нерухомих клапанів, виштампувані в полотні тарілки, що є невід'ємною частиною полотна. Такі клапани мають низьку вартість

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>					
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>						
<i>Розроб.</i>	<i>Заєць</i>				<i>Технологічна частина</i>					
<i>Кер. Пр.</i>	<i>Глікіна</i>							<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перев.</i>										
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Суворін</i>									
					<i>СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм</i>					

таких клапанів в поєднанні з високою надійністю і значним діапазоном стійкої роботи.



Рисунок 2.1 – Прямокутні рухливі клапани «BDH» фірми «Sulzer Chemtech»

2.2 Опис технологічної схеми

Промислова установка Г-43-107М/1 складається зі стадії гідроочищення сировини, реакційного блоку та блоку ректифікації продуктів каталітичного крекінгу, секції абсорбції та газофракціонування та блоку утилізації тепла.

2.2.1 Опис технологічної схеми стадії 100

З ємностей установок АВТ – 2,3 вакуумний дистилят, з температурою не вище 90°C та тиском 3-4 МПа надходить до резервуарів промпарку каталітичного крекінгу. З парку фракція $350\text{--}580^{\circ}\text{C}$ спрямовується на всмоктування насосу Н-113, змішується з циркулюючим воденьвмісним газом температурою $150\text{--}200^{\circ}\text{C}$ та тиском 5,8 МПа. Газосировинна суміш поступає у міжтрубний простір теплообмінників Т-101, де підігрівається за рахунок потоку газопродуктової суміші, що подається в теплообмінники з реактору гідроочищення Р-101. Остаточний підігрів газосировинної суміші до температури реакції здійснюється у трубчатій печі П-101 (режим роботи: $p=3,2\div 5,5$ МПа, $t=330\div 400^{\circ}\text{C}$), звідки спадним потоком поступає в реактор Р-101.

									Лист
									43
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

В реакторі при режимі реакції на нікель-вольфрамовому каталізаторі здійснюється вилучення сірчаних, азот- та кисеньвмісних сполук з утворенням сірководню, аміаку та води, а також частковий гідрокрекінг з утворенням вуглеводневого газу, бензинових та дизельних фракцій (режим реакції: $p=3,2\div 4,0$ МПа, $t=300\text{--}320^{\circ}\text{C}$, режим регенерації каталізатору: $p=1,9$ МПа, $t\leq 500^{\circ}\text{C}$).

Газопродуктова суміш та надлишковий воденьвмісний газ з реактору Р-101 поступає в трубний простір теплообміннику Т-101, де віддає тепло газосировинної суміші і з температурою не вище 350°C поступає в гарячий сепаратор високого тиску Е-101 на сепарацію ($p=3,0\div 5,3$ МПа, $t\leq 320^{\circ}\text{C}$). При цьому циркулюючий ВВГ відділяється від гідрогенізату. З сепаратору Е-101 ВВГ разом із парами нафтопродуктів проходить апарати повітряного охолодження Хв-101 та поступає на блок очищення газу моноетаноламіном в абсорбер. Очищений циркулюючий ВВГ після колони поступає в сепаратор Е-104. Туди ж, з метою підтримки заданої концентрації водню, подається свіжий ВВГ з установки отримання водню. З сепаратору Е-104 змішаний ВВГ спрямовується на вузол змішування з негідроочищеним вакуумним дистилятом. Нестабільний гідрогенізат з сепаратору Е-101 поступає у піч П-102 (режим роботи: $t=380^{\circ}\text{C}$) чотирма потоками та виходить з печі чотирма потоками, котрі потім об'єднуються в один й одним трансферним трубопроводом спрямовуються в стабілізаційну колону К-101. Тиск у колоні $0,15$ МПа. Вниз колони подається водяна пара. Температура низу 360°C , верха – 120°C . Зверху виходять пари бензину, вуглеводневий газ та водяна пара. Бензин після сепаратору Е-106 спрямовується на очищення від сірчаних сполук в екстрактор та виводиться з установки, вуглеводневий газ – на установку очищення МЕА в абсорбер. Боковий відбір колони К-101 – компонент дизельного пального (фр. $205\text{--}350^{\circ}\text{C}$) виводиться з установки як товарний продукт або як розчинник мазуту. Знизу колони гідроочищений

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		44

вакуумний дистилят подається насосами Н-101 на блок каталітичного крекінгу.

2.2.2 Опис технологічної схеми секції 200

Гідроочищений вакуумний дистилят (зі стадії 100) подається насосом Н-101 на змішування з вторинною сировиною (шлам зі шламовідстійника Е-201), та по дев'ятьом форсункам подається в ліфт-реактор Р-201 з температурою не вище 340⁰С і тиском від 2,0 до 7,0 МПа. Сюди ж подається пара температурою 250-300⁰С й тиском 1,2 МПа на розприскування. Для розприскування сировини зі шламом також подається водяна пара.

Розприснута водяною парою сировина зі шламом змішуються в реакторі Р-201 з регенованим каталізатором, що поступає з регенератора Р-202 та з рециркулюючим завуглецьованим каталізатором. При контактування паро-рідинної суміші з гарячим каталізатором, рідка фаза випарюється, знижуючи температуру каталізатору. Для транспорту каталізатору до реактора через шість форсунок подається водяна пара температурою 300⁰С й тиском 5,0 МПа. Пари нафтопродуктів, рухаючись знизу догори в прямоточному реакторі піддаються каталітичному крекуванню. На виході з реактору встановлено двоступеневі сепаратори для розділення основної маси каталізатору від парів нафтопродуктів, що діють на основі інерційних та центробіжних сил. Частки каталізатору, спіймані на обох ступенях сепарації, поступають по пилезбірному стояку сепаратора до псевдозрідженого шару відпарної секції. Очищені парогазові продукти крекінгу поступають у чотири групи одноступінчатих циклонів із спіральним введенням продуктів розподілу, де відділяється захоплений каталізаторний пил, та надходять до збірної камери реактору Р-201. Каталізатор, що було вловлено циклонами, повертається у відпарну секцію між прямоточним реактором та стінкою Р-201, в цій секції відбувається відпарка продуктів крекінгу парою. Якщо відпарка буде відбуватись неякісно, то можливий

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		45

перегрів зверху регенератора внаслідок згоряння вуглеводнів, що призведе до руйнування циклонів та підвищеного виносу каталізатору з продуктами.

Продукти крекування з реактору Р-201 спрямовуються в ректифікаційну колону К-201.

Закоксований каталізатор, за рахунок різниці напорів каталізатору в реакторі та регенераторі, самопливом по похилій транспортній лінії поступає на регенерацію до зони випалювання коксу регенератору Р-202. Частина закоксованого каталізатору повертається самплином по байпасній лінії на змішування з сировиною та регенованим каталізатором.

Випалювання коксу здійснюється за рахунок повітря, що поступає від компресорів ЦК-201,1/2 до печі П-201, а звідти до повітряного розподільвача регенератора. Димові гази регенерування, відокремившись від захопленого ними каталі заторного пилу у відстійній зоні регенератора і циклонах, поступають до апарату підготовки газів до рекуперації. Вловлений каталізатор може повернутись у процес. А регенований каталізатор поступає самопливом по похилій транспортній лінії на змішування з сировиною в реактор Р-201.

Пари продуктів крекінгу з реактора Р-201 поступають до сепараційної секції ректифікаційної колони К-201, що обладнана трьома сітчасто-просічними двопотоковими тарілками. На тарілках відбувається контакт пари з реактора, забрудненої каталізатором, з нижнім циркулюючим зрошенням колони К-201. На тарілках відбувається відмив від каталізатору та часткова конденсація високо- киплячих вуглеводнів. У кубічній частині колони відбувається відстій каталізаторного пилу. А пари поступають до концентраційної частини колони на ректифікацію.

Фракція понад 350⁰С з 31-ої тарілки змішується з фракцією понад 420⁰С та виводиться з установки в парк готової продукції. З 22-ої тарілки фр.215-350⁰С самопливом поступають до відпарної колони К-202, з якої легкі фракції повертаються до колони К-201, а фракція 215-350⁰С виводиться до

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		46

парку готової продукції. З 8-ої тарілки відбирається фракція 180-290⁰С, яка виконує роль верхнього циркуляційного зрошення. Від неї відділяється легка частина у відпарній колоні К-202/1. Зверху колони К-201 вуглеводневий газ, бензин та водяна пара поступають в конденсатор-холодильник повітряного охолодження Хв-201, де конденсуються пари та газоконденсатна суміш поступає у газовідвод О-201, де розподіляється на нестабільний бензин та жирний газ і воду, що подаються до секції 300.

2.2.3 Опис технологічної схеми стадії 300

Вуглеводневий жирний газ з газовідводу О-201 поступає компресором ЦК-301 в сепаратор змішування Е-307, звідки конденсат поступає до насосу Н-316, а пари разом із нестабільним бензином блоку 200 поступають до абсорбера К-303/1, температура в якому не більше 55⁰С. Також подається стабільний бензин у якості доабсорбенту. Тут здійснюється деетанізація й абсорбція «жирного» газу, що поступає з сепаратора змішування Е-307. Стабільний бензин відбирається знов до сепаратору Е-307. «Сухий» газ зверху абсорбера виводиться на блок очищення від МЕА, а потім в паливну мережу заводу.

Нестабільний бензин з сепаратору змішування Е-307 насосом Н-316 поступає в стабілізаційну колону К-304, що має 54 тарілки, в ньому відбувається ректифікація, та фракція С₃-С₄ відділяється від нестабільного бензину. Газ проходить апарат повітряного охолодження Хв-304 та збирається в рефлюксійній ємності Е-304, звідки частина відбирається на зрошення колони, а балансова частина відбирається в пропанову колону К-306. Знизу колони К-304 стабільний бензин перетікає до підігрівача Т-317, звідки пари повертаються на нижню тарілку в якості «гарячого» струменя. Частково стабільний бензин відбирається в якості доабсорбента до абсорбера К-303/1. Каталізатор спрямовується до парку готової продукції на компаундування.

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		47

В пропановій колоні К-306 відбувається розподіл на пропан-пропіленову (ППФ) та бутан-бутіленову фракції (ББФ). ППФ очищують моноетаноламіном, а ББФ після демеркаптанізації відправляють на виробництво МТБЕ [17].

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		48

Таблиця 2.1 – Норми технологічного режиму й контроль виробництва [17]

Найменування апарату	Найменування параметра й одиниця виміру	Одиниці виміру	Границі припустимих значень параметрів
1	2	2	4
<u>Абсорбція, стабілізація та газофракціонування</u>			
Абсорбер К-303/1	Температура «сухого» газу	°С	55, не більше
	Тиск «сухого» газу	МПа (кгс/см ²)	1,0–1,3 (10–13)
	Витрата абсорбенту	м ³ /год	50 – 170
	Витрата доабсорбенту	м ³ /год	40 – 70
Десорбер К-303/2	Тиск верху	МПа (кгс/см ²)	1,0 – 1,4 (10 – 14)
	Температура на 21-й тарілці	°С	85 – 110
	Температура парів з підігрівача	°С	106 – 120
Ректифікаційна колона К-304	Температура верху (1-а таріллка)	°С	78, не більше
	Температура верху (7-а таріллка)	°С	59 – 78
	Тиск	МПа (кгс/см ²)	1,2, не більше (12, не більше)
	Температура сировини	°С	110 – 160
	Температура на 35 тарілці	°С	110 – 150
	Температура низу	°С	135 – 165
	Температура бензину на виході з колони	°С	195, не вище
Ректифікаційна колона К-306	Температура верху	°С	48 – 57
	Температура на 2-ій тарілці	°С	58 – 65
	Тиск верху	МПа (кгс/см ²)	1,75 – 1,95 (17,5 – 19,5)
	Температура сировини	°С	90, не вище
	Температура на 23-й тарілці	°С	120, не вище
	Температура ББФ на виході з колони	°С	120, не вище
	Температура низу (58-а таріллка)	°С	103 – 110

2.3 Матеріальні розрахунки

Розрахунки проводимо опираючись на дані діючого виробництва.

Вихідними даними для розрахунку є:

продуктивність реактора по сировині $G_c = 1,5$ млн т/р

= 187,5 т/год,

кількість рециркулюючого каталітичного газойля складає 6,53 мас.% на свіжу сировину.

Режим процесу: температура $T=793\text{ K}$,

масова кратність циркуляції каталізатора по свіжій сировині 7:1

Таблиця 2.1 - Характеристика сировини і продуктів крекінгу

Показники	Сировина		Продукти крекінгу		
	Вакуумний дистиллят	Рециркулюючий газойль	Бензин	Каталітичний газойль	
				легкий	важкий
1	2	3	4	5	6
Відносна густина: ρ_{277}^{293} ρ_{288}^{288}	0,9100	0,9330	0,7600	0,9300	0,9400
	0,9131	0,9340	0,7641	0,9330	0,9420
Межі викіпання, К	623-823	468-823	313-468	468-623	623-823
Молекулярна маса	360	248	105	200	340
Середня молекулярна температура кипіння, К	683	582	384	548	676

Задамося глибиною перетворення 75% об. на вихідну сировину і визначим вихід продуктів крекінгу.

Відношення кількості сировини до кількості циркулюючого газойля:

$$K = \frac{G_c}{0,0653 \times G_c} = 187,5 / (0,0653 \times 187,5) = 15,31 \quad (2.1)$$

За графіком [16, с.215] визначимо вихід бензину $v_6=54\%$ об. на свіжу сировину або в масових процентах:

$$X_6 = \frac{\rho_{277a}^{293} \cdot v_a}{\rho_{277c}^{293}} \quad (2.2)$$

де $\rho_{277_d}^{293}$, $\rho_{277_c}^{293}$ – відносна густина відповідно бензину та сировини взяті з таблиці 2.1

$$X_6 = \frac{0,760 \cdot 54}{0,9100} = 45,1 \text{ мас. \% на свіжу сировину}$$

Вихід коксу визначаємо по графіку [16, с.215], він складає $x_k=8,7 \text{ мас. \%}$ на свіжу сировину.

Вихід газу при каталітичному крекінгу вакуумного дистиллят, википаючого в межах 623-823 К, приймаємо рівним $x_2=17,7 \text{ мас. \%}$ на свіжу сировину.

Вихід каталітичного газойлю, який розподіляється на легкий та важкий у ректифікаційній колоні, визначим з різниці:

$$X_{л.г} + X_{т.г} = 100 - (45,1 + 8,7 + 17,7) = 28,5 \text{ мас. \% на свіжу сировину}$$

Розрахунок виходу продуктів крекінгу приводиться в таблиці 2.2

Визначаємо кількість циркулюючого каталізатору

При кратності циркуляції каталізатора $R=7:1$ кількість циркулюючого каталізатора:

$$G_k = R \cdot G_c = 7 \times 187,5 = 1312,5 \text{ т/год} \quad (2.3)$$

Визначим витрату водяної пари .

Для регулювання густини суміші парів сировини з каталізатором приймаєм витрату водяної пари 3 мас. \% на свіжу сировину:

$$G_{п} = 187,5 \cdot 0,03 = 5,63 \text{ т/год} = 5625 \text{ кг/год}$$

Приймаєм вміст залишкового коксу на регенованому каталізаторі $G_{о.к}$ рівним $0,1 \text{ мас. \%}$ у розрахунку на свіжий каталізатор , що складе :

$$G_{о.к} = 0,1 \times 1312,5 / 100 = 1,31 \text{ т/год}$$

Кількість закоксованого каталізатору на виході з реактору :

$$G_{з.к} = G_k + G_{о.к} + 22,12 \quad (2.4)$$

$$G_{з.к} = 1312,5 + 1,31 + 22,12 = 1335,9 \text{ т/год}$$

Таблиця 2.2 – Матеріальний баланс крекінгу

Потоки	Кількість	Склад
--------	-----------	-------

	<i>t/год</i>	<i>мас.% на свіжу сировину</i>	<i>мас.% на завантаження реактору</i>
1	2	3	4
ПРИХІД			
Сировина-вакуумний дистилят(623-823К)	187,5	100	92,45
Рециркулюючий каталі- тичний газойль	15,31	8,17	7,55
Всього	202,8	108,17	100
ВИТРАТА			
Газ	33,19	17,70	16,36
Бензин	84,56	45,10	41,70
Легкий газойль	29,44	15,70	14,51
Важкий газойль	24,0	12,80	11,84
Кокс	16,3	8,70	8,04
Сума	187,5	100	92,45
Циркулюючий каталітичний газойль	15,31	8,17	7,55
Всього	202,8	108,17	100

На рис. 2.2 представлена блок-схема колони ректифікації. До колони К-304 подається бензин з абсорбера 303/1. Приймаємо, що у абсорбері відокремлюється балансова кількість сухого газу у кількості 5,18 %:

$$G_{с.г.} = 5,18 \times 33,19 / 100 = 1,72 \text{ т/год}$$

Тоді на стабілізацію поступає бензин у кількості:

$$G_F = 84,56 + 33,19 - 1,72 = 116,03 \text{ т/год.}$$

У ректифікаційній колоні відбувається відокремлення пропан-пропіленової та бутан-бутіленової фракцій (дистилят), знизу колони виводиться стабільний бензин-каталізат.

Вихідні дані

Потужність установки за сировиною 116,03 т/год

Фонд робочого часу 8000 год.

Вміст C₃-C₄ у дистиляті – 96% мас.

Вміст C₃-C₄ у кубі – 1% мас.

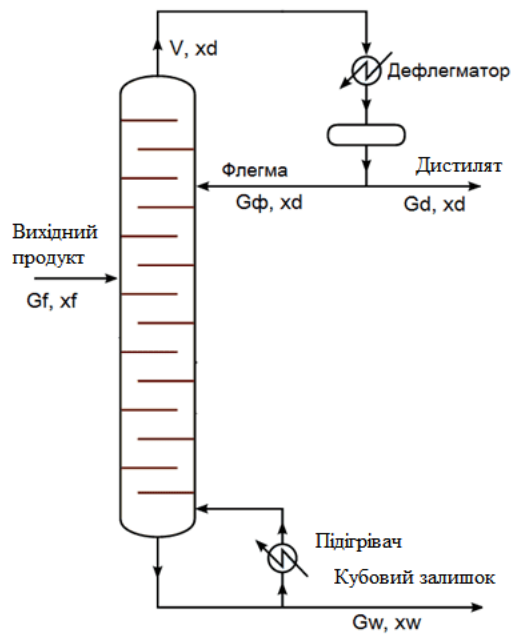


Рисунок 2.2 – Блок-схема вузла ректифікації (колони К303/1)

Складаємо рівняння матеріального балансу колони

$$\begin{cases} G_F = G_D + G_W \\ G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W \end{cases} \quad (2.5)$$

де G_F та G_D – масові витрати живлення та кубового залишку колони,
 x_F , x_D , x_W – масові долі компонентів суміші

Знаходимо

$$G_D = G_F \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W}$$

$$G_D = 116,03 \frac{0,2712 - 0,01}{0,96 - 0,01} = 31,90 \text{ т/год}$$

Тоді

$$G_W = G_F - G_D$$

$$G_W = 116,03 - 31,90 = 84,13 \text{ т/год}$$

Зводимо матеріальний баланс в таблицю 2.5

Таблиця 2.3 – Матеріальний баланс колони ректифікації

	т/год	% мас.
	1	2
ПРИХІД		
Нестабільний бензин, в т.ч.		
- С ₃ -С ₄	84,56	27,12
- С ₅ та вище	31,47	72,88
<i>Всього:</i>	116,03	100
ВИТРАТА		
1. Дистилят	31,90	100
- С ₃ -С ₄	30,62	96
- С ₅ та вище	1,28	4
2. Кубовий залишок	84,13	100
- С ₃ -С ₄	0,84	1
- С ₅ та вище	83,29	99
<i>Всього:</i>	116,03	

2.4 Теплові розрахунки

Рівняння теплового балансу реактора в загальному вигляді:

$$Q_c + Q_{ц1} + Q_{к1} + Q_{п1} + Q_{д1} + Q_{о.к} = Q_{г} + Q_{б} + Q_{л.г} + Q_{т.г} + Q_{к2} + Q_{к} + Q_{ц2} + Q_{д2} + Q_{п2} + Q_{р} + Q_{п} \quad (2.6)$$

де ліва частина рівняння відповідає приходу тепла (в *кВт*):

Q_c - з сировиною;

$Q_{ц1}$ - з рециркулюючим каталітичним газойлем;

$Q_{к1}$ - з циркулюючим каталізатором;

$Q_{п1}$ - з водяною парою, доданої до транспортної мережі;

$Q_{д1}$ - з водяною парою, доданої до відпарки карбогідрогенів з каталізатора;

$Q_{о.к}$ - з залишковим коксом.

Права частина відповідає витраті тепла (в *кВт*):

$Q_{г}$ - з утворюваними газами крекінгу;

$Q_{б}$ - з парами бензину;

$Q_{л.г}$ - з парами легкого газойлю;

$Q_{т.г}$ - з парами важкого газойлю;

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

54

$Q_{к2}$ - з циркулюючим каталізатором;
 $Q_{к}$ - з утворенням при крекінгу коксі;
 $Q_{ц2}$ - з рециркулюючим газойлем;
 $Q_{д2}$ - з водяною парою, що подається на відпарку карбогідрогенів з каталізатора;

$Q_{п2}$ - з водяною парою, що додають до транспортної лінії;
 $Q_{р}$ - на реакцію каталітичного крекінгу;
 $Q_{п}$ – збитки тепла до навколишнього середовища.

З теплового балансу реактора визначим температуру сировини, що додається на змішення з каталізатором .

За виробничими даними приймаю наступні температури потоків на вході в реактор :

$T_{ц1} = 630$ К – температура рециркулюючого каталітичного газойля;

$T_{к1} = 940$ К – температура каталізатора;

$T_{п1} = 553$ К - температура водяної пари, що подається в транспортну лінію;

$T_{д1} = 773$ К- температура водяної пари, що додається до відпарної зони реактора.

Розрахуємо ентальпію потоків.

Прикладний склад крекінг-газу беремо з [16, с .218]

Таблиця 2.4 – Вихід компонентів крекінг-газу

Компонент	M_i	Вихід мас.% на сировину	Кількість
			<i>кг/год</i>
1	2	3	4
H_2S	34	0,85	1593,75
H_2	2	0,20	375
CH_4	16	2,31	4331,25
C_2H_4	28	0,57	1068,75
C_2H_6	30	1,25	2343,75
C_3H_6	42	3,22	6037,5
C_3H_8	44	2,40	4500
C_4H_8	56	3,95	7406,25
C_4H_{10}	58	2,95	5531,25
Сума		17,70	33187,5

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

55

Ентальпію крекінг-газу визначимо з таблиці [16,с.219] методом інтерполяції та отримаємо $q_{кр} = 1366,87 \text{ кДж/кг}$.

Ентальпію карбогідрогенового пару (у кДж/кг) визначим з таблиць [16,с.328].

Ентальпію каталізатора та коксу, кДж/кг визначим за формулою

$$q_m^k = c \cdot T \quad (2.7)$$

де c – теплоємність каталізатора чи кокса, ($\text{кДж/кг} \cdot \text{К}$), (теплоємність каталізатора та коксу дорівнює 1,13 та 1,7 $\text{кДж/кг} \cdot \text{К}$ відповідно);

T – температура каталізатора та кокса, К .

Ентальпію водяної пари визначаємо за i - S діаграмою

Реакція каталітичного крекінгу супроводжується поглинанням тепла. Тепловий ефект реакції залежить від глибини перетворень, які визначаються за даними таблиці 3.3.

$$100 - (15,7 + 12,8) = 71,5 \text{ мас.}\%$$

При глибині перетворень 71,5 мас.% величина теплового ефекту складе 205,2 кДж на 1 кг сировини.

Всі знайдені значення зводимо до таблиці теплового балансу

Таблиця 2.5 – Тепловий баланс

Визначення потоку	Стан	Температура, К	Кількість, т/год	Ентальпія, кДж/кг	Кількість тепла, кВт
1	2	3	4	5	6
<u>Прихід</u>					
Q_c	Р	T_c	187,5	q_c	Q_c
$Q_{ц1}$	Р	630	15,31	845,9	3597,43
$Q_{к1}$	Т	940	1312,5	753,7	274786,5
$Q_{п1}$	П	553	5625	2880,5	4500781
$Q_{д1}$	П	773	6937,5	3510,4	6764833
$Q_{о.к}$	Т	940	1335,93	1674,2	621281,7
Сума	-	-			1216580,1
<u>Витрата</u>					
$Q_{г}$	Г	793	33,187	1366,87	12600,64
$Q_{б}$	П	793	84,56	1650,8	38775,45
$Q_{л.г}$	П	793	29,437	1547,7	12655,5
$Q_{т.г}$	П	793	24,0	1541,6	10277,33

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

56

Визначення потоку	Стан	Температура, К	Кількість, т/год	Ентальпія, кДж/кг	Кількість тепла, кВт
1	2	3	4	5	6
Q _{к2}	Т	793	1312,5	615,8	224510,42
Q _к	Т	793	16,3	1667,9	7551,88
Q _{п2}	П	793	15,3	1547,7	6577,73
Q _{п2}	П	793	5625	3596,3	5619218,75
Q _{д2}	П	793	6937,5	3596,3	6930369,79
Q _р	-	-	187,5	205,2	10687,5
Q _п	-	-			12873225
Сума					

2.5 Підбір і розрахунок основного апарату

Площа поперечного перетину реактора дорівнює:

$$S = \frac{V}{3600 \cdot \omega} \quad (2.8)$$

де V- об'єм пари, що проходить через вільний перетин реактора, м³/с;

ω - допустима швидкість пари у вільному перетині реактора, м/с

(ω приймаємо 0,7 м/с).

Розмір V визначим за формулою:

$$V = \frac{22.4 \cdot \sum \frac{G_i T_p}{\mu_i} \cdot 0.1 \cdot 10^6}{273 \cdot \pi} \quad (2.9)$$

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

T_p – температура в реакторі, К (приймаємо T_p=793 К)

π - абсолютний тиск в реакторі над псевдозрідженим шаром, приймаємо 0,225 МПа.

Для знаходження значення $\sum \frac{G_i}{\mu_i}$ необхідно визначити середню

молекулярну масу крекінг-газу. З таблиці 3.3 маємо:

$$M_r = \frac{33187,5}{1401,65} = 30,3$$

A із таблиці 2.5 маємо:

										Лист
										57
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

$$\sum \frac{G_i}{\mu_i} = \frac{33187,5}{1403,3} + \frac{84563}{1029,7} + \frac{29438}{188,2} + \frac{24000}{90,24} + \frac{16313}{63} + \frac{1312,5}{399,5} + \frac{6937,5}{472,7} =$$

= 3646,64 кмоль/год

$$\text{Тоді } V = \frac{22,4 \cdot 3646,6 \cdot 793 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273 \cdot 0,225 \cdot 10^6} = 105454,27 \text{ м}^3/\text{г}$$

$$S = \frac{105454,27}{3600 \cdot 0,7} = 41,85 \text{ м}$$

Діаметр реактора D визначим за формулою:

$$D = 1,128 \sqrt{S} \quad (2.10)$$

$$D = 1,128 \cdot \sqrt{41,85} = 7,3 \text{ м}$$

Повну висоту реактора визначим за формулою

$$H_{\text{п}} = h + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (2.11)$$

де h – висота псевдзрідженого шару ,м;

h₁ - висота перехідної зони від псевдозрідженого шару до зони

відпарки, м;

h₂ - висота зони відпарки , м;

h₃ – висота сепараційної зони , м;

h₄ – частина висоти апарата, зайнята циклонами , м;

h₅ - висота верхнього полушарового днища, м.

Висота псевдозрідженого шару

$$h = \frac{V_p}{S} \quad (2.12)$$

де V_p - об'єм реакційного простору, м³.

$$V_p = \frac{G_{k.p}}{\rho_{n.c}} \quad (2.13)$$

де G_{к.р} – кількість каталізатора в реакційному просторі реактора, кг;

ρ_{н.с} - густина псевдо зрідженого шару каталізатора, кг/м³(приймаємо ρ_{н.с} = 500 кг/м³).

Розмір G_{к.р} равна:

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		58

$$G_{к.р} = \frac{G'_c}{n_d} \quad (2.14)$$

де G'_c – загрузка реактора (свіжа сировина+рециркулюючий газойль), кг/г;

n_d – масова швидкість додатку сировини, г⁻¹ (приймаєм 20г⁻¹),

$$G_{к.р} = \frac{187500 + 15310}{20} = 12769 \text{ кг}$$

$$V_p = \frac{12769}{500} = 25,54 \text{ м}^3$$

$$h = \frac{25.54}{41.85} = 0,610 \text{ м.}$$

Висоту переходної зони h_1 , м від псевдозрідженого шару до зони відпарки приймаєм рівною 7м.

Площа поперечного перетину десорбера:

$$S_d = \frac{V_d}{3600 \cdot \omega_d} \quad (2.15)$$

де V_d – об'єм пару, що проходить через повільне перетинення десорберу, м³/г;

ω_d – лінійна швидкість пари з урахуванням на повний переріз десорбера, м/с (приймаєм 0,3 м/с).

Величину V_d розрахуєм за формулою:

$$V_d = \frac{22.4 \cdot \sum \frac{G_i}{\mu_i} \cdot T_p \cdot 0.1 \cdot 10^6}{273 \cdot \pi_s} \quad (2.16)$$

де $\sum \frac{G_i}{\mu_i}$ – кількість парової суміші в десорбері, кмоль/г;

π_s – тиск в реакторі в верхній частині десорберу, Па.

Кількість парової суміші в десорбері:

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G_n}{M_n} + \frac{G_{d1}}{18} \quad (2.17)$$

де G_n – кількість парів карбогідрогенів, що виносяться з каталізатором

у десорбер, кг/г;

M_{Π} – середня молекулярна маса парів карбогідрогенів що виносяться, кг/кмоль.

Кількість карбогідрогенного пару що затислий в об'ємі між частками каталізатора та адсорбованих на поверхні циркулюючого каталізатору дорівнює:

$$G_{\Pi} = Y_{\Pi} \cdot G_{з.к} \quad (2.18)$$

де Y_{Π} - доля карбогідрогенного пару, переносимого з потоком каталізатору, розраховується за формулою:

$$Y_{\Pi} = \frac{\rho_k - \rho_{n.c} \cdot \rho_n}{\rho_{n.c} \cdot \rho_k} \quad (2.19)$$

де ρ_k - щільність матеріалу каталізатора, кг/м³;

ρ_n - щільність адсорбованого карбогідрогенного пара та газоподібних продуктів в верхній частині десорбера, кг/м³

Якщо прийняти середню молекулярну масу M_{Π} адсорбованого карбогідрогенного пару та газоподібних продуктів дорівнянно середній молекулярній масі крекінг-газу $M_{Г}$, то при нормальних вимогах маємо:

$$\rho_{n.o} = \frac{M_{г}}{22,4} = \frac{30,3}{22,4} = 1,35 \text{ кг/м}^3;$$

При робочих вимогах для верхньої частини десорбера

$$\rho_n = \rho_{n.o} \frac{T_0 \cdot \pi_{г}}{T_{г} \cdot \pi_0} \quad (2.20)$$

де T_0 - температура при нормальних вимогах, К ($T_0=273$ К);

$\pi_{г}$ - тиск у верхньої частині десорбера, Па;

$T_{в}$ – температура у верхній частині десорбера, К (приймаємо $T_{в}=T_{р}=793$ К)

π_0 - тиск при нормальних вимогах, Па ($\pi_0=0,1 \cdot 10^6$ Па)

Тиск у верхній частині десорбера

$$\pi_{г} = \pi + (h+h_1) \cdot \rho_{n.c} \cdot g \quad (2.21)$$

									Лист
									60
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

де g – прискорення сили тяги, m/c^2 ($g=9.81 m/c^2$).

$$\pi_g = 0,225 \cdot 10^6 + (0,61+7) \cdot 500 \cdot 9,81 = 0,26 \cdot 10^6 \text{ Па.}$$

$$\text{Тоді } \rho_n = 1,35 \cdot \frac{273 \cdot 0,26 \cdot 10^6}{793 \cdot 0,1 \cdot 10^6} = 1,208 \text{ кг/м}^3 \approx 1,21 \text{ кг/м}^3$$

$$Y_{II} = \frac{2400 - 500}{500 \cdot 2400} \cdot 1,21 = 0,0019$$

$$G_{II} = 0,0019 \cdot 1701900 = 3233,61 \text{ кг/г}$$

$$\text{А величина } \sum \frac{G_i}{\mu_i} = \frac{3233,61}{30,3} + \frac{8508,54}{18} = 579,42 \text{ кмоль/г}$$

Підставив в формулу для розрахунку об'єму газів та пару всі знайдені розміри, отримаємо :

$$V_d = \frac{22,4 \cdot 579,42 \cdot 793 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273 \cdot 0,26 \cdot 10^6} = 14500,36 \text{ м}^3/\text{г}$$

Тоді площа поперечного перетину десорбера складе

$$S_d = \frac{14500,36}{3600 \cdot 0,3} = 13,43 \text{ м}^2$$

Діаметр десорбера D_d , м визначим за формулою

$$D_d = 1,128 \cdot \sqrt{S_d} = 1,128 \cdot \sqrt{13,43} = 4,13 \text{ м}$$

Висота сепараційної зони h_3 розраховується по формулі

$$h_3 = 0,85 \cdot \omega^{1,2} (7,33 - 1,21 \cdot \lg \omega) \quad (2.22)$$

$$h_3 = 0,85 \cdot 0,7^{1,2} \cdot (7,33 - 1,2 \lg 0,7) = 4,16 \text{ м}$$

Висоту h_4 приймаємо з конструктивних міркувань 2,6 м

$$\text{тоді } H_{II} = 0,61 + 7 + 9 + 4,16 + 2,6 + 3,65 = 27,02 \text{ м}$$

Діаметр стволу реактору приймаємо по діючому виробництву, він складає 1600 мм.

2.6 Вибір технологічного обладнання

Таблиця 2.6 – Перелік основного і допоміжного обладнання установки

[17]

Номер позиції за схемою	Найменування обладнання	К-ть	Паспортні ді	Матеріал
1	2	3	4	5
К-303/1	Абсорбер	1	Н = 39350 мм, D = 1400/2200 мм, Тарілки клапанні баластні двопотокові d=1400 - 9 шт. Тарілки клапанні двопотокові - 28 шт. d=2200 мм, Ррасч. = 1,7 МПа, Трасч. = 50°C, Рраб.= 1,3 МПа, Траб. = 40°C,	Корпус, днища- 16ГС + 08Х13. Обладнання- 08Х13. Опора - сталь вуглецева
К-304	Стабілізаційна колона	1	Н = 44950 мм D=3800 мм Тарілки клапанні чотирьохпотокові -54 шт. Ррасч.= 1,45 МПа, Рраб.= 1,2 МПа, Трасч. = 230°C, Траб верх = 80°C, Траб низ = 230°C	Корпус, днища - 16ГС + 08Х13. Внутрішні елементи - 08Х13 Опора - сталь вуглецева
К-306	Пропанова колона	1	Н= 46420 мм, D = 2200/3000 мм, Тарілки клапанні баластні двопотокові - 60 шт. d = 2200 -24 шт, d = 3000 – 36 шт, Т расч = 110°C, Ррасч.= 2,35 МПа, Траб верха = 60°C, Траб низа = 103-110°C, Рраб= 1,95 МПа, Траб = 110°C	Корпус, днища - 16ГС + 08Х13. Внутрішні елементи - 08Х13 Опора - сталь вуглецева

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

62

Номер позиції за схемою	Найменування обладнання	К-ть	Паспортні ді	Матеріал
1	2	3	4	5
ХВ-304	Конденсатор-холодильник повітряного охолодження парів	1	1АВ3-20-1,6-Б3-3-П 6-1-6 6350x1380x450, F = 1025 м2, УЧАСТОК: Траб. = -30 ÷ 300 °С, Трасч. = 100°С. Змеевик: Рраб = 1,6 МПа, Траб = 175°С	Гратка-12Х18Н10Т. Кришки - 12Х18Н9ТЛ. Наружні труби – АД-1. Внутрішні труби - Ст. 10. Дифузор, металоконострукції - сталь вуглецева
Т-317	Підігрівач стабілізатора К-304	1	2П-25-16-2800-М4 D=2800 мм, L=9760 мм, F = 342 м2, Трубний простір: Ррасч. = до 1,6 МПа, Трасч. = 450°С, Рраб. = 0,9 МПа, Траб. = 360°С, Lтр.=6000мм Ø25x2.5, n=728 шт, Міжтрубний простір: Ррасч. = до 2,5 МПа, Трасч. = 450°С, Рраб = 1,1 МПа, Траб = 180°	Кожух, розподільний, камера - сталь вуглецева. Труби, трубні решітки - 15Х5М. Кожух термоопрацьован

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

63

3 КОНТРОЛЬ ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ВИРОБНИЦТВА

Сучасні хіміко-технологічні процеси відрізняються високими швидкостями протікання технологічних процесів і хімічних реакцій, складними технологічними схемами, великою кількістю апаратів, складними умовами ведення процесу (високі температури і тиск). Виробництво оцтової кислоти є неперервним і крупнотонажним; характеризується наявністю вибухонебезпечних факторів, можливістю викиду токсичних речовин у навколишнє середовище.

Для вимірювання витрати у всіх випадках використовується метод змінного перепаду тиску. У трубопроводі, по якому транспортується потік, встановлюється звужуючий пристрій (діафрагма типа ДД), на якому при протіканні потоку створюється перепад тиску (вимірюється дифманометром „Роземаунт”). Вихідний сигнал даного пристрою є потоковим уніфікованим. По величині перепаду тиск визначає значення витрати.

Для вимірювання температури використовується термоелектричний перетворювач МТМ-402. В основі роботи даної термопари встановлений термоелектричний ефект. Якщо спай двох різнорідних провідників помістити в апарат, в якому необхідно зміряти температуру, то на вільних кінцях термопари утворюється термо-ЕДС, яка пропорційна вимірюваній температурі. По величині термо-ЕДС визначають значення температури. Вихідний сигнал термопари не уніфікований, тому їх використовують в комплекті з нормуючими перетворювачами Ш-78.

Для вимірювання рівня використовується буйковий рівнемір "Сапфір 22 ДУ". Для вимірювання тиску використовується вимірювальний перетворювач тиску "Сапфір 22 ДІ" [23].

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>	<i>Заєць</i>				<i>Контроль та автоматизація виробництва</i>	<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушіє</i>
<i>Кер. Пр.</i>	<i>Глікіна</i>							
<i>Перев.</i>								
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Суворін</i>							
						<i>СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм</i>		

Таблиця 3.1 – Значення температури

Температура T							
КОНТУР АВТОМАТИЗАЦІЇ	Позначення за схемою			TIRC 3001	TIR 3023/3	TIRC 3010	
	Функції контура	Періодичний вимір		O	+	+	+
		Свідчення		I	+	+	+
		Реєстрація		R	+	+	+
		Регулювання		C	+	-	-
	Уставка спрацьовування сигналізації, °C	Макс.	A	H			
				L			
		Мін.	S	HH			
				LL			
		Уставка спрацьовування блокування, °C					
Місце представлення інформації				ЦПК	ЦПК	ЦПК	
Найменування вимірюваного середовища; напрямок її руху (звідки, куди) або найменування і позначення апарату				Температура верху колони К-304	Температура на 23 тарілці (колони К-304)	Температура низу колони К-304	
Параметри вимірюваною середовища	Температура, °C	Макс.					
		Роб.	56 – 78	110–150	135–165		
		Мін.					
	Тиск над., МПа	Роб.					
Макс.		1,2	1,2				
Місце виміру параметра	Умов. прохід трубопроводу, мм						
	Матеріал поверхні, дотичний з середовищем						
	Поверхня ущільнювача фланц. з'єднань на апараті						
Обігрів трубопроводу, апарату							
Ізоляція трубопроводу, апарату							
Кількість вимірів	На апарат, трубопровід						
	На 1 агрегат						
	Всього						
Блокування №				-	-	-	
Примітка							

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

65

Таблиця 3.2 – Значення тиску

Тиск Р						
КОНТУР АВТОМАТИЗАЦІЇ	Позначення за схемою				PIRCA 3075	
	Функції контура	Періодичний вимір		O	+	
		Свідчення		I	+	
		Реєстрація		R	+	
		Регулювання		C	+	
	Уставка спрацьовування сигналізації, МПа		Макс.	A	1,2	
			Мін.			
	Уставка спрацьовування блокування, МПа		Макс.	S		
			Мін			
Місце представлення інформації						
Найменування вимірюваного середовища; напрямок її руху (звідки, куди) або найменування і позначення апарату (в кінці фрази вказати в дужках: для пари : насичений або перегрітий; для газу: сухий, вологий, заповнений)				Тиск в колоні К-304		
Параметри вимірюваною середовища	Тиск над., МПа/ кгс/см ²		Макс.	165		
			Раб.	56 / 110		
			Мін.	56		
	Температура, °C		Раб.			
Макс.			1,2			
Місце виміру параметра	Умов. прохід трубопроводу, мм					
	Матеріал поверхні дотичний з середовищем					
	Поверхня ущільнювача фланц. з'єднань на апараті					
Обігрів трубопроводу, апарату						
Ізоляція трубопроводу, апарату						
Кількість вимірів	На апарат, трубопровід					
	На 1 агрегат					
	Всього					
Блокування №				—		
Примітка						

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

66

4 ОХОРОНА ПРАЦІ

4.1 Характеристика застосовуваних і одержаних речовин

Сировина і продукти, що отримують та використовують в технологічному процесі, є пожежовибухонебезпечними і токсичними речовинами.

Умови безпечного ведення технологічного процесу пов'язані з рядом специфічних особливостей, обумовлених наявністю в апаратурі установки продуктів і реагентів, які перебувають при температурах процесу в рідкому і газоподібному станах.

При порушенні режиму нормальної експлуатації, герметичності апаратури, трубопроводів, при недотриманні персоналом встановлених норм технологічного режиму та правил техніки безпеки, а також в певних ситуаціях на установці може створитися обстановка, в якій можуть мати місце вибухи, пожежі, отруєння, хімічні та термічні опіки, ураження електричним струмом.

Таблиця 4.1 – Показники вибухо- і пожежонебезпечності [17]

№	Назва речовини	Межі вибухової концентрації, %об.		Температура спалаху, °С	Температура займання, °С	Температура само-займання, °С
		нижня	верхня			
1	2	3	4	5	6	7
2	Вакуумний дистилат	–	–	120	125	380
3	Паливний газ низького тиску	4,12	75,0	–	–	510
4	Стабільний бензин	0,96	4,96	-27	–	370
5	ППФ	2,4	11,0	455	–	–

					ДП.02.01.ПЗ				
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>					
<i>Розроб.</i>	<i>Засць</i>				Охорона праці		<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Кер. Пр.</i>	<i>Глікiна</i>								
<i>Перев.</i>									
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Суворiн</i>								
					СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм				

6	ББФ	1,8	9,1	-	-	405
---	-----	-----	-----	---	---	-----

Таблиця 4.2 – Основні фізико-хімічні властивості речовин

Назва сполуки		Емпірична формула	Структурна формула	Агрегатний стан при н.у.	Температура плавлення, °С	Температура кипіння, °С
Раціональна номенклатура	Систематична номенклатура					
1	2	3	4	5	6	7
Азот	азот	N ₂	N≡N	газ	-210	-195,8
Водень	водень	H ₂	H-H	газ	-259.2	-252.8

4.2 Небезпечні і шкідливі виробничі фактори на виробництві, що проектується або досліджується

Таблиця 4.3 – Характеристика токсичності [17]

№	Речовина	Клас небезпечності	Характер дії на організм людини	ГДК				Засоби індивідуального захисту
				у повітрі, мг/м ³			у воді, мг/л	
				Робочої зони	Максимально-разова	Середньодобова		
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	Вакуумний дистилат	4	Визиває сухість у роті, головний біль	300 (пари)	-	-	-	Спецодяг, спецвзуття, протигази марки «Drager», БКФ, шлангові протигази (ПШ-1, ПШ-2).

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата
-----	------	----------	--------	------

ДП.02.01.ПЗ

Лист

68

2	Водень-вмісний газ	4	Наркотична дія. При високій концентрації може викликати задуху внаслідок нестачі кисню	300	-	-	-	Протигаз марки «Drager», БКФ, шлангові протигази (ПШ-1, ПШ-2).
3	Паливний газ низького тиску	4	Наркотична дія. При високій концентрації може викликати задуху внаслідок нестачі кисню	300	-	-	-	Протигаз марки «Drager», БКФ, шлангові протигази (ПШ-1, ПШ-2).
4	Стабільний бензин	4	Наркотичне, отруйна. Викликає головний біль, запаморочення, сухість у роті, нудоту. При високих концентраціях призводить до смерті. Контакт зі шкірою призводить до знежирення, шкірних захворювань	100 (пари)	-	-	-	Протигаз марки «Drager», БКФ, шлангові протигази (ПШ-1, ПШ-2).
5	Пропан-пропіленова фракція	4	Наркотичне, отруйна. Викликає головний біль, запаморочення, сухість у роті, нудоту. При високих концентраціях призводить до смерті. Контакт зі шкірою призводить до знежирення, шкірних захворювань	100	-	-	-	Протигаз марки «Drager», БКФ, шлангові протигази (ПШ-1, ПШ-2).
6	Бутан-бутіленова фракція	4	Наркотичне. Викликає головний біль, блювоту, слабкість	100	-	-	-	Протигаз марки «Drager», БКФ, шлангові протигази (ПШ-1, ПШ-2).

Найбільш небезпечними операціями на установці є:

- прогрів паропроводів і прийом пара;
- розпалювання пальників печей;
- відбір проб шкідливих і горючих рідин і газів, а також розчинів лугу;
- дренажування підтоварних вод;

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

69

- проведення ремонтних робіт на апаратах, комунікаціях, в яких переробляються, транспортуються або зберігаються горючі і шкідливі рідини і гази.

Виходячи з технології і потужності виробництва, на установці застосовується великогабаритне спеціальне обладнання великої місткості, в т.ч. печі, колонне і теплообмінне обладнання, високопродуктивні насоси і компресори, електродвигуни підвищеної потужності.

Тому при виникненні аварійної ситуації в навколишнє середовище може потрапити велика кількість рідких і газоподібних нафтопродуктів.

Газонебезпечні і пожежонебезпечні концентрації можуть виникнути в процесі експлуатації в результаті розгерметизації обладнання та трубопроводів, а також при підготовці їх до ремонту.

З точки зору підвищеної загазованості, пожежної небезпеки, утворення вибухонебезпечних сумішей найбільш небезпечними місцями на установці є:

- воднева компресорна;
- реакторний блок гідроочищення;
- блок очистки МЕА (ділянка 100);
- реакторний блок каталітичного крекінгу;
- насосні блоків гідроочищення, каталітичного крекінгу, абсорбції, стабілізації і газофракціювання;
- 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 (при порушенні контуру заземлення).

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
						70
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

4.3 Класифікація і категорійність виробництва і його приміщень, що проектуються або досліджуються

Категорії виробництва за вибухо- та пожежебезпеку, клас зон згідно до правил упорядкування електроустановок, клас приміщення за ступенем ураження електричним струмом, а також клас і групу за санітарною характеристикою наведено в табл. 4.4.

Допустимі метеофактори: в приміщенні відносна вологість повітря не має перевищувати 60%, безпиліві, з нормальною температурою повітря.

Таблиця 4.4 – Характеристика всього виробництва по вибухо-пожежебезпеці, електроустаткуванню і санітарній характеристиці [17]

№	Найменування цеху, відділення, установки	Категорія приміщень по вибухо-пожежебезпеці відповідно до НАПБ Б.03.002-2007	Класифікація вибухо-небезпечних зон за ДНАОП 0.00-1.32 та ПУЕ		Група виробничого процесу по санітарній характеристиці відповідно СНіП 2. 09.04-87
			Клас вибухо-небезпечної зони	Категорія і група вибухо-небезпечних сумішей	
1	1	2	3	4	5
2	Воднева компресорна - венткамера (дві) - компресорна	Д А	норм. 2	норм. II В-Т5	1а 36
3	Насосна МЕА - венткамера - насосна	Д А	норм. 2	норм. II В-Т4	1а 36
4	Компресорна - повітряна - газова	А А	2 2	II В-Т4 II В-Т5	1а 36
5	Шламова насосна	А	2	II В-Т4	36
6	Приміщення ЦПУ -операторна -адміністративні приміщення	Д Д	норм. норм.	норм. норм.	- -
7	Бойлерна - насосна - венткамера	Д Д	норм. норм.	норм. норм.	2в 1а
8	Підстанції РТП №12,	Д	норм.	норм.	1б

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата
-----	------	----------	--------	------

РТП №13				
з венткамерами				

4.4 Заходи щодо запобігання шкідливих і небезпечних виробничих факторів

Вентиляція виробничих приміщень

Розрахунок проводиться для ЦПУ – операторної виробництва.

Розрахунок вентиляції.

Кількість повітря, який необхідно подати в приміщення, визначається за формулою [25]:

$$W=K \cdot V, \quad (4.1)$$

де K - кратність повітрообміну (6-10), 1/год;

V – об'єм робочого приміщення, м³.

Об'єм робочого приміщення ЦПУ дорівнює:

$$V=L \cdot H \cdot M, \quad (4.2)$$

де L - довжина приміщення, м; L=12

H - висота приміщення, м; H=4

M - ширина приміщення, м; M=6

$$V=12 \cdot 4 \cdot 6=288 \text{ м}^3$$

Тоді кількість повітря, що подається в приміщення дорівнює:

$$W=8 \cdot 288=2304 \text{ м}^3/\text{год}$$

Обираємо вентилятор:

- продуктивність, м³/год – 2800;
- номер вентилятора - 4,00;
- напір, мм. вод. ст. - 45;
- частота обертів, об/хв - 1500;
- тип електродвигуна - 4А71У4;
- потужність, кВт - 0,75.

											Лист
											72
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							

Розрахунок опалення виробничого приміщення ЦПУ, сполученого із приточною вентиляцією

Витрати теплоти на вентиляцію в зимовий період можна визначити за формулою:

$$Q_B = W \cdot C_B \cdot (t_n - t_3) \cdot 1000 / 3600, \quad (4.3)$$

де W – об'єм повітря, що подається, м³/год; $W=2800$;

C_B – об'єм теплоємності повітря, кДж/ м³·град.; $C_B=1,257$;

t_n – температура повітря, що подається в приміщення; для підігрітого повітря приймається $t_n=22^{\circ}\text{C}$;

t_3 – температура зовнішнього повітря; приймається середня температура зовнішнього повітря $t_3=$ мінус 7°C ;

$$Q_B = 2800 \cdot 1,257 \cdot (22 - (-7)) \cdot 1000 / 3600 = 28579,2 \text{ Вт.}$$

Площа поверхні опалювальних пристроїв визначається за формулою:

$$H = Q / 506, \text{ екм} \quad (4.4)$$

де екм – еквівалентний квадратний метр – площа поверхні нагріву пристрою, що віддає 506 Вт теплоти при різниці середньої температури теплоносія й температури повітря в приміщенні, що прирівнюється $64,5^{\circ}\text{C}$; $1 \text{ екм} = 0,82 \text{ м}^2$;

$$H = 28579,2 / 506 = 56,5 \text{ екм}$$

тоді $56,5 \cdot 0,82 = 46,31 \text{ м}^2$;

Обираємо характеристику багатоходових калориферів:

- тип: сталеві пластинчасті;
- модель: КВБ08Б-ПУЗ - велика;
- площа поверхні нагріву: велика модель – $25,96 \text{ м}^2$, у кількості 2 шт.;
- маса: велика модель - 97 кг.

На виробництві передбачена аварійна вентиляція, яка спрацьовує у аварійних ситуаціях. Для цих цілей використовують два вентилятори ВЦЧ-70№8 продуктивністю $3500 \text{ м}^3/\text{год}$. Вентилятори включаються автоматично. Кратність повітряобміну не менше 10 1/год.

										Лист
										73
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

Освітлення виробничих приміщень

Одним з найважливіших елементів сприятливих умов праці є раціональне освітлення приміщень і робочих місць. При правильному освітленні підвищується продуктивність праці, поліпшуються умови безпеки, знижується стомлюваність. Неправильне й недостатнє освітлення може призвести до створення небезпечної ситуації [21].

Природне освітлення розраховується по формулі:

$$S_B = (1/5 \div 1/6) \cdot S_n, \quad (4.5)$$

де S_B – площа віконних прорізів, м²;

S_n – площа приміщення, м².

$$S_B = 1/5 \cdot 72 = 14,4 \text{ м}^2$$

Габарити вікна: ширина – 2 м, висота – 2,5 м, площа вікна – 5 м².

Кількість вікон визначаємо за формулою:

$$P_{\text{вік}} = S_B / S_{\text{вікна}} \quad (4.6)$$

$$P_{\text{вік}} = 14,4 / 5 = 2,88 = 3 \text{ вікна.}$$

Число світильників, яке необхідно для освітлення:

$$n = \frac{E \cdot S \cdot K}{F \cdot U \cdot Z}, \quad (4.7)$$

де E – мінімальне припустиме освітлення робочих поверхонь; $E=400$ лк;

S – площа, що освітлюється, м²; $S=12 \cdot 6=72$ м²;

F – світловий потік лампи, лм; вибираємо тип лампи - БС(ЛБ); $F=3260$ лм;

K – коефіцієнт запасу; $K=1,5$;

Z – поправочний коефіцієнт; $Z=1$;

U – коефіцієнт використання установки, що освітлює; $U=1$.

$$n = \frac{400 \cdot 72 \cdot 1,5}{3260 \cdot 1 \cdot 1} = 13,25 \text{ шт.}$$

Приймаємо число світильників - 14 шт.

Потужність електроосвітлення установки з урахуванням місцевого освітлення визначаємо за формулою:

									Лист
									74
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

$$N = \frac{n \cdot W + (0,1 \div 0,2) \cdot n \cdot W}{1000}, \quad (4.8)$$

де n - розрахункова кількість ламп для даного приміщення;

W - потужність однієї лампи, Вт; $W=80$ Вт.

$$N = \frac{14 \cdot 80 + (0,1 \div 0,2) \cdot 14 \cdot 80}{1000} = 1,34 \text{ кВт}$$

Відповідно до виконаних розрахунків, доцільно розмістити світильники на площі приміщення щитової у два ряди по сім світильників у кожному.

Схема розташування світильників на ЦПУ надана на рисунку 4.1.

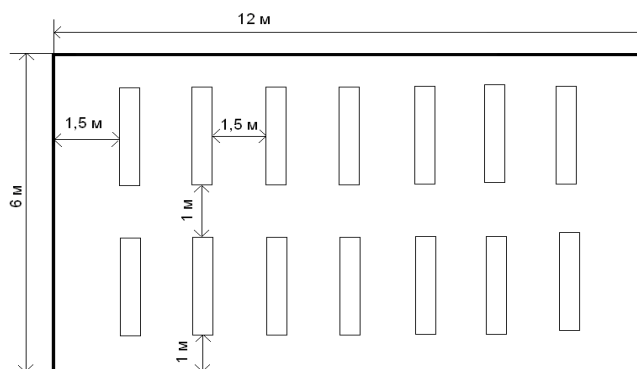


Рисунок 4.1 – Схема розташування світильників.

Заходи боротьби з шумом і вібраціями.

Джерелами вібрацій і шуму на виробництві може бути працююче насосне обладнання та вентиляційні системи.

Боротьба з шумом та вібрацією:

- жорстке кріплення віброуючих деталей та вузлів, усунення надлишкових зазорів;
- вібродемпферування – зниження вібрацій за рахунок сили тертя демпферного пристрою, тобто переведення коливної енергії в тепло;
- динамічне гасіння – введення в коливну систему додаткових мас або збільшення жорсткості системи;

- віброізоляція – введення в коливну систему додаткового пружного зв'язку, з метою послаблення передавання вібрацій суміжному елементу конструкції, або робочому місцю;
- створення малошумних механічних передач;
- розробка способів зниження шуму в підшипникових вузлах, вентиляторів;
- зниження шуму звукопоглинанням та звукоізоляцією;
- зниження рівню шуму, що утворюється за руху газів і повітря у трубопроводах шляхом збільшення площі поперекового перетину газопроводів;
- заміна ударного устаткування безударним;
- засоби індивідуального захисту: віброізолюючі чоботи і рукавиці; шлеми, вкладиші та навушники.

Заходи захисту від статичної електрики

До заходів захисту від статичної електрики відносять:

- запобігання накопичення зарядів на металевому устаткуванні (досягається заземленням всіх металевих частин, на яких можуть з'явитись заряди);
- послаблення генерації зарядів на твердих тілах і в рідинах (за рахунок збільшення їхньої провідності шляхом підвищення відносної вологості повітря, хімічної обробки поверхні, зменшення швидкості переміщення матеріалів, що заряджаються, тощо);
- запобігання можливості утворення вибухонебезпечних сумішей горючих речовин з повітрям в місцях, де можуть утворюватись і накопичуватись заряди (шляхом вентиляції або використання інертних газів);
- нейтралізація накопичених зарядів на твердих і в рідких діелектриках у процесах їх виникнення або накопичення (шляхом іонізації

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		76

навколишнього повітря або шляхом виконання поверхонь стикання з матеріалів з різними діелектричними проникністями);

- запобігання накопичення зарядів на твердих і в рідких діелектриках (шляхом збільшення їхньої електричної провідності з допомогою антистатичних присадок тощо).

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

- улаштування електропровідних підлог або заземлених зон, підмостів і робочих ділянок, заземлення ручок дверей, поручнів сходів або рукояток приладів, машин і апаратів;

- забезпечення працюючих струмопровідним взуттям;

- захоронення одягу з синтетичних матеріалів та шовку, а також обручок і металевих прикрас тощо.

Заходи електробезпеки

До таких заходів відносяться:

- забезпечення недоступності струмоведачущих частин, що знаходяться під напругою;

- електричний розподіл мережі;

- усунення небезпеки за з'явлення напруги на корпусах, кожухах та частинах електроустаткування, що досягається використанням малих напруг, застосуванням подвійної ізоляції, вирівнюванням потенціалу, захисним заземленням, зануленням, захисним відключенням;

- застосування спеціальних електрозахисних засобів – переносних приладів і пристроїв;

- організація безпечної експлуатації електроустановок тощо.

Для усунення переходу напруги на корпус і на не струмоведачущі частини електричного і технологічного обладнання за замкнення на них одної з фаз застосовують захисне заземлення або занулення.

									Лист
									77
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.02.01.ПЗ				

Розрахунок заземлюючого контуру здійснюють, виходячи з умови, що загальний опір заземлюючого контуру $R_{ззп}$ повинен бути меншим за 4 Ом.

Загальний опір захисного заземлюючого пристрою визначається за формулою [18]:

$$R_{ззп} = \frac{R_3 R_{ш}}{R_{ш} \cdot n \cdot \eta_3 + R_3 \cdot \eta_{ш}}, \text{ Ом} \quad (4.9)$$

де R_3 – опір заземлювача, Ом;

$R_{ш}$ – опір штаби, яка з'єднує заземлювачі, Ом;

n – кількість заземлювачів;

η_3 – коефіцієнт екранування заземлювача; приймається в межах 0,2 – 0,9

$\eta_{ш}$ – коефіцієнт екранування з'єднуючої штаби; приймається 0,1 – 0,7.

Опір заземлювача визначається за формулою:

$$R_3 = \frac{\rho}{2\pi \cdot l} \left(\ln \frac{2 \cdot l}{d} + \frac{1}{2} \ln \frac{4 \cdot t + l}{4 \cdot t - l} \right), \quad (4.10)$$

де ρ – питомий опір ґрунту, Ом*м; для суглинку $\rho=200$ Ом*м;

l – довжина заземлювача; для стержнів $l = 10$ м;

d – діаметр заземлювача, м; для стержнів $d = 0,01 - 0,03$ м;

t – відстань від середини забитого в ґрунт заземлювача до рівня землі, м;

$$t = \frac{l}{2} + 0,5 = \frac{10}{2} + 0,5 = 5,5 \text{ м}, \quad (4.11)$$

$$R_3 = \frac{200}{2 \cdot 3,14 \cdot 10} \left(\ln \frac{2 \cdot 10}{0,02} + \frac{1}{2} \ln \frac{4 \cdot 5,5 + 10}{4 \cdot 5,5 - 10} \right) = 23,56 \text{ Ом}$$

Опір шваби, яка з'єднує заземлювачі, визначається за формулою:

$$R_{ш} = \frac{\rho}{2\pi \cdot L} \cdot \ln \frac{2 \cdot L^2}{b \cdot t'}, \quad (4.12)$$

де L – довжина шваби, що з'єднує заземлювачі, м; приблизно дорівнює периметру виробничої будівлі; $L = 400$ м;

b – ширина шваби; за прокладування зовні будівлі звичайно дорівнює 0,05м,

t' – глибина заземлення від рівня землі, звичайно приймається рівною 0,5м.

$$R_{uz} = \frac{200}{2 \cdot 3,14 \cdot 400} \cdot \ln \frac{2 \cdot 400^2}{0,05 \cdot 0,5} = 1,30 \text{ Ом}$$

Кількість заземлювачів захисного заземлюючого пристрою визначається за формулою:

$$n = \frac{2 \cdot R_3}{4 \cdot \eta_3} = \frac{2 \cdot 23,56}{4 \cdot 0,6} \approx 20, \quad (4.13)$$

де 4 – припустимий загальний опір, Ом; 2 – коефіцієнт сезонності.

Загальний опір заземлюючого пристрою:

$$R_{зп} = \frac{23,56 \cdot 1,3}{1,3 \cdot 20 \cdot 0,5 + 23,56 \cdot 0,4} = 1,22 \text{ Ом}$$

$R_{зп} < 4$ Ом. З цього можна зробити висновок, що розраховане заземлення забезпечить електробезпеку приміщення ЦПУ.

4.5 Заходи пожежної безпеки на виробництві

Система парогасіння забезпечена стояками, встановленими у всіх пожежонебезпечних місцях. Вся система парогасіння сухотрубна. Подача пара здійснюється від пожежних гребінок, розташованих в безпечних місцях.

Печі забезпечені системою парогасіння з дистанційним і автоматичним управлінням з попередніми оповіщенням обслуговуючого персоналу в разі аварії.

Первинні засоби пожежогасіння:

- вогнегасники порошкові типу ВП-9 і вуглекислотні ОУ, які встановлюються поблизу місць, де можливе виникнення пожежі.
- пісок, азбестове полотно, кошма.

										Лист
										79
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

Розміщення ящиків з піском і лопатами, азбестових полотен передбачається в безпосередній близькості від пожежонебезпечних місць.

Крім того, в компресорному залі, в приміщенні операторної, у пічного блоку і у реакторного блоку встановлені автоматичні і ручні сповіщувачі виникнення пожежі відповідно до ВНТП 28-79.

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		80

5 КОМПОНОВКА ТЕХНОЛОГІЧНОГО ОБЛАДНАННЯ

Сучасна нафтохімічна установка – це комплекс будівель та споруд, в якому розміщується обладнання, що визначається складом технологічної схеми виробництва, а також найбільш важливе обладнання, яке до складу технологічної схеми не входить.

В залежності від характеру виробництва та кліматичних умов обладнання можна розміщувати на відкритих майданчиках (відкрите компонування) та в закритих виробничих спорудах(закрите компонування).

Споруди для установки з відкритим компонуванням можуть бути одна або багатоповерховими; в першому випадку обладнання монтується на фундаментах, у другому – на постаментах.

За видом роботи постаменти поділяються на 2 типи: ті, що несуть (етажерки), та ті, що обслуговують апаратуру. Постаменти, що несуть апаратуру виконуються зі збірної або монолітної залізобетону та складаються з фундаментів, колон-стійок та ригелів, на які вкладаються збірні залізобетонні плити, що утворюють міжповерхові перекриття. Конструкції, що обслуговують, уявляють собою, як правило, металічні настройки на залізобетонних постаментах, чи виконані у вигляді самостійних конструкцій. Відстань між залізобетонними колонами та висота поверхів дорівнюють шести метрам.

Розташування технологічного обладнання поза спорудами є радикальним способом підвищення безпеки експлуатації обладнання, покращення умов праці, зниження капітальних вкладень в середньому на 15-20%.

Між промисловою зоною й житловим масивом передбачається санітарно-захисна зона, розміри якої обираються відповідно до «Санітарних норм проектування промислових підприємств».

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>	<i>Заєць</i>				<i>Компоновка технологічного обладнання</i>	<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Кер. Пр.</i>	<i>Глікіна</i>							
<i>Перев.</i>								
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Суворін</i>							
						<i>СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм</i>		

6 ЕКОЛОГІЯ ТА ОХОРОНА НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА

6.1 Характеристика відходів, що утворюються на виробництві

Таблиця 6.1 – Викиди до атмосфери [17]

№	Найменування викиду, джерело	Кількість викидів за видами, т/рік (г/с)	Періодичність	Умови (метод) ліквідації, знешкодження, утилізації	Встановлена норма вмісту забруднень у викидах, мг/м ³
1	1	2	3	4	5
2	Двухсекційна технологічна піч П-201 (секції: 200, 201) Димові гази. В тому числі:	Сумарний об'єм димових газів: $Q_c = 16,97 \text{ нм}^3/\text{с}$ $(61092 \text{ нм}^3/\text{год})$ $T = 320^\circ\text{C}$	Постійно	Розсіювання в атмосфері. Викид димових газів через димову трубу Висота 40 м Діаметр 0,94 м	ПДК _{р.з.} = 300 мг/м ³ ПДК р.з $\text{SO}_2 = 10 \text{ мг}/\text{м}^3$; ПДК р.з CO = 20 мг/м ³ ; ПДК р.з. = 5 мг/м ³ (в перерахунку на NO ₂)
	- метан	1,3005			
	- ангідрид сірчистий (SO ₂)	53,0610 (2,8163)			
	- вуглецю окис (CO)	8,0060 (0,3478)			
	- азота окисли (в перерахунку на NO ₂)	94,2482 (4,0939)			
2	Вентиляційні викиди з компресорної - метан	1,8189 (0,0867)	Постійно	Розсіювання в атмосфері. Викид через вентиляційну трубу на висоті 17,2 м	ПДК р.з. = 300 мг/м ³
3	Викиди з ємності Е-210 - насичені вуглеводні C ₁₂ ÷C ₁₉	$4,8 \cdot 10^{-6}$ ($1,65 \cdot 10^{-4}$)	Постійно	Розсіювання в атмосфері. Неорганізований викид	ПДК _{макс.разов.} = 1,0 мг/м ³ (в перерахунку на сумарний органічний вуглець)

ДП.02.01.ПЗ				
Зм.	Арк.	№Докум.	Підпис	Дата
Розроб.		Заєць		
Кер. Пр.		Глікіна		
Перев.				
Зав. Каф.		Суворін		
Охорона навколишнього середовища				
			Літ	Арк.
			Аркуші	
СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм				

№	Найменування викиду, джерело	Кількість викидів за видами, т/рік (г/с)	Періодичність	Умови (метод) ліквідації, знешкодження, утилізації	Встановлена норма вмісту забруднень у викидах, мг/м ³
1	1	2	3	4	5
4	Викиди з ємності Е-205 - насичені вуглеводні C ₁₂ ÷C ₁₉	0,0240 (0,0023)	Постійно	Розсіювання в атмосфері. Неорганізований викид на висоті 10,0 м	ПДК _{макс.разов.} = 1,0 мг/м ³ (в перерахунку на сумарний органічний вуглець)
5	Викиди МЕА з ємності Е-202 - моноетаноламін	9,0·10 ⁻⁶ (2,64·10 ⁻⁶)	Постійно	Розсіювання в атмосфері. Неорганізований викид на висоті 15,0 м	ПДК р.з. = 0,5 мг/м ³
6	Викиди з приймальної ємності МЕА Е-202 - моноетаноламін	1,24·10 ⁻⁵ (5,52·10 ⁻⁶)	Постійно	Розсіювання в атмосфері. Неорганізований викид на висоті 7,0 м	ПДК р.з. = 0,5 мг/м ³
7	Викиди від нещільностей обладнання (апаратний двір) - бензин нафтовий	114,9684 (7,5040)	Постійно	Розсіювання в атмосфері. Неорганізовані викиди на висоті 20,0 м	ПДК р.з. = 100 мг/м ³ (бензин нафтовий в перерахунку на вуглець)
8	Насосна блоку регенерації МЕА - аміак - сірководень	1,155 0,0035	Постійно	Розсіювання в атмосфері. Неорганізовані викиди на висоті 12,0 м	ПДК _{р.з.} =20 мг/м ³ ПДК _{р.з.} =10 мг/м ³

Таблиця 6.2 – Стічні води [17]

№	Найменування стічних вод, що скидаються, джерело	Кількість стоків, м ³ /год	Періодичність збросів	Напрямок викиду	Умови (метод) ліквідації, знешкодження, утилізації	Норми вмісту забруднень
1	1	2	3	4	5	6
2	Водяний конденсат	2 (при 45°C)	По мірі утворення	В промканалізацію	Очищення на очисних спорудах	Амонійні солі – не більше 200 мг/дм ³ Нафтопродукти – сліди Сірководень H ₂ S – сліди
3	Вода після пропарки і промивання апаратури	5-8 (при 45°C)	1-2 рази на рік	В промканалізацію	Очищення на очисних спорудах	Нафтопродукти – не більше 200 мг/дм ³ Водневий

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.02.01.ПЗ

Лист

83

№	Найменування стічних вод, що скидаються, джерело	Кількість стоків, $m^3/год$	Періодичність зборів	Напрямок викиду	Умови (метод) ліквідації, знешкодження, утилізації	Норми вмісту забруднень
1	1	2	3	4	5	6
						показник рН – не більше 8,5 Амонійні солі – не більше 200 mg/dm^3
4	Вода після прибирання приміщення насосної та компресорної	1,5	Один раз на добу	В промканалізацію	Очищення на очисних спорудах	Нафтопродукти – сліди Водневий показник рН – не більше 8,5
5	Зливові води з території установки	1,3	–	В промканалізацію	Очищення на очисних спорудах	–

Таблиця 6.3 – Тверді викиди [17]

№	Найменування відходу	Місце складування	Кількість відходів	Періодичність утворення	Умова (метод) та місце знешкодження	Примітка
1	1	2	3	4	5	6
2	Відпрацьований каталізатор гідроочищення (алюмо-кобальт-молібденовий або алюмо-нікель-молібденовий) і каталізатор верхнього шару (окис алюмінію та кремнію). Клас небезпеки – IV	Складується по мірі накопичення на площадці тимчасового збереження цеху, бочки. Вивозиться залізничним та автомобільним транспортом	14 $t/рік$	1 раз в 5 років	Реалізація спеціалізованим підприємством для вилучення металів	При утилізації вилучаються ресурсоцінні метали, що містяться у відпрацьованому каталізаторі

6.2 Розрахунок гранично-допустимого викиду

Максимальна разова ГДК для вуглеводнів нафтових за довідниковими даними складає 5,0 mg/m^3 .

Об'ємна витрата газоповітряної суміші з отвору джерела:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \cdot W_0 = \frac{3,14 \cdot 0,45^2}{4} \cdot 6 = 0,95 \text{ м}^3/\text{с}$$

Знаходимо значення параметру f :

$$f = \frac{10^3 \cdot W_0^2 \cdot D}{H^2 \cdot \Delta T} = \frac{10^3 \cdot 6^2 \cdot 0,45}{6^2 \cdot 115} = 3,91 \frac{\text{м}}{\text{с}^2 \text{К}}$$

При значенні параметру $f < 100$ розрахунок проводимо для нагрітої газоповітряної суміші.

Безрозмірний параметр m дорівнює:

$$m = \frac{1}{0,67 + 0,1\sqrt{f} + 0,34\sqrt[3]{f}} = \frac{1}{0,67 + 0,1\sqrt{3,91} + 0,34\sqrt[3]{3,91}} = 0,71$$

Для визначення коефіцієнту n визначаємо V_{\max} :

$$V_{\max} = 0,65 \cdot \sqrt[3]{\frac{V \cdot \Delta T}{H}} = 0,65 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,95 \cdot 115}{6}} = 1,7 \text{ м/с}$$

При значенні $0,3 < V_{\max} \leq 2$ та $f < 100$ значення n розраховуємо за формулою:

$$n = 3 - \sqrt{(V_{\max} - 0,3) \cdot (4,36 - V_{\max})} = 3 - \sqrt{(1,7 - 0,3) \cdot (4,36 - 1,7)} = 1,07$$

Гранично допустимий викид:

$$ГДВ = \frac{(ГДК - C_{\phi}) \cdot H^2 \cdot \sqrt[3]{V \cdot \Delta T}}{A \cdot F \cdot m \cdot n \cdot \eta} = \frac{(5 - 1,25) \cdot 6^2 \cdot \sqrt[3]{0,95 \cdot 115}}{120 \cdot 2,5 \cdot 0,71 \cdot 1,07 \cdot 1,2} = 2,36 \text{ г/с}$$

Значення приземної максимальної концентрації:

$$C_{\max} = \frac{A \cdot ГДВ \cdot F \cdot m \cdot n \cdot \eta}{H^2 \cdot \sqrt[3]{V \cdot \Delta T}} = \frac{120 \cdot 2,36 \cdot 2,5 \cdot 0,71 \cdot 1,07 \cdot 1,2}{6^2 \cdot \sqrt[3]{0,95 \cdot 115}} = 0,16 \text{ мг/м}^3$$

Розрахунок коефіцієнту d при $0,5 < V_{\max} \leq 2$ та $f < 100$:

$$d = 4,95 \cdot V_{\max} (1 + 0,28 \cdot \sqrt[3]{f}) = 4,95 \cdot 1,7 \cdot (1 + 0,28 \cdot \sqrt[3]{3,91}) = 12,13$$

Відстань, на якій очікується найбільша концентрація речовини X_{\max} :

при $F \geq 2$:
$$X_{\max} = \frac{5 - F}{4} \cdot d \cdot H = \frac{5 - 2,5}{4} \cdot 12,13 \cdot 6 = 45,49 \text{ м.}$$

Зону впливу підприємства визначає відстань L , яку знаходять:

									Лист
									85
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.02.01.ПЗ				

$$L = 10 \cdot X_{\max} = 10 \cdot 45,49 = 454,9 \text{ м.}$$

Відповідь: $\Gamma_{ДВ} = 2,36 \text{ г/с}$; $C_{\max} = 0,16 \text{ мг/м}^3$; $X_{\max} = 45,49 \text{ м}$; $L = 454,9 \text{ м}$.

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		86

7 ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА

7.1 Вихідні дані

Початкові дані

- 1) об'єм переробки – 116,03 т/год або 928 240 т/рік;
- 2) чисельність персоналу установки: 75 осіб, у т.ч. осн. робітники – 70 осіб;
- 3) вартість основних виробничих фондів цеху: 398496 тис. грн, у т.ч. вартість основного виробничого обладнання – 159398 грн;
- 4) годинна продуктивність устаткування за продукцією – 84,13 т/год;
- 5) сумарна тривалість ремонтних простоїв протягом року – 760 годин;
- 6) ціна на готову продукцію – 950 грн/т;
- 7) калькуляцію собівартості виробництва стабільного бензину-каталізату наведено в таблиці 7.1

Таблиця 7.1 – Калькуляція собівартості виробництва (базовий варіант)

Назва статті витрат	Од. вим	Витрати на випуск			Витрата на од. продукції
		Кількість	Ціна, грн	Сума, грн	
1	2	3	4	5	6
1 Сировина і допоміжні матеріали					
1.1 Нестабільний бензин	т	928240	520	482684800	717,17
Разом	грн			177410171	717,17
2 Енергетичні витрати					
2.1 Електроенергія	тис.кВт	10000	0,50	500000	0,743
2.2 Вода оборотна	тис. м ³	21	0,27	5,67	0,01
2.3 Стисле повітря технологічне	тис.м ³	18,3	1,20	21,96	0,01
2.4 Пара	Гкал	57,2	10,9	623,48	0,01
2.5 Азот	тис.м ³	19,524	0,21	4,10004	0,01
Разом	грн			500655,21	0,78

					ДП.02.01.ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>	<i>Заєць</i>				Економічна частина	<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушіє</i>
<i>Кер. Пр.</i>	<i>Глікіна</i>							
<i>Перев.</i>								
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Суворін</i>							
						СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм		

1	2	3	4	5	6
3 Зарплата основних робочих з нарахуваннями	грн			1932000	2,87
4 ВУЕУ, в т. ч. амортизація	грн			122850	0,18
5 Загальновиробничі витрати	грн			483000	0,72
Виробнича собівартість	грн			485723305	721,73

7.2 Організаційно-технічні заходи, що проектуються

У проектному варіанті процесу ректифікації пропонується заміна типу тарілок з клапанних баластних на приварені прямокутної форми типу «BDH» фірми «Sulzer Chemtech». Дане рішення дозволяє підвищити ефективність масообміну на тарілці, що призведе до підвищення продуктивності за бензином стабілізованим на 0,5%

7.3 Розрахунок річної виробничої потужності

Для безперервних хімічних процесів розрахунок річної виробничої потужності визначається за формулою:

$$P_p = N \cdot q_{год} \cdot T_{ef} \quad (7.1)$$

де P_p – величина річної виробничої потужності;

N – кількість паралельно працюючих однойменних одиниць устаткування, $N_0=1$, $N_1=1$;

$q_{год}$ – годинна продуктивність устаткування;

T_{ef} – ефективний фонд робочого часу устаткування, год.

$$T_{ef} = T_k - T_{рем}, \quad (7.2)$$

де T_k – фонд календарного часу, рівний 8760 год.;

$T_{рем}$ – сумарна тривалість ремонтних простоїв протягом року, год.

Річна виробнича потужність виробництва метанолу-ректифікату в діючому виробництві:

										Лист
										88
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.02.01.ПЗ					

$$Q_0 = 1 \cdot 84,13 \cdot (8760 - 760) = 673040 \text{ т/рік.}$$

Впровадження проектного заходу призведе до збільшення річного випуску продукції на 0,5%:

$$Q_1 = 1 \cdot 84,13 \cdot 1,005 \cdot (8760 - 760) = 676405,2 \text{ т/рік.}$$

де Q_0 та Q_1 – об'єми діючого та проектного виробництв відповідно

Індекс зміни об'єму переробки за рахунок впровадження проектного заходу складає

$$I_{\text{прод } Q} = \frac{Q_1}{Q_0} = \frac{Q_{\text{прод}}^{\text{проект}}}{Q_{\text{прод}}^{\text{діюч}}} = 1,005 \quad (7.3)$$

$$\Delta Q = 676405,2 - 6703040 = 3365,2 \text{ т/рік.}$$

7.4 Розрахунок матеріальних витрат на одиницю продукції

Вартість устаткування виробництва, що проектується визначається у відповідності до:

$$S_1 = S_0 + S_{\text{ввод}} - S_{\text{виб}} \quad (7.4)$$

де S_1 - вартість устаткування виробництва, що проектується;

S_0 - вартість устаткування у базовому варіанті;

$S_{\text{ввод}}$ - вартість устаткування, що вводиться;

$S_{\text{виб}}$ - вартість устаткування, що виводиться, визначається виходячи з кількості одиниць устаткування, що виводиться і їх ціни.

Таблиця 7.2 – Прейскурантна вартість устаткування, що вводиться

Найменування устаткування	Кількість, шт	Прейскурантна вартість, грн/шт	Прейскурантна вартість всього, грн
1	2	3	4
Тарілки прямокутними клапанами	54	450	24300

Таблиця 7.3 – Вартість устаткування, що виводиться

Найменування устаткування	Кількість, шт	Прейскурантна вартість, грн/шт	Прейскурантна вартість всього, грн
1	2	3	4
Тарілки клапанні балластні	54	700	37800

$$S_1 = 10552667000 + 24300 - 37800 = 10552653500 \text{ тис. грн.}$$

Розраховуємо капітальні вкладення, враховуючи витрати на монтаж у кількості 18% від прејскурантної вартості та транспорті витрати у кількості 10%.

$$K = 24300 + 24300 \cdot 0,18 + 24300 \cdot 0,1 = 31104 \text{ грн.}$$

7.5 Аналіз зміни собівартості продукції

Індекси зміни питомої витрати окремих видів матеріально-сировинних і енергетичних ресурсів розраховуються як відношення показників питомої витрати після впровадження заходу (q_1) до їх базових (q_0) значень:

$$I_{c(m,ен)}^e = \frac{q_{c(m,ен)1}}{q_{c(m,ен)0}} \quad (7.5)$$

Для знаходження зміни собівартості одиниці продукції в даному випадку проводять розрахунки за умовно-змінними статтями, які включають у себе сировину, матеріали, енерговитрати та розраховуються за формулою:

$$\Delta C_i = 100 \times (I_{c(m,ен)}^e \times I_{c(m,ен)}^u - 1) \times d_{cm} \times d_i, \% \quad (7.6)$$

де ΔC_i - зміна повної собівартості за рахунок зміни питомої витрати i -го виду матеріально-сировинного або енергетичного ресурсу, %

d_{cm} - питома вага статті витрат в повній собівартості продукції на діючому виробництві;

d_i - питома вага витрат на i -й вид ресурсів у статті витрат.

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		91

Таблиця 7.4 – Зниження повної собівартості

Статті витрат	Витрати на од. продукції у базовому варіанті		Зниження собівартості у проєктованому виробництві		Витрати на од. продукції у проєктованому виробництві
	грн./т	Питома вага в собівартості	%	грн/т	
1	2	3	4	5	6
1. Сировина, основні матеріали	717,17	99,37	0,005	3,59	713,6
2. Паливо і енергія	0,78	0,10	0,005	0,01	0,77
3. Зарплата основних робітників	2,87	0,40	0,005	0,01	2,86
4. ВУЕО	0,18	0,03	0,005	0,01	0,17
5. Загальнозаводські витрати	0,72	0,10	0,005	0,01	0,71
6. Повна вартість одиниці продукції	<u>721,73</u>	100	-	3,63	<u>718,11</u>

7.6 Розрахунок техніко-економічних показників

У даному розділі розраховуються основні техніко-економічні показники з метою характеристики ефективності проєктованих організаційно-технічних заходів.

Річний об'єм виробництва бензину-каталізатору у натуральному виразі:

- у діючому виробництві $Q_0 = 673040$ кг;

- у проєктованому виробництві $Q_1 = 676405,2$ кг.

Річний об'єм виробництва метанолу у вартісному виразі:

- у діючому виробництві

$Q_0 \cdot Ц = 673040 \cdot 950 = 639388$ тис. грн;

- у проєктованому виробництві

$Q_1 \cdot Ц = 676405,2 \cdot 950 = 642584,94$ тис. грн

Продуктивність праці робітників розраховується за формулою:

$$P_{np} = \frac{Q_p}{N}, \quad (7.7)$$

де Q_p – річний об'єм виробництва продукції, в натуральному виразі.

N – чисельність робітників, люд.

$P_{п0} = 673040 / 75 = 8973,87$ т/люд;

										Лист
										92
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

$$\Pi_{п1} = 676405,2 / 75 = 9018,74 \text{ т/люд};$$

Вартість основних фондів:

$$\Phi_0 = 10552667,0 \text{ тис. грн.}$$

$$\Phi_1 = 10552653,5 \text{ тис. грн.}$$

Фондовіддача розраховується за формулою:

$$f = \frac{Q_p}{\Phi_0} \tag{7.9}$$

$$f_0 = 639388 / 10552667 = 0,06 \text{ грн/грн}$$

$$f_1 = 642584,94 / 10552781,6 = 0,06 \text{ грн/грн}$$

Собівартість виробництва:

- у діючому виробництві $C_0 = 721,73 \text{ грн/т};$

- у проектуваному виробництві $C_1 = 718,11 \text{ грн/т.}$

Прибуток на одиницю продукції розраховується за формулою:

$$\Pi = \text{Ц} - \text{С} \tag{7.10}$$

$$\Pi_0 = 950 - 721,73 = 228,27 \text{ грн}$$

$$\Pi_1 = 950 - 718,11 = 231,89 \text{ грн}$$

Річний прибуток розраховується за формулою:

$$\Pi_p = (\text{Ц} - \text{С})Q_p \tag{7.11}$$

$$\Pi_{p0} = 228,27 \cdot 673040 = 153634,84 \text{ тис. грн.}$$

$$\Pi_{p1} = 231,89 \cdot 676405,2 = 156851,6 \text{ тис. грн.}$$

Рентабельність витрат на виробництво продукції визначається за формулою:

$$P = \frac{\Pi}{\text{С}} \cdot 100 \tag{7.12}$$

$$P_0 = 228,27 \cdot 100 / 721,73 = 31,63\%$$

$$P_1 = 231,89 \cdot 100 / 718,11 = 32,29\%$$

Економічний ефект від зниження собівартості для виробництва, що проектується розраховується за формулою:

$$E_p = \Delta C \cdot Q_p \tag{7.13}$$

де ΔC – зниження повної собівартості одиниці продукції в виробництві, що проектується за всіма статтями калькуляції, грн.

$$E_p = (721,73 - 718,11) \cdot 676405,2 = 2448,587 \text{ тис. грн.}$$

Термін впродовж якого окупаються капітальні вкладення, розраховується за формулою:

$$T_{ок} = 31104 / 2448587 = 0,013 \text{ року} = 0,5 \text{ міс.}$$

Результати розрахунку зводяться в таблицю 7.5.

Таблиця 7.5 – Основні техніко-економічні показники

Показник	Од. вимірювання	Базовий варіант	Проектоване виробництво	Зміна показника %
1	2	3	4	5
1. Річний випуск продукції:				
а) в натуральних одиницях;	т	673040	676405,2	+0,5
б) у вартісному виразі.	тис. грн.	639388	642584,94	+0,5
2. Чисельність робітників	осіб	75	75	0
3. Продуктивність праці	т/особу	8973,87	9018,74	+0,5
4. Вартість основних фондів	тис. грн.	10552667,0	10552653,5	0
5. Фондовіддача	грн./грн.	0,06	0,06	0
6. Повна собівартість одиниці продукції	грн.	721,73	718,11	-0,5
7. Прибуток на одиницю продукції	грн.	228,27	231,89	+1,59
8. Прибуток від реалізації товарної продукції	тис. грн.	153634,84	156851,6	+2,1
9. Рентабельність	%	31,63	32,29	0,66
10. Річний економічний ефект від зниження собівартості	тис. грн.		2448,587	

Як показує економічний розрахунок, внаслідок впровадження проєктованих заходів відбувається зниження собівартості на 0,5%, за рахунок збільшення випуску готової продукції. Збільшення прибутку становить 1,59%. Річний економічний ефект становить 2448,587 тис. грн.

ВИСНОВКИ

За результатами виконання дипломної роботи розроблена установка каталітичного крекінгу потужністю 1,5 млн. т/ рік, блок ректифікації продуктів. В ході написання роботи:

1. виконано аналітичний огляд з історії розвитку процесу каталітичного крекінгу, схем існуючих установок та фізико-хімічних основ процесу крекінгу та ректифікації;

2. запропонована заміна існуючих тарілок ректифікаційної колони (стабілізації бензину-каталізату) з клапанних баластних на клапанні прямокутні приварні;

3. виконано матеріальні та теплові розрахунки, розрахунок реактору каталітичного крекінгу, наведено характеристику обладнання блоку ректифікації;

4. перелічені контрольно-вимірювальні прилади, необхідні для безпечного та точного ведення процесу окислення гудрону;

6. приділено увагу питанням охорони праці на виробництві та вказано заходи запобігання небезпечних виробничих факторів;

7. розроблено план цеху установки;

8. надано характеристики утворених відходів у вигляді таблиць, розраховано ГДВ;

9. розраховані техніко-економічні показники, визначено зниження собівартості бензину- каталізату на 0,5% внаслідок проведення технічних заходів з заміни тарілок.

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		95

АНОТАЦІЯ

В дипломному проекті розроблено процес каталітичного крекінгу потужністю 1,5 млн. т/рік, блок ректифікації продуктів крекінгу.

Для підвищення роботи ректифікаційного блоку пропонується заміна контактних пристроїв стабілізаційної колони.

Розраховано матеріальні та теплові баланси процесу. Приведено розрахунок реактору каталітичного крекінгу. Зроблено розрахунок собівартості виробництва продукції та техніко-економічних показників.

АННОТАЦИЯ

В дипломном проекте разработан процесс каталитического крекинга мощностью 1,5 млн. т / год, блок ректификации продуктов крекинга.

Для улучшения работы ректификационной блока предлагается замена контактных устройств стабилизационной колонны.

Рассчитано материальные и тепловые балансы процесса. Приведен расчет реактора каталитического крекинга. Произведен расчет себестоимости производства продукции и технико-экономических показателей.

ANNOTATION

In the diploma project, a catalytic cracking process with a capacity of 1.5 million tons / year, a rectification unit for cracking products was developed.

To improve the operation of the rectification unit, it is proposed to replace the contact devices of the stabilization column.

Material and heat balances of the process have been calculated. The calculation of the catalytic cracking reactor is presented. The calculation of the production cost and technical and economic indicators has been made.

					<i>ДП.02.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		96

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Агафонов А.В., Абаева Б.Т., Окиншевич Н.А. Новости нефтяной и газовой техники // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2014. – № 1. – С. 18-21
2. Масагутов Р.М. Алюмосиликатные катализаторы и изменение свойств при крекинге нефтепродуктов. – М., Химия, 2016. – 272 с.
3. Ганцев А. В. Современное состояние и перспективы развития процесса каталитического крекинга нефтяного сырья / А. В. Ганцев, М. В. Виниченко // Universum: химия и биология. – №12 (66). – 2019.
4. Сериков П.Ю., Зайцева Н.П., Смидович Е.В. Интенсификация процесса каталитического крекинга добавками тяжелого каталитического газойля // Химия и технология топлив и масел. – 2017. – № 3. – С. 7-9
5. Козин В.Г. Современные технологии производства компонентов моторных топлив: Учебное пособие / В.Г. Козин, Н.Л. Солодова, А.И. Абдуллин, Н.Ю. Башкирцева. – Казань: Изд-во Казан. гос. технол. ун-та, 2016. – 328 с.
6. Ахметов С.А. Физико-химическая технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие. – Уфа: УГНТУ, 2014. – 304 с.
7. Knight J., Mehlberg K. Maximize propylene from your FCC unit. Environ. Eng. Res. 2014. V. 9. No. 2. P. 33-34
8. Kim J.-S. Pyrolysis of plastic waste using the non-catalytic hamburgprocess and a catalytic process using the cycledspheres-reactor. Environ. Eng. Res. 2014. V. 9. No. 1. P. 31-37
9. Сафин З.И. Комплексная оценка нефтеперерабатывающих заводов и заводов по переработке тяжелых нефтей и природных битумов / З.И. Сафин А.Ф. Кемалов, Р.А. Кемалов, Н.А. Терентьева // Вестник Казанского технологического университета. – 2016. – Т. 14. – № 9. – С. 188-191

					ДП.02.01.ПЗ	Лист
						97
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

10. Venuto P.B., Habib E.T. Catalyst-feedstock-engineering interactions in fluid catalytic cracking. *Catal. Rev.* 2016. V. 18. No. 1. P. 25
11. Ткачев С.М., Хорошко С.И. и др. Каталитический крекинг миллисеконд (MSCC) Учебное пособие. – Новополоцк, ПГУ, Мозырский НПЗ, 2002. – 173 с.
12. Seth D., Sarkar A. Thermal pyrolysis of polypropylene: effect of reflux condenser on the molecular weight distribution of products. *Chemical Engineering Science.* 2014. V. 59. No. 12. P. 2433-2445.
13. Wang Y.-Z. Solubility Parameters of Poly (sulfonyldiphenylene phenylphosphonate) and Its Miscibility with Poly (ethylene terephthalate). *Journal of Polymer Science: Part B: Polymer Physics.* 2013. V. 41. P. 2296-2301
14. Александров И. А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке / И. А. Александров. – М.: Химия, 1981. – 352 с.
15. Ахметов С. А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов / С. А. Ахметов. – Уфа: Гилем, 2002. – 672 с.
16. Танатаров М.А. Технологические расчеты установок переработки нефти. – М.: Химия, 1987. – 352.
17. Регламент установки Г-43-107М/1 ПРАТ «ЛиНИК», 2009.
18. Стенцель Й.І. Автоматизація технологічних процесів хімічних виробництв: Навч. посіб.. – К.: ІСДО, 1995. – 360с.
19. Пожароопасность веществ и материалов и средств их тушения: Справ. изд. в 2 книгах / А.Н. Баратов, А.Я.Корольченко, Г.Н.Кравчук – М.: Химия, 1990. – 496 с.
20. Карнаух, Н.Н. Охрана труда: Учебник – М.: Юрайт, 2011. – 380 с.