

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 виробництва водню потужністю 40 тис. т/рік**

Виконав: здобувач вищої освіти групи ТПВ-19дм

Унісіхіна В. О.  
(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**

Унісіхіної Валерії Олександрівни

**1. Тема роботи :**

Проект установки виробництва водню потужністю 40 тис. т/рік

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. Компоновка 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. Реактор риформінгу. Вид загальний (1 лист).
  3. Реактор риформінгу. Вузли та деталі (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

\_\_\_\_\_ Унісіхіна В.О.  
( підпис ) (прізвище та ініціали)

Керівник роботи

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

Формат	Зона	Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	При- мітка
				<u>Текстові документи</u>		
A4			ДП.06.01.ПЗ	Пояснювальна записка	117	
				дипломного проекту		
				<u>Графічні документи</u>		
A3			ДП.06.02.СХ	Схема технологічна	1	
A3			ДП.06.03.ВЗ	Реактор риформінгу.	1	
				Вид загальний		
A3			ДП.06.04.001	Реактор риформінгу.	1	
				Вузли та деталі		
A3			ДП.06.05.МБ	Таблиця матеріального	1	
				балансу		
A3			ДП.06.06.Пл	План цеху	1	
A3			ДП.06.07.ТЕП	Техніко-економічні	1	
				показники		

					<b>ДП.06.01.ПЗ</b>		
Зм.	Арк.	№Докум.	Підпис	Дата			
Розроб.		Унісіхіна					
Перевірів		Глікіна					
Консульта							
Н. Контр.							
Зав. Каф.		Суворін					
<b>Відомість дипломного проекту</b>					Літ	Арк.	Аркушіє
					<b>СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм</b>		

## РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка містить 115 сторінок друкованого тексту, 13 рисунків, 52 таблиці, 18 використаних літературних джерел.

Аркушів графічної частини – 6.

### ВОДЕНЬ, ПАРОВА КОНВЕРСІЯ, ГІДРОГЕНІЗАЦІЙНІ ПРОЦЕСИ, КАТАЛІТИЧНИЙ РИФОРМІНГ, ВОДЕНЬВМІСНИЙ ГАЗ

Метою дипломного проекту є розробка процесу виробництва водню у складі установки каталітичного риформінгу бензинів потужністю 40 тис. т/рік.

В дипломному проекті розглянуто способи виробництва водню на нафто-переробних заводах, зроблено огляд існуючих технологій та схем виробництва, фізико-хімічні основи процесу.

Розроблена принципова технологічна схема процесу.

В пояснювальній записці наведений матеріальний та тепловий баланси. Проведено конструктивний розрахунок реактору каталітичного риформінгу. Надано характеристику обладнання установки, підібрані КВПіА.

Висвітлені питання утворення відходів на виробництві.

Розглянуті характерні шкідливі виробничі чинники та запропоновані способи захисту робітників.

Проведено розрахунок техніко-економічних показників.

					<b>ДП.06.01.ПЗ</b>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>		<i>Унісіхіна</i>			<b>РЕФЕРАТ</b>	<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Кер. Пр.</i>		<i>Глікіна</i>						
<i>ПереТТ.</i>								
<i>Н. Контр.</i>								
<i>Затверди</i>		<i>Суворін</i>						
						<b>СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм</b>		

## ЗМІСТ

Вступ	8
1 Техніко-економічне обґрунтування	10
1.1 Аналітичний огляд і патентний пошук	10
1.2 Обґрунтування способу виробництва об'єкту	33
1.3 Характеристика сировини та готової продукції	35
Імпортний	36
1.4 Фізико-хімічні основи виробництва	38
2 Технологічна частина	42
2.1 Нові технічні рішення	42
2.2 Опис технологічної схеми	42
2.3 Матеріальні розрахунки	46
2.4 Теплові розрахунки	65
2.5 Підбір і розрахунок основного апарату	74
2.6 Вибір технологічного обладнання	82
3 Контроль та автоматизація виробництва	84
4 Охорона праці	88
4.1 Характеристика застосовуваних і одержаних речовин	88
4.2 Небезпечні і шкідливі виробничі фактори на виробництві, що проектується або досліджується	89
Основні небезпеки виробництва, обумовлені: характерними властивостями сировини, напівпродуктів, готової продукції, відходів виробництва, особливостями технологічного процесу або виконання окремих виробничих операцій, особливостями використаного устаткування і умовам його експлуатації, порушеннями правил безпеки що працюють.	90

					<i>ДП.06.01.ПЗ</i>		
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>			
<i>Розроб.</i>		<i>Унісіхіна</i>			<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушіє</i>
<i>Кер. Пр.</i>		<i>Глікіна</i>					
<i>Перев.</i>					<b>ЗМІСТ</b>		
<i>Зав. Каф.</i>		<i>Суворін</i>			<b>СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм</b>		

4.3 Класифікація і категорійність виробництва і його приміщень, що проектується або досліджуються	91
4.4 Заходи щодо запобігання шкідливих і небезпечних виробничих факторів	92
4.5 Заходи пожежної безпеки на виробництві	100
5 Компонівка технологічного обладнання	102
6 Екологія та охорона навколишнього середовища	103
6.1 Характеристика відходів, що утворюються на виробництві	103
6.2 Розрахунок гранично-допустимого викиду	105
7 Економічна частина	107
7.1 Розрахунок собівартості на діючому виробництві	107
7.2 Коротка характеристика проектних заходів дипломного проекту	109
7.3 Калькуляція собівартості основної продукції на проектованому виробництві	109
7.4 Розрахунок техніко-економічних показників діяльності підприємства в проектованому періоді	111
Висновки	113
Анотація	114
Список літератури	115

## ВСТУП

На сьогоднішній день водень активно використовується в різних галузях хімічної та нафтохімічної промисловості. Водень використовують у великих кількостях для синтезу аміаку і метилового спирту, для гідроочищення нафтопродуктів, в процесах гідрокрекінгу, гідрування бензолу в циклогексан, оксо-синтезу і ін. Рідкий водень служить паливом для космічних ракетних двигунів. Водень застосовують як захисне середовище і відновник при веденні ряду металургійних процесів. У паливних елементах перетворюють хімічну енергію водню в електричну.

На жаль, водень в чистому вигляді практично не зустрічається в природі, тому завдання його отримання, концентрування і очищення від домішок мають величезне значення.

Основними способами отримання чистого водню в промисловості є електроліз води і конверсія коксу або метану. Крім того, водень отримують витяганням і концентрування з різних газових сумішей нафтохімічних процесів.

Найефективніший спосіб виробництва водню – паровий риформінг легких вуглеводнів, який відрізняється відносно низьким енергоспоживанням і найкращим співвідношенням  $H_2 / CO$ .

Протягом багатьох років удосконалювалися технології вилучення та концентрування, що дозволяють отримувати водень з різних джерел сировини. В результаті вченим вдалося створити обладнання, яке може витягувати водень з газових сумішей. Завдяки цьому водень можна повернути в виробничий цикл, істотно зменшивши втрати. Крім цього, витяг водню з газової суміші позитивно позначається на екології навколишнього середовища. Отримуючи водень з паливних, залишкових і скидних газів, можна значно підвищити економічну ефективність процесів виробництва.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		8



У Водневій стратегії ЄС зазначається, що в Україні є потенціал для встановлення 10 ГВт потужностей з виробництва "зеленого" водню. Це дозволяє залучити у розвиток галузі до 20 млрд євро.

За оцінками експертів, Україна на сьогоднішній день має другий в Європі потенціал відновлюваної енергетики. Чотири регіони півдня-Херсонська, Одеська, Миколаївська, Запорізька області – здатні забезпечити половину потреб країн Євросоюзу в енергії.

За оцінками Єврокомісії загальна кількість інвестицій у водень до 2030 року складе €430 млрд.

На виробництво водню планується витратити €220 млрд, з яких 160 будуть спрямовані на отримання водню завдяки електроенергії сонячних і вітрових електростанцій.

Наразі в Міненерго розглядають можливість будівництва першого заводу з виробництва водню в Україні. Його планують звести до кінця 2021 року.

Водневий газ горить чистіше і ефективніше, ніж будь-яке інше паливо, а побічним продуктом горіння є тільки вода. Тому в майбутньому попит на водень буде далі зростати через вимог виробництва більш чистих і легких палив.

					<i>ДП.06.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		9

# 1 ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНЕ ОБҐРУНТУВАННЯ

## 1.1 Аналітичний огляд і патентний пошук

В даний час основним методом виробництва водню на нафтопереробних заводах є парова каталітична конверсія вуглеводнів. Метод технологічно і апаратурно добре розроблений і є поки економічно найбільш ефективним.

Каталітичну конверсію природнього газу (або метану) водяною парою здійснюють під тиском до 4,0 МПа при температурі газу на виході 1033-1173К в залежності від необхідного складу газової суміші. Суміш вуглеводнів і пари води подається в реакційні труби, що знаходяться в топці печі і поглинаючи від неї тепло. Процес проводять на каталізаторах Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

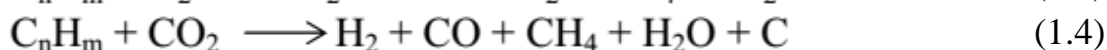
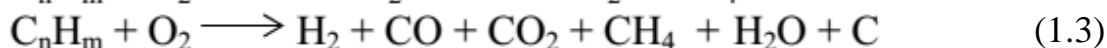
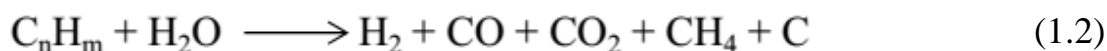


Проведення процесу конверсії метану сумішшю водяної пари і діоксиду вуглецю дозволяє широко варіювати відношення H<sub>2</sub>:CO в синтез-газі [1].

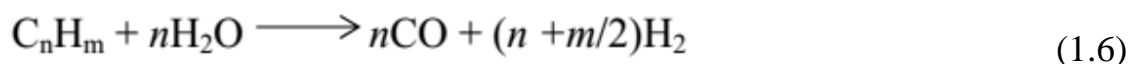
Найбільш поширеним і економічним способом отримання водню є парова каталітична конверсія легких вуглеводнів (C<sub>1</sub>-C<sub>7</sub>) в трубчастих печах. Для отримання водню чистотою 95-98% використовують процеси конверсії вуглеводнів, конверсії CO, відмивання CO<sub>2</sub>, метанування залишкових оксидів вуглецю. Водень з чистотою 99% синтезують методом криогенної очищення. Для отримання водню більш високого ступеня чистоти (99,99%), газ після конверсії подають на адсорбційну або мембранну очистку, де з нього віддаляються практично всі домішки. Установки всіх трьох типів широко використовують у промисловості [2].

					<b>ДП.06.01.ПЗ</b>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		<i>Лім</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушіє</i>
<i>Розроб.</i>		<i>Унісіхіна</i>			<b>Техніко-економічне обґрунтування</b>			
<i>Кер. Пр.</i>		<i>Глікіна</i>						
<i>Перев.</i>								
<i>Зав. Каф.</i>		<i>Суворін</i>						
						<b>СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм</b>		

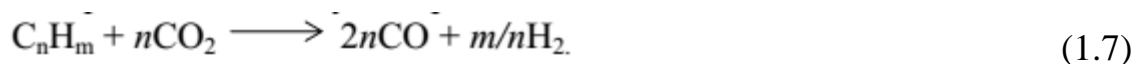
При підвищених температурах вуглеводні реагують з водяною парою, діоксидом вуглецю, киснем відповідно до рівнянь (1.2) – (1.5).



Як правило, конверсія вуглеводнів протікає в області, в якій утворення вуглецю термодинамічно несприятливе. При температурах нижче 700 К і підвищених тисках основними продуктами реакції є  $CH_4$  і  $CO_2$ . При високих температурах (вище 1500 К) реакції протікають практично до утворення  $H_2$  і  $CO$



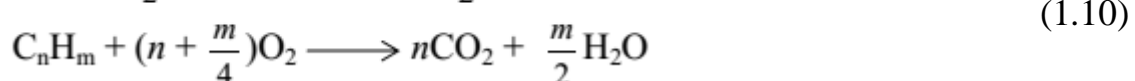
Для отримання газу необхідного складу в сировину вводять діоксид вуглецю і здійснюють процес паро-вуглекислотної конверсії. У цьому випадку протікає також реакція (1.7).



Як і у випадку реакцій парової конверсії вуглеводнів, реакція паро-вуглекислотної конверсії метану оборотна (1.8); решта вуглеводнів конвертується повністю.



Для проведення процесу в автотермічний режим здійснюють паро-кисневу і паро-киснево-повітряну конверсію вуглеводнів (1.9, 1.10).



Реакції ці практично незворотні, переважання однієї з них залежить від кількості окиснювача і параметрів процесу. Реакції високоекзотермічні і можуть служити джерелом енергії для здійснення ендотермічних реакцій

Схеми всіх сучасних установок для виробництва водню методом парової каталітичної конверсії вуглеводнів включають наступні стадії: підготовка сировини, парова конверсія вуглеводнів, конверсія окису вуглецю і очищення отриманого водню. Необхідною елементом схем більшості установок є обладнання для отримання і використання пара і тепла. До складу установок часто включають компресори для стиснення сировини і водню.

Схема однієї з установок для виробництва водню парової каталітичної конверсією нафтозаводського газ, що набули широкого поширення, при тиску 2,0-2,5 МПа показана на рис. 1.1. Нафтозаводський газ стискається компресором 10 до 2,6 МПа, підігрівається в підігрівач 7 до 300-400 °С і подається в реактори 2 і 3 для очищення від сірчистих сполук. У разі використання в якості сировини бензину, останній подають насосом, змішують з воденьвмісним газом, випаровують і підігрівають до тієї ж температури. При використанні природного газу до нього також додають воденьвмісний газ. До очищеного газу в змішувачі 11 додається перегріта до 400-500 °С водяна пара і отриману парогазову суміш подають на парову каталітичну конверсію вуглеводнів (в деяких випадках парогазову суміш додатково підігрівають).

Конверсія вуглеводнів ведеться в печі 12 при 800-900 °С і 2,4–2,2 МПа над нікелевим каталізатором. Реакційні труби обігріваються в радіантній секції печі за рахунок спалювання опалювального газу. Опалювальний газ підігрівають до 70–100 °С, щоб запобігти конденсації води і вуглеводнів в пальниках. Повітря для горіння подається повітродувкою 4 в повітропідігрівач 6, де він за рахунок тепла відхідних димових газів нагрівається до 300–400 °С і надходить в горстки. Велика кількість печей не мають підігрівачів повітря, тому виключається зі схеми і повітродувки.

					<i>ДП.06.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		12

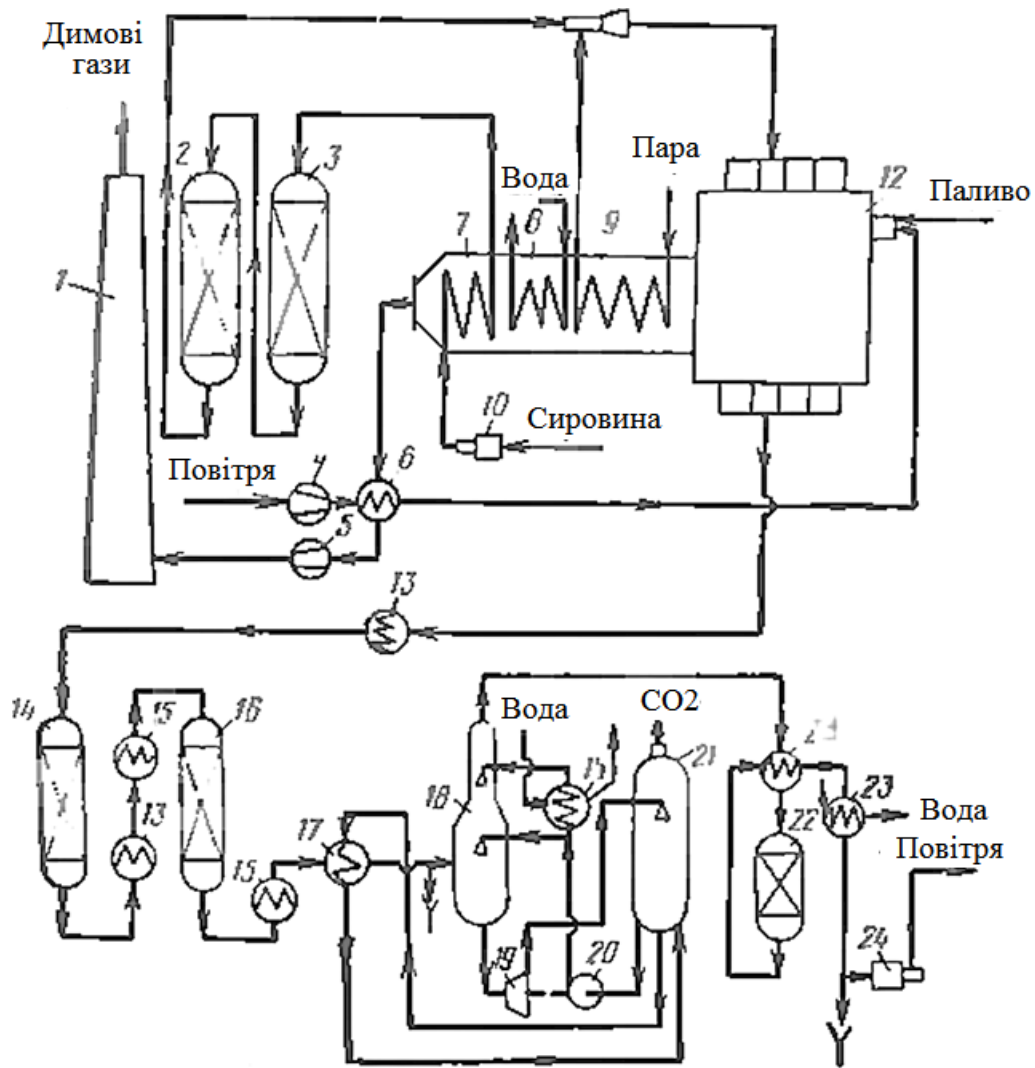


Рисунок 1.1 – Схема установки для виробництва водню парової каталітичної конверсією вуглеводнів при тиску 2,0-2,5 МПа:

1 - димова трубі; 2 - реактор поглинання  $H_2S$ ; 3 - реактор гідрування; 4 - повітродувка; 5 - димосос; 6 - підігрівач повітря, 7 - підігрівач сировини; 8 котел-утилізатор на тракті димового газу; 9 - паропідігрівач; 10 - компресор; 11 - змішувач 12 - піч парової конверсії; 13 - котел-утилізатор на тракті конвертованого газу 14 - реактор середньотемпературної конверсії  $CO$ ; 15 - підігрівачі; 16 - реактор низькотемпературної конверсії  $CO$ ; 17 - теплообмінник для нагріву розчину  $K_2CO_3$ ; 18 абсорбер для очищення від  $CO_2$ ; 19 - турбіна; 20 - насос; 21 - регенератор; 22 - реактор метанування; 23 - холодильник, 24 - компресор для стиснення  $H_2$

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Димові гази з температурою 950-1100 °С переходять з радіантної секції печі в конвекційну, де встановлений котел-утилізатор 8 і 9 для виробництва і перегріву пара, а також підігрівач сировини 7. Димові гази відсмоктуються димососом 5 і викидаються в атмосферу через димову трубу 1. Конвертований газ, зібраний в загальний колектор, направляється в котел-утилізатор 13, де охолоджується до 400-450 °С.

Для більш тонкого регулювання температури парогазової суміші після котла-утилізатора впорскують невеликі кількості хімічно очищеної води або конденсату. Потім парогазова суміш подається на I ступінь середнетемпературної конверсії окису вуглецю над железохромовим каталізатором в реактор 14. Після I ступені конверсії CO температуру парогазової суміші знижують до 260-230 ° С спочатку в котлі-утилізатори 13, потім в підігрівачі води 15.

Поряд з описаною установкою на нафтопереробних заводах діють установки для виробництва водню при низькому тиску (рис. 1.2). Вуглеводневий газ підводять на установку стисненим до 0,3 - 0,6 МПа. Його підігрівують спочатку до 100 ° С в паропідігрівача, потім до 350-400 ° С в підігрівачі 7 за рахунок тепла конвертованого газу. Далі вуглеводневий газ очищується від сірчистих сполук в двох послідовно встановлених реакторах 6 (на схемі показаний один), заповнених поглиначем 282-Cu і 282-Zn. Всього на установці є три реактора, з яких один є резервним.

Процес парової конверсії вуглеводнів ведуть в вертикальних трубчастих реакторах, заповнених каталізатором і розміщених в печі для забезпечення зовнішнього обігріву. Внутрішній діаметр реакційних труб на установках, що працюють при 1,2-2,5 МПа, становить 90-130 мм при товщині стінки 15-20 мм. Висота реакційних труб 10-14 м. На установках, що працюють при низькому тиску (до 0,3 МПа), використовують грубі більшого діаметра (130-200 мм), меншої товщини (8- 10 мм) і висоти (8-10 м) . На

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
						14
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

сучасних установках потужністю 30-40 тис. т в рік в печі встановлюють 170-250 реакційних труб, розташованих в 1-4 блоках.

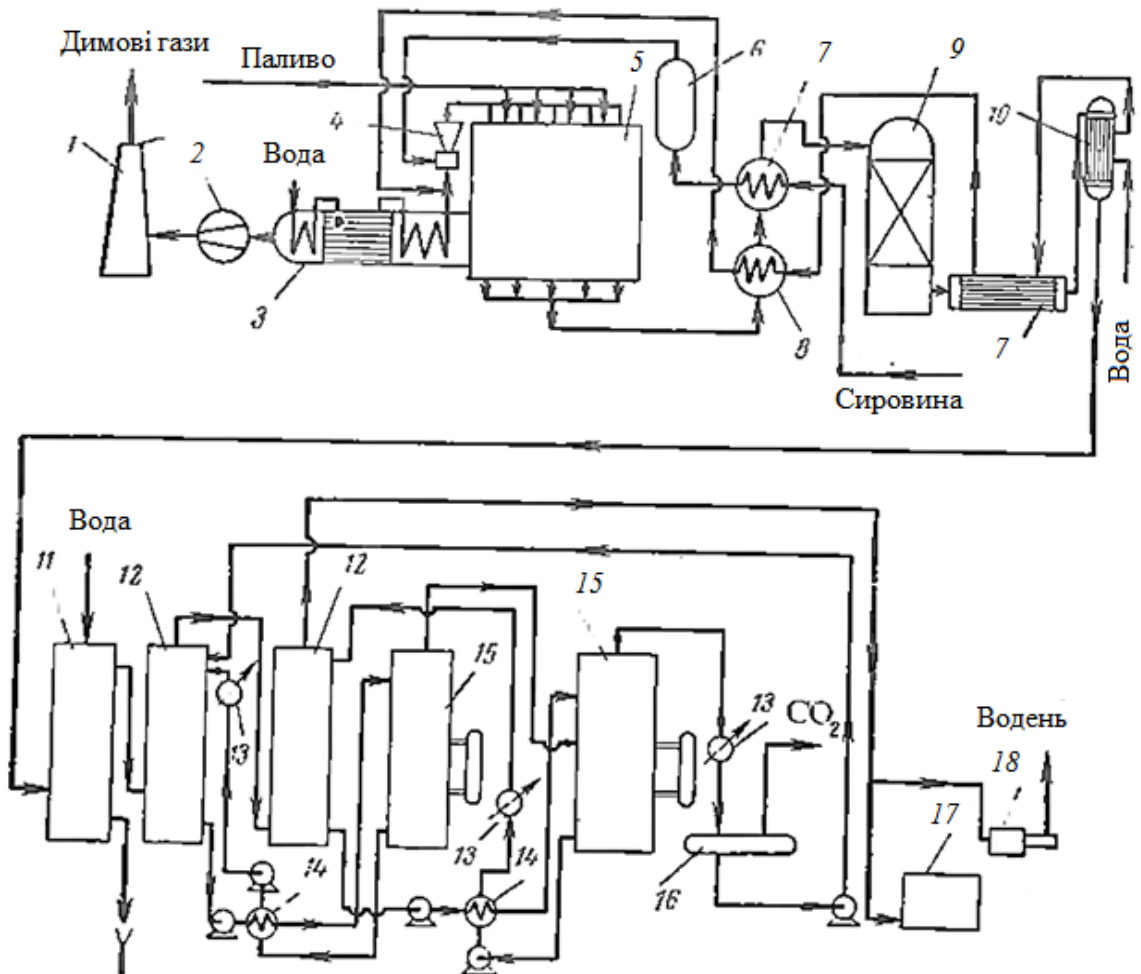


Рисунок 1.2 – Схема установки для виробництва водню паровою конверсією вуглеводнів при низькому тиску:

1 димова труба; 2 - димосос; 3 котел-утилізатор; 4 - змішувач; 5 - піч парової конверсії; 6 - реактор поглинання сірчистих сполук; 7 - підігрівач сировини-8 - пароперегрівач; 9 - конвертор окису вуглецю; 10 - водопідігрівач; 11 - скруббер; 12 - абсорбери I і II ступенів, 13 - холодильнику; 14 - теплообмінники; 15 - регенератори I і II ступенів; 16 - збірник; 17 - газгольдер; 18 - компресор

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

15

Трубочаста піч – найбільш складний, дорогий і в той же час найменш надійний апарат установки для виробництва водню. Вартість трубочастої печі разом з котлом-утилізатором становить близько 25% від капітальних вкладень у спорудження всієї установки.

У виробництві водню застосовують в основному печі прямокутного перетину з одно-, дво- і багаторядним розташуванням труб. Відомі конструкції печей з однорядним зигзагоподібним розташуванням труб, проте такі печі не набули поширення, так само як і печі круглого перетину з радіальними і кільцевими рядами труб. Печі опалюються газоподібним паливом, очищеним від сірчистих сполук, нафлезаводського або природним газом. Печі можна опалювати і легким рідким малосірчистих паливом, але обігрів рідким паливом практично не здійснюють.

Інший метод, також добре розроблений, але що вимагає більш високих експлуатаційних витрат і капітальних вкладень, – паро-киснева газифікація нафтових залишків. Водень в процесах часткового дегідрування (каталітичний риформінг бензину, каталітичне дегідрування бутану з отриманням бутилену і дегідрування бутилену з отриманням бутадієну, піроліз етану), є хоча і цінним, але побічним продуктом. Особливо значні ресурси водню, отриманого на НПЗ в процесі каталітичного риформінгу бензину.

Газифікація нафтових залишків на паро-кисневому дуття протікає при 1300-1400 ° С. Газ, що містить в основному водень і окис вуглецю, піддається конверсії окису вуглецю з водяною парою при 430-450 ° С і далі з нього віддаляється утворилася двоокис вуглецю. Найпростішим способом підготовки гарячого газу до конверсії може з'явитися його охолодження після газогенератора за рахунок випаровування води. Принцип «загартування» газу водою визначає і оформлення майже всіх наступних операцій перетворення отриманого газу в водень.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		16



Установка для виробництва водню повинна бути обладнана установкою для виробництва кисню методом глибокого охолодження повітря і подальшим його фракціонуванням. Установки для виробництва кисню можуть бути різної потужності. На отримання 1 м<sup>3</sup> О<sub>2</sub> витрачається 2,16–2,88 МДж енергії для приводу повітряних компресорів. У разі застосування парових турбін для компресорів ця установка може бути по пару пов'язана з установкою для виробництва водню. В турбіну подають пар високих параметрів з установки для виробництва Н<sub>2</sub>, і частина його після турбіни відбирають з тиском 3,5 МПа, направляючи на конверсію. Такі зв'язку хоча і дозволяють економити паливо, ускладнюють експлуатацію.

У процесі газифікації виходить газ з температурою 1300- 1400 ° С, його направляють в котел-утилізатор, в якому проводиться насичений пар. Газ, охолоджений в котлі-утилізатори до 200-300 °С, подається в систему очищення від сажі водою (рис. 1.3). Очищення проводиться в два ступені. Спочатку газ зрошують гарячою водою з тим температур 70-90 °С, при цьому в водовідокремлювачі 3 вловлюється основна кількість сажі. Газ насичується водяними парами і за рахунок випаровування води охолоджується до 80-90 ° С. У II ступені - скруббері 4 - проводиться тонке очищення газу від сажі промиванням чистішою охолодженої водою і охолодження газу до 30-40 °С. Воду після I ступеня освітлюють (видаляючи сажу) і подають насосом на II ступінь. Частина води скидають, одночасно додаючи У контур циркуляції води II ступені свіжу воду.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
						17
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

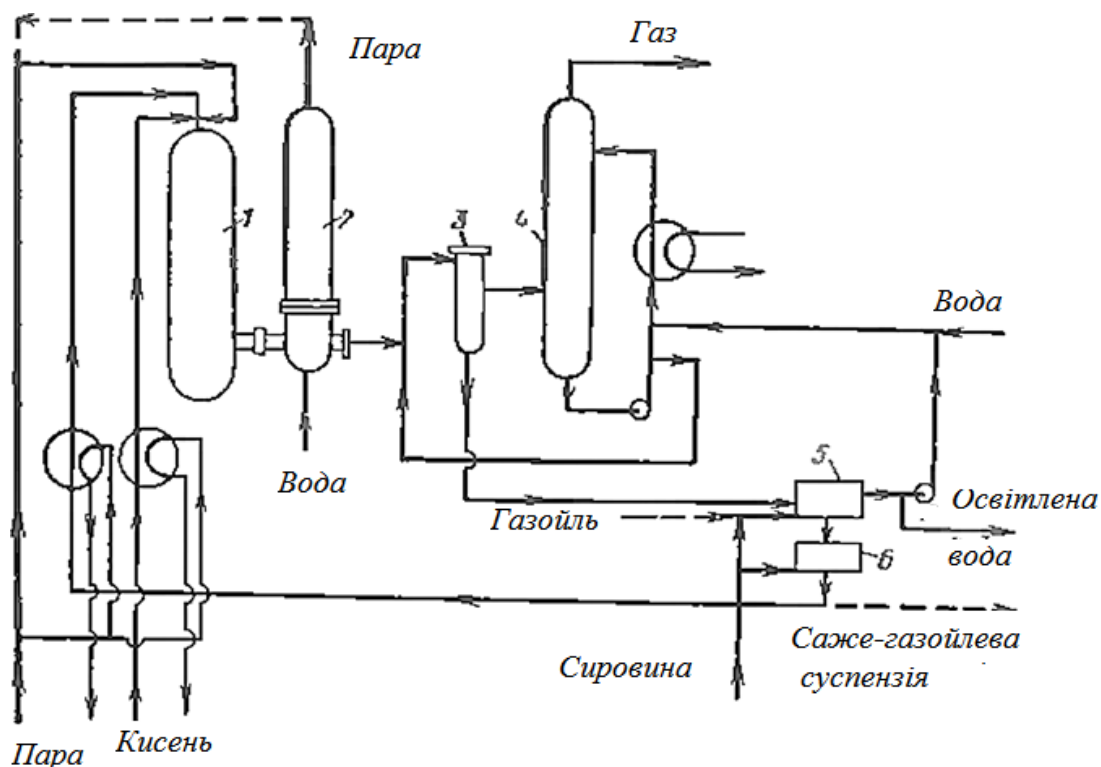


Рисунок 1.3 – Схема паро-кисневої газифікації нафтових залишків фірми Shell:

- 1 - газогенератор; 2 котел-утилізатор; 3 - водовідокремлювач; 4 - скруббер; 5 - апарат для грануляції; 6 – змішувач

На нафтопереробних і нафтохімічних заводах є значні ресурси воденьвмісних газів, які не можуть бути ефективно використані для гідрогенізаційних процесів через низьку концентрацію в них водню або присутність шкідливих домішок. Виникає необхідність концентрування водню, виділення його з таких газів.

Що стосується інших методів (розщеплення вуглеводнів, металопаровий метод, електроліз води, термохімічні методи), вони не знайшли застосування у виробництві водню для нафтопереробної і нафтохімічної промисловості.

У загальному балансі водню на НПЗ частка воденьвмісного газу, що надходить з установок каталітичного риформінгу бензину, досить велика. Каталітичний риформінг бензинових фракцій призначений для підвищення

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

октанового числа бензину і отримання ароматичних вуглеводнів, наприклад бензолу, толуолу та ін.

Каталітичному риформінгу піддається прямогонна фракція 85–180 ° С, вихід якої на нафту становить 15–20%. Б процесі гідроочищення гасу, дизельного палива і вакуумного газойля в невеликих кількостях виходить низькооктановий бензин, який також направляють на каталітичний риформінг. Нарешті, при глибокій переробці нафти кількість бензину, що направляється на каталітичний риформінг, може значно зрости за рахунок низькооктанового бензину, отриманого в процесі гідрокрекінгу.

Нафтозаводські гази, що підлягають розподілу після процесу риформінгу, являють собою суміш вуглеводнів з воднем. Водень з цих газів виділяють методами:

- глибокого охолодження,
- абсорбцією,
- адсорбцією,
- дифузією через мембрани з вибірковою проникністю для водню.

Метод глибокого охолодження знайшов промислове застосування для виділення  $H_2$  з воденьвмісних газів. Для отримання водню високого ступеня чистоти використовують метод короткоциклової адсорбції на цеолітах. Водень дуже високого ступеня чистоти в невеликих кількостях отримують дифузією через мембрани зі сплавів паладію, проникних для водню, але непроникних для інших газів і парів. Розробляються і полімерні мембрани, що володіють аналогічними властивості. Метод абсорбції вуглеводнями з подальшою ректифікацією, особливо при низькій температурі, може бути також використаний для концентрування водню.

### **Концентрування водню методом глибокого охолодження**

Виділення водню з суміші його з газоподібними вуглеводнями методом фракційної конденсації проводиться охолодженням газової суміші до температури, при якій вуглеводні переходять в рідкий стан, а водень

					<i>ДП.06.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		19

залишається в газоподібному. Розділення засновано на різниці парціальних тисків водню і вуглеводнів. Концентрування водню являє собою по суті завдання відділення водню від метану, оскільки інші вуглеводні конденсуються при більш високій температурі, ніж метан. Рівновага системи водень – метан визначає режимні умови по температурі, необхідні для отримання водню необхідного ступеня чистоти. Конденсацію метану ведуть при 2–6 МПа. Водень з концентрацією 95%  $H_2$  можна отримати при тиску 2 МПа і температурі мінус 166 °С, а при 6 МПа – при температурі мінус 158 °С. Для отримання водню більш високої концентрації потрібна нижча температура. Так, 98% -ний водень при 2 МПа можна отримати охолодженням до мінус 176 °С, а при 6 МПа – до мінус 171 °С. Таким чином, виділення метану протікає в області низьких температур (нижче мінус 153 °С). До цієї ж області кріогенних процесів відноситься процес поділу компонентів повітря з отриманням кисню, що застосовується, зокрема, при виробництві водню методом паро-кисневої газифікації вуглеводнів.

Для того щоб досягти температури газу нижчу, ніж навколишнє середовище, потрібно відняти від газу тепло і передати навколишньому середовищу, тобто здійснити перехід тепла від нижчого температурного рівня до вищого. Такий перехід в відповідності з другим законом термодинаміки вимагає витрати механічної роботи. Досягнення глибокого холоду пов'язано з витратою енергії. Отриманий холод після завершення процесу поділу газу може бути значною мірою використаний шляхом теплообміну вже розділених газів з газом, що надходять на поділ. При цьому повністю використовувати холод неможливо в зв'язку з наявністю незворотних процесів.

Схеми установок концентрування водню залежать від складу нафтозаводського газу і в першу чергу від концентрації в ньому  $H_2$ . Велике значення має також стабільність витрати і складу вихідної сировини, від яких залежить вибір способу досягнення необхідної глибини охолодження.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		20

Найпростіша схема поділу, заснована на охолодженні газу за рахунок ефекту Джоуля – Томсона, показана на рис. 1.4.

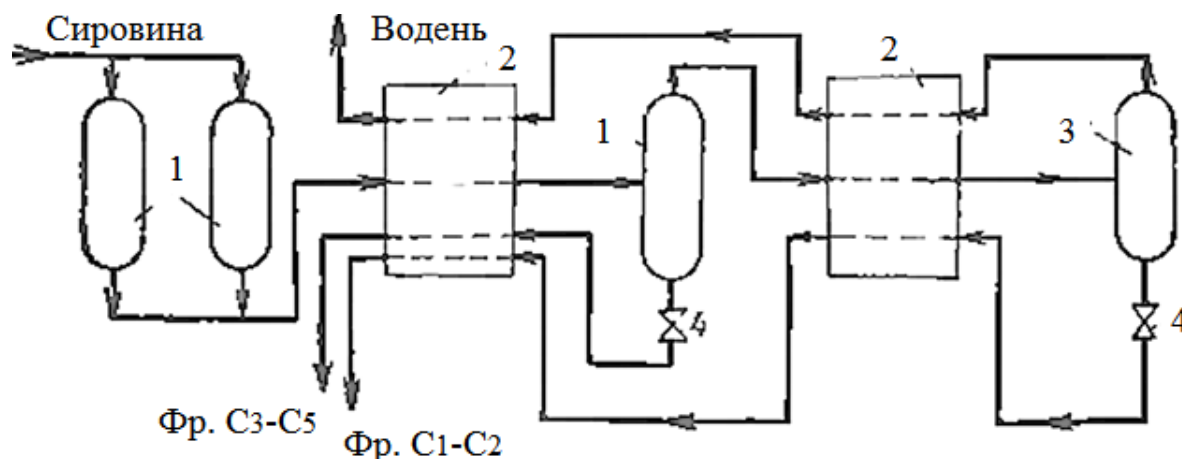


Рисунок 1.4 – Схема установки для виділення водню з його суміші з вуглеводнями методом фракційної конденсації:

1 - адсорбер; 2 - теплообмінники; 3 - сепаратори; 4 - дроселі.

Нафто-заводської газ, попередньо очищений від сірководню, очищують від механічних домішок і крапель рідини. Потім газ стискають до 2–4 МПа – тиску, при якому проводять газорозділення. В апаратах 1 стиснений газ осушують на цеолітах до точки роси мінус 75 °С. З газу видаляються компоненти, які можуть замерзати в теплообмінниках з виділенням твердої фази. Накопичуючись, тверда фаза (кристали льоду, бензолу, двоокису вуглецю) погіршує умови теплопередачі в теплообмінниках і можуть закупорити систему. Від ретельності операції підготовки газу залежить тривалість експлуатації установки газорозділення.

Підготовлений газ надходить на першу сходинку охолодження до мінус 5-40 °С в теплообмінник 2. Завдяки стиску і подальшого охолодження вуглеводні С<sub>3</sub>-С<sub>5</sub> переходять в рідкий стан, і далі в сепараторі або фракціонуючій колоні 3 вони відокремлюються від водню і вуглеводнів С<sub>1</sub>-С<sub>2</sub>, що залишилися в газоподібному стані. Зріджені вуглеводні С<sub>3</sub>-С<sub>5</sub> дроселюються для отримання додаткового холоду; їх можна отримувати і в

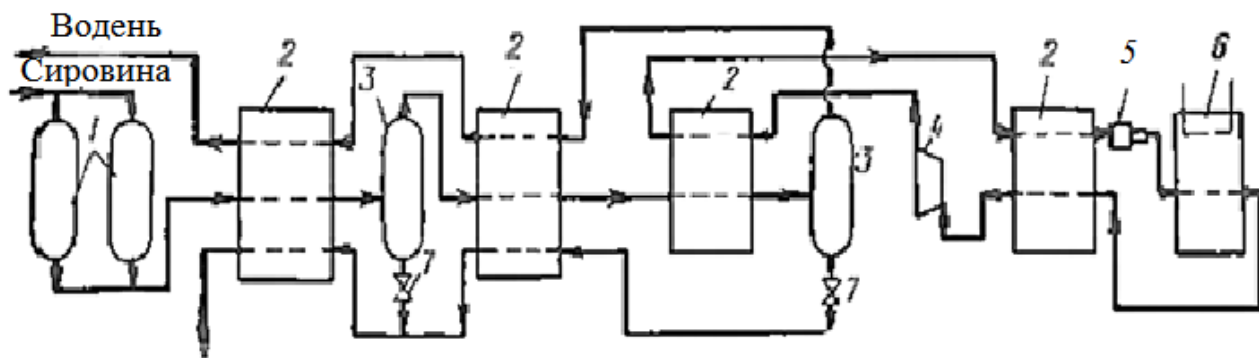
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

вигляді окремих фракцій в зрідженому стані і використовувати в нафтохімічних синтезах.

Несконденсовані гази додатково охолоджують в теплообміннику-регенераторі холоду 2 до мінус 60-80 °С. при такій температурі конденсуються вуглеводні  $C_1-C_2$ , а в газовій фазі залишається переважно водень. Наступним сепаруванням або фракціонуванням в сепараторі 3 зріджені гази  $C_1-C_3$  відокремлюють від водню. Зріджені гази дроселюють, отриманий при цьому холод передають в теплообмінниках 2 газу, що надходить на поділ (вуглеводні  $C_1-C_2$  можна використовувати для виробництва  $H_2$  методом парової каталітичної конверсії вуглеводнів).

Для концентрування водню в газах з непостійною концентрацією  $H_2$ , що містять більше 65%  $H_2$  (наприклад, воденьвмісні гази каталітичного риформінгу бензину), створені *установки із зовнішнім азотним холодильним циклом*. Такі установки більш енергоємні і складні, ніж установки з попереднім охолодженням газу, а тим більш ніж установки, що не мають стороннього джерела холоду. Принципова схема установки показана на рис. 1.5. Низькі температури (мінус 158–170 °С) виходять в теплообміннику за рахунок охолоджуючого азоту, який стискається за допомогою компресора 5, охолоджується спочатку в водяному холодильнику 6, потім додатково в теплообміннику 2. Холод при цьому виходить за рахунок розширення азоту в турбодетандері 4. Після передачі холоду газу, що розділяється, азот проходить теплообмінник, де охолоджує азот, що надходить в турбодетандер, і повертається в компресор. Частина енергії, витраченої на стиск азоту компресором 5, відновлюється в турбодетандері 4.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		22



Вуглеводневі гази

Рисунок 1.5 – Схема установки для виділення водню з зовнішнім азотним холодильним циклом:

1 - адсорбер; 2 - теплообмінники; 3 - сепаратори; 4 - турбодетандер; 5 - азотний компресор; в холодильник; 7 – дроселі

### Адсорбційна очистка водню

Для очищення водню вживаються адсорбенти, які поглинають окис і двоокис вуглецю, водяні пари, вуглеводні, сірководень, органічні сірчисті сполуки. Така виборча адсорбція заснована на утворенні поверхневих хімічних сполук або на капілярної конденсації. Найбільше значення для очищення водню має адсорбція на цеолітах, розмір пор яких можна порівняти з розмірами молекул. Через пори проходять, не затримуючись, тільки молекули, що мають розмір менше розміру пір цеоліту; більші молекули залишаються на їх поверхні. Водень порівняно з іншими газами має найменший розмір молекул і на цеолітах не затримується. На поглинання речовини цеолітом ще більший вплив, ніж розмір, може мати форма молекули, ненасичений характер молекул.

Цеоліти є природними мінерали або синтетичними алюмосилікатами лужних металів. Синтетичні цеоліти, використовувані для поділу газів, мають форму кульок, таблеток або гранул розміром 1 – 5 мм, їх отримують пресуванням порошку цеоліту з добавкою зв'язуючого матеріалу. У такій гранулі поряд з кристалами цеоліту з молекулярним розміром пір є зазори між кристалами, що утворюють структуру більших пір.

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

23

Воденьвмісний газ, що підлягає очищенню пропускають через шар одного адсорбенту або через кілька шарів різних адсорбентів, завантажених в адсорбер. Адсорбент утримує на поверхні видалюємий компонент, а з адсорбера виходить очищений водень при тиску, близькому до тиску водню, що надходить на очистку газу.

Кількість поглиненої речовини і швидкість адсорбції залежать від парціального тиску видалюємого компонента. Парціальний же тиск визначається концентрацією компонента і загальним тиском в системі, тому адсорбцію ведуть при підвищеному тиску (1,2 – 6,0 МПа).

Як тільки адсорбент насичується поглинаємим компонентом, проводять його регенерацію. Адсорбційна очистка водню являє собою циклічний процес поглинання і регенерації. В принципі такий циклічний процес можна проводити в різних апаратах, організувавши переміщення – циркуляцію адсорбенту. Однак транспортування великих кількостей твердого та часто нетривкого адсорбенту є складним інженерним завданням, особливо при значному розходженні тисків в адсорбері і регенераторі. В даний час очищення водню проводять в стаціонарному шарі адсорбенту циклічним переключенням апаратів, чергуючи періоди адсорбції і регенерації. Тому встановлюють зазвичай три або чотири адсорбера.

Схема короткоциклової адсорбційної установки для очищення водню з нафтозаводського газів, що містять поряд з вуглеводнями  $C_1$ – $C_4$  і вуглеводні  $C_5$  і вище, показана на рис. 1.6.



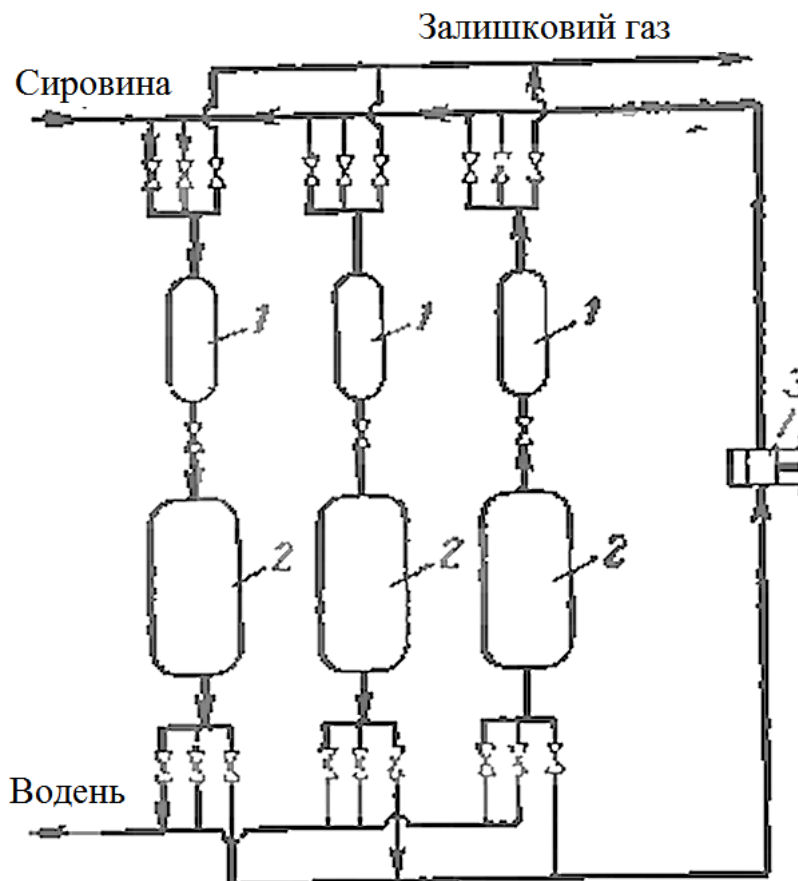


Рисунок 1.6 – Схема короткоциклової адсорбційної очистки водню:  
 1 - адсорбер для попереднього очищення; 2 - основні адсорбер; 3 -  
 компресор

На установці є три ряди апаратів, в кожному з яких основний адсорбер 2 призначений для поглинання газоподібних вуглеводнів  $C_1-C_4$ , а додатковий (невеликий) адсорбер 1 – для поглинання парів вуглеводнів  $C_5$  і вище. Адсорбер 1 заповнений менш ефективним адсорбентом, але його застосування оберігає цеоліти, що знаходяться в адсорбере 2.

За описаною схемою отримують водень з концентрацією 95-98% при ступеня вилучення його 80-85% (можна отримувати і 99,99% -ний  $H_2$ .) На установках фірми Linde водень очищають за методом короткоциклової адсорбції на цеолітах як при температурі до  $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ , так і при зниженій до  $4\text{ }^{\circ}\text{C}$ . На установці є чотири адсорбера, з яких в одному йде адсорбція, в іншому – скидання тиску, в третьому – продування, в четвертому – підйом

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

25

тиску. На деяких установках вміст домішок у водні знижується з 0,004 до 0 0001%). На установці парової конверсії фірми Sela, забезпеченою короткоцикловою адсорбцією з чотирма адсорберами, отримують водень високого ступеня чистоти (99,99% H<sub>2</sub>). Процес короткоциклової адсорбційної очистки водню на цеолітах типу 4A розроблено фірмою Union carbaid. Значні успіхи з очищення водню методом короткоциклової адсорбції досягнуті у Франції. Підвищення ефективності адсорбційної очистки водню можна досягти охолодженням газу в циклі адсорбції, вакуумуванням в циклі регенерації, однак застосування холоду і вакууму істотно ускладнює процес.

### Виділення водню за допомогою напівпроникних мембран

Мембрани, проникні для водню і непроникні для інших газів, використовують в деяких галузях промисловості для отримання надчистого водню.

Механізм проникнення водню через плівку паладію наступний. Водень адсорбується на поверхні металу і дисоціює з утворенням атомарного водню. Останній, віддаючи паладію електрон, переходить в позитивно заряджений протон. Протон проходить через товщу атомарної решітки паладію і, приєднуючи електрон, утворює знову нейтральний атом водню. Атоми водню на іншій стороні плівки з'єднуються в молекули, які і десорбуються з поверхні в газову фазу. Чином, проникнення H<sub>2</sub> через паладієву плівку або мембрану не є звичайним дифузійним процесом [3].

За технологіями отримання водню зроблено патентний пошук, результати якого занесені до таблиці 1.2.

Таблиця 1.1 – Огляд патентних розробок

№ з/п	Патент	Індекс патенту, класифікація	Дата публікації	Коротка характеристика винаходу
1	2	3	4	5
1	Патент РФ №2326927 Спосіб отримання	C01B3/22	20.01.2010	Винахід відноситься до області хімії і може бути використано при отриманні водню з синтез-газу. Вуглекислий газ змішують з попередньо нагрітими

1	2	3	4	5
	водню паро-вуглецевою конверсією природного газу			<p>вуглеводнями С 1-С4 і парами води. Газову суміш подають в реакційну камеру для термічної конверсії з отриманням синтез-газу, який поділяють на водень і монооксид вуглецю. Змішують монооксид вуглецю з повітрям, підігривають отриману суміш при підвищеному тиску і температурі на 50-100 ° С нижче температури самозаймання цієї суміші, примусово її запалюють, окислюють монооксид вуглецю в реакційній зоні проточної камери горіння, потім розширюють, охолоджують і відокремлюють вуглекислий газ. Вуглекислотні-парову конверсію проводять при температурі 700-1500 ° С і підвищеному тиску в реакційній камері, виконаної у вигляді проточного реактора зі стінкою з жароміцного матеріалу і розміщеної в камері горіння, використовуючи тепло, що виділяється при окисленні монооксиду вуглецю. Перед подачею в реакційну камеру вуглекислотні-парової конверсії підігрів суміші вуглеводневої сировини, вуглекислого газу і води проводять до 300-700 ° С в теплообміннику за рахунок тепла охолоджуваних продуктів окислення монооксиду вуглецю. Винахід дозволяє підвищити вихід водню, знизити утворення сажі, а також скоротити викид вуглекислого газу.</p>
2	Патент РФ № 2394754 Спосіб отримання водню з вуглеводневої сировини	C01B3/34 C01B3/12	20.07.2010	<p>Винахід може бути використано при отриманні водню з газоподібного вуглеводневої сировини - природного газу, попутного нафтового газу, а також вуглеводневого газу, одержуваного випаровуванням рідкого палива. Сировина підводять до вузла сіркоочистки 1 і після очищення від сполук сірки поділяють на два потоки. Один з потоків змішують з водяною</p>

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

27

1	2	3	4	5
				<p>парою і піддають паровій каталітичній конверсії при температурі 800-1050 ° С в реакторі 2 радіально-спірального типу. Отриманий конвертований газ подають у якості гріючого середовища в паровий котел-утилізатор 4 часткового охолодження, каталітичну парову конверсію оксиду вуглецю проводять в реакторі 5 радіально-спірального типу при температурі 190-230 ° С. Отриманий водородсодержащий газ охолоджують і відокремлюють від вологи в охолоджувачі-осушувачі газу 6, після чого подають в вузол 7 поділу, в якому виділяють водень, а продувний газ відводять і змішують з другим потоком очищеного від сірки вуглеводневого газу. Отриману суміш подають в якості паливного газу на пальник 3 каталітичного реактора 2, причому перед подачею на пальник цю суміш і необхідний для горіння повітря нагрівають в блоці рекуперації тепла 8 за рахунок часткового охолодження димових газів, що виходять з реактора 2. Димові гази для відділення вологи охолоджують в охолоджувачі-осушувачі 9 і виводять з установки, а конденсат, що виділяється в охолоджувачах-осушувачах 6 і 9, необхідно чистити в вузлі 10 водопідготовки і направляють для виробництва пари, необхідного для проведення парової конверсії вуглеводнів, в паровий котел-утилізатор. Використання винаходу дозволяє підвищити продуктивності процесу.</p>

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

28

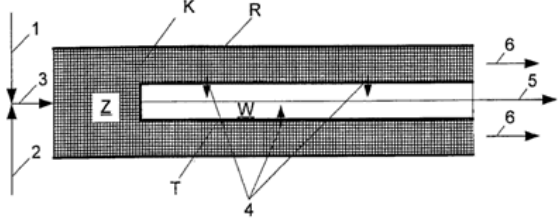
1	2	3	4	5
3	Патент РФ № 2494040 Спосіб та прилад для отримання водню	C01B3/50 C01B3/14	27.09.2013	<p>Пристрій містить оточену трубою реакційну камеру, в якій суміш речовин з водяної пари і вуглець сировини перетворюється паровим риформінгом, і перегородку, частково селективно проникну для водню, через яку утворений при паровому риформінгу водень може безперервно відводитися з реакційної камери з високою чистотою і при тиску, яке менше тиску в реакційній камері і більше тиску навколишнього середовища. Селективно проникні для водню ділянки перегородки розташовані так, що завжди по всій поверхні такої ділянки між реакційною камерою і стороною виходу водню є падіння парціального тиску, причому перегородка складається з безлічі термодифузійних розділових труб, пов'язаних з утворенням модуля. Забезпечується отримання високочистого водню і зниження капітальних витрат за рахунок виключення операцій відділення та / або стиснення водню</p>

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

29

1	2	3	4	5
				
4	<p>Патент РФ №2484008</p> <p>Спосіб відокремлення водню від легких вуглеводнів та прилад для його здійснення</p>	C01B3/50	10.06.2013	<p>Пристрій для відділення водню від легкого вуглеводневого газу включає прискорювач електронів 1 з напрямних соплом 4, який приєднаний до реакційно-циклонічної камері 2, виконаної конічної форми. У верхнього підстави реакційно-циклонічної камери розташований вхідний патрубок 3 для введення легкого вуглеводневого газу, а у нижнього підстави реакційно-циклонічної камери - вихідний патрубок 5 для виведення обтяжених фракцій. У центральній частині реакційно-циклонічної камери розташований водородоотделительний патрубок 6 з водородоотделительним фільтром 7 для виведення водню. У середині водородоотделительного патрубка розташований циркуляційний патрубок 8 для виведення на етап циркуляції несреагіровавшего вуглеводневого газу. У циркуляційний патрубок вбудований автоматизований кульової кран 9 і газоаналізатор 10 для регулювання потоку циркуляції вуглеводневого газу. Введення легкого вуглеводневого газу в реакційно-циклонну камеру здійснюють при тиску 0,1-0,3 МПа. Винахід дозволяє знизити електроспоживання та капітальні витрати</p>

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

30

1	2	3	4	5
5	Патент РФ № 2497748 Спосіб отримання водню	C01B3/38 C25B1/02	10.11.2013	<p>Для отримання водню проводять реакцію парової каталітичної конверсії вуглецевмісної рідини з отриманням продуктів реакції, що містять водень. Продукти реакції направляють на вхід катодного простору для електролізу в високотемпературному електролізері, на виході з катодного простору виділяють реакційний потік, що містить синтез-газ, який направляють на каталітичний синтез вуглецевмісної рідини. В анодному просторі, відділеному від катодного простору електролітичним шаром, виділяють кисень. Вуглеводеньвмісну рідину повертають в початок процесу на конверсію, а отриманий в процесі синтезу вуглецевмісної рідини водень очищають від оксидів вуглецю.</p>
6	Патент РФ № 2510362 Спосіб отримання високочистого водню	C01B3/08 C01B3/50	27.03.2014	<p>Винахід відноситься до області хімії. Гарячий водень, що утворюється в результаті реакції термохімічного окислення алюмінію водою, пропускають через шар плівки надвисокомолекулярного поліетилену при тиску 1 атм. Винахід дозволяє підвищити чистоту водню</p>

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

31

1	2	3	4	5
7	Патент РФ № 2515477 Спосіб отримання водню	C01B3/38 C01B3/48 C10K3/00	10.05.2014	Винахід відноситься до області хімії. Водень отримують в комбінованому трубчатому каталітичному реакторі з розподіленими в реакційному обсязі зонами ендотермічних і екзотермічних реакцій отримання водню і теплоти, необхідної для проведення каталітичних ендотермічних реакцій отримання водню. У трубному просторі проводять ендотермічні реакції парової конверсії диметилового ефіру та / або метанолу. У міжтрубний простір реактора підводять синтез-газ, отриманий в енергетичних машинах і / або каталітичних реакторах, для проведення екзотермічної реакції парової конверсії оксиду вуглецю, що міститься в синтез-газі. Продуктові потоки міжтрубного і трубного простору об'єднують, об'єднаний потік, що містить оксид вуглецю, направляють на селективне гідрування з отриманням метану, а водородсодержащий газ піддають концентруванню. Винахід дозволяє отримувати водень високої чистоти
8	Патент РФ № 2520482 Спосіб отримання водню і водень- метанової суміші	C01B 3/38	27.06.2014	Спосіб отримання водень-метанової суміші включає використання в якості джерела сировини двох паралельних потоків, що містять нижчі алкани. Перший потік направляють на парціальний окислення кисневмісних газом. Продукти окислення першого потоку подають на охолодження за допомогою нагрівання другого потоку, а потім на каталітичну конверсію монооксиду вуглецю. Після цього виділяють водень з першого потоку. Другий потік змішують з водяною парою і послідовно пропускають через серію послідовних стадій, кожна з яких включає нагрів в теплообміннику за рахунок відведення тепла від процесу парціального окислення першого потоку,

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

32



1	2	3	4	5
				а потім через адіабатичний реактор конверсії, заповнений насадкою каталізатора. Продукти конверсії другого потоку після виведення водяної пари змішують за рахунок ежекції з воднем, виведеним з першого потоку. Винахід дозволяє підвищити коефіцієнт конверсії нижчих алканів і знизити вміст баластних газів, таких як азот і аргон, в які продукують газі.

## 1.2 Обґрунтування способу виробництва об'єкту

Каталітичний риформінг є найважливішим процесом сучасної нафтопереробки і нафтохімії і вже понад півстоліття використовується для отримання високооктанового бензину і водню. Важливість і актуальність цього процесу з кожним роком зростає пропорційно зростаючій потреби в високооктанових компонентах моторних палив і джерелах сировини для нафтохімічної промисловості, свідченням цього є частка каталітичного риформінгу в загальній кількості процесів переробки нафти.

Одним із стимулів розвитку риформінгу є постійне введення нових вимог до якості моторних палив і їх хімічним складом. Постійне дослідження і вдосконалення каталітичного риформінгу має великий вплив на розвиток гідрогенізаційних і дегідрогенізаційних процесів, а також процесів ізомеризації.

Двигуном процесу риформінгу є його каталізатор, в зв'язку з цим значна частина дослідницької діяльності спрямована на розробку нових типів каталізаторів.

Навіть з урахуванням постійного прагнення до зниження вартості каталізатора, шляхом заміни дорогих матеріалів на їх більш дешеві аналоги, які, практично, не поступаються за своїми властивостями оригіналам,

						Лист
						33
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

вартість основних компонентів, таких як платина, залишається досить високою.

Необхідно відзначити, що підвищена увагу до розробок в області каталізаторів продиктовано ситуацією, коли існуюча технологічна схема процесу вже до статочно логічно сформована і оптимізована, в той же час компаніям - ліцензіарам риформінгу необхідно забезпечувати своє існування, а виробництво і продаж каталізатора приносить певний прибуток. На сьогоднішній день не існує компромісною заміни платині в каталізаторі для процесу каталітичного риформування. Спроби зменшення вмісту платини в каталізаторі процесу без впливу на його активність і каталітичні властивості, часом, зводяться нанівець зміною ситуації на ринку металів в сторону збільшення ціни.

На даний момент платина залишається основним металевим компонентом для всіх промислових каталізаторів процесу риформінгу. Вона зберігає ключову позицію ще з 1940 рр., коли в процесах риформінгу використовувалися монометалічні платинові каталізатори, з 1960 х рр., коли були впроваджені перші біметалічні каталізатори, де поряд з платиною використовувалися Re, Sn, Ge, Ir, що дозволило вести процес під більш низьким тиском, і до сьогоднішніх днів, коли вже широко використовуються поліметалеві каталізатори.

Таким чином, на сучасному етапі досліджень і розробок в області процесу каталітичного риформінгу все більшого розвитку набуває каталізатор процесу, методи його регенерації, а також технологія відновлення платини та інших дорогих елементів з відпрацьованого каталізатора. Безпосередньо технологія процесу в більшій ступеня і автоматизація - в меншій на даний момент не зазнають ґрунтовних змін [4].

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		34

### 1.3 Характеристика сировини та готової продукції

Таблиця 1.2 – Характеристика вихідної сировини, матеріалів, реагентів, каталізаторів, напівпродуктів та продукції, що виготовляється [19]

Найменування вихідної сировини, матеріалів, реагентів, каталізаторів, напівфабрикатів виготовленої продукції	Міждержавний, національний або галузевий стандарт, технічні умови або методика	Показники якості, обов'язкові для перевірки (найменування й одиниця виміру)	Норма (припустимі межі) по нормативних документах
1	2	3	4
<b>1. Вихідна сировина</b>			
1.1 Прямогонна бензинова фракція 62 – 180°C	ГОСТ 3900 або МВИ 145	1 Густина при 20°C, кг/м <sup>3</sup>	Не нормується
	ГОСТ 2177	2 Фракційний склад, °C	
		- температура початку кипіння	62, не нижче
		- температура кінця кипіння	180, не вище
	ГОСТ 511	3 Октанове число за моторним методом	Не нормується
	ГОСТ 14870	4 Масова частка води	Не нормується
	СОУ МПЕ 320.00149943.019: 2004	5 Масова концентрація органічно зв'язаного хлору, мкг/г	Не нормується
	МВИ 111	6 Сумарний зміст вуглеводнів, % мас.	
		- масова частка парафінових вуглеводнів	Не нормується
		- масова частка ізопарафінових вуглеводнів	Не нормується
- масова частка нафтових вуглеводнів - масова частка ароматичних вуглеводнів, в т.ч. масова частка бензолу, % Сумарний зміст, % мас. - вуглеводнів C <sub>5</sub> - вуглеводнів C <sub>6</sub> - вуглеводнів C <sub>7</sub>		Не нормується Не нормується Не нормується	
ГОСТ 19121 або ІЕ-90-05	7 Масова частка сірки, %	0,05, не більше	

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

35

1	2	3	4
1.2. Водень-утримуючий газ гідроочищення	МВИ 109	1 Об'ємна частка водню, %	75,0, не менш
	МВИ 213	2 Об'ємна частка вуглеводнів, %	Не нормується
	ГОСТ 22387.2	3 Об'ємна частка сірководню, %	0,2, не більше
	МВИ 196	4 Об'ємна частка азоту й кисню, %	Не нормується
	МВИ 106	5 Густина при н. у., $кг/м^3$	Не нормується

## 2. Матеріали й реагенти

2.1. Тетрахлор етилен	ГОСТ 1942-86 (сорт 1 або вищий)	Приймається за контрактом	
2.2. Диметілди сульфід	Імпортний	Приймається за контрактом	
2.3. Моноетаноламін	ТУ 6-02-915-84 1 сорт (2 сорт)	1 Масова частка моноетаноламіна, %	98,0 (95,0), не менш
2.4. Етилен гліколь	ГОСТ 19710	Приймається за контрактом	
2.5. Кальцинована сода	ГОСТ 5100	$Na_2CO_3$ , % об.	99,4, не менш
		$NaCl$ , % об.	0,2, не більше
		$Fe_2O_3$ , % об.	0,003, не більше
		$Na_2SO_4$ , % об.	0,04, не більше
		Насипна щільність, $г/см^3$	1,1, не менш
2.6. Розчин соди каустичної (NaOH)	ГОСТ 2263	Масова частка гідроксиду натрію, %	15 - 20
2.7. Тринатрій фосфат	ГОСТ 201-76 ізм. 1,2,3,4,5	$P_2O_5$ , % об.	18,5
		pH 1% водного розчину	11,5-12,5
2.8. Азот технічний	ГОСТ 9293	1 Об'ємна частка азоту, %	99,964 – 99,600
		2 Об'ємна частка $O_2$ , аргону %	0,4, не більше
		3 Об'ємна частка $CO_2$ ,	Відсутність

## 3. Каталізатори

3.1. Каталізатор блоку гідроочищення ТНК-2000 (модифікований ГО-70)	ТУ 2177-002-44912618-00 (Приймається по паспорту заводу виготовлювача)	1 Масова частка компонентів каталізатора, %	
		триоксида молібдену ( $MoO_3$ )	15,0-18,0
		оксиду кобальту ( $CoO$ )	4,0-5,0
		2 Масова частка домішок, %	

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

36

1	2	3	4
		оксиду натрію (Na <sub>2</sub> O)	0,08, не більше
		оксиду заліза (Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	0,08, не більше
		3 Насипна щільність каталізатора, г/см <sup>3</sup>	0,67-0,81
3.2. Каталізатор блоку гідроочищення АКМ	ТУ 38.101194-96 (Приймається по паспорту заводу виготовлювача)	1 Масова частка компонентів каталізатора, %	
		триоксиду молібдену (MoO <sub>3</sub> )	12,0
		оксиду кобальту (CoO)	4,0
		2 Масова частка домішок, %	
		оксиду натрію (Na <sub>2</sub> O)	0,08, не більше
		оксиду заліза (Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	0,10, не більше
		3 Насипна щільність каталізатора, г/см <sup>3</sup>	0,64-0,74
3.3 Каталізатор риформінгу поліметалевий ПР-71	ТУ 2177-016-44912618-2004 (Приймається по паспорту заводу виготовлювача)	1 Масова частка компонентів каталізатора в перерахуванні на прожарений при (850±10) °С, %	

#### 4. Готова продукція

Каталізатор стабільний	ГОСТ 3900 або МВИ 145	1 Густина при 20°С, кг/м <sup>3</sup> при випуску бензину марки	
		A-80	789, не більше
		A-92	789, не більше
		A-95	789, не більше
	A-98	789, не більше	
ГОСТ 2177	2 Фракційний склад, °С, (для всіх марок)		
	- температура початку кипіння	30, не нижче	
	- температура кінця кипіння	215, не вище	
ГОСТ 8226	3 Детонаційна стійкість:		
	- октанове число по дослідницькому методі А-80	80,0, не менш	

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

37

1	2	3	4
		A-92 A-95 A-98	92,0, не менш 95,0, не менш 98,0, не менш
	ГОСТ 511	- октанове число по моторному методі A-80 A-92 A-95 A-98	76,0 82,5 85,0 88,0
	ГОСТ 1756	4 Тиск насиченої пари, кПа	Не нормується
	ГОСТ 14870	5 Масова частка води, %	Не нормується
	ГОСТ 29040	6 Сумарний зміст ароматичних вуглеводнів, % мас.	Не нормується
	ГОСТ 29040	7 Масова частка бензолу, %	Не нормується

#### 1.4 Фізико-хімічні основи виробництва

Водень в процесі каталітичного риформінгу бензинів утворюється в результаті дегідрування нафтових вуглеводнів, а також частково при дегідроциклізації парафінових. Гідрокрекінг парафінових вуглеводнів, що протікає при каталітичному риформінгу, призводить до часткового поглинання утворився водню і отримання газоподібних вуглеводнів. Посилення основних реакцій і ослаблення реакцій гідрокрекінгу не тільки сприяють підвищенню октанового числа і виходу бензину, але одночасно збільшують вихід водню.

Стехіометричний вихід водню в основній реакції дегідрування нафтових вуглеводнів  $C_8$  складає 5,3%, а при дегідроциклізації парафінових вуглеводнів  $C_8$  він ще вище і становить 7%. Практичний вихід  $H_2$  в процесі каталітичного риформінгу в кілька разів нижче стехіометричного, але паралельно з удосконаленням технології процесу і впровадження нових модифікацій вихід водню зростає.

Вихід водню залежить від вуглеводневого і фракційного складу сировини, що направляється на риформінг, типу застосовуваного

										Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.06.01.ПЗ					38

каталізатора, тиску і температури процесу. На вітчизняних установках Л-35-5 і Л-35-11 / 300 каталітичний риформінг проводять при 3,5–4,0 МПа і 480–520 °С на алюмоплатинових каталізаторах. В таких умовах ступінь перетворення вуглеводнів порівняно низька, і вихід водню становить 0,7–1,0%. В останні роки, завдяки застосуванню біфункціональних каталізаторів, промотивованих ренієм, і апаратурному оформленню процесу з безперервною або циклічною регенерацією каталізатору вдалося знизити тиск до 1,4–1,8 МПа, збільшити глибину ароматизації і підвищити вихід водню до 1,8–2,0% на сировину. При подальшому збільшенні глибини ароматизації і зниженні тиску до 1 МПа можна довести вихід водню до 2,8–3,0% на сировину

Вплив змісту нафтових вуглеводнів в сировині при різноманітному тиску процесу на вихід водню при каталітичному риформінгу фракції 90–150 °С показано на рис. 1.7. Збільшення вмісту нафтових вуглеводнів в сировину і зниження тиску сприятливо впливають на вихід водню. Підвищення температури кипіння бензину (рис. 1.8) в певних межах також сприяє збільшенню виходу водню.

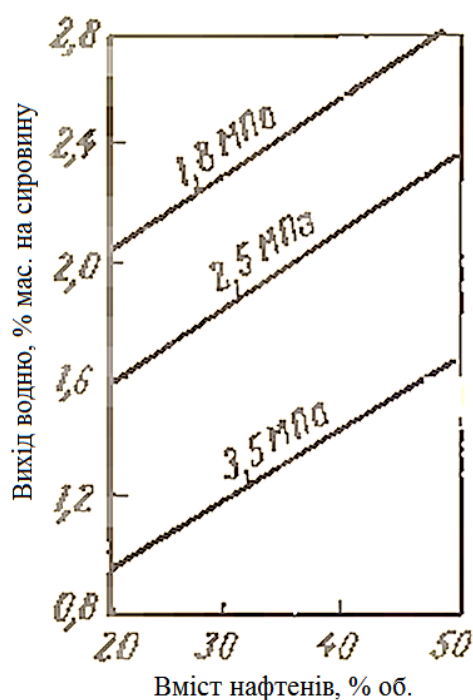


Рисунок 1.7 – Залежність виходу водню від вмісту нафтових вуглеводнів в сировині при різному тиску риформінгу

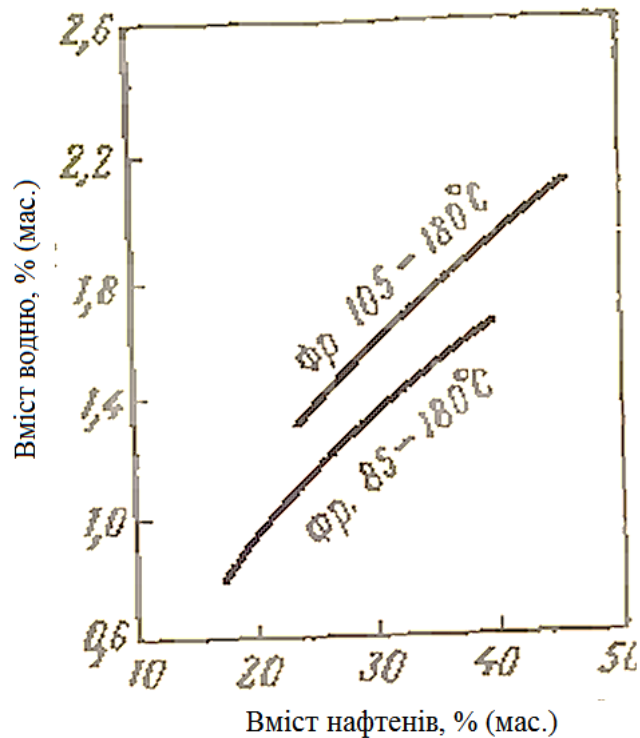


Рисунок 1.8 – Залежність виходу водню при отриманні бензину ОЧ 95 в процесі каталітичного риформінгу від вмісту нафтенів у сировині

Вуглеводні  $C_8$  і вище в основному розчиняються в рідкому каталізаторі. Кількість же розчиненого етану, а тим більше метану, залежить від тиску в сепараторі, близького до тиску в реакторі. Таким чином, концентрація  $H_2$  в воденьвмісному газі залежить як від виходу метану і етану в процесі риформінгу, так і від тиску процесу. Якщо каталітичний риформінг йде з невеликим газоутворенням, тобто зі збільшеним виходом бензину, то при підвищенні тиску концентрація  $H_2$  в воденьвмісному газі риформінгу збільшується, що видно з рис.1.9.



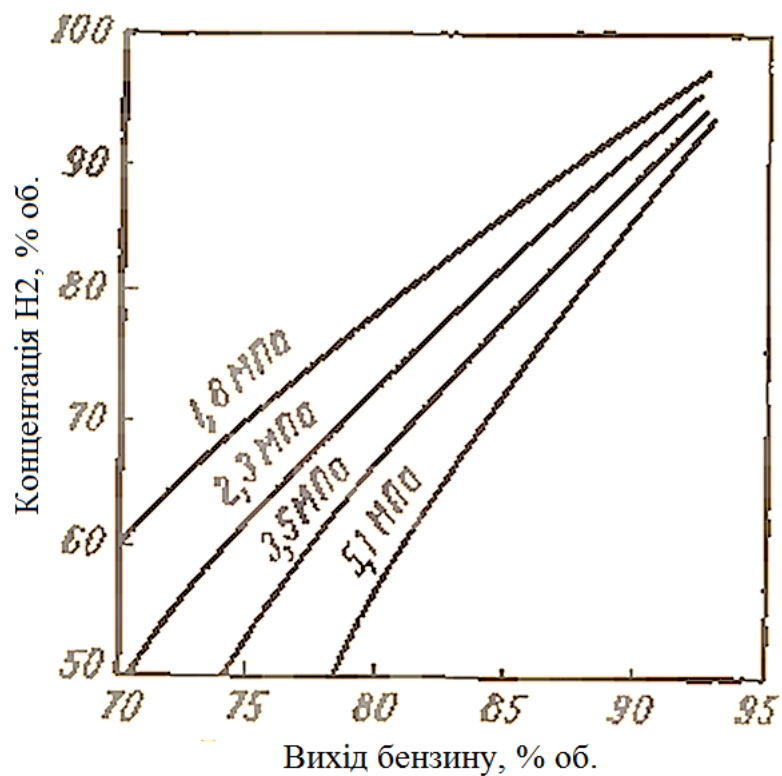


Рисунок 1.9 – Залежність концентрації H<sub>2</sub> у воденьвмісному газі каталітичного риформінгу від виходу дебутанізованого бензину при різноманітному тиску процесу

В процесі каталітичного риформінгу при 3,5–4,0 МПа виходить 82–85% дебутанізованого бензину, при цьому концентрація H<sub>2</sub> в воденьвмісному газі становить 80–90%. Щоб отримати водень такої же концентрації при зниженні тиску процесу, треба не тільки підвищити ступінь ароматизації, але і знизити газоутворення, тобто збільшити вихід дебутанізованого бензину, що залежить від властивостей каталізатора. На каталізаторах, що забезпечують високе октанове число бензину при інтенсивному газоутворенні і при зниженому тиску, отримують воденьутримуючий газ з вмістом 70% H<sub>2</sub>. Концентрацію H<sub>2</sub> в воденьвмісному газі риформінгу бензину можна підвищити методом абсорбції вуглеводнів або глибоким охолодженням з подальшим фракціонуванням.

## 2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

### 2.1 Нові технічні рішення

Каталізати риформінгу є основним носієм ароматичних вуглеводнів. Вилучення бензолу з автобензинів більш важке, ніж ароматики, оскільки при вмісті бензолу в риформаті 3-6%, його кількість не повинна перевищувати 1%. При вмісті ароматики 65-67% концентрація її в бензині не повинна перевищувати 30-35%. В обох випадках необхідна компенсація октанового числа.

На установці ЛЧ-35-11/1000 пропонується впровадити новий каталізатор К-150Б за технологією «Деболк», розробленою НПФ «Олкат», для видалення бензолу з риформату шляхом його переважної гідроізомеризації в метилциклопентан. Метилциклопентан уступає бензолу за октановим числом, але за рахунок одночасної ізомеризації н-алканів зниження октанового числа не відбувається, а навіть спостерігається його збільшення на 3-4 пункти.

Процес проводять при тиску 1,5 МПа, об'ємній швидкості подачі сировини 3 год-1, відношенні  $H_2$ /сировина 500 об./об.

### 2.2 Опис технологічної схеми

Сировина – суміш прямогоних бензинових фракцій 62-180°C с температурою 5-45°C і тиском 0,01-0,07 МПа надходить на всас насоса Н-3, тиск на нагнітання 4,6 МПа подається на змішання із циркуляційним воденьмістким газом блоку гідроочищення й надходить у сировинний теплообмінник Т-2 де нагрівається до 310°C. Суміш сировини й воденьмісткого газу далі підігрівається в печі П-2 до 400°C і тиску 3,0 МПа

					<b>ДП.06.01.ПЗ</b>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>		<i>Унісіхіна</i>			<i>Технологічна частина</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>		

й входить у реактор гідроочищення.

У процесі гідроочищення сірчисті з'єднання бензину перетворюються в сірководень. Одночасно відбувається часткове розкладання сировини, і суміш очищеної сировини, циркуляційного газу, сірководню й продуктів розкладання, остудившись у системі регенерації тепла повітряному холодильнику Х-2 і конденсаторі-холодильнику ХК-2 до температури 55°C, надходить у сепаратор С-1. Тут з бензину відокремлюється водень, що далі направляється в компресор ПК-1 і виводиться з установки. Нестабільний гідрогенізат після С-1 надходить у теплообмінник Т-1, де нагрівається до 250°C, і далі в стабілізаційну колону К-1 (температура верху 135°C, температура низу 255°C, тиск 1,28 МПа) циркуляція в колоні здійснюється насосом Н-2 подача зрошення насосом Н-1, регулювання теплового балансу – піччю П-1. Вуглеводні, що виділилися з нестабільного гідрогенізату: розчинені газів і волога надходять у повітряний холодильник Х-1 і конденсатор-холодильник ХК-1 і далі в ємність зрошення Е-1, де розділяються. Вуглеводні, що сконденсувалися, надходять на зрошення в К-1, вуглеводневий газ у паливну мережу, а сірководнева вода виводиться з установки. Стабільний гідрогенізат з низу колони К-1 після теплообміну в теплообміннику Т-1 по трубопроводу подається на блок риформінга.

Реакторний блок риформінгу представлений трьома реакторами й трьома секціями печі. Оскільки риформінг протікає зі значним ендотермічним тепловим ефектом, необхідний підігрів не тільки первинної сировини, але й продукту його часткового перетворення. Для підвищення парціального тиску водню в блоці риформінга також застосовується циркуляція воденьмісткого газу, що подається на змішання із сировиною компресором.

Стабільний гідрогенізат з низу колони К-1 після охолодження в теплообміннику Т-1 надходить на прийом насоса Н-4 і подається в систему риформінга на змішання із циркуляційним ВСГ і хлорорганікою.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		43

Гідрогенізація після Н-4 надходить у теплообмінник Т-3 де нагрівається з 160°C до 350°C і далі в трисекційну піч П-3, де нагрівається до 400-410°C, і з тиском 2,0 МПа входить у реактор Р-1. У реакторі Р1 перетворюються нафтові вуглеводні, що супроводжується спадом температури в реакторі. Через те, що швидкість реакції в результаті зниження температури зменшується, суміш непрореагованої сировини із продуктами реакції знову повертається в піч де нагрівають до 410-500°C, далі надходить у реактор риформінга Р-2, знову повертається в піч де нагрівають до 460-500°C й, нарешті, у реактор Р-3.

Дегідроциклізація парафінових вуглеводнів і гідрокрекінг протікають значно повільніше й у більше твердому режимі, чим дегідрогенізація нафтенів. Тому доцільно розподіляти каталізатор по реакторах нерівномірно, завантажуючи більшу його частину в останні по ходу сировини реактори. Звичайно платиновий каталізатор розподіляється між трьома реакторами в співвідношенні, рівному 1:2:4. Із цих же міркувань температури проміжного нагрівання частково перетвореної сировини в 2- і 3-й секціях печі трохи вище, ніж вихідного.

Кінцеві продукти реакції з реактора Р-3, пройшовши теплообмінник Т-3, повітряний холодильник Х-4, ХК-3, де продукти прохолоджуються до 55°C, надходять у сепаратор високого тиску С-2 (тиск 1,28 МПа) для виділення воденьмісткого газу. Постійний обсяг газу повертається після осушки на цеолітах в адсорбері К-3 при температурі 380°C і далі в сепаратор С-4, де надлишкова кількість направляється в блок попереднього гідроочищення а залишок компресором ПК-1 ділиться на два потоки, балансова кількість направляється на короткоциклову адсорбцію в адсорбер К-4, К-5 заповненого сорбентом КЦА (тиск 3.0 МПа, температура 30-40°C), після чого змішується з основним потоком і повертається в систему циркуляції.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		44

Каталізатор із сепаратора високого тиску С-2 перетікає в сепаратор низького тиску С-3, де виділяється частина сухого газу. Після нагрівання в теплообмінниках Т-4 з 170°C до 240°C каталізатор надходить у стабілізаційну колону К-2 працюючу під надлишковим тиском 1.28 МПа (температура верху 80°C і низу 240°C). Температурний режим у КО-2 підтримується шляхом відбору частини каталізатору насосом Н-5, що подається в трубчасту піч П-4, де нагрівається до 240°C і повертається в стабілізаційну колону.

Стабілізація каталізатору завершується в сепараторі С-5, куди він попадає пройшовши холодильники Х-6 і ХК-4, з верху йдуть відповідно легкі й важкі компоненти газу. Конденсат із сепаратора С-5 (тиск 1.28 МПа) насосом Н-6 подається на зрошення в К-2. З низу колони через теплообмінник Т-4 і холодильники Х-5 і ХК-5, де проохолоджується до 45°C виводиться стабільний каталізатор [11].

Таблиця 2.1 – Норми технологічного режиму й контроль виробництва [11]

Найменування стадії, вузла, апарату	Найменування параметра й одиниця виміру	Одиниці виміру	Границі припустимих значень параметрів
1	2	3	4
1. Блок риформінгу Цикл реакції Теплообмінник риформінгу ТЗ	1.1. Температура газосировинної суміші на вході	°C	150, не вище
	1.1. Температура газосировинної суміші на виході	°C	440, не вище
2. Блок риформінгу Цикл реакції Трубчаста піч П	2.1. Температура газосировинної суміші на вході в конвекційну камеру печі	°C	375-450
	2.2. Температура димових газів на вході в конвекційну камеру печі	°C	800, не вище
	2.3. Температура димових газів на виході з конвекційної камери печі	°C	530, не вище
	2.4. Розрідження в печі	мм. вод. ст.	2-4
	2.5. Температура газосировинної суміші на виході з конвекційної камери печі	°C	430-480

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

45

1	2	3	4
	2.6. Температура димових газів у радіантній камері печі	°С	890, не вище
	2.7. Температура поверхні труб кожного змійовика	°С	530, не вище
	2.8. Температура кожного 7-го змійовика	°С	530, не вище
	2.9. Температура газосировинної суміші на виході з 1-го екрана радіантної камери	°С	505, не вище
	2.10. Перепад температур між входом і виходом з першого колектору	°С	30, не вище
	2.11. Перепад температур між виходом з першого колектору й виходом з печі	°С	25, не вище
3. Блок риформінгу Цикл реакції. Реактор Р1/Фор-контактор Р1	3.1. Температура газосировинної суміші на вході в реактор	°С	500/410, не вище
	3.2. Температура газосировинної суміші в реакторі	°С	500/410, не вище
	3.3. Перепад тиску в реакторі	МПа	0,1
4. Блок риформінгу Цикл реакції. Реактор риформінгу Р2	4.1. Температура газосировинної суміші на вході в реактор	°С	530, не вище
	4.2. Температура газосировинної суміші в реакторі	°С	530, не вище
	4.3. Перепад тиску в реакторі	МПа	0,15
5. Блок риформінгу Цикл реакції. Реактор риформінгу Р3	5.1. Температура газосировинної суміші на вході в реактор	°С	530, не вище
	5.2. Температура газосировинної суміші в реакторі	°С	530, не вище
	5.3. Перепад тиску в реакторі	МПа	0,2

Продовження табл.3.1

### 2.3 Матеріальні розрахунки

Продуктивність реакційного блоку – 40 тис. т/рік.

Кількість робочих днів – 330.

Число реакторів – 3.

Розподіл каталізатору ПР-71 між реакторами – 1:2:4.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
						46
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 2.1 – Вихідні дані за сировиною:

Відносна густина $\rho^{293}_{277}$	Фракційний склад, %					Вуглеводневий склад мас., %		
	н.к.	10%	50%	90%	к.к.	ароматичні	нафтенові	парафінові
0,725	358	367	401	441	453	11	47	42

Склад циркулюючого газу наведено у таблиці 2.2.

Таблиця 2.2 – Склад циркулюючого газу

Компонент	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>
Склад, %об.	86	4	5	3	1	1

Кратність циркуляції ВВГ – 1200 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

2.3.1 Розрахунок складу живлення реактора та кількості компонентів в циркулюючому газі

Для розрахунку визначимо головні реакції, що протікають над платиновим каталізатором:

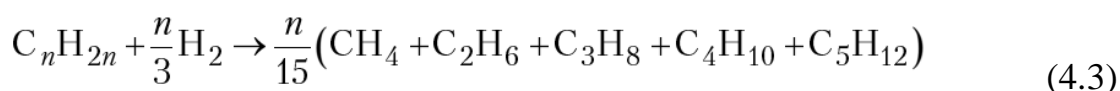
– перетворення нафтових вуглеводнів в ароматичні



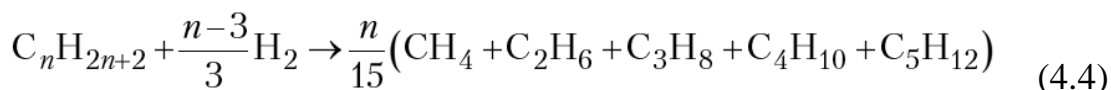
– перетворення нафтових вуглеводнів в парафінові



– гідрокрекінг нафтових вуглеводнів



– гідрокрекінг парафінових вуглеводнів



де n – число вуглеводневих атомів в молекули вуглеводня.

Зменшення кількості вуглеводнів в реакціях (4.1)-(4.4) можна описати диференційними рівняннями (4.5)-(4.8) [7]:

$$-dN_H/dv_R = k_1p_H - k_1/k_{p1}p_{AP}^3p_{H_2}^3; \quad (4.5)$$

$$-dN_H/dv_R = k_2p_Hp_{H_2} - k_2/k_{p2}p_{II}; \quad (4.6)$$

$$-dN_{\text{H}}/dv_R = k_3 p_{\text{H}}/\pi; \quad (4.7)$$

$$-dN_{\text{H}}/dv_R = k_4 p_{\text{II}}/\pi, \quad (4.8)$$

де  $N_{\text{H}}, N_{\text{II}}$  - доля нафтенів та парафінів в живленні, *кмоль/кмоль*;

$v_R$  - величина, зворотня об'ємній швидкості живлення, *кг каталізатору/(кмоль/год) сировини*,

$k_1$  - константа швидкості реакції, визначається графічно [7, рис. 6.1],

$p_{\text{H}}, p_{\text{A}}, p_{\text{II}}, p_{\text{H}_2}$  - парціальні тиски нафтонових, ароматичних, парафінових вуглеводнів та водню відповідно, *Па*;

$k_{p1}$  - константа хімічної рівноваги, *Па<sup>3</sup>*;

$k_2$  - константа швидкості реакції, визначається графічно [7, рис. 6.2], *кмоль/(год·Па<sup>2</sup>·кг каталізатору)*;

$k_{p2}$  - константа хімічної рівноваги, *Па<sup>-1</sup>*;

$k_3, k_4$  - константа швидкості реакції, визначається графічно [7, рис. 6.3], *кмоль/(год·кг каталізатору)*.

Константи хімічної рівноваги розраховують за рівняннями (4.1)-(4.2):

$$k_{p1} = 9,81^3 \cdot 10^{12} e^{46,15-25600/T}; \quad (4.9)$$

$$k_{p2} = 98,1^{-1} \cdot 10^{12} e^{4450/T - 7,12}; \quad (4.10)$$

де  $T$  – температура в реакторі, *К*.

Середня молекулярна маса сировини [12]:

$$M_C = 0,4T_{50\%} - 45 \quad (2.11)$$

де  $T_{50\%}$  – температура википання 50% сировини, *К* (табл.4.1)

$$M_C = 0,4 \cdot 401 - 45 = 115,4$$

Для розрахунку середніх молекулярних мас ароматичних, нафтонових та парафінових вуглеводнів живлення приймаємо, що число атомів вуглецю в них одне й те саме.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
						48
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		



Таблиця 2.4 – Молекулярна маса вуглеводнів живлення реактору

Вуглеводні (компоненти)	Формула вуглеводню	Формула для розрахунку молекулярної маси по вуглецевому числу
Ароматичні	$C_nH_{2n-6}$	$M_A = 12n + 1(2n-6) = 14n-6$
Нафтенові	$C_nH_{2n}$	$M_H = 12n + 1 \cdot 2n = 14n$
Парафінові	$C_nH_{2n+2}$	$M_{II} = 12n + 1(2n+2) = 14n+2$

Розраховуємо вуглеводневе число:

$$M_C = 1 / (y_A / M_A + y_H / M_H + y_{II} / M_{II}) \quad (2.12)$$

де  $y_A, y_H, y_{II}$  - вміст вуглеводнів в живленні (табл.4.1).

Підставляючи молекулярні маси:

$$M_C = \frac{1}{\frac{0,11}{(14n-6)} + \frac{0,47}{14n} + \frac{0,42}{14n+2}}$$

Звідки знаходимо  $n=8,24$ .

Молекулярні маси вуглеводнів:

$$M_A = 14 \cdot 8,24 - 6 = 109,4$$

$$M_H = 14 \cdot 8,24 = 115,4$$

$$M_{II} = 14 \cdot 8,24 + 2 = 117,4$$

Таблиця 2.5 – Склад сировини першого реактору

Компоненти	Молекулярна маса $M_i$	Вміст у сировині	
		$y_i$ , мас. доли	$y'_i = y_i M_C / M_i$ , мол.долі
$C_nH_{2n-6}$	109,4	0,11	0,117
$C_nH_{2n}$	115,4	0,47	0,470
$C_nH_{2n+2}$	117,4	0,42	0,413
Сума	–	1,00	1,000

Кількість сировини (в кмоль) дорівнює:

$$n_{CI} = G_C / M_C \quad (2.13)$$

де  $G_C$  - кількість сировини, кг/год.

Перераховуємо продуктивність установки за сировиною:

$$G_c = \frac{40000 \cdot 1000}{330 \cdot 24} = 5050,5 \text{ кг/год}$$

$$n_{Cl} = 5050,5 / 115,4 = 43,77 \text{ кмоль/год}$$

Розрахункові дані по кількості й складу сировини наведені в табл. 4.5.

Таблиця 2.6 – Склад вуглеводневої сировини

Компоненти	Мольная доля $y'_i$	$n_{Cl_i} = n_{Cy'}_{Cl_i}$ , кмоль/год
$C_n H_{2n-6}$	0,117	5,08
$C_n H_{2n}$	0,470	20,56
$C_n H_{2n+2}$	0,413	18,07
Сума	1,000	43,72

Щільність сировини:

$$\rho_c = \rho^{293}_{277} \cdot 1000 = 0,725 \cdot 1000 = 725 \text{ кг/м}^3$$

Кількість воденьутримуючого газу:

$$G^\Gamma = n^\Gamma G_c / \rho_c \quad (2.14)$$

де  $n^\Gamma$  – кратність циркуляції ВВГ,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;

$$G_\Gamma = \frac{5050,5 \cdot 1200}{725} = 8359,5 \text{ нм}^3/\text{год}$$

Кількість циркулюючого газу в кмол дорівнює:

$$n'_\Gamma = G_\Gamma / 22,4 = 8359,5 / 22,4 = 373,19 \text{ кмоль/год.}$$

Таблиця 2.7 – Склад циркулюючого газу

Компоненти	Молекулярна маса $M_i$	Склад $y'_{\Gamma_i}$	$M_i y'_{\Gamma_i}$	Кількість $n_{\Gamma_i} = n'_\Gamma y'_{\Gamma_i}$ кмоль/год
$H_2$	2	0,86	1,72	320,9
$CH_4$	16	0,04	0,64	14,93
$C_2H_6$	30	0,05	1,48	18,66
$C_3H_8$	44	0,03	1,34	11,2
$C_4H_{10}$	58	0,01	0,71	3,73
$C_5H_{12}$	72	0,01	0,88	3,73
Сума	–	1,00	$M_\Gamma = 6,76$	373,2

Загальна кількість парафінових вуглеводнів у циркулюючому газі дорівнює:  $373,2 - 320,9 = 52,25 \text{ кмоль/год.}$

Дані розрахунку по визначенню складу суміші сировини й водню й парціальних тисків її компонентів наведені в таблиці 2.8.

Парціальний тиск кожного з компонентів в сировині, зважаючи на не дуже великий тиск та значне розведення воднем, розраховуємо за формулою:

$$p_i = \pi y'_i \quad (2.15)$$

де  $\pi$  – загальний тиск в апараті, Па;

$y'_i$  – вміст  $i$ -ого компонента в суміші, мол.долі.

Таблиця 2.8 – Парціальні тиски компонентів суміші сировини

Компоненти	Кількість $n_{zi}$ , кмоль/год	Склад $y'_{zi} = n_{zi} / \sum n_{zi}$ , мол.долі	Парціальний тиск $p_i = \pi y'_{zi} = 2,0 \cdot 10^6 y'_{zi}$ , Па
$C_n H_{2n-6}$	5,08	0,0082	$16,38 \cdot 10^3$
$C_n H_{2n}$	20,6	0,0332	$66,34 \cdot 10^3$
$C_n H_{2n+2}$	18,07	0,0291	$58,27 \cdot 10^3$
$H_2$	320,9	0,7997	$1599,30 \cdot 10^3$
$C_n H_{2n+2}^*$	52,25	0,1299	$259,71 \cdot 10^3$
Сума	417,0	1	$2000 \cdot 10^3$

\* Зірочкою позначені парафінові вуглеводні циркулюючого воденьтримуючого газу [8].

### 2.3.2 Розрахунок кількості каталізатору

Кількість каталізатора, необхідного для проведення реакції:

$$V_{кат} = G_c / (\rho_c \cdot v_0) = 5050,5 / (725 \cdot 2) = 3,5 \text{ м}^3 \quad (2.16)$$

Приймаємо насипну масу каталізатора ПР-71  $\rho_{кат} = 640 \text{ кг/м}^3$ , знайдемо кількість каталізатора:  $G_{кат} = V_{кат} \cdot \rho_{кат} = 3,5 \cdot 640 = 2230 \text{ кг}$ .

Таблиця 2.9 – Розподіл каталізатору між реакторами

Номер реактора	Кількість каталізатору	
	$V_{кат}, \text{ м}^3$	$G_{кат}, \text{ кг}$
1	0,5	318,5
2	1	636,9
3	2	1273,8
Сума	3,5	2230,0

### 2.3.3 Матеріальний баланс першого реактору.

#### Перетворення нафтових вуглеводнів в ароматичні

Розраховуємо константу швидкості реакції ароматизації. Температура подачі сировини в перший реактор  $T_{exl} = 500 + 273 = 773 \text{ K}$ , при

$1000/T_{exl}=1000/773=1,294$  за [7, рис. 6.1] одержимо  $k_I=261,7 \cdot 10^{-9}$  кмоль/(год·Па·кг каталізатору).

Розраховуємо константу хімічної рівноваги реакції ароматизації. При температурі  $T_{exl}=773K$  по рівнянню (19) знайдемо:

$$k_{pI} = 9,81^3 \cdot 10^{12} e^{46,15 - 25600/773} = 4,31 \cdot 10^{20} \text{ Па}^3.$$

Зменшення кількості нафтових вуглеводнів у результаті реакції ароматизації розраховуємо за рівнянням (15):

$$-dN_H/dv_R = 261,7 \cdot 10^{-9} \cdot 98,68 \cdot 10^3 - \frac{261,7 \cdot 10^{-9}}{4,31 \cdot 10^{20}} \cdot 24,36 \cdot 10^3 \cdot (1539,64 \cdot 10^3)^3 =$$

$=0,0258$  кмоль/(год·кг каталізатору).

Доля нафтових вуглеводнів, що ароматизувались в першому реакторі за результатом реакції (2.1) («мінус» вказує на зменшення кількості вуглеводнів «плюс» у правій частині – на перевагу прямої реакції):

$$-N_{HI} = 0,0258 v_{RI}$$

Для першого реактору:

$$v_{RI} = G_{kamI}/n_{CI} = 318,5/43,72 = 7,28 \text{ кг каталізатору / (кмоль/год) сировини,}$$

де  $n_{CI}$  – кількість сировини, що подається в перший реактор, кмоль/год.

Частка нафтових вуглеводнів, що були ароматизовані, дорівнює:

$$-N_{HI} = 0,0258 \cdot 7,28 = 0,1879$$

Обчислимо кількість нафтових вуглеводнів, що залишилися після реакції ароматизації:

$$n_{HI} = (y'_{CHI} - N_{HI}) n_{CI} = (0,47 - 0,1879) \cdot 43,72 = 12,33 \text{ кмоль/год,}$$

де  $y'_{CHI}$  – мольна частка нафтових вуглеводнів у сировині.

Кількість нафтових вуглеводнів, що перетворилося в ароматичні вуглеводні, дорівнює:

$$n_{NAI} = n_{CHI} - n_{HI} = 20,56 - 12,33 = 8,24 \text{ кмоль/год.}$$

де  $n_{CHI}$  – кількість нафтових вуглеводнів у сировині

Перетворення нафтових вуглеводнів у парафінові

Розраховуємо константу швидкості реакції перетворення нафтових вуглеводнів у парафінові. При температурі сировини  $T_{exl} = 773\text{K}$  и  $1000/T_{exl} = 1,294$  із графіку  $k_2 - T_{exl}$  [7, рис.6.2] знайдемо:  $k_2 = 1,455 \cdot 10^{-15}$  кмоль/(год·Па<sup>2</sup>·кг каталізатору).

Знайдемо констант хімічної рівноваги реакції перетворення нафтових вуглеводнів у парафінові. По рівнянню (4.10):

$$k_{p2} = 98,1^{-1} \cdot 10^{-3} e^{4450/773 - 7,12} = 0,00261 \cdot 10^{-3} \text{ Па}^{-1}$$

Величина  $k_{p2} < 1$  указує на перевагу зворотної реакції - перетворення парафінових вуглеводнів у нафтові.

Збільшення кількості нафтових вуглеводнів у результаті реакції перетворення парафінових вуглеводнів у нафтові розраховуємо за реакцією (16):

$$-dN_{H12}/dv_{RI} = 1,455 \cdot 10^{-15} \cdot 98,68 \cdot 10^3 \cdot 1539,64 \cdot 10^3 - \frac{1,455 \cdot 10^{-15}}{0,00264 \cdot 10^{-3}} \cdot 86,68 \cdot 10^3 =$$

$$= 0,0481 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль}/(\text{год} \cdot \text{кг каталізатору})$$

$$N_{H12} = 0,0481 \cdot 10^{-3} \cdot 7,28 = 0,00035$$

Кількість нафтових вуглеводнів після проведення першої й другої реакцій:

$$n_{H12} = (y'_{CH1} - N_{H11} + N_{H12})n_{C1} = (0,47 - 0,1879 + 0,00035) \cdot 43,72 =$$

$$= 12,35 \text{ кмоль}/\text{год}.$$

Кількість парафінових вуглеводнів, перетворених у нафтові:

$$n_{H11} = n_{H12} - n_{H11} = 12,35 - 12,33 = 0,02 \text{ кмоль}/\text{год}.$$

#### Гідрокрекінг вуглеводнів

Розраховуємо константу швидкості реакції гідрокрекінгу нафтових вуглеводнів. При  $T_{exl} = 773\text{K}$  и  $1000/T_{exl} = 1,294$  из графіку  $k_3 - 1000/T_{exl}$  [7, рис.6.3] знайдем:  $k_3 = 0,033$  кмоль/(год·кг каталізатору).

Зменшення кількості нафтових вуглеводнів у результаті реакції гідрокрекінгу (13) розраховуємо за рівнянням (17):

$$-dN_{H13}/dv_{RI} = 0,033 \cdot (98,64 \cdot 10^3 / 2,0 \cdot 10^6) = 0,0254 \text{ кмоль}/(\text{год} \cdot \text{кг каталізатору}).$$

						ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			53

Інтегруючи та розподіляючи змінні, отримаємо долю нафтових вуглеводнів, що піддалися гідрокрекінгу:

$$-N_{H13} = 0,0254 \cdot v_{R1} = 0,0254 \cdot 7,28 = 0,185$$

Кількість нафтових вуглеводнів, що залишилося після проведення перших трьох реакцій:

$$n_{H13} = (y'_{CH1} - N_{H11} + N_{H12} - N_{H13}) \cdot n_{C1} = (0,47 - 0,1879 + 0,00035 - 0,185) \cdot 43,72 = 4,26 \text{ кмоль/год.}$$

Кількість нафтових вуглеводнів, що піддано гідрокрекінгу

$$n_{H11} = n_{H12} - n_{H13} = 12,35 - 4,26 = 8,09 \text{ кмоль/год.}$$

Зменшення кількості парафінових вуглеводнів у результаті реакції гідрокрекінгу розраховуємо за формулою (18). Константи швидкостей реакцій нафтових і парафінових вуглеводнів рівні  $k_3 = k_4 = 0,033 \text{ кмоль/(год} \cdot \text{кг каталізатору)}$ .

$$-dN_{П14}/dv_{R1} = 0,033 \cdot (86,68 \cdot 10^3 / 2,0 \cdot 10^6) = 0,00143 \text{ кмоль/(год} \cdot \text{кг каталізатору)}$$

$$-N_{П14} = 0,00143 \cdot v_{R1} = 0,00143 \cdot 7,28 = 0,0104$$

Кількість парафінових вуглеводнів, що залишилося після реакції гідрокрекінгу:

$$n_{П14} = (y'_{СП1} - N_{H12} - N_{П14}) \cdot n_{C1} = (0,413 - 0,00035 - 0,0104) \cdot 43,72 = 17,58 \text{ кмоль/год,}$$

де  $y'_{СП1}$  – мольна частка парафінових вуглеводнів у сировині реактора.

Кількість парафінових вуглеводнів, що піддалося гідрокрекінгу й перетворилося в газ, дорівнює:

$$n_{П14} = N_{П14} \cdot n_{C1} = 0,0104 \cdot 43,72 = 0,46 \text{ кмоль/год.}$$

На основі розрахованої кількості сировини та стехіометричних рівнянь (2.1)-(2.4) зроблено розрахунок матеріального балансу реакцій.

Таблиця 2.10 – Розрахунок матеріального балансу реакцій

Кількість компонентів, що вступили в реакцію, кмоль/год	Кількість продуктів реакції, кмоль/год
---	--

$8,24C_nH_{2n}$	$8,24C_nH_{2n-6} + 8,24 \cdot 3H_2$
$0,02C_nH_{2n+2}$	$0,02C_nH_{2n} + 0,02H_2$
$8,09C_nH_{2n} + 8,09 \frac{n}{3} H_2$	$8,09n/15(C_1H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$
$0,46C_nH_{2n+2} + 0,46 \frac{n-3}{3} H_2$	$0,46n/15(C_1H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$

З розрахунку виходить, що в результаті гідрокрекінгу отримаємо вуглеводневий газ, що збагатить циркулюючий газ. При  $n=7,28$  кількість вуглеводневого газу, що утворився в реакторі:

$$(38,14 + 12,17) \frac{7,28}{15} (C_1H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) =$$

$$= 27,64 (C_1H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$$

Таблиця 2.11 – Склад газу, що покидає реактор

Компоненти	Прихід, кмоль/год	Витрата, кмоль/год
$C_nH_{2n-6}$	5,08	$5,08 + 8,24 = 13,32$
$C_nH_{2n}$	20,57	$20,57 - 8,24 + 0,02 - 8,09 = 4,26$
$C_nH_{2n+2}$	18,07	$18,07 - 0,02 - 0,46 = 17,60$
Сума	<b>43,72</b>	<b>35,17</b>
Циркулюючий газ		
$H_2$	320,94	$320,94 + 8,24 \cdot 3 + 0,02 - 8,09 \cdot 8,24/3 - 0,46 \cdot (8,24 - 3)/3 = 322,66$
$CH_4$	14,93	$14,93 + 8,24 \cdot 8,24/15 + 0,46 \cdot 8,24/15 = 19,70$
$C_2H_6$	18,66	$18,66 + 27,64 = 46,30$
$C_3H_8$	11,20	$11,20 + 27,64 = 38,84$
$C_4H_{10}$	3,73	$3,73 + 27,64 = 31,37$
$C_5H_{12}$	3,73	$3,73 + 27,64 = 31,37$
Сума	<b>373,19</b>	<b>490,24</b>
ВСЬОГО	<b>416,9</b>	<b>525,41</b>

Таблиця 2.12 – Кількість компонентів циркулюючого газу

Компоненти	Молекулярная масса $M_i$	Количество $n_i$ кмоль/год	Склад $y'_{Гi} = n_i / \sum n_i$ мол. долі	$M_i y'_{Гi}$
$H_2$	2	322,66	0,8336	1,67
$CH_4$	16	19,70	0,0509	0,81

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	46,30	0,0530	1,59
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	38,84	0,0337	1,48
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	31,37	0,0144	0,84
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	31,37	0,0144	1,04
Сума	–	<b>490,24</b>	<b>1</b>	<b>7,43</b>

Середні молекулярні маси вуглеводнів C<sub>n</sub>H<sub>2n</sub>, C<sub>n</sub>H<sub>2n-6</sub> и C<sub>n</sub>H<sub>2n+2</sub>, що залишають реактор, не будуть рівні відповідним числовим значенням величин на вході в реактор. Розрахуємо нові числові значення середніх молекулярних мас зазначених вуглеводнів.

Кількість збагаченого циркулюючого газу на виході з реактора  
 $320,94 \cdot 7,43 = 3642,5 \text{ кг/год.}$

З матеріального балансу реактора виходить, що кількість вуглеводнів, що залишають реактор, дорівнює різниці між кількістю всього потоку й кількістю збагаченого воденьутримуючого газу:

$$7476,24 - 3642,5 = 3833,73 \text{ кг/год.}$$

Рівняння матеріального балансу для вуглеводнів, що залишають реактор:

$$3833,73 = 13,32 C_n H_{2n-6} + 4,26 C_n H_{2n} + 17,59 C_n H_{2n+2}$$

З урахуванням даних табл.4.3 це рівняння приймає вид:

$$3833,73 = 13,32 (14n - 6) + 4,26 \cdot 14n + 17,59 (14n+2)$$

Після обчислення знайдемо, що вуглецеве число дорівнює  $n = 7,88$ .

Таблиця 2.13 – Матеріальний баланс першого реактору

Компоненти	Кількість n <sub>i</sub> кмоль/год	Склад $y'_{Гi} = n_i / \sum n_i$ мол. долі	Середня молекулярна маса, М <sub>i</sub>	Кількість G <sub>i</sub> = n <sub>i</sub> M <sub>i</sub> , кг/год
<u>Прихід</u>				
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	5,08	0,0122	109,4	555,56
C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	2057	0,0493	115,4	2373,74
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	18,07	0,0433	117,4	2121,21
H <sub>2</sub>	320,9	0,7698	6,5	2425,74
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2*</sub>	52,24	0,1253		
Сума	<b>416,91</b>	1,0000	–	<b>7476,24</b>
<u>Витрата</u>				
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	13,32	0,0315	104,28	1388,68

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

56



$C_nH_{2n}$	4,26	0,0101	110,28	469,29
$C_nH_{2n+2}$	17,60	0,0417	112,28	1975,76
$H_2$	322,66	0,7642	7,43	3642,51
$C_nH_{2n+2}^*$	167,58	0,1525		
Сума	<b>525,42</b>	1,0000	–	<b>7476,24</b>

Нев'язка балансу 0%.

Числові значення молекулярних мас вуглеводнів, що залишають реактор:

$$M_a = 14n - 6 = 14 \cdot 7,88 - 6 = 104,28;$$

$$M_H = 14n = 14 \cdot 7,88 = 110,28;$$

$$M_P = 14n + 2 = 14 \cdot 7,88 + 2 = 112,28.$$

#### 2.3.4 Матеріальний баланс другого реактора

Температуру на початку процесу можна підібрати так, щоб у другому реакторі була практично вичерпана нафтеносна сировина. Тиск у другому реакторі звичайно нижче, ніж у першому реакторі, на величину:

$$\Delta \pi_1 = (0,15 \div 0,3) \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Прийmemo величину тиску в другому реакторі, рівної

$$\pi_2 = \pi_1 - \Delta \pi_1 = 2,0 \cdot 10^6 - 0,15 \cdot 10^6 = 1,85 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Таблиця 2.14 – Склад суміші сировини другого реактору

Компоненти	Кількість $n_{C2i}$ , кмоль/год	Вміст $y'_{C2i} = n_{C2i} / \sum n_{C2i}$ мол. долі
$C_nH_{2n-6}$	13,31	0,379
$C_nH_{2n}$	4,26	0,121
$C_nH_{2n+2}$	17,60	0,500
Сума	<b>35,17</b>	1,0000

Розрахунок парціальних тисків компонентів газового завантаження реактора представлений у таблиці 2.15.

Константу швидкості реакції ароматизації при температурі  $T_{вх.2} = 773^{\circ}\text{C}$  приймаємо [7, рис.6.1]:  $k_1 = 261,7 \cdot 10^{-9}$  кмоль/(год·Па кг каталізатору).

Константу хімічної рівноваги реакції ароматизації (при температурі  $T_{\text{вх.2}}=773\text{K}$ ) по рівнянню (2.9) знайдемо:

$$k_{p1} = 9,81^3 \cdot 10^{12} e^{46,15 - \frac{25600}{773}} = 4,31 \cdot 10^{20} \text{ Па}^3$$

Таблиця 2.15 – Парціальні тиски вуглеводнів

Компоненти	Вміст, мол. доли	Парціальний тиск $p_2 = \pi_2 y'_i = 1,85 \cdot 10^6 \cdot y'_i$ , кПа
$C_n H_{2n-6}$	0,0331	46,89
$C_n H_{2n}$	0,0212	14,98
$C_n H_{2n+2}$	0,0394	61,96
$H_2$	0,7755	1136,1
$C_n H_{2n+2}^*$	0,1308	590,07
Сума	1,0000	1850

Зменшення кількості нафтових вуглеводнів у результаті реакції ароматизації (2.1) у другому реакторі розраховуємо за рівнянням (2.5):

$$-dN_{H21}/dv_R = 261,7 \cdot 10^{-9} \cdot 14,98 - (261,7 \cdot 10^{-9} / 4,31 \cdot 10^{20}) \cdot 58,35 \cdot 10^3 \times (1433,75 \cdot 10^3)^3 = 0,00478 \text{ кмоль}/(\text{год} \cdot \text{кг каталізатору}).$$

$$-N_{H21} = 0,00478 v_{R2}$$

Для другого реактору:

$$v_{R2} = G_{\text{кат}2} / n_{C2} = 636,91 / 35,17 = 18,11 \text{ кг кат}/(\text{кмоль}/\text{год}) \text{ сировини}$$

Частка нафтових вуглеводнів, що були ароматизовані в другому реакторі, дорівнює:

$$-N_{H21} = 0,00478 \cdot 18,11 = 0,087$$

Збільшимо кількість каталізатору в реакторі, щоб прореагували всі нафтові вуглеводні:

$$v'_{R2} = y'_{C2i} / N_{H21} = 0,121 / 0,0048 = 25,32 \text{ кг кат}/(\text{кмоль}/\text{год}) \text{ сировини}$$

Необхідна кількість каталізатору в реакторі:

$$G'_{\text{кат}2} = v'_{R2} n_{C2} = 18,11 \cdot 35,17 = 1096,92 \text{ кг}$$

Збільшення каталізаторної маси в другому реакторі на  $1096,92 - 636,91 = 460,01$  кг виконуємо за рахунок каталізатору з третього реактору, тоді в ньому залишається  $1273,82 - 460,01 = 813,81$  кг.

Кількість нафтових вуглеводнів, що залишилося після реакції ароматизації:

$$n_{H21} = (y'_{CH2} - N_{H21}) n_{C2} = (0,121 - 0,121) \cdot 43,72 = 0 \text{ кмоль/год},$$

### Гідрокрекінг парафінових вуглеводнів

Розраховуємо константу швидкості реакції гідрокрекінгу парафінових вуглеводнів. При  $T_{exl}=773\text{K}$  з графіку  $k_3 - 1000/T_{exl}$  [7, рис.6.3] знайдем:  $k_4 = 0,033 \text{ кмоль}/(\text{год} \cdot \text{кг каталізатору})$ .

Зменшення кількості парафінових вуглеводнів у результаті реакції гідрокрекінгу (2.4) розраховуємо за рівнянням (2.8):

$$-dN_{П24}/dv_{R2} = 0,033 \cdot (77,10 \cdot 10^3 / 1,85 \cdot 10^6) = 0,0014 \text{ кмоль}/(\text{год} \cdot \text{кг каталізатору}).$$

Інтегруючи та розподіляючи змінні, отримаємо долю нафтових вуглеводнів, що піддалися гідрокрекінгу:

$$-N_{П24} = 0,0014 v'_{R2} = 0,0014 \cdot 31,19 = 0,0345$$

Кількість парафінових вуглеводнів, що залишиться після реакції гідрокрекінгу:

$$n_{n24} = (y'_{cn2} - N_{n2}) \cdot n_{C2} = (0,5003 - 0,0345) \cdot 35,17 = 16,39 \text{ кмоль/год}.$$

Кількість парафінових вуглеводнів, що піддалося гідрокрекінгу й перетворилося в газ у другому реакторі, дорівнює:

$$n_{ПГ2} = N_{П24} \cdot n_{C2} = 0,0348 \cdot 35,17 = 1,21 \text{ кмоль/год}.$$

Таблиця 2.16 – Розрахунок матеріального балансу реакцій

Кількість компонентів, що вступили в реакцію, кмоль/год	Кількість продуктів реакції, кмоль/год
16,38 C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	16,38C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub> + 16,38·3H <sub>2</sub>
1,21C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub> + 1,21 (n-3)/3 H <sub>2</sub>	1,21 n/15(CH <sub>4</sub> + C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> + C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> +C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> +C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )

Кількість вуглеводневого газу, що утворився в другому реакторі, при допущенні, що  $n=8,26$ :

$$1,21 \cdot 8,26 / 15 (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) = 0,67 (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}).$$

Таблиця 2.17 – Склад газу, що покидає другий реактор

Компоненти	Прихід, кмоль/год	Витрата , кмоль/год
$C_nH_{2n-6}$	13,32	$13,32+4,26=17,57$
$C_nH_{2n}$	4,26	$4,26-4,26=0$
$C_nH_{2n+2}$	17,60	$17,60-1,21=16,39$
Сума	<b>35,17</b>	<b>33,96</b>
Циркулюючий газ		
$H_2$	322,66	$322,66+4,26 \cdot 3 - 1,21 \cdot (8,26-3)/3 = 333,3$
$CH_4$	19,71	$19,71+0,67=20,37$
$C_2H_6$	46,3	$46,3+0,67=46,97$
$C_3H_8$	38,84	$38,84+0,67=39,50$
$C_4H_{10}$	31,37	$31,37+0,67=32,04$
$C_5H_{12}$	31,37	$31,37+0,67=32,04$
Сума	<b>167,58</b>	<b>504,22</b>
ВСЬОГО	<b>525,41</b>	<b>538,18</b>

Таблиця 2.18 – Кількість компонентів циркулюючого газу

Компоненти	Молекулярная масса $M_i$	Количество $n_i$ кмоль/год	Склад $y'_{Гi} = n_i / \sum n_i$ мол. доли	$M_i y'_{Гi}$
$H_2$	2	333,3	0,661021	1,66
$CH_4$	16	20,37	0,040402	0,81
$C_2H_6$	30	46,97	0,093148	1,58
$C_3H_8$	44	39,5	0,078345	1,50
$C_4H_{10}$	58	32,04	0,063542	0,90
$C_5H_{12}$	72	32,04	0,063542	1,12
Сумма	–	<b>504,22</b>	1,0000	<b>7,59</b>

Кількість збагаченого циркулюючого ВВГ на виході з апарату:

$$(333,3+170,92) \cdot 7,59 = 3827,05 \text{ кг/год}$$

З матеріального балансу реактора виходить, що кількість вуглеводнів, що залишають реактор, дорівнює різниці між кількістю всього потоку й кількістю збагаченого воденьотримуючого газу:

$$7476,24 - 3827,05 = 3649,19 \text{ кг/год.}$$

Рівняння матеріального балансу для вуглеводнів, що залишають реактор:

$$3649,19 = 17,57 C_n H_{2n-6} + 16,39 C_n H_{2n+2}$$

або

$$3649,19 = 17,57 (14n - 6) + 16,39 (14n + 2)$$

Після обчислення знайдемо, що вуглецеве число дорівнює  $n = 7,83$ .

Числові значення молекулярних мас вуглеводнів, що залишають реактор:

$$M_a = 14n - 6 = 14 \cdot 7,83 - 6 = 103,6;$$

$$M_p = 14n + 2 = 14 \cdot 7,83 + 2 = 111,6.$$

Таблиця 2.19 – Матеріальний баланс другого реактору

Компоненти	Кількість $n_i$ кмоль/год	Склад $y'_{zli} = n_i / \sum n_i$ мол. доли	Середня молекулярна маса, $M_i$	Кількість $G_i = n_i M_i$ , кг/год
<u>Прихід</u>				
$C_n H_{2n-6}$	13,32	0,0253	104,28	1388,68
$C_n H_{2n}$	4,26	0,0081	110,28	469,3
$C_n H_{2n+2}$	17,60	0,0335	112,28	1975,76
$H_2$	322,66	0,6141	7,43	3642,5
$C_n H_{2n+2}^*$	167,58	0,3190		
<b>Сума</b>	<b>525,24</b>	<b>1,0000</b>	–	<b>7476,24</b>
<u>Витрата</u>				
$C_n H_{2n-6}$	17,57	0,0404	103,6	1820,59
$C_n H_{2n+2}$	16,39	0,0376	111,6	1828,60
$H_2$	333,3	0,7662	7,59	3827,05
$C_n H_{2n+2}^*$	170,92	0,1558		
<b>Сума</b>	<b>538,18</b>	<b>1,0000</b>	–	<b>7476,24</b>

Нев'язка балансу 0%.

### 2.3.5 Матеріальний баланс третього реактора

У реакторі протікає реакція гідрокрекінгу парафінових вуглеводнів. Температура на початку процесу  $T_{вих.3} = 773 \text{ K}$ . Тиск у третьому реакторі прийемо рівним:  $\pi_3 = \pi_2 - \Delta\pi_2 = 1,85 \cdot 10^6 - 0,13 \cdot 10^6 = 1,72 \cdot 10^6 \text{ Па}$  [13]

Таблиця 2.20 – Склад суміші, що піддається риформінгу

Компоненти	Кількість $n_{CЗi}$ , кмоль/год	Вміст $y'_{CЗi} = n_{CЗi} / \sum n_{CЗi}$ мол. долі
$C_nH_{2n-6}$	17,57	0,518
$C_nH_{2n+2}$	16,39	0,482
Сума	<b>33,96</b>	1,0000

Таблиця 2.21 – Парціальні тиски вуглеводнів

Компоненти	Вміст, мол. долі	Парціальний тиск $p_2 = \pi_2 y'_i = 1,72 \cdot 10^6 \cdot y'_i$ , кПа
$C_nH_{2n-6}$	0,0327	56,16
$C_nH_{2n+2}$	0,0304	52,37
$H_2$	0,6193	1065,22
$C_nH_{2n+2}^*$	0,3176	546,26
Сума	1,0000	1720,0

#### Гідрокрекінг парафінових вуглеводнів

Розраховуємо константу швидкості реакції гідрокрекінгу парафінових вуглеводнів. При  $T_{exl} = 773 \text{ K}$  з графіку [7, рис.6.3] знайдем:

$$k_4 = 0,033 \text{ кмоль}/(\text{год} \cdot \text{кг каталізатору}).$$

Зменшення кількості парафінових вуглеводнів у результаті реакції гідрокрекінгу (2.4) розраховуємо за рівнянням (2.8):

$$-dN_{ПЗ4}/dv_{R3} = 0,033 \cdot (64,74 \cdot 10^3 / 1,72 \cdot 10^6) = 0,0012 \text{ кмоль}/(\text{год} \cdot \text{кг каталізатору}).$$

$$-N_{ПЗ4} = 0,0012 \cdot v_{R3}$$

Для третього реактору:

$$v_{R3} = 813,81 / 33,96 = 23,96 \text{ кг каталізатору}/(\text{кмоль} \cdot \text{год}) \text{ сировини}$$

Доля парафінів, що зазнали гідрокрекінгу:

$$- N_{ПЗ4} = 0,0012 \cdot 23,96 = 0,024.$$

Кількість парафінів, що залишилося в третьому реакторі:

$$n_{ПЗ3} = (y'_{СПЗ} - N_{ПЗ4}) \cdot n_{C3} = (0,482 - 0,024) \cdot 33,96 = 15,57 \text{ кмоль/год}$$

Кількість парафінових вуглеводнів, що піддалося гідрокрекінгу у третьому реакторі, дорівнює:

$$n_{ПЗ3} = N_{ПЗ4} \cdot n_{C3} = 0,024 \cdot 33,96 = 0,82 \text{ кмоль/год}.$$

Таблиця 2.22 – Розрахунок матеріального балансу реакцій

Кількість компонентів, що вступили в реакцію, кмоль/год	Кількість продуктів реакції, кмоль/год
$0,82C_nH_{2n+2} + 0,82(n-3)/3 H_2$	$0,82 n/15(C_1H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$

Кількість вуглеводневого газу, що утворився в другому реакторі, при  $n=8,257$ :

$$0,82 \cdot 8,257 / 15 (C_1H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) = 0,45 (C_1H_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}).$$

Таблиця 2.23 – Склад газу, що покидає третій реактор

Компоненти	Прихід, кмоль/год	Витрата, кмоль/год
$C_nH_{2n-6}$	17,57	17,57
$C_nH_{2n+2}$	16,39	$16,39 - 0,82 = 15,57$
Сума	<b>33,96</b>	<b>33,14</b>
Циркулюючий газ		
$H_2$	333,3	$333,3 - 19,01 \cdot (0,82 - 3)/3 = 331,87$
$CH_4$	20,37	$20,37 + 0,45 = 20,82$
$C_2H_6$	46,97	$46,97 + 0,45 = 47,41$
$C_3H_8$	39,50	$39,50 + 0,45 = 39,95$
$C_4H_{10}$	32,04	$32,04 + 0,45 = 32,49$
$C_5H_{12}$	32,04	$32,04 + 0,45 = 32,49$
Сума	<b>504,22</b>	<b>505,04</b>
ВСЬОГО	<b>538,18</b>	<b>538,18</b>

Таблиця 2.24 – Кількість компонентів циркулюючого газу

Компоненти	Молекулярная масса $M_i$	Количество $n_i$ кмоль/год	Склад $y'_{Гi}=n_i/\sum n_i$ мол. доли	$M_i y'_{Гi}$
H <sub>2</sub>	2	331,87	0,6571	1,65
CH <sub>4</sub>	16	20,82	0,0412	0,84
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	47,41	0,0939	1,63
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	39,95	0,0791	1,58
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	32,49	0,0643	1,00
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	32,49	0,0643	1,24
Сумма	–	<b>505,04</b>	1,0000	<b>7,94</b>

Кількість збагаченого циркулюючого ВВГ на виході з апарату:

$$(331,87+173,17) \cdot 7,94 = 4010,02 \text{ кг/год}$$

Кількість вуглеводнів, що залишають реактор:

$$7476,24 - 4010,02 = 3466,22 \text{ кг/год.}$$

Таблиця 2.25 – Матеріальний баланс третього реактору

Компоненти	Кількість $n_i$ кмоль/год	Склад $y'_{Гi}=n_i/\sum n_i$ мол. доли	Середня молекулярна маса, $M_i$	Кількість $G_i=n_i M_i$ , кг/год
<u>Прихід</u>				
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	17,57	0,0327	103,6	1820,59
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	16,39	0,0304	11,6	1828,6
H <sub>2</sub>	333,3	0,6193	7,59	3827,05
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2*</sub>	170,92	0,3176		
Сума	<b>538,18</b>	1,0000	–	<b>7476,24</b>
<u>Витрата</u>				
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	17,57	0,0326	103,6	1820,59
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	15,57	0,0289	105,71	1645,63
H <sub>2</sub>	331,87	0,6571	7,94	4010,03
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2*</sub>	173,17	0,3429		
Сума	<b>538,18</b>	1,0000	–	<b>7476,24</b>

Нев'язка балансу 0%.

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



## 2.4 Теплові розрахунки

### 2.4.1 Тепловий баланс першого реактора

Основні реакції риформінгу протікають із поглинанням тепла. Перепад температури в реакторах залежить від групового вуглеводневого складу сировини й від температури реакції. У першому реакторі перепад температури може досягати 35 - 80 °С, у другому 8 - 40°С, і в третьому 0 - 17°С. Рівняння теплового балансу реактора в загальному виді:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4$$

Ліва частина рівняння враховує прихід тепла із сировиною й циркулюючим газом (у кВт).

Права частина рівняння враховує витрату тепла (у кВт):

$Q_2$  - на реакції риформінга;

$Q_3$  - із продуктами реакції й циркулюючим газом;

$Q_4$  - втрати в навколишнє середовище [7].

Розрахуємо ентальпію газового потоку на вході в апарат. Ентальпії газоподібних речовин розраховуємо за формулою Уейра та Ітона (2.17) [12].

$$h_T^g = (129,58 + 0,134T + 0,00059T^2) (4 - \rho_{288}^{288}) - 308,99 \quad (2.17)$$

Ентальпії ароматичних, нафтових, парафінових вуглеводнів визначаємо за формулою Крега (26) [12].

$$h_T^k = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,0017T^2 + 0,762T - 334,25) \quad (2.18)$$

За формулою Крега розраховуємо відносні густини вуглеводнів при температурі 15°С за їх відомими молекулярними масами.

$$M = \frac{44,29\rho_{288}^{288}}{1,03 - \rho_{288}^{288}} \quad (2.19)$$

Таблиця 2.26 – Відносна густина вуглеводнів

Вуглеводні	Відносна густина $\rho_{288}^{288}$	
	на вході в реактор	на виході з реактора
Ароматичні	0,7332	0,7623
Нафтенові	0,7443	0,7714
Парафінові	0,7478	0,7743

Таблиця 2.27 – Ентальпія газового потоку на вході в апарат

Компоненти	$M_i$	Кількість $n_i$ , кмоль/год	Вміст $y'_i = n_i / \sum n_i$ мол. доли	$M_i y'_i$	Вміст $y_i = M_i y'_i / M_{см}$ мас. доли	Ентальпія кДж/кг	
						$q_{Ti}^r$	$q_{Ti}^r \cdot y_i$
H <sub>2</sub>	2	4814,151	0,7698	1,54	0,0859	6589	566,3
CH <sub>4</sub>	16	223,914	0,0358	0,57	0,0320	1874	59,9
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	279,8925	0,0448	1,34	0,0750	1790	134,2
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	167,9355	0,0269	1,18	0,0660	1733	114,3
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	55,9785	0,0090	0,52	0,0290	1692	49,0
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	55,9785	0,0090	0,64	0,0360	1660	59,7
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	109,4	76,17307	0,0122	1,33	0,0744	1483	110,3
C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	115,4	308,5447	0,0493	5,69	0,3178	1472	467,9
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	117,4	271,0237	0,0433	5,09	0,2840	1469	417,1
Сума	-	<b>6253,59</b>	1,0000	17,91	1,0000	-	<b>1978,81</b>

Тепловий ефект реакції розрахувати, користуючись законом Гесса, не можна через незнання детального хімічного складу сировини й продуктів реакції. Тому скористаємося формулою [7]:

$$q_p = -335b,$$

де  $b$  – вихід водню розраховуючи на вихідну сировину, мас. %.

З матеріального балансу реактора виходить, що в результаті риформинга отримано водень у кількості:

$$G_{H_2} = 4839,9 - 4814,15 = 25,75 \text{ кг/год};$$

$$F_{H_2} = 25,75 \cdot 2 = 51,5 \text{ кмоль/год.}$$

$$b = 51,5 \cdot 100 / 75757,58 = 0,068 \text{ мас. \%}$$

Тепловий ефект реакції:

$$q_p = -335 \cdot 0,068 = -24,134 \text{ кДж/кг.}$$

Прихід тепла:

$$Q_1 = 1121143,6 / 3600 \cdot 1978,81 = 61,64 \text{ МВт}$$

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Тепловтрати на реакції риформінгу:

$$Q_2 = 1121143,6 / 3600 \cdot 24,43 = 0,75 \text{ МВт}$$

Тепловтрати в довкілля приймаємо 1% від приходу тепла:

$$Q_4 = 0,01 \cdot 61,64 = 0,616 \text{ МВт.}$$

Величину  $Q_3$  визначаємо з формули:

$$Q_3 = 112143,6 \cdot q^{\Gamma}_{T_{\text{вих1}}}$$

З теплового балансу реактора маємо:

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 97,2 - 17,65 - 0,972 = 78,58 \text{ МВт}$$

Величину  $Q_3$  визначаємо з формули:  $Q_3 = 173282,5 \cdot q^{\Gamma}_{T_{\text{вих1}}}$

З теплового балансу реактора маємо:

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 61,64 - 0,75 - 0,616 = 60,27 \text{ МВт}$$

Тоді  $q^{\Gamma}_{T_{\text{вих1}}} = 60,27 \cdot 10^3 \cdot 3600 / 112143,6 = 1934,97 \text{ кДж/кг}$

Для визначення температури  $T_{\text{вих1}}$  потоку, що покидає реактор, необхідно розрахувати склад суміші на виході з реактору та побудувати допоміжний графік  $q^{\Gamma}_{T_{\text{вих1}}} = f(T_{\text{вих1}})$ .

Склад газу, що залишає реактор, розрахований на основі даних таблиці 4.10 і представлений у таблиці 4.27.

Таблиця 2.28 – Склад газу, що залишає реактор

Компоненти	Молекулярна маса $M_i$	Кількість $n_i$ , кмоль/год	Вміст $y'_i = n_i / \sum n_i$ мол. доли	$M_i y'_i$	Вміст $y_i = M_i y'_i / M_{\text{см}}$ мас.доли
$H_2$	2	4839,902	0,7642	1,53	0,0863
$CH_4$	16	295,5582	0,0467	0,75	0,0422
$C_2H_6$	30	307,5325	0,0486	1,46	0,0823
$C_3H_8$	44	195,5755	0,0309	1,36	0,0767
$C_4H_{10}$	58	83,6185	0,0132	0,77	0,0432
$C_5H_{12}$	72	83,6185	0,0132	0,95	0,0537
$C_nH_{2n-6}$	126,13	199,7616	0,0315	3,98	0,2247
$C_nH_{2n}$	132,13	63,83476	0,0101	1,33	0,0752
$C_nH_{2n+2}$	134,13	263,9622	0,0417	5,59	0,3157
Сума	-	<b>6333,36</b>	1,0000	<b>17,71</b>	1,0000

Задамося двома температурами 693 та 790 K та розрахуємо ентальпії.

Таблиця 2.29 – Ентальпія вуглеводів при двох температурах

Компоненти	Вміст $y_i$ , мас.долі	Ентальпія, кДж/кг			
		693 K		790 K	
		$q_{Ti}^r$	$q_{Ti}^r \cdot y_i$	$q_{Ti}^r$	$q_{Ti}^r \cdot y_i$
H <sub>2</sub>	0,0863	4712	406,7	7044	608,0
CH <sub>4</sub>	0,0422	1576	66,5	1941	81,8
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0823	1504	123,7	1855	152,6
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0767	1455	111,6	1796	137,8
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0432	1419	61,4	1753	75,8
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0537	1392	74,7	1721	92,4
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	0,2247	1157	259,9	1521	341,8
C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	0,0752	1150	86,5	1512	113,7
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	0,3157	1148	362,3	1510	476,6
Сума	1,0000	-	<b>1553,25</b>	-	<b>2080,49</b>

$q$ , кДж/кг

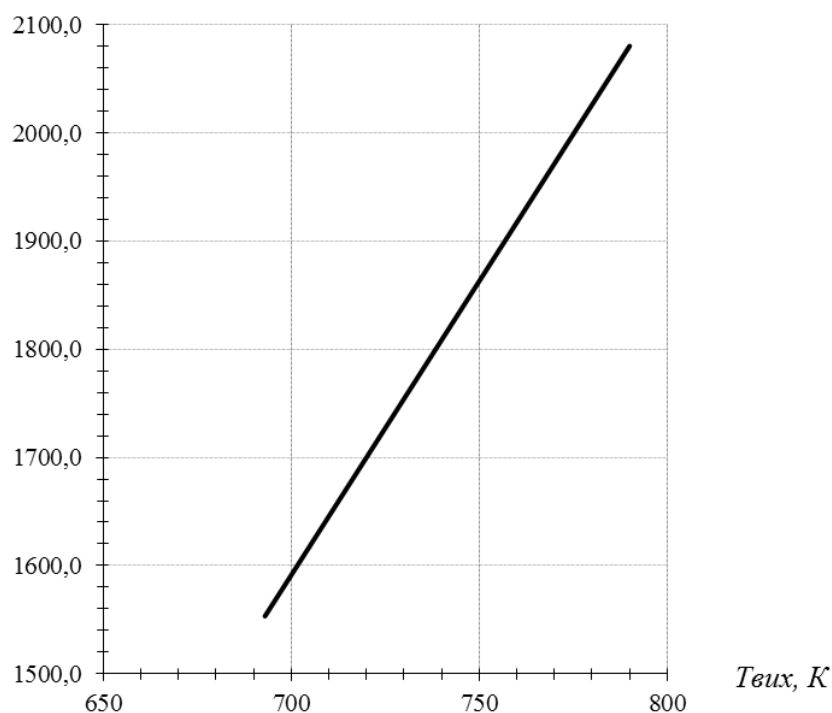


Рисунок 2.1 – Графік залежності  $q_{T_{вих1}}^r = f(T_{вих1})$

З графіка визначаємо, що ентальпії  $q_{T_{вих1}}^r = 1934,97$  кДж/кг відповідає температура  $T_{вих1} = 760$  К.

Перепад температур в першому реакторі:

$$\Delta T_I = T_{вх1} - T_{вих1} = 773 - 760 = 13 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Таблица 2.30 – Тепловой баланс реактора.

Потоки	Температура, К	Кількість, кг/год	Кількість, кг/с	Энтальпія, кДж/кг	Кількість тепла, кВт
<u>Прихід</u>					
Q <sub>1</sub>	T <sub>exl</sub> =773	112143,6	31,15	1978,89	61,64·10 <sup>3</sup>
Сума	–	112143,6	31,15		<b>61,64·10<sup>3</sup></b>
<u>Витрата</u>					
Q <sub>2</sub>	–	–		24,134	15,782·10 <sup>3</sup> *
Q <sub>3</sub>	T <sub>вихl</sub> =760	112143,6	31,15	1934,97	60,28·10 <sup>3</sup>
Q <sub>4</sub>	–	–			0,95·10 <sup>3</sup>
Сума	–	112143,6			<b>61,64·10<sup>3</sup></b>

\*3 розрахунку на 75757,58 кг/год сировини.

## 2.4.2 Тепловий баланс другого реактору

Таблица 2.31 – Энтальпія газового потоку на вході в апарат

Компоненти	M <sub>i</sub>	Кількість n <sub>i</sub> , кмоль/год	Вміст y' <sub>i</sub> =n <sub>i</sub> /∑n <sub>i</sub> мол. долі	M <sub>i</sub> y' <sub>i</sub>	Вміст y <sub>i</sub> =M <sub>i</sub> y' <sub>i</sub> /M <sub>см</sub> мас. долі	Энтальпія кДж/кг	
						q <sup>r</sup> <sub>Ti</sub>	q <sup>r</sup> <sub>Ti</sub> ·y <sub>i</sub>
H <sub>2</sub>	2	4839,902	0,7642	1,53	0,0863	6589	568,8
CH <sub>4</sub>	16	295,5582	0,0467	0,75	0,0422	1874	79,0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	307,5325	0,0486	1,46	0,0823	1790	147,3
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	195,5755	0,0309	1,36	0,0767	1733	133,0
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	83,6185	0,0132	0,77	0,0432	1692	73,2
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	83,6185	0,0132	0,95	0,0537	1660	89,1
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	109,4	199,7616	0,0315	3,98	0,2247	1455	326,8
C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	115,4	63,83476	0,0101	1,33	0,0752	1446	108,8
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	117,4	263,9622	0,0417	5,59	0,3157	1443	455,7
Сума	–	<b>6333,36</b>	1,0000	17,71	1,0000	–	<b>1981,68</b>

Тепловий ефект реакції розраховуємо за формулою [7]:

$$q_p = -335b$$

З матеріального балансу другого реактора виходить, що в результаті риформинга отримано водень у кількості:

$$G_{H_2} = 4999,2 - 4839,91 = 159,30 \text{ кмоль/год};$$

$$F_{H_2} = 159,3 \cdot 2 = 318,6 \text{ кг/год}.$$

$$b = 318,6 \cdot 100 / 75757,58 = 0,42 \text{ мас. \%}.$$

$$\text{Тепловий ефект реакції: } q_p = -335 \cdot 0,42 = -149,29 \text{ кДж/кг}.$$

Прихід тепла:

$$Q_1 = 112143,6 / 3600 \cdot 1981,68 = 61,73 \text{ МВт}$$

Тепловтрати на реакції риформінгу:

$$Q_2 = 112143,6 / 3600 \cdot 149,294 = 4,65 \text{ МВт}$$

Тепловтрати в довкілля приймаємо 1% від приходу тепла:

$$Q_4 = 0,01 \cdot 61,73 = 0,617 \text{ МВт.}$$

Величину  $Q_3$  визначаємо з формули:

$$Q_3 = 112143,6 \cdot q^{\Gamma}_{T_{вих1}}$$

З теплового балансу реактора маємо:

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 61,73 - 4,65 - 0,617 = 61,73 \text{ МВт}$$

$$\text{Тоді } q^{\Gamma}_{T_{вих1}} = 61,73 \cdot 10^3 \cdot 3600 / 112143,6 = 1812,57 \text{ кДж/кг}$$

Таблиця 2.32 – Склад газу, що залишає реактор

Компоненти	Молекулярна маса $M_i$	Кількість $n_i$ , кмоль/год	Вміст $y'_i = n_i / \sum n_i$ мол. доли	$M_i y'_i$	Вміст $y_i = M_i y'_i / M_{см}$ мас. доли
H <sub>2</sub>	2	4999,2	0,7662	1,53	0,0892
CH <sub>4</sub>	16	305,6733	0,0468	0,75	0,0436
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	317,6477	0,0487	1,46	0,0850
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	205,6907	0,0315	1,39	0,0807
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	93,73364	0,0144	0,83	0,0485
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	93,73364	0,0144	1,03	0,0602
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	126,72	263,5963	0,0404	5,12	0,2979
C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	-	0	0,0000	0,00	0,0000
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	134,72	245,5933	0,0376	5,07	0,2950
Сума	-	<b>6524,89</b>	1,0000	<b>17,19</b>	1,0000

Задамося двома температурами 693 та 750 K та розрахуємо ентальпії.

Розрахунки виконані в MS Excel. Будуємо графік  $q^{\Gamma}_{T_{вих1}} = f(T_{вих1})$

З графіка визначаємо, що ентальпії  $q^{\Gamma}_{T_{вих1}} = 1812,57 \text{ кДж/кг}$  відповідає температура  $T_{вих1} = 740 \text{ К}$ .

Перепад температур в другому реакторі:

$$\Delta T_I = T_{вх1} - T_{вих1} = 773 - 720 = 53 \text{ }^{\circ}\text{C.}$$

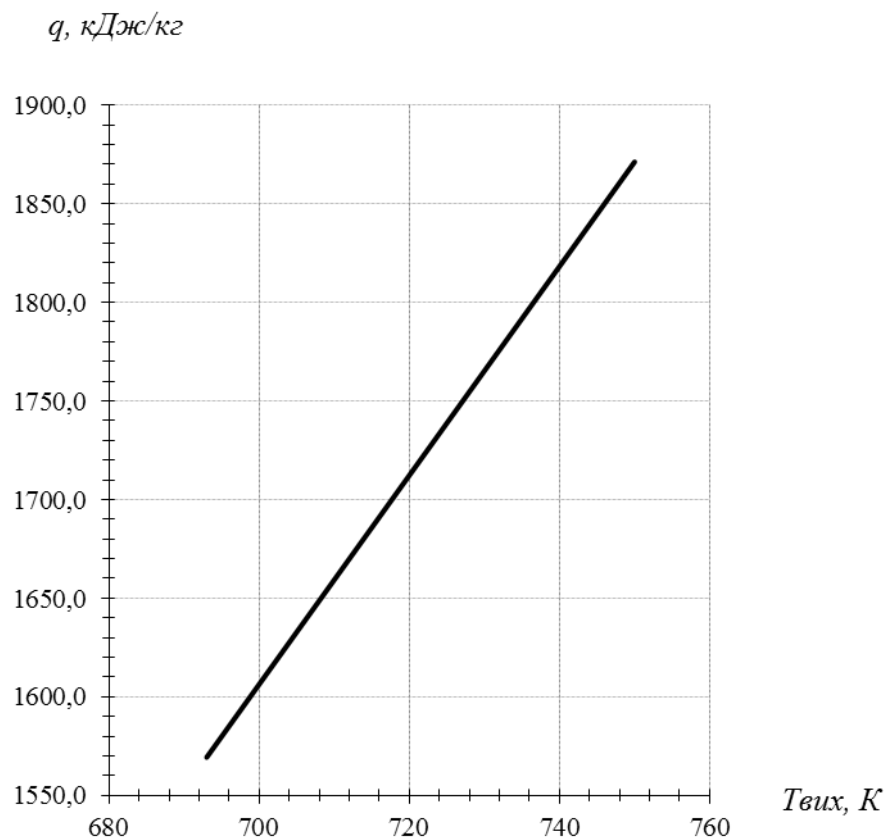


Рисунок 2.2 – Графік залежності  $q^{T_{вих1}} = f(T_{вих1})$  для другого реактора

Таблиця 2.33 – Тепловой баланс другого реактора.

Потоки	Температура, K	Кількість, кг/год	Кількість, кг/с	Ентальпія, кДж/кг	Кількість тепла, кВт
<u>Прихід</u>					
Q <sub>1</sub>	$T_{вих2}=773$	112143,6	31,15	1981,68	$61,73 \cdot 10^3$
Сума	–	112143,6	31,15		<b><math>61,73 \cdot 10^3</math></b>
<u>Витрата</u>					
Q <sub>2</sub>	–	–	–	149,29	$4,65 \cdot 10^3$
Q <sub>3</sub>	$T_{вих2}=738$	112143,6	31,15	1812,57	$56,46 \cdot 10^3$
Q <sub>4</sub>	–	–	–	–	$0,617 \cdot 10^3$
Сума	–	112143,6			<b><math>61,73 \cdot 10^3</math></b>

### 2.4.3 Тепловий баланс третього реактору

Таблиця 2.34 – Ентальпія газового потоку на вході в апарат

Компоненти	M <sub>i</sub>	Кількість n <sub>i</sub> , кмоль/год	Вміст y <sub>i</sub> =n <sub>i</sub> /∑n <sub>i</sub> мол. доли	M <sub>i</sub> y <sub>i</sub>	Вміст y <sub>i</sub> =M <sub>i</sub> y <sub>i</sub> /M <sub>см</sub> мас.доли	Ентальпія кДж/кг	
						q <sup>r</sup> <sub>Ti</sub>	q <sup>r</sup> <sub>Ti</sub> · y <sub>i</sub>
H <sub>2</sub>	2	4999,2	0,7662	1,53	0,0892	6589	587,5
CH <sub>4</sub>	16	305,6733	0,0468	0,75	0,0436	1874	81,7
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	317,6477	0,0487	1,46	0,0850	1790	152,1
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	205,6907	0,0315	1,39	0,0807	1733	139,9
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	93,73364	0,0144	0,83	0,0485	1692	82,0
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	93,73364	0,0144	1,03	0,0602	1660	99,9
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	126,7	263,5963	0,0404	5,12	0,2979	1454	433,1
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	134,7	245,5933	0,0376	5,07	0,2950	1443	425,6
Сума	-	<b>6524,87</b>	1,0000	17,19	1,0000	-	<b>2001,84</b>

Тепловий ефект реакції розраховуємо за формулою [7]:

$$q_p = -335b$$

З матеріального балансу другого реактора виходить, що в результаті риформинга отримано водень у кількості:

$$F_{H_2} = 4999,2 - 4965,89 = 33,31 \text{ кмоль/год};$$

$$G_{H_2} = 33,32 \cdot 2 = 66,63 \text{ кг/год}.$$

$$b = 66,63 \cdot 100 / 75757,58 = 0,088 \text{ мас. \%}.$$

$$\text{Тепловий ефект реакції: } q_p = -335 \cdot 0,088 = -31,22 \text{ кДж/кг}.$$

З теплового балансу реактора маємо:

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 62,36 - 0,972 - 0,624 = 60,76 \text{ МВт}$$

$$\text{Тоді } q_{T_{вих1}}^r = 60,76 \cdot 10^3 \cdot 3600 / 112143,6 = 1950,6 \text{ кДж/кг}$$

Задамося двома температурами 693 та 780 K та розрахуємо ентальпії.

Розрахунки виконані в MS Excel. Будуємо графік  $q_{T_{вих1}}^r = f(T_{вих1})$ . З графіка визначаємо, що ентальпії  $q_{T_{вих1}}^r = 1950 \text{ кДж/кг}$  відповідає температура  $T_{вих1} = 765 \text{ K}$ .



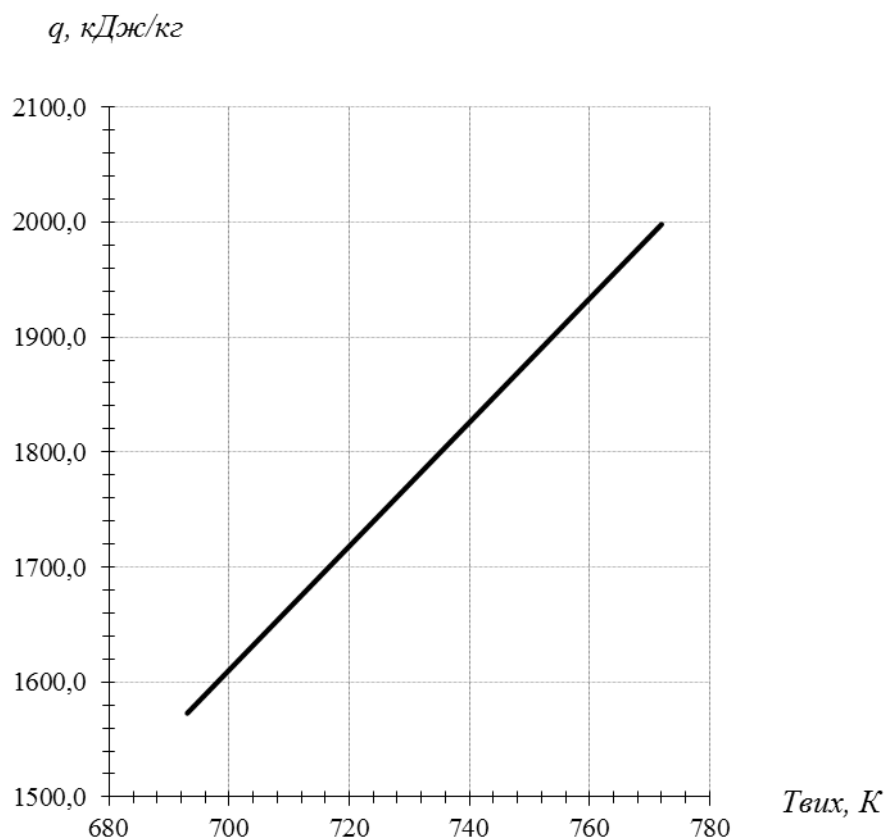


Рисунок 2.3 – Графік залежності  $q^T_{T_{вих1}} = f(T_{вих1})$  для третього реактора  
 Перепад температур в третьому реакторі:

$$\Delta T_1 = T_{вх1} - T_{вих1} = 773 - 765 = 8 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Таблиця 2.35 – Тепловой баланс третього реактора.

Потоки	Температура, K	Кількість, кг/год	Кількість, кг/с	Ентальпія, кДж/кг	Кількість тепла, кВт
<u>Прихід</u>					
Q <sub>1</sub>	$T_{вх2}=773$	112143,6	31,15	2001,84	$62,36 \cdot 10^3$
Сума	–	112143,6			<b><math>62,36 \cdot 10^3</math></b>
<u>Витрата</u>					
Q <sub>2</sub>	–	–		31,22	$0,972 \cdot 10^3$
Q <sub>3</sub>	$T_{вих2}=765$	112143,6	31,15	1950,6	$60,76 \cdot 10^3$
Q <sub>4</sub>	–	–			$0,624 \cdot 10^3$
Сума	–	112143,6			<b><math>62,36 \cdot 10^3</math></b>

## 2.5 Підбір і розрахунок основного апарату

Діаметр реактора розрахуємо так, щоб перепад тиску  $\Delta p_{сл.1}$  у шарі каталізатора не перевищував припустимого значення  $[\Delta p_{сл.1}]$ . Реактор з радіальним введенням сировини. Апарат являє собою посудину з внутрішнім перфорованим стаканом, куди завантажують каталізатор [7].

Величину  $[\Delta p_{сл.1}]$  для реактора приймемо за даними укрупненої установки. Гідрравлічний опір реакторів  $0,158 \cdot 10^6$ .

$$[\Delta p_{сл.1}] = 0,5 \cdot (0,158 \cdot 10^6) / n_p = 0,5(0,158 \cdot 10^6) / 3 = 26300 \text{ Па} = 0,0263 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

де 0,5 – частка гідрравлічного опору в загальному гідрравлічному опорі реактора.

Для розрахунку величини  $\Delta p_{сл.1}$  скористаємося рівнянням:

$$\frac{\Delta p_{сл.1}}{H_1} = \frac{255(1-\lambda)^{1,35}}{\lambda^{0,29}} \frac{\omega^2 \rho_{см}}{d_э} \left( \frac{v_{см}}{d_э \omega} \right)^{0,35}$$

де  $\Delta p_{сл.1}/H_1$  – втрати напору на 1м висоти (товщини) шару каталізатора в реакторі, Па/м;

$\lambda$  – порозність шару;

$\omega$  – швидкість фільтрування, м/с;

$\rho_{см}$  – густина газів, кг/м<sup>3</sup>;

$v_{см}$  – кінематична в'язкість, м<sup>2</sup>/с;

$d_э$  – еквівалентний діаметр часток каталізатора, м.

Порозність шару каталізатору при допущенні впорядкованого розташування часток каталізатора дорівнює:

$$\lambda = \frac{v_{ш}}{v_{куб}}$$

де  $v_{ш}$  – обсяг кулі, еквівалентний обсягу частки каталізатора циліндричної форми, м<sup>3</sup>;

$v_{куб}$  – об'єм куба, описаного навколо кулі, м<sup>3</sup>.

									Лист
									74
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

Циліндричні частки біметалевого каталізатору риформінгу мають діаметр 2 - 3мм і висоту 4 - 5мм. Якщо прийняти діаметр циліндра  $d=0,003m$  і висоту, рівну  $H=0,005m$ , то:

$$v_{ш} = \frac{\pi d^2}{4} H = \frac{3,14 \cdot 0,003^2}{4} 0,005 = 35,35 \cdot 10^{-9} \text{ м}^3$$

Сторона куба, описаного навколо кулі дорівнює еквівалентному  $d_3$  діаметру цієї кулі:

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{6v_{ш}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 35,35 \cdot 10^{-9}}{3,14}} = 4,06 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Числове значення порозності при  $v_{куб} = d_3^3$ :

$$\lambda = 35,35 \cdot 10^{-9} / (4,06 \cdot 10^{-3})^3 = 0,524$$

Швидкість радіального фільтрування газової суміші в найбільш вузькому перетині в сітці труби:

$$\omega = \frac{v_{сек}}{F_c}$$

де  $v_{сек}$  – обсяг газів, що проходять через вільний перетин реактора,  $m^3/c$ ;  
 $F_c$  – площа сітки в труби,  $m^2$ .

Величину  $v_{сек}$  знайдем по формулі [7]:

$$v_{сек} = \frac{22,4GT_{ср.1} 0,1 \cdot 10^6 Z}{3600M_{ср} 273\pi_{ср.1}}$$

де  $G$  - кількість газової суміші в реакторі (табл. 4.12),  $kg/zod$ ;

$T_{ср.1}$  – середня температура в реакторі,  $K$ ;

$Z=1$  – коефіцієнт стискальності газу, значно розведеного воднем;

$M_{ср}$  – середня молекулярна маса газової суміші (табл. 4.15);

$\pi_{ср.1}$  – середній тиск у реакторі,  $Pa$ .

Середня температура в реакторі дорівнює:

$$T_{ср.1} = (T_{вх.1} + T_{вих.1})/2 = (773 + 760)/2 = 746 \text{ К.}$$

Середній тиск у реакторі приймемо рівним:

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

$$\pi_{cp.1} = \frac{\pi_1 + \pi_1 - [\Delta\pi_{cl.1}]}{2}$$

$$\pi_{cp.1} = (2,0 \cdot 10^6 + 2,0 \cdot 10^6 - 0,0263 \cdot 10^6) / 2 = 1,987 \cdot 10^6 \text{ Па.}$$

$$v_{cek} = (22,4 \cdot 112143,6 \cdot 746 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1) / (3600 \cdot 16,84 \cdot 273 \cdot 1,987 \cdot 10^6) = 8,807 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Площа сітки в труби:

$$F_c = \pi D_c H_c$$

де  $D_c$  – діаметр сітки в труби, м;

$H_c$  – висота сітки, м.

Прийmemo діаметр реактора  $D_{pl} = 2,2 \text{ м}$ , діаметр сітки  $D_c = 0,5 \text{ м}$ . Висоту сітки обчислимо по формулі:

$$H_c = H_{u.1} - 0,4$$

де  $H_{u.1}$  – висота шару каталізатора в реакторі, м.

Висота шару каталізатора в стакані:

$$H_{cl.1} = \frac{v_{k1}}{F}$$

де  $F$  – площа кільцевого перетину між стаканами,  $\text{м}^2$ .

Величину  $F$  знайдемо в такий спосіб:

$$F = \frac{\pi \left[ (D_{pl} - 2\delta - 2 \cdot 0,02)^2 - D_c^2 \right]}{4}$$

$$F = 3,14 [(2,2 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - 0,5^2] / 4 = 3,2 \text{ м}^2.$$

$$\text{Тоді } H_{u.1} = 13,45 / 3,2 = 4,2 \text{ м}; \quad H_c = 4,2 - 0,4 = 3,8 \text{ м.}$$

$$\text{Площа сітки в трубі: } F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 3,8 = 5,97 \text{ м}^2.$$

Підставивши числові значення величин у формулу для розрахунку швидкості фільтрації, одержимо:

$$\omega = 8,807 / 5,97 = 1,475 \text{ м/с.}$$

Щільність газової суміші на виході з реактора:

$$\rho_{cm} = \sum \rho_i y'_i$$

де  $\rho_i$  - щільність компонентів газової суміші,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$y'_i$  – зміст компонентів у газовій суміші (табл.4.12), *мол. частки*.

Густина компонентів газової суміші при середньої температурі  $T_{cp.1}=746\text{K}$  в реакторі:

$$\rho_i = \frac{M_i \pi_{cp.1} \cdot 273}{22,4 \cdot 0,1 \cdot 10^6 T_{cp.1}}$$

де  $M_i$  - середні молекулярні маси компонентів (табл.4.12).

Результати розрахунку густини дані в таблиці 5.1.

Таблиця 2.35– Густини компонентів

Компоненти	$M_i$	Склад, $y'_i$ , <i>мол. доли</i>	Густина $\rho_i$ , $\text{кг}/\text{м}^3$	$\rho_i y'_i$ , $\text{кг}/\text{м}^3$
$C_n H_{2n-6}$	109,64	0,0331	35,5885	1,179
$C_n H_{2n}$	115,64	0,0212	37,5361	0,795
$C_n H_{2n+2}$	117,64	0,0394	38,1853	1,504
$H_2$	6,76	0,9063	2,1957	1,990
$C_n H_{2n+2}^*$				
Сума		1	–	<b>5,467</b>

Кінематичну в'язкість газової суміші обчислимо по формулі Мана:

$$\nu_{cm} = \frac{1}{\frac{y'_1}{\nu_1} + \frac{y'_2}{\nu_2} + \dots + \frac{y'_n}{\nu_n}}$$

де  $y'_1, y'_2, \dots, y'_n$  – склад компонентів у газовій суміші, що залишає реактор, *мол. частки*;

$\nu_1, \nu_2, \dots, \nu_n$  – кінематична в'язкість компонентів при середній температурі в реакторі,  $\text{м}^2/\text{с}$ .

Кінематична в'язкість водню, метану, етану, пропану, бутану й пентану при температурі  $T_{cp.1}=738,5\text{K}$  дана в таблиці 4.38. Кінематична в'язкість вуглеводнів  $C_n H_{2n-6}$ ,  $C_n H_{2n}$  и  $C_n H_{2n+2}$  при температурі  $T=T_{cp.1}=738,5\text{K}$  розраховується по формулі:

$$\nu_T = \mu_T / \rho_T$$

де  $\mu_T$  - динамічна в'язкість, Па·с;

$\rho_T$  - густина вуглеводнів, кг/м<sup>3</sup>.

Динамічна в'язкість вуглеводнів:

$$\mu_T = \mu_{273}(273+C/T+C)*(T/273)^{1,5}.$$

де  $\mu_{273}$  - динамічна в'язкість вуглеводню при температурі 273К, Па\*с;

$T = T_{cp.1}$  - температура (середня) у реакторі, К;

$$C = 1,22 T_{кип};$$

$T_{кип}$  - температура кипіння вуглеводню, К.

Приймаємо для вуглеводнів  $C_nH_{2n-6}$ ,  $C_nH_{2n}$  и  $C_nH_{2n+2}$  величини їхньої динамічної в'язкості при температурі  $T_{cp.1} = 763K$  однаковими й рівними

$\mu_{763} = 16 \cdot 10^{-6}$  Па\*с. Результати розрахунків кінематичної в'язкості вуглеводнів

дані в таблиці 5.2.

Таблиця 2.35 – Кінематична в'язкість вуглеводнів

Компоненти	Мольна доля $y_i$	Кінематична в'язкість при температурі $T_{cp.1} = 763K$ $\nu_i \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$	$y_i/\nu_i \cdot 10^6$
H <sub>2</sub>	0,7895	552,9	0,001428
CH <sub>4</sub>	0,0365	88,83	0,000411
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0449	45,32	0,000991
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0281	27,53	0,001021
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0113	19,73	0,000573
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0113	15,22	0,000742
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	0,0368	0,277	0,132852
C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	0,0039	0,263	0,014829
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	0,0376	0,258	0,145736
Сума	1	—	0,29695

Кінематична в'язкість газової суміші, відповідно до формули Манна:

$$\nu_{cm} = 1/0,29695 \cdot 10^6 = 3,368 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Підставивши у формулу для розрахунку втрати напору числові значення величин, одержимо:

$$\Delta p_{сл.1}/H_1 = (255 \cdot (1 - 0,524)^{1,35} / 0,524^{0,29}) \cdot (1,21^2 \cdot 8,097 / 4,06 \cdot 10^{-3}) \cdot (3,368 \cdot 10^{-6} / 4,06 \cdot 10^{-3} \cdot 1,21)^{0,35} = 23426,83 \text{ Па/м}$$

Товщина шаруючи каталізатора в стакані:

$$H_1 = (D_{p1} - 2\delta - 2 \cdot 0,02 - D_c) / 2 = (2,4 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02 - 0,5) / 2 = 0,89 \text{ м}$$

Втрата напору в шарі каталізатора:

$$\Delta \pi_{\text{сл.1}} = 23426,83 \cdot 0,89 = 20849,87 \text{ Па.}$$

Отримана числова величина  $\Delta \pi_{\text{сл.1}} = 20849,87 \text{ Па}$  не перевищує  $[\Delta \pi_{\text{сл.1}}] = 26300 \text{ Па}$ .

Повна висота реактора дорівнює:

$$H_{\text{п.1}} = H_{\text{сл.1}} + 0,2 + D_{p1} + 0,225 + D_{p1} + 0,425 = 3,07 + 0,2 + 2,4 + 0,225 + 2,4 + 0,425 = 8,72 \text{ м.}$$

Для другого реактору:

$$[\Delta \pi_{\text{сл.2}}] = 0,5(0,158 \cdot 10^6 / n_p) = 0,5(0,158 \cdot 10^6 / 3) = 26300 \text{ Па} = 0,0263 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

де 0,5 – частка гідравлічного опору шаруючи в загальному гідравлічному опорі реактора.

Середня температура в реакторі дорівнює:

$$T_{\text{ср}} = (T_{\text{вх.2}} + T_{\text{вих.2}}) / 2 = (773 + 731) / 2 = 746,5 \text{ К.}$$

Середній тиск у реакторі прийемо рівним:

$$\pi_{\text{ср.2}} = (\pi_{p2} + \pi_{p2} - [\Delta \pi_{\text{сл.2}}]) / 2 = (3,13 \cdot 10^6 + 3,13 \cdot 10^6 - 0,0263 \cdot 10^6) / 2 = 3,117 \cdot 10^6 \text{ Па.}$$

Величину  $v_{\text{сек}}$  знайдемо по формулі:

$$v_{\text{сек}} = (22,4 G T_{\text{ср}} \cdot 0,1 \cdot 10^6 Z) / 3600 M_{\text{ср}} \cdot 273 \pi_{\text{ср.2}}$$

де G - кількість газової суміші в реакторі, кг/год;

$T_{\text{ср}}$  – середня температура в реакторі, К;

Z=1 – коефіцієнт стискальності газу, значно розведеного воднем;

$M_{\text{ср}}$  – середня молекулярна маса газової суміші;

$\pi_{\text{ср.2}}$  – середній тиск у реакторі, Па.

Тоді:

$$v_{\text{сек}} = (22,4 \cdot 163997,96 \cdot 792 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1) / 3600 \cdot 14,6 \cdot 273 \cdot 3,117 \cdot 10^6 = 6.505 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Прийемо діаметр реактора  $D_{p2} = 3 \text{ м}$ , діаметр сітки  $D_c = 0,5 \text{ м}$ .

$$F = \pi [(D_{p1} - 2\delta - 2 \cdot 0,02)^2 - D_c^2] / 4 = 3,14 [(2,4 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - 0,5^2] / 4 = 3,88 \text{ м}^2.$$

Тоді:

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		79

$$F = \pi[(D_{p2} - 2\delta - 2*0,02)^2 - D_c^2]/4 = 3,14[(3 - 2*0,04 - 2*0,02)^2 - 0,5^2]/4 = 6,3 \text{ м}^2.$$

Висоту сітки обчислимо по формулі:

$$H_c = H_{\text{сл.2}} - 0,4$$

де  $H_{\text{сл.1}}$  – висота шаруючи каталізатора в реакторі, м.

Висота шаруючи каталізатора в стакані:

$$H_{\text{сл.2}} = v_{\text{к2}}/F$$

$$v_{\text{к2}} = 26,91 \text{ м}^3; \quad H_{\text{сл.2}} = 26,91 / 6,3 = 4,26 \text{ м.}$$

$$H_c = 4,26 - 0,4 = 3,86 \text{ м.}$$

Площа сітки у трубі:

$$F_c = 3,14 * 0,5 * 3,86 = 6,06 \text{ м}^2.$$

Швидкість радіального фільтрування газової суміші в найбільш вузькому перетині в сітки труби:

$$\omega = v_{\text{сек}}/F_c$$

$$\omega = 6,505 / 5,3 = 1,227 \text{ м/с.}$$

Для розрахунку величини  $\Delta p_{\text{сл.2}}$  скористаємося рівнянням:

$$\Delta p_{\text{сл.2}}/H_2 = (255(1 - \lambda)^{1,35} / \lambda^{0,29}) * \omega^2 \rho_{\text{см}} / d_3 * (v_{\text{см}} / d_3 \omega)^{0,35}$$

Підставивши у формулу для розрахунку втрати напору числові значення величин, одержимо:

$$\Delta p_{\text{сл.2}}/H_2 = (255 * (1 - 0,524)^{1,35} / 0,524^{0,29}) * (1,08^2 * 7,368 / 4,06 * 10^{-3}) * (3,996 * 10^{-6} / 4,06 * 10^{-3} * 1,08)^{0,35} = 20553,6 \text{ Па/м.}$$

Товщина шару каталізатора в стакані:

$$H_2 = (D_{p2} - 2\delta - 2*0,02 - D_c) / 2 = (3 - 2*0,04 - 2*0,02 - 0,5) / 2 = 1,19 \text{ м}$$

Втрата напору в шарі каталізатора:

$$\Delta p_{\text{сл.2}} = 20553,6 * 1,19 = 24458,7 \text{ Па.}$$

Отримана числова величина  $\Delta p_{\text{сл.2}} = 24458,7 \text{ Па}$  не перевищує  $[\Delta p_{\text{сл.2}}] = 26300 \text{ Па}$ .

Повна висота реактора дорівнює:

$$H_{\text{п.2}} = H_{\text{сл.2}} + 0,2 + D_{p2} + 0,225 + D_{p2} + 0,425 = 4,26 + 0,2 + 3 + 0,225 + 3 + 0,425 = 11,11 \text{ м.}$$

										Лист
										80
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.06.01.ПЗ



Величину  $[\Delta p_{\text{сл.3}}]$  прийємо для третього реактора за даними установки риформинга:

$$[\Delta p_{\text{сл.3}}] = 0,5(0,435 * 10^6 / n_p) = 0,5(0,435 * 10^6 / 3) = 72500 \text{ Па}$$

Середня температура в реакторі дорівнює:

$$T_{\text{ср.3}} = (T_{\text{вх.3}} + T_{\text{вих.3}}) / 2 = (773 + 762) / 2 = 767,5 \text{ К.}$$

Середній тиск у реакторі прийємо рівним:

$$p_{\text{ср.3}} = (p_3 + p_3 - [\Delta p_{\text{сл.3}}]) / 2 = (3 * 10^6 + 3 * 10^6 - 72500) / 2 = 2,96 * 10^6 \text{ Па.}$$

Тоді:

$$v_{\text{сек}} = (22,4 * 145388 * 787 * 0,1 * 10^6 * 1) / 3600 * 14,6 * 273 * 2,96 * 10^6 = 6,03 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Прийнявши величини  $D_{\text{р3}} = 4,6 \text{ м}$ ,  $D_{\text{тр}} = 0,35 \text{ м}$ , обчислимо площу поперечного переріза реактора, через яку проходить газ:

$$F = \pi(D_{\text{р3}}^2 - D_{\text{тр}}^2) / 4$$

$$F = 3,14 * (4,6^2 - 0,35^2) / 4 = 16,5 \text{ м}^2$$

Тоді:

$$v_{\text{к3}} = 29,86 \text{ м}^3 \text{ (табл. 4.8)}$$

$$H_{\text{сл.3}} = v_{\text{к3}} / F$$

$$H_{\text{сл.3}} = 29,86 / 16,5 = 3,43 \text{ м.}$$

$$H_{\text{с}} = 3,43 - 0,4 = 3,03 \text{ м}$$

$$F_{\text{с}} = 3,14 * 0,35^2 * 3,33 \text{ м}^2$$

Швидкість радіального фільтрування газової суміші в найбільш вузькому перетині в сітки труби:

$$\omega = v_{\text{сек}} / F_{\text{с}}$$

$$\omega = 6,03 / 16,5 = 0,4 \text{ м/с.}$$

Припустима швидкість потоку в аксіальних реакторах становить 0,4 - 0,6 м/с. Швидкість руху газового потоку в реакторі перебуває в припустимих межах [13].

Визначимо  $\Delta p_{\text{сл.3}}$ :

$$\Delta p_{\text{сл.3}} / H_{\text{сл.3}} = (255 * (1 - 0,524)^{1,35} / 0,524^{0,29}) * (0,4^2 * 6,788 / 4,06 * 10^{-3}) *$$

$$* (4,84 * 10^{-6} / 4,06 * 10^{-3} * 0,4)^{0,35} = 3926,09 \text{ Па/м.}$$

									Лист
									81
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.06.01.ПЗ				

$$\Delta p_{\text{сл.3}} = 3926,09 \text{ Н}_{\text{сл.3}} = 3926,09 * 2,89 = 11346,4 \text{ Па} (< 72500 \text{ Па}).$$

Повна висота реактора дорівнює:

$$H_{\text{п.3}} = D_{\text{р3}} - 0,4 + H_{\text{сл.3}} + 0,2 + D_{\text{р3}} + 0,1 = 4,6 - 0,4 + 3,43 + 0,2 + 4,6 + 0,1 = 12,53 \text{ м}$$

[14].

## 2.6 Вибір технологічного обладнання

Таблиця 2.36 – Специфікація застосовуваного технологічного устаткування [11]

Номер позиції за схемою	Найменування встаткування, тип, марка	К-ть	Основні технічні характеристики	Примітка
1	2	3	4	5
P1	Реактор синтезу	1	<p>D = 2200 мм; H = 8720 мм; V = 19,14 м<sup>3</sup> Каталізатор поліметалевий V = 7,46 м<sup>3</sup></p> <p>Цикл реакції: P<sub>роб.</sub> = 2,0 МПа; T<sub>роб.</sub> = 530°C P<sub>розр.</sub> = 2,0 МПа; T<sub>розр.</sub> = 500°C</p> <p>Цикл регенерації: P<sub>роб.</sub> = 2,16 МПа; T<sub>роб.</sub> = 520°C P<sub>розр.</sub> = 2,16 МПа; T<sub>розр.</sub> = 520°C</p>	Корпус 13CrMo44+5xCrNiNb19.10
K3	Адсорбер	1	<p>D = 4600мм; H = 12530мм; V = 60 м<sup>3</sup></p> <p>P<sub>розр.</sub> = 3,3 МПа (над.); T<sub>розр.</sub> = мінус 29/80°C; P<sub>роб.</sub> = 2,98 МПа (над.); T<sub>роб.</sub> = мінус 29 - 60°C; M = 28,075 т Насадка – адсорбент КЦА Середовище: воденьтримуючий газ</p>	Сталь 20

Номер позиції за схемою	Найменування встаткування, тип, марка	К-ть	Основні технічні характеристики	Примітка
1	2	3	4	5
C1	Сепаратор	1	<p><math>V = 32 \text{ м}^3</math>;  <math>D = 2400 \text{ мм}</math>;  <math>H = 9125 \text{ мм}</math>;</p> <p>Рроб. = 3,7 МПа;  Троб. = 40°C  Ррозр. = 4,6 МПа;  Трозр. = 40°C  Середовище: газосировинна суміш</p>	ВСт3сп5
C2	Сепаратор	1	<p><math>V = 63 \text{ м}^3</math>;  <math>D = 3000 \text{ мм}</math>;  <math>H = 13640 \text{ мм}</math>;</p> <p>Рроб. = 1,28 МПа; Троб. = 40°C  Ррозр. = 1,56 МПа; Трозр. = 50°C  Середовище: нестабільний каталізатор, ВУГ</p>	ВСт3сп5
T3	Теплообмінник	1 двосний	<p><math>F = 213 \times 2 = 426 \text{ м}^2</math>;  <math>D = 800 \text{ мм}</math>  <math>L = 7322 \text{ мм}</math></p> <p>Міжтрубний простір:  <math>V = 1,925 \times 2 = 3,85 \text{ м}^3</math>  Рроб. = 1,3 МПа; Троб. = 250°C  Ррозр. = 1,57 МПа; Трозр. = 280°C;  Середовище: стабільний гідрогенізатор</p> <p>Трубний простір:  <math>V = 1,21 \times 2 = 2,42 \text{ м}^3</math>  Рроб. = 1,9 МПа; Троб. = 170°C  Ррозр. = 4,62 МПа; Трозр. = 200°C;  <math>L_{\text{тр.}} = 6000 \text{ мм}</math>,  <math>d_{\text{тр.}} = 20 \times 2 - 566 \times 2 = 1132 \text{ шт.}</math>;  Середовище: нестабільний гідрогенізатор</p>	

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

83

### 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.06.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>	<i>Унісіхіна</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			T <sub>1</sub>	T <sub>2</sub>	T <sub>3</sub>	
	Функції контура	Періодичний вимір		<b>O</b>	+	-	+
		Свідчення		<b>I</b>	+	+	+
		Реєстрація		<b>R</b>	+	+	+
		Регулювання		<b>C</b>	+	+	-
	Уставка спрацьовування сигналізації, °C	Макс.	A	<b>H</b>	530	530	530
				<b>L</b>	465	475	498
		Мін.	S	<b>HH</b>			
				<b>LL</b>			
	Уставка спрацьовування блокування, °C						
Місце представлення інформації				ЦПУ	ЦПУ	ЦПУ	
Найменування вимірюваного середовища; напрям її руху (звідки, куди) або найменування і позначення апарату				Сировинна суміш на вході до реактору	Багатофазна термомодела у реакторі	Реакційна суміш на виході з реакторію	
Параметри вимірюваною середовища	Температура, °C	Макс.		510	505	505	
		Роб.		500	500	500	
		Мін.		470	480	490	
	Тиск над., МПа	Роб.		2,0	1,8	1,72	
		Макс.		2,0	2,0	2,0	
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							

Таблиця 3.2 – Значення витрати

КОНТУР АВТОМАТИЗАЦІЇ	Позначення за схемою					F <sub>1</sub>
	Функції контура	Періодичний вимір		<b>O</b>		-
		Підсумовування		<b>Q</b>		+
		Свідчення		<b>I</b>		+
		Реєстрація		<b>R</b>		+
		Регулювання		<b>C</b>		+
		Уставка	Макс.	<b>A</b>	<b>H</b>	
		спрацьовування				
сигналізації, кг/год		Мін.		<b>L</b>		
Уставка	Макс.	<b>S</b>	<b>HH</b>			
спрацьовування						
блокування, кг/год	Мін		<b>LL</b>			
Місце представлення інформації						ЦПУ
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, запилений)						газо- сировинна суміш до реактору
Параметри вимірюваною середовища	Витрата в годину:					
	1.Рідина, м <sup>3</sup>	Макс.				
	2.Водяна пара, кг	Роб.		121135,6		
	3.Газ (при 760 мм и t=20 0C) м <sup>3</sup>	Мин.				
	Тиск над. макс. МПа перед датчиком витрати	Роб.		2		
		Макс.		2,15		
	Температура макс., °C	Роб.		500		
Макс.			520			
В'язкість кін. при P <sub>макс.</sub> та t макс. x10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /сек						
Місце виміру параметра	Умов. прохід трубопроводу, мм					
	Матеріал трубопроводу					
	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.06.01.ПЗ

Лист

86

Таблиця 3.3 – Значення тиску

Тиск Р								
КОНТУР АВТОМАТИЗАЦІЇ	Позначення за схемою				P <sub>1</sub>	P <sub>2</sub>	P <sub>3</sub>	
	Функції контура	Періодичний вимір		<b>O</b>		+		
		Свідчення		<b>I</b>		+		
		Реєстрація		<b>R</b>		+		
		Регулювання		<b>C</b>		+		
	Уставка спрацьовування сигналізації, °C		Макс.	<b>A</b>	<b>H</b>	2,1	2,0	2,0
			Мін.		<b>L</b>			
	Уставка спрацьовування блокування, °C		Макс.	<b>S</b>	<b>HH</b>			
			Мін		<b>LL</b>			
	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)					реакційне середовище у першому реакторі риформінгу	реакційне середовище у другому реакторі риформінгу	реакційне середовище у третьому реакторі риформінгу	
Параметри вимірюваною середовища	Тиск над., МПа/ кгс/см <sup>2</sup>		Макс.		2,1	2,0	2,0	
			Раб.		2,0	1,85	1,72	
	Температура, °C		Раб.		500	500	500	
			Макс.					
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.06.01.ПЗ

Лист

87

## 4 ОХОРОНА ПРАЦІ

### 4.1 Характеристика застосовуваних і одержаних речовин

Процес каталітичного риформінгу є шкідливим для здоров'я обслуговуючого персоналу, тому що пов'язаний з переробкою вуглеводневої сировини, де в результаті процесу утворюється бензин, який при підвищеній концентрації має сильні отруйні властивості. Крім цього, у виробництві використовуються як реагенти токсичні речовини 1, 2 класів небезпеки: луг, моноетаноламін, тетрачлоретилен, діметилдісульфід [11]

Всі продукти, що застосовуються на установці, є горючими речовинами. Більшість з них має низьку температуру спалаху

Таблиця 4.1 – Показники вибухо- і пожежонебезпечності [17]

Сполука	Температура спалаху, °C	Температура займання, °C	Температура само-запалення, °C	Межі розповсюдження полум'я концентраційні, % об.	
				% об.	
				нижній	верхній
1	2	3	4	5	6
Бензин	Мінус 27 – 39	Мінус 27 – 39	255–370	0,79	5,16
Водень	–	–	510	4,12	75,0
Вуглеводневий газ			405–466	1,5	8,5

					<b>ДП.06.01.ПЗ</b>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>	<i>Унісіхіна</i>				<b>Охорона праці</b>	<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>							
						<b>СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм</b>		



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 номен-клатура	Система-тична но-менклатура					
1	2	3	4	5	6	7
Бензин	бензин	-	-	рідина		62.0
Азот	азот	N <sub>2</sub>	N≡N	газ	-210	-195,8
Водень	водень	H <sub>2</sub>	H-H	газ	-259.2	-252.8
Діметіл-дісульфід	діметіл-сульфід	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> S <sub>2</sub>	H <sub>3</sub> C-S-CH <sub>3</sub>	рідина	-84,69	109,74
Моно-етаноламін	моно-етаноламін	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> NH <sub>2</sub> OH	H <sub>2</sub> N-CH <sub>2</sub> -CH <sub>2</sub> -OH	рідина	10,6	170

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

Таблиця 4.3 – Характеристика токсичності застосовуваних речовин [18]

Речовина	Клас шкідливості	Характер дії на організм людини	Гранично-допустима концентрація				Засоби індивідуального захисту	
			у повітрі, мг/м <sup>3</sup>			у воді, мг/л		
			робочої зони	населеного пункту				
2	3	4	5	6	7	8	9	
Бензин	4	Пари бензину мають наркотичні властивості. Хронічне отруєння парами бензину виражається в різного роду функціональних нервових розладах	300					Спецодяг, спецвзуття, протигаз марки «Drager», БКФ, шлангові протигazi (ПШ-1, ПШ-2).
Водень	-	Фізіологічно інертний газ, за високих концентрацій викликає задуху	-			15		Шлангові протигazi (ПШ-1, ПШ-2).

Основні небезпеки виробництва, обумовлені: характерними властивостями сировини, напівпродуктів, готової продукції, відходів виробництва, особливостями технологічного процесу або виконання окремих виробничих операцій, особливостями використаного устаткування і умовам його експлуатації, порушеннями правил безпеки що працюють.

Процес каталітичного риформінгу є пожежонебезпечним і вибухонебезпечним виробництвом.

Найнебезпечнішими операціями на установці є:

- прогрів паропроводів і прийом пари;
- розпал пальників печей;
- відбір проб шкідливих і горючих рідин і газів, а також розчинів лугу;
- дренавання підтоварних вод;
- проведення ремонтних робіт на апаратах, комунікаціях, у яких переробляються, транспортуються або зберігаються горючі й шкідливі рідини й гази.

Продуктами, що визначають вибухонебезпечність установки, є водень й вуглеводневий газ й пари бензину, які в суміші з киснем повітря утворюють суміші, що вибухають при наявності вогню або іскри.

Всі продукти, що застосовуються на установці, є горючими речовинами. Більшість із них має низьку температуру спалаху. Тому при виникненні аварійної ситуації в навколишнє середовище може потрапити велика кількість рідких і газоподібних нафтопродуктів.

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

Процеси, що входять до складу установки, характеризуються:

- застосуванням відкритого вогню для нагрівання сировини в трубчастих печах;
- високотемпературними технологіями.

										Лист
										90
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.06.01.ПЗ					

На установці застосовується електричний струм високої напруги. Електродвигуни на установці працюють під напругою 380 В и 6000 В.

Процес належить до шкідливого для здоров'я обслуговуючого персоналу, тому що пов'язаний з переробкою вуглеводневої сировини, де в результаті процесу утвориться бензин, який при підвищеній концентрації має сильні отруйні властивості.

З погляду підвищеної загазованості, пожежної небезпеки, утворення вибухонебезпечних сумішей найнебезпечнішими місцями на установці є:

- приміщення компресорної;
- блок реакторів;
- блок печей, а в самих печах - горілочний фронт, зміювики й фланцеві з'єднання;
- відкрита насосна й постамент;
- блок відпарної і стабілізаційної колон;
- місця відбору газоподібних проб для лабораторних аналізів;
- всі колодязі промканалізації й оборотного водопостачання, де можливі скупчення вуглеводневих газів

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

Категорії виробництва за вибухо- та пожеженебезпечністю, 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.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		91

Таблиця 4.4 – Характеристика всього виробництва по вибухопожежонебезпеці, електроустаткуванню і санітарній характеристиці [17]

Найменування цеху, відділення, установки	Категорія приміщення по взривопожежонебезпеці відповідно до ОНТП 24-86	Класифікація приміщень і зовнішніх установок по електроустаткуванню (ДНАОП 0.00-1.32-01)		Група виробничого процесу по санітарній характеристиці відповідно СНІП 2. 09.04
		Клас приміщення	Категорія і група вибухонебезпечних сумішей	
1	2	3	4	5
1 Компресорна:				
-приміщення компресорної	А	2	IIА-Т2	3 б
- приміщення машиністів	Д	2	IIА-Т2	–
-маслоклад	В	2	IIА-Т2	3 г
-венткамера	Д	2	IIА-Т2	1 а
- трансформаторна	Г	2	IIА-Т2	–
-електророзподільна	Д	2	IIА-Т2	–
2. Операторна:	Д	-	-	
3. Котельна:	Д	2.	IIА-Т2	2 в
-насосна	Д	2	IIА-Т2	2 в
4. Підстанція РТП-14	Д	2	IIА-Т2	1 б
5. Машзал	Д	2	IIА-Т2	2 а

#### 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, м<sup>3</sup>.

Об'єм робочого приміщення ЦПУ дорівнює:

									Лист
									92
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.06.01.ПЗ				

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

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, м<sup>3</sup>/год – 2800;

- номер вентилятора - 4,00;

- напір, мм. вод. ст. - 45;

- частота обертів, об/хв - 1500;

- тип електродвигуна - 4А71У4;

- потужність, кВт - 0,75.

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, м<sup>3</sup>/год;  $W=2800$ ;

$C_B$  – об'єм теплоємності повітря, кДж/ м<sup>3</sup>·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  $7^{\circ}\text{C}$ ;

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

Площа поверхні опалювальних пристроїв визначається за формулою:

$$H=Q/506, \text{ екм} \quad (4.4)$$

										Лист
										93
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

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  $64,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;  $1\text{ екм}=0,82\text{ м}^2$ ;

$$N=28579,2/506=56,5\text{ екм}$$

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.

#### *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,  $\text{м}^2$ ;

$S_n$  – площа приміщення,  $\text{м}^2$ .

$$S_B=1/5 \cdot 72=14,4\text{ м}^2$$

Габарити вікна: ширина – 2 м, висота – 2,5 м, площа вікна –  $5\text{ м}^2$ .

Кількість вікон визначаємо за формулою:

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

$P_{\text{вік}}=14,4/5=2,88=3$  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,  $\text{м}^2$ ;  $S=12 \cdot 6=72 \text{ м}^2$ ;

$F$  - 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:

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

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.

					<i>ДП.06.01.ПЗ</i>	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		95

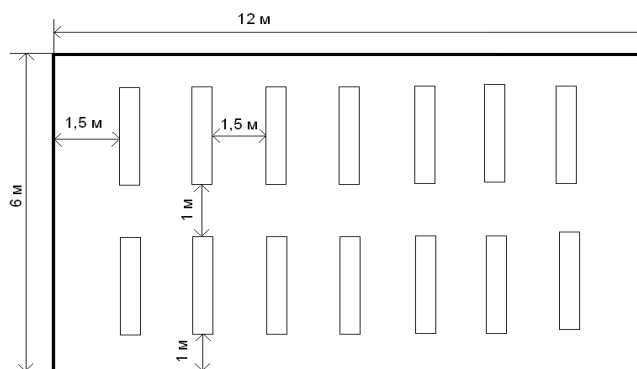


Рисунок 4.1 – Схема розташування світильників.

*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 коливной 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 малощумних 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 газоходів;
- 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 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;

					<i>ДП.06.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		97

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

#### *Заходи електробезпеки*

До таких заходів відносяться:

- забезпечення недоступності струмоведучих 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 струмоведучі частини електричного і технологічного обладнання за замкнення на них одної з фаз застосовують захисне заземлення або занулення.

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]:

$$R_{ззп} = \frac{R_3 R_{ш}}{R_{ш} \cdot n \cdot \eta_3 + R_3 \cdot \eta_{ш}} \leq 4, \text{ Ом} \quad (4.9)$$

де  $R_3$  – опір заземлювача, Ом;

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

$n$  – кількість заземлювачів;

$\eta_3$  – коефіцієнт екранування заземлювача; приймається в межах 0,2 –

0,9

					<i>ДП.06.01.ПЗ</i>	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		98

$\eta_{\text{п}}$  – 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  $\rho$  – 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:

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

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.

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

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.

										Лист
										99
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

Загальний опір заземлюючого пристрою:

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

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

#### 4.5 Заходи пожежної безпеки на виробництві

Процес каталітичного риформування бензинових фракцій і отримання ароматичних вуглеводнів, пов'язаний з переробкою легкозаймистих рідин і вибухонебезпечних газів при надмірному тиску до 6,0 МПа і температурі до 530°.

З метою захисту печей від «ударів » і вибухів в результаті непередбаченого припинення палива з наступною неконтрольованою подачею в них палива передбачається в обов'язковому порядку світлова та звукова сигналізація падіння тиску паливного газу і мазуту.

Для швидкого відключення подачі палива до трубчастих печей передбачається дистанційне управління електрозавіджі ла паливі з щита оператора. Всі трубчасті печі обладнуються відповідною кількістю вибухових клапанів.

У компресорних встановлюються газосигналізатори на водень, що спрацьовують (подача світлового і звукового сигналу) при досягненні концентрації водню 20-50% від нижньої межі вибуховості. Про загазованості приміщень закритих насосних повідомляє аналізатор концентрації парів бензину в повітрі. При цьому, як правило, включається блокується з сигналізатором аварійна вентиляція.

На випадок аварії передбачається дистанційна зупинка різних видів устаткування по групах небезпеки . У першу чергу зупиняються сировинні насоси, потім насоси блоку стабілізації, екстракції, далі зупиняються двигуни

										Лист
										100
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.06.01.ПЗ					

апаратів повітряного охолодження і в останню чергу допоміжні насоси. Передбачається також дистанційне відключення компресорів зі щита оператора.

Для забезпечення пожежної безпеки установок виконуються наступні заходи:

- розриви між будівлями , спорудами та апаратурою вибирають , виходячи з вимог протипожежних норм ВНТП-28-79;

- споруди та будівлі на території виконуються I або II ступеня вогнестійкості;

- найбільш піддаються при пожежі дії вогню металоконструкції, «спідниці» колон і кабельні прокладки, вони обладнуються відповідною теплоізоляцією з межею вогнестійкості 0,75-2,0 ч;

- для виключення розливу нафтопродуктів в насосних та на постаментах влаштовується погребник висотою 140-150 мм;

- скиди від апаратів з вибухонебезпечною, горючих та токсичних середовищем направляються на факел через закриту ємність

- дренаж апаратів і трубопроводів здійснюється в закриту систему

- на повітряник відкритих ємностей з горючими та легкозаймистими рідинами встановлюються вогнеперешкоджувачі

- для гасіння пожеж передбачаються стаціонарні та напівстаціонарні засоби піно- і паротушіння, лафетні стовбури і кільця водяного зрошення [11].

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		101

## 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.06.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>		<i>Унісіхіна</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

Нафтопереробні підприємства є потужними джерелами забруднення довкілля, які отруюють одночасно атмосферу, водний басейн і ґрунт. Співвідношення обсягів шкідливих викидів, які потрапляють в атмосферу, свідчать про значний вплив нафти і нафтопродуктів на стан довкілля.

Таблиця 6.1 – Тверді відходи [11]

Назва викиду	Місце складування, транспорт, тара	Періодичність утворення	Умова (метод) і місце захоронення, знешкодження, утилізації	Примітка
1	2	3	4	5
Відпрацьований каталізатор рифорінгу	Площадка тимчасового зберігання цеху, тара. Залізничний і автомобільний транспорт	1 раз в 5,5 років	Реалізація спеціалізованим підприємством для регенерації або утилізації	

Таблиця 6.2 – Стічні води [11]

Назва стоку	Кількість утворення стічних вод, м <sup>3</sup> /год	Умови (метод) ліквідації, утилізації, знешкодження	Періодичність викидів	Куди скидаються	Встановлена норма вмісту забруднення в стоках
1	2	3	4	5	6
1) Вода після пропарки і промивки апаратів	Не нормується	Очищення на очисних спорудах	Періодично по мірі необхідності	В І систему промканалізації	Нафтопродукти – 200,0 мг/дм <sup>3</sup>
2) Вода із сепараторів при сушці і відновлення каталізаторів	Не нормується	Очищення на очисних спорудах	Періодично по мірі необхідності	В І систему промканалізації	Забруднення відсутні

					<b>ДП.06.01.ПЗ</b>		
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>			
<i>Розроб.</i>	<i>Унісіхіна</i>				<i>Літ</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушіє</i>
<i>Кер. Пр.</i>	<i>Глікіна</i>						
<i>Перев.</i>					<b>Охорона навколишнього середовища</b> <b>СНУ ім. В. Даля гр. ТПВ-19дм</b>		
<i>Зав. Каф.</i>	<i>Суворін</i>						

## Продовження табл.6.2

1	2	3	4	5	6
3) Витік з насосів	3,0	Очищення на очисних спорудах	Періодично по мірі необхідності	В I систему промканалізації	Нафтопродукти – 200,0 мг/дм <sup>3</sup>
4) Вода після промивки системи регенерації каталізаторів	50,0	Очищення на установці утилізації сірчано-лужних стоків	По закінченні газоповітряної регенерації	По лінії сірчано-лужних стоків на реакційне господарство ТСБ	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> – 10 г/л NaHSO <sub>3</sub> – 1,0 г/л Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub> – 12,0 г/л
4) Котлова вода без - перервного продування	1,51	Очищення на очисних спорудах	Постійно	В II систему промканалізації	ГОСТ 108.034.-81
5) Котлова вода періодичного продування	2,91	Очищення на очисних спорудах	Один раз на зміну	В II систему промканалізації	ГОСТ 108.034.-81

Таблиця 6.3 – Викиди до атмосфери [11]

Назва викиду	Періодичність утворення	Умови (метод) ліквідації, утилізації, знешкодження	Встановлена норма вмісту забруднення в викидах	Примітка
1	2	3	4	5
1) Шкідливі викиди в атмосферу в тому числі: - метан	Постійно	Викид димових газів через димову трубу  ОБУВр.з. метана = 300,0 мг/м <sup>3</sup>	-	Варіант нормальної роботи установки з подаванням димових газів у газохід і далі в димову трубу
2) Газы компресування ВУГ (свічка)		Викид газів компресії через трубу (свічку)		
3) Неорганізованні викиди від обладнання зовнішньої установки	Постійно	Розсіювання в атмосфері		

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

104



## 6.2 Розрахунок гранично-допустимого викиду

Максимальна разова ГДК для вуглеводнів нафтових за довідниковими даними складає  $5,0 \text{ мг/м}^3$ .

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  $n$  визначасмо  $V_{\text{max}}$ :

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

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

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

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:

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

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

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

									Лист
									105
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

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:

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

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

					<i>ДП.06.01.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		106

## 7 ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА

### 7.1 Розрахунок собівартості на діючому виробництві

Початкові дані

- фактичний річний об'єм виробництва продукції:

у натуральному виразі – 40000 т/рік;

- ціна на готову продукцію – 3124 грн/т

- показники для розрахунку річної виробничої потужності виробництва:

режим роботи виробництва – безперервний;

Дані з графіка ППР:

протягом року планується 1 капітальний ремонт тривалістю – 17 діб;

поточні ремонти – 9 діб;

технологічні простої не передбачені [16];

- кількість паралельно працюючих однотипних одиниць основного устаткування – 1 реактор;

- годинна продуктивність реактора за сировиною – 132,576 т/год;

- залишкова вартість основних засобів виробництва – 358490 тис. грн. і

їх структура:

вартість устаткування – 353738,0 тис. грн.;

вартість будівель і споруд – 4752,0 тис. грн.

- облікова чисельність і структура чисельності виробничого персоналу виробництва:

чисельність персоналу всього – 41 чол.;

					<i>ДП.06.01.ПЗ</i>			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№Докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		<i>Лім</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Розроб.</i>		<i>Унісіхіна</i>			<i>Економічна частина</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>		

чисельність основних робочих – 38 чол.

Таблиця 7.1. Калькуляція собівартості 1 т бензину на діючому виробництві

Найменування статі витрат	Од. вим	Витрати на весь випуск продукції		
		Кількість	Ціна грн.	Сума тис. грн.
<b>1 Сировина і допоміжні матеріали</b>				
1.1 Сировина	тис.т	1050	2389,69	2509175
1.2 Воденьвмісний газ	т	445,795	1200	543,871
1.3 Тетрахлоретилен	кг/т	0,0022	4423,96	9,73
1.4 Етиленгліколь	кг/т	0,0041	1818,55	7,46
1.5 Сода каустична NaOH	кг/т	0,19619	1101,75	216,15
1.6 Моноетаноламін	кг/т	0,000188	9407,69	1,77
1.7 К-тор АКМ	кг/т	0,0046	12663,85	58,25
1.8 К-тор ПР-71	кг/т	0,0186	398045	7394,3
<b>Разом за ст.1</b>				<b>3051816</b>
<b>2 Енергетичних витрати</b>				
2.1 Електроенергія для виробничих нужд	тис.кВтч	127962,6	0,29	37109,16
2.2 Вода зворотна	тис. м <sup>3</sup>	9324,229	0,62	5781,022
2.3 Вода зворотна з БОВ 3	тис.м <sup>3</sup>	10595,71	0,19	2013,186
2.4 Газ заводський як паливо	т	41,747	2557,64	106774,1
2.5 Природний газ як паливо (деп. експлуатація)		9,995	868,14	8677,312
2.6 Азот технічний	тис.м <sup>3</sup>	12714,86	0,25	3178,714
2.7 Теплоенергія для виробничих нужд	ГКал	35,07	157,35	5518,55
<b>Разом за ст.2</b>				<b>169051</b>
3 Зарплата основних робочих з нарахуваннями				1177,22
4 ВУЕУ, зокрема амортизація				47,52
5 Витрати на ремонт				10612,14
6 Загальновиробничі (цехові) витрати				11076,22
<b>Виробнича собівартість</b>				<b>3243780</b>
Адміністративні витрати	грн.			159,6
<b>Повна собівартість основної продукту</b>	грн.			<b>3243940</b>

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП.06.01.ПЗ

Лист

108

Витрати на 1 тону виробництва риформату складуть:

$$C/v_{1\text{тону}} = c/v_{\text{випуску}} / q_{\text{рік}}$$

де  $c/v_{1\text{тону}}$  – собівартість 1 тону продукції;

$q_{\text{рік}}$  – річний випуск продукції.

$$C = 3243940 / 1050 = 3089,47 \text{ грн/т}$$

## 7.2 Коротка характеристика проектних заходів дипломного проекту

У даному дипломному проекті розглядається заміна каталізатору серії ПР-71 на каталізатор К-150Б, що відрізняються більшою селективністю за ізо-алканами, меншою вартістю, дозволяє виробляти риформат 96-97 ДОЧ. Проектований строк експлуатації каталізаторів 5 років.

## 7.3 Калькуляція собівартості основної продукції на проектованому виробництві

Для впровадження запропонованого нового технічного рішення необхідно завантажити каталізатор К-150Б у кількості вилученого каталізатору ПР-71. Вартість нових каталізаторів нижча, вони мають більший строк експлуатації (5 років проти 3 років для каталізаторів серії ПР).

Таблиця 7.2. Прейскурантна вартість допоміжних матеріалів

Найменування	Кількість, т	Прейскурантна вартість одиниці, тис.грн/т.	Всього прејскурантна вартість, тис.грн.
Каталізатор К-150Б	58,516	300,0	17554,8

Вартість заходів із заміни каталізатора та транспортні витрати приймаємо у розмірі 25% від прејскурантної вартості  $17554,8 \cdot 0,25 = 4388,7$  тис.грн.

Термін служби нового каталізатору 5 років, витрата на 1 т:

$$58,516 / 1050 / 5 = 0,0111 \text{ кг/т}$$

Таблиця 7.3 - Калькуляція собівартості основної продукції на проектованому виробництві

Найменування статі витрат	Од. вим	Витрати на весь випуск продукції		
		Кількість	Ціна грн.	Сума тис. грн.
<b>1 Сировина і допоміжні матеріали</b>				
1.1 Сировина	тис.т	1050	2389,69	2509175
1.2 Воденьвмісний газ	т	445,795	1200	543,871
1.3 Тетрахлоретилен	кг/т	0,0022	4423,96	9,73
1.4 Етиленгліколь	кг/т	0,0041	1818,55	7,46
1.5 Сода каустична NaOH	кг/т	0,19619	1101,75	216,15
1.6 Моноетаноламін	кг/т	0,000188	9407,69	1,77
1.7 К-тор АКМ	кг/т	0,0046	12663,85	58,25
1.8 К-тор К-150Б	кг/т	0,011	300000	3300
<b>Разом за ст.1</b>				<b>3047722</b>
<b>2 Енергетичних витрати</b>				
2.1 Електроенергія для виробничих нужд	тис.кВтч	127962,6	0,29	37109,16
2.2 Вода зворотна	тис. м <sup>3</sup>	9324,229	0,62	5781,022
2.3 Вода зворотна з БОВ 3	тис.м <sup>3</sup>	10595,71	0,19	2013,186
2.4 Газ заводський як паливо	т	41,747	2557,64	106774,1
2.5 Природний газ як паливо (деп. експлуатація)		9,995	868,14	8677,312
2.6 Азот технічний	тис.м <sup>3</sup>	12714,86	0,25	3178,714
2.7 Теплоенергія для виробничих нужд	ГКал	35,07	157,35	5518,55
<b>Разом за ст.2</b>				<b>169051</b>
3 Зарплата основних робочих з нарахуваннями				1177,22
4 ВУЕУ, зокрема амортизація				47,52
5 Витрати на ремонт				10612,14
6 Загальновиробничі (цехові) витрати				11076,22
<b>Виробнича собівартість</b>				<b>3239686</b>
Адміністративні витрати	грн.			159,6
<b>Повна собівартість основної продукту</b>	грн.			<b>3239846</b>

Собівартість риформату на проектованому виробництві 3085,56 грн/т.

7.4 Розрахунок техніко-економічних показників діяльності підприємства в проектованому періоді

1. Річний випуск бензину:

а) у натуральному виразі

$$Q_0 = Q_1 = 40000 \text{ т}$$

б) у вартісному виразі

$$Q^B = Q_H * Ц \tag{7.1}$$

де  $Q_H$  – річний випуск продукції в натуральному виразі

$Ц$  – ціна продукції

$$Q^B_0 = Q^B_1 = 40000 * 3124 = 3280200 \text{ тис.грн.}$$

2. Чисельність персоналу 41 осіб, зокрема основні робочі:

$$N_0 = N_1 = 38 \text{ осіб.}$$

3. Продуктивність праці основних робочих:

$$П_T = Q / N \tag{7.2}$$

$$П_{T(0)} = 1050000 / 38 = 27631,58 \text{ т/люд.}$$

4. Собівартість продукції:

$$C_{0 \text{ осн.}} = 3089,47 \text{ грн.}$$

$$C_{1 \text{ осн.}} = 3085,56 \text{ грн.}$$

$$\Delta C_{\text{осн.}} = C_1 - C_0 = 3089,47 - 3085,56 = \text{мінус } 3,91 \text{ грн.} \tag{7.3}$$

5. Прибуток на випуск основної продукції:

$$П = (Ц - C_{\text{осн.}}) * Q \tag{7.4}$$

$$П_0 = (3124 - 3089,47) * 1050000 = 36256,5 \text{ тис. грн./рік}$$

$$П_1 = (3124 - 3085,56) * 1050000 = 40362,0 \text{ тис. грн./рік}$$

6. Рентабельність витрат на виробництво основної продукції:

$$R_{П} = П / C * 100 \tag{7.5}$$

$$R_{П(0)} = (3124 - 3089,47) / 3089,47 * 100 = 1,12 \%$$

$$R_{П(1)} = (3124 - 3085,56) / 3085,56 * 100 = 1,25 \%$$

$$\Delta R_{П} = R_{П(1)} - R_{П(0)} = 20,29 - 20,0 = 0,29 \%$$

7. Вартість основних фондів:

$$S_0 = 358490 \text{ тис.грн.}$$

					ДП.06.01.ПЗ	Лист 111
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$S_1 = 358490 \text{ тис. грн.}$$

8. Фондовіддача

$$f = Q^B / S \quad (7.6)$$

$$f_0 = Q_0^B / S_0 = 3280200 / 358490 = 9,15 \text{ грн/грн}$$

$$f_1 = Q_1^B / S_1 = 3280200 / 358490 = 9,15 \text{ грн/грн}$$

9. Економічний ефект:

- від зниження собівартості:  $E_c = \Delta C * Q_1 = -3,91 * 1050000 = -4105,5 \text{ тис.грн.}$

Таблиця 7.4 Техніко – економічні показники

Показники	Од. ізм	Діюче базове виробництво	Проектоване виробництво	Зміна показників	
				абс.	%
1.Річний об'єм виробництва продукції а) у натуральному виразі	т	40000	40000	0	0
	тис.грн.	3280200	3280200	0	0
2. Чисельність персоналу у т.ч основних робочих	осіб.	41	41	0	0
	осіб.	38	38	0	0
3. Продуктивність праці	т/люд.	27631,58	27631,58	0	0
4. Собівартість одиниці основної продукції	грн./т	3089,47	3085,56	мінус 3,91	мінус 0,13
5. Прибуток	тис. грн.	36256,5	40362,0	4105,5	11,32
6. Рентабельність продукції	%	1,12	1,25	0,13	-
7. Вартість основних фондів	тис.грн.	358490	358490	0	0
8. Фондовіддача	грн/грн	9,15	9,15	0	0
9 Річний економічний ефект -від зниження собівартості	тис. грн.		мінус 4105,5		

Аналіз основних показників виробництва 1 тони стабільного риформату показав, що внаслідок проведення технічного заходу відбулося зниження собівартості продукції в проектованому виробництві на 3,91 грн/т. У порівняльній таблиці техніко-економічних показників відбиті всі прораховані показники.



## ВИСНОВКИ

За результатами виконання дипломної роботи розроблена установка виробництва водню у складі установки каталітичного риформінгу потужністю 40 тис. т/ рік. В ході написання роботи:

1. виконано аналітичний огляд з методів отримання водню у нафто-хімічній промисловості, схем існуючих установок та фізико-хімічних основ процесу;

2. запропонована заміна існуючого каталізатору процесу з метою підвищення виходу риформату;

3. виконано матеріальні та теплові розрахунки, розрахунок реактору каталітичного риформінгу, наведено характеристику обладнання;

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

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.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		113

## АНОТАЦІЯ

В дипломному проекті розроблено процес виробництва водню у складі установки каталітичного риформінгу потужністю 40 тис.т/рік.

Для збільшення виходу риформату пропонується провести заміну каталізатору.

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

## АННОТАЦИЯ

В дипломном проекте разработан процесс производства водорода в составе установки каталитического риформинга мощностью 40 тыс.т / год.

Для увеличения выхода риформата предлагается провести замену катализатора.

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

## ANNOTATION

In the diploma project, a hydrogen production process was developed as part of a catalytic reforming unit with a capacity of 40 thousand tons / year.

To increase the reformat yield, it is proposed to replace the catalyst.

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

					<i>ДП.06.01.ПЗ</i>	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		114

## СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Бурлака Г. Стратегія нафтопродуктозабезпечення, як складова енергетичної безпеки України [Інформаційно-аналітичний портал] – Режим доступу: <http://gazeta.zn.ua>
2. George J. Antos, Abdullah M. Aitani. Catalytic naphtha reforming.– NY.: Marcel Dekker, 2004.– 602 с.
3. Баннов П. Г. Процессы переработки нефти / П. Г. Баннов. – М. ЦНИИТЭнефтехим, 2000. – 224с.
4. Письмен М. К. Производство водорода в нефтеперерабатывающей промышленности / М. К. Письмен. – М.: Химия, 1976. – 208 с.
5. Капустин В. М. Технология переработки нефти. Деструктивные процессы / В. М. Капустин, А. А. Гуреев. – М.: КолосС, 2007. -334с.
6. Бесков В.С. Моделирование каталитических процессов и реакторов / В. С. Бесков, В. Флок. - М.: Химия, 1991г, - 256с
7. Кондрашева Н. К. Технологические расчеты и теория каталитического риформинга бензина / Н. К. Кондрашева: учебн. пособие. – Уфа: ООО «Монография», 2008. – 160с.
8. Смидович Е. В. Технология переработки нефти и газа. Ч 2. Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородных газов / Е. В. Смидович. – М. : Химия, 1980. – 328 с.
9. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа / С. А. Ахметов: Учебное пособие для вузов. – УФА: Гилем, 2002. – 627 с.
- 10.Каталитический риформинг углеводородов / Под ред. проф. Р. И. Кузьминой – Саратов: Изд-во СЮИ МВД России, 2010. – 252 с.
- 11.Постоянный технологический регламент производства риформинга ЛЧ-35-11/1000 г. Лисичанск ПРАТ «ЛиНИК», 2008 г.
- 12.Кузнецов Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности, 1974г.

					ДП.06.01.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		115

- 13.Эмирджанов Р.Т., Лемберанский Р.А. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии: Учеб. пособие для вузов. – М.: Химия, 1989. – 192 с.
- 14.Павлов К.Ф., Романков П.Г.,Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – М.; Химия 1979.
- 15.Соснин О.М. Основы автоматизации технологических процессов и производств. – М.: «Академия», 2007. – 240с.
- 16.Пожаровзрывоопасность веществ и материалов и средств их тушения: Справ. изд. в 2 книгах / А. Н. Баратов, А. Я. Корольченко, Г. Н. Кравчук и др. – М.: Химия, 1990. – 496 с.
- 17.Расчет основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник/ Г.Г.Рабинович, П.М. Рябых, П.А. Хохляклев и др. – М.:Химия, 1979. - 568с.
- 18.Бежатнов Г. П. Предельно-допустимые концентрации химических веществ в окружающей среде: Справочник / Г. П. Бежатнов, Ю. А. Кротков. – Л.: Химия, 1985 – 528с.