

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»**

Хіміко-технологічний факультет

(повна назва інституту/факультету)

Кафедра технології неорганічних речовин та загальної хімічної технології

(повна назва кафедри)

«До захисту допущено»

В.о. завідувача кафедри

_____ **Н.М. Толстопалова**
(підпис) (ініціали, прізвище)

“ ____ ” _____ 2016 р.

Дипломний проект

на здобуття ступеня бакалавра

зі спеціальності **6.051301 Хімічна технологія та інженерія**

(код і назва)

на тему: **Відділення конверсії оксиду вуглецю(II) виробництва аміаку**

Виконав: студент **IV** курсу, групи **XН-22**

(шифр групи)

Лесік Сергій Миколайович

(прізвище, ім'я, по батькові)

_____ (підпис)

Керівник **доц., к.т.н. Концевой Андрій Леонідович**

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

_____ (підпис)

Консультант **з автоматизації ст. викладач Лукінюк Михайло Васильович**

(назва розділу)

(посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали)

_____ (підпис)

Консультант **з економічної частини доц., к.т.н. Підлісна Олена Анатоліївна**

(назва розділу)

(посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали)

_____ (підпис)

Консультант **з охорони праці доц., к.т.н. Полукаров Юрій Олексійович**

(назва розділу)

(посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали)

_____ (підпис)

Рецензент _____

(посада, науковий ступінь, вчене звання, науковий ступінь, прізвище та ініціали)

_____ (підпис)

Засвідчую, що у цьому дипломному
проекті немає запозичень з праць інших
авторів без відповідних посилань.

Студент _____
(підпис)

Київ – 2016 року

ВІДОМІСТЬ ДИПЛОМНОГО ПРОЕКТУ

№ з/п	Формат	Позначення	Найменування	Кількість листів	Примітка
1	A4		Завдання на дипломний проект	2	
2	A4	ХН 2207 1440 000 ПЗ	Пояснювальна записка	87	
3	A1	ХН 2207 1440 001 ТС	Технологічна схема	1	
4	A1	ХН 2207 1440 002 СК	Реактори конверсії	1	
5	A1	ХН 2207 1440 003 СхА	Схема автоматизації	1	
6	A1	ХН 2207 1440 004 Іл	Ілюстрація результатів економіко-організаційної частини	1	
7	A2	ХН 2207 1440 005 СК	Комбінований реактор	1	

				ХН 2207 1440 000		
	ПІБ	Підп.	Дата			
Розробн.	Лесік С.М,			Відомість дипломного проекту	Лист	Листів
Керівн.	Концевой А.Л.				1	1
Консульт.					НТУУ «КПІ» Каф. ТНР та ЗХТ Гр. ХН-22	
Н/контр.	Супрунчук В. І.					
Зав.каф.	Толстопалова Н.М.					

Пояснювальна записка до дипломного проекту

на тему: Відділення конверсії оксиду вуглецю(II) виробництва аміаку

Київ – 2016 року

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

Факультет хіміко-технологічний
(повна назва)

Кафедра технології неорганічних речовин та загальної хімічної технології
(повна назва)

Освітньо-кваліфікаційний рівень бакалавр
(повна ОКР)

Напрямок підготовки 6.051301 Хімічна технологія
(код і назва)

Професійне спрямування Хімічні технології неорганічних речовин
(повна назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ
Завідувач кафедри
_____ Толстопалова Н.М.
(підпис) (ініціали, прізвище)

« ____ » _____ 2016 р.

ЗАВДАННЯ
на дипломний проект студенту
Лесіку Сергію Миколайовичу
(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проекту Відділення конверсії оксиду вуглецю(II) виробництва аміаку,
керівник проекту доц., к.т.н. Концевой А.Л.,
(науковий ступінь, вчене звання, прізвище, ім'я, по батькові)

затверджені наказом по університету від «08» квітня 2016 р. №1313

2. Термін подання студентом проекту 14 червня 2016 р.

3. Вихідні дані до проекту: продуктивність 1500 т NH_3 /добу; склад технологічного газу на вході: $\text{N}(\text{CO})=0.0755$, $\text{N}(\text{CO}_2)=0.0488$, $\text{N}(\text{H}_2)=0.3585$, $\text{N}(\text{N}_2)=0.1469$, $\text{N}(\text{H}_2\text{O})=0.3703$; ступені перетворення: на середньо-температурному каталізаторі 0.698, на низько-температурному – 0.853; тиск процесу – 3 МПа.

4. Зміст пояснювальної записки Зміст проекту в цілому визначається даними Методичними рекомендаціями (МР) до виконання дипломного проекту, зміст пояснювальної записки конкретизується розділами МР. Технологічна частина: згідно розділам 1 – 6 МР. Автоматичне регулювання та контроль виробництва: згідно розділу 7 МР. Економіко-організаційні розрахунки: згідно розділу 8 МР. Охорона праці: згідно розділу 9 МР. Екологічна безпека виробництва: згідно розділу 10 МР. _____

5. Перелік графічного матеріалу:

- технологічна схема відділення (1 аркуш формату А1);
- схема дистанційного контролю та автоматичного регулювання технологічних параметрів (1 аркуш формату А1);
- креслення загального вигляду технологічного реактора зі складальними кресленнями вузлів реактора (1 аркуш формату А1);
- ілюстрація результатів розрахунку економіко-організаційної частини (1 аркуш формату А1);

– _____

6. Консультанти розділів проекту

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
1 – 6, 10	доц. Концевой А.Л.		
7	ст. викл. Лукінюк М.В.		
8	доц. Підлісна О.А.		
9	доц. Полукаров Ю.О.		

7. Дата видачі завдання 24 лютого 2016 р.

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання дипломного проєкту	Термін виконання етапів проєкту	Примітка
1	Обґрунтування та вибір способу і технологічної схеми виробництва. Описання технологічної схеми виробництва. Креслення технологічної схеми на форматі А4	29 лютого	
2	Характеристика продукції, сировини, допоміжних матеріалів, енергетичних носіїв. Характеристика прийнятого методу виробництва. Хімізм та теоретичні основи і обґрунтування норм технологічних режимів	5 березня 10 березня	
3	Визначення витратних коефіцієнтів з сировини, напівпродуктів, допоміжних матеріалів та енергетичних носіїв: розрахунок матеріального балансу виробництва; розрахунок теплового балансу виробництва; розрахунок витратних коефіцієнтів; багатоваріантні технологічні розрахунки	15 березня 20 березня 25 березня 30 березня	
4	Комп'ютерний набір технологічної частини пояснювальної записки	4 квітня	
5	Характеристика технологічного обладнання: розрахунок та вибір основних реакторів; розрахунок і вибір допоміжного технологічного обладнання	7 квітня 10 квітня	
6	Автоматичний контроль та керування виробництвом	20 квітня	
7	Економіко-організаційні розрахунки	30 квітня	
8	Екологічна безпека виробництва	10 травня	
9	Охорона праці виробничого процесу	20 травня	
10	Оформлення пояснювальної записки, виконання креслень та ілюстративних плакатів	25 травня	
11	Попередній захист	7 червня	
12	Захист	14 червня	

Студент

(підпис)

(ініціали, прізвище)

Керівник проєкту

(підпис)

(ініціали, прізвище)

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка 87 с., 5 рис., 38 табл., 1 додаток, 13 посилань, 1 додаток

Розроблено проект технологічного процесу конверсії оксиду карбону (II). В проекті обґрунтовано вибір конверсії під тиском 3 МПа в 2 ступені. Вибрано вихідну сировину, допоміжні матеріали та напівпродукти, що виробляються у відповідності з діючими стандартами та технічними умовами. Наведено технічні вимоги до готової продукції – аміак технічний.

Обґрунтовано норми технологічних режимів, наведена технологічна схема процесу та її опис. З використанням персонального комп'ютера запрограмовані та здійснені розрахунки матеріального і теплового балансів. Розраховано технологічні реактори, обрано основне і допоміжне обладнання у відповідності з заданою продуктивністю виробництва. Запропоновано заміну реакторам на більш сучасний. Наведено схему автоматичного контролю і керування процесом, характеристики відходів та викидів, запропоновано рішення з охорони довкілля. Розроблено економіко-організаційну частину проекту, що полягає у визначенні собівартості продукту, а також рентабельності підприємства.

КОНВЕРСІЯ, АЗОТО-ПОВІТРЯНА СУМІШ, МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС, БАЙПАС, РЕАКТОР, ВИТРАТНІ КОЕФІЦІЄНТИ, СЕПАРАТОР, КАТАЛІЗАТОР, ТЕПЛООБМІННИК

РЕФЕРАТ

Пояснительная записка 87 с., 5 рис., 38 табл., 2 приложений, 13 ссылок, 1 приложение.

Разработан проект технологического процесса конверсии оксида карбона (II). В проекте обоснован выбор конверсии под давлением 3 МПа в 2 степени. Выбрано исходное сырье, вспомогательные материалы и полупродукты, которые производятся в соответствии с действующими стандартами и техническими условиями. Приведены технические требования к готовой продукции – аммиак технический.

Обоснованы нормы технологических режимов, приведена технологическая схема процесса и ее описание. С использованием персонального компьютера запрограммированы и осуществленные расчеты материального и теплового балансов. Рассчитаны технологические реакторы, избрано основное и вспомогательное оборудование в соответствии с заданной производительностью производства. Предложена замена реакторам на более современный. Приведена схема автоматического контроля и управления процессом, характеристика отходов и выбросов, предложено решение из охраны окружающей среды. Разработана экономико-организационная часть проекта, который заключается в определении себестоимости продукта, а также рентабельности

КОНВЕРСИЯ, АЗОТНО-ВОЗДУШНАЯ СМЕСЬ, МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС, БАЙПАС, РЕАКТОР, РАСХОДНЫЕ КОЭФФИЦИЕНТЫ, СЕПАРАТОР, КАТАЛИЗАТОР, ТЕПЛООБМЕННИК

ABSTRACT

Detail note 87 p., 5 fig., 38 tables, 13 references, 1 appendices.

The project of technological process of conversion of oxide of карбон (II) is worked out. In a project the choice of conversion is reasonable force-feed 3 MIIa in 2 degrees. A feedstock, auxiliary materials and semi-product that is produced in accordance with operating standards and technical requirements, is chosen. Technical requirements over are brought to the prepared products is an ammonia technical.

The norms of the technological modes are reasonable, a flowsheet over of process and her description are brought. With the use of the personal computer programed and realizable calculations of material and thermal balances. Technological reactors are expected, a basic and auxiliary equipment is select in accordance with the set productivity of production. Substituting to the reactors is offered by more modern. A chart over of automatic control and process control, description of wastes and extrass, is brought, solution is offered from the guard of environment. Economy-organization part of project, that consists in determination of prime price of product, and also profitability.

CONVERSION, NITRIC-AIR MIXTURE, MATERIAL BALANCE, BY-PASS, REACTOR, EXPENSE COEFFICIENTS, SEPARATOR, CATALYST, HEAT-EXCHANGER

ЗМІСТ

	стор.
ВСТУП	9
1 Обґрунтування на вибір способу виробництва.....	11
2 Характеристика продукції, сировини, допоміжних матеріалів, енергетичних носії.....	14
3 Характеристика прийнятого методу виробництва, хімізм, теоретичні основи і обґрунтування норм технологічних режимів.....	18
4 Опис технологічної схеми виробництва	25
5 Визначення витратних коефіцієнтів з сировини, напівпродуктів, допоміжних матеріалів та енергетичних носіїв.	27
5.1 Матеріальні розрахунки	27
5.2 Розрахунок енергетичного (теплого) балансу виробництва.....	34
5.3 Розрахунок витратних коефіцієнтів	36
5.4 Багатоваріантний розрахунок	37
6 Характеристика технологічного обладнання	42
6.1 Розрахунок та вибір основного реактору	42
6.2 Розрахунок та вибір допоміжного технологічного обладнання.....	45
6.3 Комбінований реактор	50
7 Автоматичне регулювання та контроль виробництва.....	53
8 Економіко-організаційні розрахунки	56
9 Охорона праці	64
10 Екологічна безпека виробництва.....	74
Висновки	78
Перелік посилань.....	80
Додаток А.....	82

					ХН 2207 1440 000 ПЗ						
Змн.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата							
Розроб.		Лесік С.М.			Відділення конверсії оксиду вуглецю(II) виробництва аміаку			Лім.	Аркуші	Акруш	
Перевір.		Концевой А.Л.								86	8
Реценз.								НТУУ “КПІ”, ХТФ, гр. ХН-22			
Н. Контр.		Супрунчук В. І.									
Затверд.		Астрелін І.М.									

ВСТУП

Проект оформлено відповідно до вимог методичних рекомендацій [1].

Аміак є одним з важливих сполук азоту, який відіграє дуже велику роль у житті на Землі. Азот входить у білки живих організмів, а його сполуки широко використовуються в усіх областях діяльності людини і, в першу чергу, у виробництві мінеральних добрив. За добу людина споживає 70-100 г білків, які вміщують 13-16 г азоту. Організм людини не може використовувати для синтезу білків азот мінерального походження, який являється найбільш розповсюдженим елементом: в земній корі він міститься в кількості близько 0,04 %, а його кількість в повітрі складає 78%. Тільки рослини, які забезпечують людей і тварин білками, здатні синтезувати білкові речовини безпосередньо з мінеральних сполук зв'язаного азоту: нітратів або амонійних сполук ґрунту. При інтенсивному сільськогосподарському виробництві продуктів харчування кількість зв'язаного азоту в ґрунті різко зменшується і потребує обов'язкового внесення азотних добрив.

Сучасна технологія виробництва аміаку базується на прямому синтезі аміаку з його складових елементів: азоту і водню, яка проводиться при високому тиску з використанням каталізатору.

У зв'язку з великим попитом людства в продуктах зв'язаного азоту (особливо азотних добрив) світове виробництво аміаку відноситься до великотоннажних виробництв, яке по загальному тоннажу поступається тільки виробництву сульфатною кислоти.

Сучасні агрегати синтезу аміаку потужністю 1360 т/добу створені на основі останніх досягнень науки і техніки, що дозволило домогтися значного зниження енергетичних, матеріальних і капітальних витрат, забезпечити низьку собівартість продукції і високу продуктивність праці. Все це досягнуто внаслідок розробки вченими усього світу удосконалених енергетично-технологічних схем, які забезпечують високий коефіцієнт використання сировини і палива, застосування високопродуктивного обладнання, більш ефективних

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						9
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

відцентрових компресорів і циркуляційних насосів, більш активних, стабільних і селективних каталізаторів, нових ефективних поглиначів, комплексної автоматизації виробництва[2].

Удосконалення технології синтезу аміаку та його виробництва продовжується і зараз. Саме тому наведена проблема являється актуальною у сьогоденні, і полягає у створенні потужніших, ефективніших та економніших підприємств.

Отже, узагальнюючи вищевикладене та реально оцінюючи сьогоденний стан промислового виробництва аміаку в Україні з одночасним порівнянням світових здобутків, можна зробити висновок про актуальність поставленої теми на даний час. Крім того, звертаючи увагу на стрімке зростання світового попиту на нітрогеновмісні продукти, можна передбачити зацікавленість у розвитку цієї теми в майбутні періоди.

Метою проекту є розробка сучасної багатотонажної технології конверсії оксиду карбону (II), проведення розрахунків матеріального та теплового балансу, розрахунок та вибір основного та допоміжних апаратів, а також програмування багатоваріантних розрахунків на ПК в середовищі MS Excel.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						10
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

1 ОБГРУНТУВАННЯ ТА ВИБІР СПОСОБУ ВИРОБНИЦТВА

Сучасна технологія виробництва аміаку базується на прямому синтезу аміаку з його складових елементів: азоту і водню за реакцією (1.1), яка проводиться при високому тиску з використанням каталізатору і має невеликий екзотермічний ефект.



Вихідними сполуками для виробництва аміаку являються азот та водень, які змішуються в стехіометричному співвідношенні $\text{H}_2 : \text{N}_2 = 3 : 1$ і утворюються так звану азотно-водневу суміш (АВС). Сировиною для азоту є атмосферне повітря, а для одержання водню – різні види палив і вуглеводнів.

На перших етапах промислового виробництва аміаку АВС готували шляхом змішування азоту і водню, які одержували окремо. У більшості сучасних схем синтезу аміаку азот не виділяють з повітря в чистому виді, а повітря дозують в газову суміш при одержанні водню з палива чи вуглеводнів для досягнення стехіометричного співвідношення. Таким чином, процес одержання аміаку складається з двох основних стадій:

- приготування азотно-водневої суміші;
- синтезу аміаку.

Необхідний для синтезу аміаку водень, або водовмісний газ може бути отримано практично з любого виду палива і вуглеводневої сировини:

- природного газу і супутнього газу його здобичі;
- газів переробки нафти;
- з нафти і продуктів її переробки (бензинів, мазутів, гудронів і таке інше);
- коксового газу;
- кам'яного та бурого вуглеців, сланців, торфу;
- води.

Використання того чи іншого виду сировини обумовлено його вартістю і доступністю (наявністю у данному регіоні). До 50-х років минулого століття

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						11
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

у виробництві аміаку в основному використовували тверде паливо (кам'яний вуглець, кокс), а починаючи з 60-х років частка твердого палива як сировини для одержання водню значно скоротилась. Сьогодні основною сировиною у виробництві аміаку являється природний газ. Тільки у деяких країнах, бідних запасами природних газів, наприклад, у Японії і у Німеччині, приблизно половину усього аміаку одержують на базі переробки рідкого палива. У майбутньому, коли зменшиться запас природного газу, можливо, повернуться до одержання водню з твердого палива, світові запаси якого більші. В Україні у теперішній час на всіх установках виробництва аміаку для одержання водню використовують природний газ.

Процес одержання водню з природного газу, який має 90 - 98 % метану, відбувається шляхом взаємодії метану з киснем повітря або водяною парою, в результаті якої відбувається перетворення (конверсія) метану у водень за різними технологічними схемами.

Одержаний синтез-газ після конверсії метану, включає крім азоту і водню оксид карбону(II), який на третій стадії конвертує у водень за двома ступенями: спочатку на середньо температурному каталізаторі при температурі до 450 °С, а потім на низькотемпературному при температурі 200-260 °С за реакцією (2.1)[3]:



Технологія аміаку включає ряд складних каталітичних реакцій і фізичних процесів, які протікають при високих і низьких температурах та високих тисках. Більшість цих реакцій виділяють тепло, яке в сучасних технологічних схемах виробництва аміаку майже повністю утилізується для внутрішніх потреб цієї ж технології. Високі температури синтез-газу, які він має після конверсії природного газу, використовуються для одержання високо енергетичної водяної пари в котлах-утилізаторах. Така пара забезпечує підігрів до необхідних температур інших технологічних потоків, а також приводить в дію парову турбіну турбокомпресора для стиснення синтез-газу до необхідних тисків. Во-

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		12

дяною парою приводяться в дію також і циркуляційні насоси перекачки технологічних розчинів. Це дало можливість створити технологію аміаку за енергетично-технологічним принципом, як єдину систему, де окремі стадії жорстко пов'язані потоками мас і енергії.

Технологічна схема синтезу аміаку включає в себе як технологічне обладнання: реактори, печі, абсорбери та інші, так і енергетичне: теплообмінники, котли-утилізатори, компресори, насоси і та інші.

Поєднання технологічного обладнання з енергетичним дозволяє забезпечити максимальну утилізацію тепла та енергії на всіх стадіях технологічного процесу, значно знизити енергетичні, матеріальні і капітальні витрати та собівартість продукції.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						13
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

2 ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОДУКЦІЇ, СИРОВИНИ, ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ, ЕНЕРГЕТИЧНИХ НОСІЇВ

Азотно-воднева суміш до реактору конверсії СО та після являється проміжним продуктом, тому за ДСТУ та ГОСТ не нормується.

Виробничу характеристику напівпродуктів наведено в таблиці 2.1[7].

Таблиця 2.1 – Характеристика напівпродуктів

Найменування продукції, матеріалів продукції	Стандарти або технічні умови	Показники, обов'язкові до контролю	Регламентовані показники
1 Азотно-воднева суміш після СТК		Вміст СО у сухому газі, % об.	$3,0 \pm 0,5$
2 Азотно-воднева суміш після НТК		Вміст СО у сухому газі, % об.	не більше 0,5

Допоміжним матеріалом являється вода знесолена для живлення котла-утилізатора. Характеристика живильної води наведена в таблиці 2.2.

Таблиця 2.2 – Характеристика допоміжних речовин

Найменування продукції, матеріалів продукції	Стандарти або технічні умови	Показники, обов'язкові до контролю	Регламентовані показники
Вода знесолена	ГОСТ 6709-72	1 Загальна твердість, ммоль/дм ³	не більше 0,005
		2 Масова концентрація кремнієвої кислоти, мг/дм ³	не більше 0,1
		3 Масова концентрація солей, мг/дм ³	не більше 2,5
		4 Масова концентрація хлоридів, мг/дм ³	не більше 0,2
		5 Водневий показник, рН	5,5-7,0
		6 Лужність загальна, ммоль/дм ³	не більше 0,1

Допоміжними матеріалами являються каталізатори СТК і НТК. Обрані типи каталізаторів та їх технічні характеристики наведені в таблиці 2.3.

Таблиця 2.3 – Характеристика допоміжних матеріалів

Найменування продукції, матеріалів продукції	Стандарти або технічні умови	Показники, обов'язкові до контролю	Регламентовані показники
Каталізатор СТК, марка ShiftMax 107T або його аналог	ТУУ 24.6-31337612-052-2001	1 Розміри таблетки ,мм - діаметр - висота	6,0 6,0
		2 Насипна щільність, т/м3	не більше 1,3
		3 Механічна міцність по твірній, Мпа: - середня - мінімальна	не менше 2,5 не менше 1,0
		4 Масова частка втрат при прожарюванні при температурі (900±10°C), %	не більше 10
		5 Масова частка заліза в перерахунку на оксид заліза (III), %	не менше 83
		6 Масова частка хрому в перерахунку на оксид хрому (III), %	не менше 7,5
		7 Масова частка міді в перерахунку на оксид міді, %	не менше 2,0
Каталізатор НТК, марка НТК-4 (Katalco 83-3, Katalco 83-3x) або його аналог	ТУ 113-03-2001-91	1 Розміри, мм: - діаметр зовнішній - висота	5,0±0,5 5,0±0,5
		2 Насипна щільність, т/м3	1,50±0,15
		3 Механічна міцність на торець, Мпа: - середня - мінімальна	33,0±5,0 не менше 17
		4 Масова частка втрат при прожарюванні при температурі 900°C, %	не більше 13,0
		5 Масова частка міді в перерахунку на CuO, %	54,0±3,0
		6 Масова частка хрому в перерахунку на CrO3, %	14,0±1,5
		7 Масова частка цинку в перерахунку на ZnO, %	11,0±1,5

Допускається застосування нових каталізаторів вітчизняного та зарубіжного виробництва, які задовольнятимуть вимогам технологічного процесу.

Результатом технологічного процесу в цілому являється аміак рідкий і газоподібний – сировина для виробництва мінеральних добрив, азотної кислоти, барвників, вибухових речовин і інших продуктів хімічної промисловості. Маркування та норми маркування аміаку рідкого наведені в таблиці 2.4. Маркування рідкого аміаку згідно ISO 4276-90

Таблиця 2.4 – Характеристики аміаку рідкого

№ п/п	Назва показника	Норма для марки		
		А	А _к	Б
1	Масова частка аміаку, %, не менше	99,9	99,6	99,6
2	Масова частка азоту, %, не менше	-	82	82
3	Масова частка води (залишок після випаровування)	-	0,2-0,4	0,2-0,4
4	Масова частка води (метод Фішера), %, не більше	0,1	-	-
5	Масова концентрація оливи, мг/дм ³ , не більше	2	2	8
6	Масова концентрація заліза, мг/дм ³ , не більше	1	1	2
7	Масова частка загального хлору, млн ⁻¹ (мг/кг), не більше	-	0,5	-
8	Масова частка оксиду вуглецю (IV), млн ⁻¹ (мг/кг), не більше	-	40±10	-

Характеристика аміаку газоподібного наведена у таблиці 2.5 згідно ISO 2435-82.

Таблиця 2.5 – Характеристика аміаку газоподібного

Назва показника	Норма
1 Об'ємна частка інертних газів, %	не більше 0,4
2 Масова частка оливи, %	не більше $12 \cdot 10^{-4}$

Фізико-хімічні властивості аміаку наведені в таблиці 2.6 згідно з ГОСТ 6221-90.

Таблиця 2.6 – Фізико-хімічні властивості аміаку

Назва властивості (константи) та одиниця вимірювання	Значення фізичної величини
1	2
Молекулярна маса	17,0304
Мольний об'єм, м ³ / (кг моль) при 273,14 К і 760 мм рт.ст.	22,08
Газова постійна, кДж (кг · К)	0,48816
Параметри в потрійній точці:	
температура, К	195,42
тиск, МПа	0,0060
густина, газова фаза, кг/м ³	0,0632
густина, рідка фаза, кг/м ³	734,3
Параметри в нормальній точці ки- піння:	
температура, К	239,81
густина, газова фаза, кг/м ³	0,8886
густина, рідка фаза, кг/м ³	682,8
Параметри в критичній точці:	
температура, К	405,55
тиск, МПа	11,32
густина, кг/м ³	235
питомий об'єм, м ³ /кг	0,00426

3 ХАРАКТЕРИСТИКА ПРИЙНЯТОГО МЕТОДУ ВИРОБНИЦТВА, ХІМІЗМ, ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ І ОБГРУНТУВАННЯ НОМР ТЕХНОЛОГІЧНИХ РЕЖИМІВ

Газ, отриманий у попередній стадії конверсії метану, містить значну кількість СО – від 10 до 35 %, який є потенційним джерелом водню. Водень з СО можна одержати окисненням його водяною парою, тобто провести конверсію за реакцією:



Цей процес, поширений у промисловості, став однією з найважливіших стадій у виробництві водню. Технологічний газ після конверсії метану містить і інші компоненти, між якими можуть протікати наступні реакції[5]:



В умовах проведення процесу в промисловості обидві реакції можна розглядати як практично необоротні, їх протікання визначається властивостями каталізатору процесу. За відсутності водяного пару на залізнму каталізаторі реакція (3.2) протікає миттєво, а реакцію (3.3) значною мірою каталізує кобальт.

Але основну роль в процесі конверсії відіграє реакція (3.1), яка визначає основний рівноважний склад сумарних продуктів. Ця реакція являється зворотною та екзотермічною. Згідно принципу Ле-Шательє, вона протікає тим повніше, чим нижча температура, при цьому зміна тиску не впливає на рівноважний склад, тому що процес відбувається без зміни об'єму.

Процес конверсії СО відбувається без зміни об'єму, тому до певної межі тиск не впливає на рівноважну ступінь перетворення. До тиску 5 МПа для розрахунку рівноважних концентрацій компонентів можуть бути використані

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						18
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

значення їх парціальних тисків або концентрацій. Згідно закону діючих мас константа рівноваги реакції (3.1) описується рівнянням:

$$K_p = \frac{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}}{p_{CO} \cdot p_{H_2O}}, \quad (3.1)$$

де $p_{CO_2}, p_{H_2}, p_{CO}, p_{H_2O}$ – рівноважні парціальні тиски відповідних компонентів.

Логарифмічна залежність константи рівноваги від температури виражається рівнянням:

$$\lg K_p = -\frac{2167}{T} - 0,5194 \cdot \lg T + 1,037 \cdot 10^{-3} \cdot T - 2,331 \cdot 10^{-7} \cdot T^2 - 1,277. \quad (3.2)$$

Тепловий ефект реакції залежить від температури:

$$q = 9420 + 3,16T - 8,314 \cdot 10^{-3}T^2 - 5,17 \cdot 10^{-6}T^3 - 1,131 \cdot 10^{-9}T^4, \quad (3.3)$$

де q – тепловий ефект реакції при постійному тиску, кал/моль;

T – абсолютна температура, К.

Константи рівноваги реакції (3.1) наведені в таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 – Константи рівноваги[3]

$t, ^\circ\text{C}$	K_p	$t, ^\circ\text{C}$	K_p	$t, ^\circ\text{C}$	K_p
210	184,6	310	34,06	410	10,59
220	150,9	320	29,73	420	9,610
230	124,4	330	26,08	430	8,748
240	103,4	340	22,98	440	7,986
250	86,51	350	20,34	450	7,311
260	72,93	360	18,07	460	6,710
270	61,89	370	16,12	470	6,174
280	52,85	380	14,44	480	40584
290	45,4	390	12,98	490	5,265
300	39,22	400	11,7	500	4,787

Значення енергій Гіббса ΔG і теплових ефектів реакції Q залежно від температури наведені у таблиці 3.2.

Таблиця 3.2 – Енергія Гіббса і тепловий ефект реакції[3]

$t, ^\circ\text{C}$	300	400	500	600	700	800	900	1000
$\Delta G, \text{кДж/моль}$	-28,5	-24,3	-20,3	-16,5	-12,8	-9,3	-5,9	-2,6
$Q, \text{кДж/моль}$	-41,2	-40,6	-39,9	-38,9	-37,9	-36,8	-35,8	-34,8

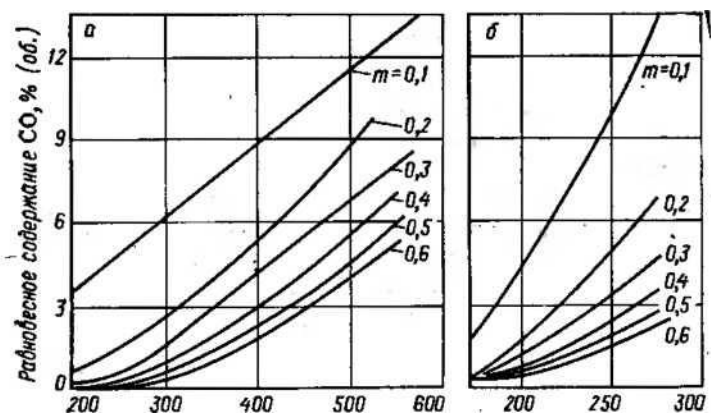
При розрахунках і промисловому використанні процесу конверсії зазвичай використовують концентрації компонентів в сухому газі, вміст водяної пари виражають співвідношенням пар : газ (відношення обсягів водяної пари і сухого газу). Для розрахунку вручну зазвичай приймаються наступні позначення: x – рівноважна концентрація СО у вологому газі, % об.; a – концентрація СО в сухому вихідному газі, % об.; b – концентрація пари у вихідному газі, об'єм H_2O на 100 об'ємів сухого вихідного газу; c – концентрація CO_2 в сухому вихідному газі, % об.; d – концентрація H_2 в сухому вихідному газі, % об. Тоді x знаходять з формули (3.3):

$$K_p = \frac{[c+(a-x)][d+(a-x)]}{x[b-(a-x)]} \quad (3.4)$$

В сухому конвертованому газі рівноважна концентрація СО розраховується за рівнянням:

$$X = \frac{100 \cdot x}{100 + (a - x)}. \quad (3.5)$$

З наведених вище даних очевидно, що реакцію бажано проводити при більш низькій температурі. Зменшення залишкового вмісту СО може бути досягнуто при зниженні температури і збільшення концентрації водяного пару у вихідній суміші. Нижня температурна межа визначається умовами конденсації водяного пару зображеного на рисунку 3.1[3].



Температура на виході з конвертора, °С

Рисунок 3.1 – Залежність рівноважного залишкового вмісту СО в сухому газі після реактора від температури при проведенні процесу на середньо температурному (а) і низько температурному (б) каталізаторі і різному співвідношенні пара : газ (m).

Розрахунки рівноважних ступенів конверсії СО показують, що для досягнення високого ступеня перетворення до 99 %, необхідного з практичної точки зору, температура процесу конверсії не повинна перевищувати близько 200 °С.

При таких температурах реакція протікає повільно, тому на практиці процес проводять обов'язково з використанням каталізаторів у дві стадії: перша стадія середньо-температурної конверсії при температурі 400 - 450 °С і друга стадія низькотемпературної конверсії при 200 - 250 °С. при середніх температурах конвертує основна кількість СО з 10 - 30 % до 3 - 5 % об'ємних, а цих 3 - 5 % вже конвертують при низьких температурах до залишкової концентрації СО менше 0,5 % об'ємних.

Можна також збільшити ступінь конверсії СО шляхом зміщення цієї реакції вправо за рахунок збільшення кількості водяної пари в реакційній суміші або видалення CO_2 із зони реакції. Задаючись певним значення ступеня перетворення СО і знаючи константи рівноваги для обраних температур, можна розрахувати оптимальне співвідношення пара : газ для будь-якого складу газової суміші. Якщо виходити зі стехіометричних коефіцієнтів реакції (3.1) і використовувати паро-газову суміш з рівним співвідношенням водяної пари і

CO, то ступінь перетворення CO буде дуже низьким. Тому на практиці використовують газові суміші з великим (300 – 500 %) надлишком водяної пари.

Як зазначено вище, підвищення тиску не викликає зміщення рівноваги. Незважаючи на це, проведення конверсії при підвищеному тиску дає деякі переваги в збільшенні швидкості реакції, економії енергії на зменшення тиску перед конверсією CO, і збільшення тиску перед тонким очищенням. У зв'язку з цим економічно доцільним являється процес конверсії, який проводиться при підвищених тисках – близько 3 МПа.

Конверсія CO – екзотермічний процес, який протікає з виділенням тепла. Підвищення температури газу Δt , обумовлене виділенням тепла в зоні реакції, залежить від складу газу, надлишку водяної пари і ступеня конверсії CO:

$$\Delta t = \frac{q \cdot a_0 \cdot \alpha}{C(1+n)}, \quad (3.6)$$

де Δt – підвищення температури конвертованого газу за рахунок тепла реакції, °C;

q – тепловий ефект реакції, кДж/моль;

C – середня теплоємність газової суміші, кДж/(моль·град);

a_0 – початкова концентрація CO, моль;

α – ступінь перетворення CO;

n – об'ємне співвідношення пара : газ.

Взагалі реакція (3.1) та реакції (3.2 - 3.6) в гомогенних умовах і при високих температурах мають дуже низьку швидкість. Для прискорення реакцій в промисловості використовують каталізатори, але вони повинні бути селективними по відношенню до тієї чи іншої реакції. Наприклад, для реакції (3.1) необхідно вибирати каталізатори, які характеризуються помірною гідрогеною функцією. Це необхідно, щоб досягти відповідних швидкостей реакції (3.1) без помітного утворення метану за реакцією (3.3). До таких каталізаторів відносяться каталізатори на основі оксидів Fe, Cu, Zn, Al.

Реакція конверсії CO відноситься до складних гетерогенно-каталітичних реакцій, кінетика яких залежить від природи каталізатору і його складу. Для

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						22
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

процесу було запропоновано механізм поперемінного окиснення-відновлення поверхні каталізатору, яке протікає в дві стадії[6]:



де $[\]$ – активний центр поверхні каталізатору;

$[\text{O}]$ – окиснений киснем активний центр поверхні каталізатору.

На основі цього механізму автори одержали кінетичне рівняння[3]:

$$r = k_c \frac{p_{\text{CO}} p_{\text{H}_2\text{O}} - K_p^{-1} p_{\text{H}_2} p_{\text{CO}_2}}{A p_{\text{H}_2\text{O}} + p_{\text{CO}_2}}, \quad (3.9)$$

де r – швидкість реакції;

k_c – константа швидкості;

$p_{\text{CO}}, p_{\text{H}_2\text{O}}, p_{\text{H}_2}, p_{\text{CO}_2}$ – відповідні парціальні тиски компонентів;

A – стала величина.

За швидкість реакції конверсії приймають об'єм CO (в cm^3), який вступив в реакцію за 1 с, віднесений до 1 cm^3 каталізатору. Тоді k_c виражається в $\text{с}^{-1} \cdot \text{атм}^{-1}$.

Для залізно-хромових каталізаторів в інтервалі температур 400 - 500 °C[3]:

$$\lg k_c = \frac{34000}{4,57T} + 10,2; \quad (3.10)$$

$$\lg A = -\frac{8800}{4,57T} + 2,32. \quad (3.11)$$

Для низькотемпературних каталізаторів в інтервалі температур 200 - 300 °C[3]:

$$\lg k_c = \frac{8250}{4,57T} + 4,75; \quad (3.12)$$

$$\lg A = -\frac{4635}{4,57T} + 1,93. \quad (3.13)$$

В достатньо широких межах, в тому числі включаючи умови промислової експлуатації каталізаторів, швидкість реакції задовільно описується рівнянням 3.9 першого порядку відносно CO:

$$r = k_c p_{\text{CO}}. \quad (3.14)$$

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		23

При проведенні процесу в промислових умовах на цілих гранулах ката- лізатору реакція протікає в області внутрішньої дифузії. Ефективний коефіці- ент дифузії CO в порах залізно-хромових каталізаторів при 450 °С дорівнює 0,033 см³/с[3], а для низько-температурного при 225-250 °С – 0,01-0,012 см³/с.

Для визначення необхідної кількості каталізатору і вибору оптимальних умов проводять розрахунок реактору за математичною моделлю, послідовно розглядаючи стадії процесу від елементарного акту до конверсії у всьому об'ємі апарату.

В результаті досліджень[5] було встановлено, що зі збільшенням конче- нтрації CO₂ у вихідному газі від 19 до 47,5 % об'ємних, значно зменшується швидкість реакції при постійному часі контактування для усіх температур. Отже, як і у випадку залізно-хромового каталізатору, вуглекислота гальмує швидкість прямої реакції і на низькотемпературному каталізаторі, а гальму- юча дія зменшується не з підвищенням температури, як це спостерігалось на каталізаторі, а з пониженням. Було також встановлено, що водень і водяна пара проявляють таку ж дію на процес конверсії, як на залізно-хромовому ка- талізаторі, оскільки при різних концентраціях у початковому газі вище згада- них компонентів швидкість реакції при постійному часі контактування не змі- нюється, і по цим компонентам реакція має нульовий порядок.

4 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ВИРОБНИЦТВА

Технологічна схема являє собою двоступеневу конверсію СО: І стадія – на середньо температурному залізно-хромовому каталізаторі, ІІ стадія – на низько температурному цинково-мідному каталізаторі. Зображена на кресленні ХН 2207 1440 001 ТС.

Газ після котлів-утилізаторів конверсії метану з температурою ~ 400 °С і співвідношенням пара : газ = 0,56-0,66, поступає в конвертор 1, де на середньо температурному каталізаторі вміст СО знижується з 12-13 %об. на вході до залишкового вмісту на виході не більше 4 %об. Далі конвертована паро-газова суміш з температурою ~ 440 °С поступає в котел-утилізатор 2, де охолоджується до температури 330 °С. котел 2 виробляє пар під тиском 10,6-11,0 МПа, має спільний парозбірник з котлами-утилізаторами конверсії метану. Далі конвертована парогазова суміш направляється в 3, де охолоджується до 200-240 °С неочищеною АВС, яка надходить на метанування, і поступає в конвертор 4 з об'ємним співвідношенням пара : газ = 0,43-0,54.

Температуру конвертованої парогазової суміші перед конвертором 4 регулюють подачею частини газу по байпасу мимо котла-утилізатора 2 і зміною температури неочищеної АВС, яка надходить на метанування, за рахунок подачі частини газу по байпасу мимо підігрівача 3. В конвекторі 4 на низько температурному каталізаторі відбувається глибоке очищення водяним паром до залишкового вмісту СО не більше 0,65 %об.

Конвертований газ з конвертора 4 з температурою ~ 260 °С проходить вузол охолодження 5, де в результаті вприску газового конденсату насосом 6 з сепаратора 8 охолоджується до температури не вище 180 °С і поступає на випарники розчину моноетаноламіну 7 охолоджуючись до температури не нижче 140 °С. В генераторах-ректифікаторах 9 водо-аміачної абсорбційної холодильної установки відбувається охолодження газу до температури не нижче 123 °С, в генераторах-ректифікаторах 11 до температури не нижче 107 °С. по-

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		25

тім в підігрівачі неочищеної АВС 13 температура знижується до 100 °С, за рахунок чого нагрівається суміш, яка надходить на метанування. Заключне охолодження конвертованого газу перед абсорбером МЕАО до температури не вище 50 °С відбувається в повітряному холодильнику 14.

Газовий конденсат, утворений під час охолодження газу, відділяється в сепараторах 8, 10, 12, 15 і направляється на установку розгонки, в якій від нього відділяється основа кількості розчинених газів і далі скидається в хімічну каналізацію. Залишковий газ направляють на спалювання в топку вогневого підігрівача сірко-очищення.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						26
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

5 ВИЗНАЧЕННЯ ВИТРАТНИХ КОЕФІЦІЄНТІВ З СИРОВИНИ, НАПІВПРОДУКТІВ, ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ ТА ЕНЕРГЕТИЧНИХ НОСІЇВ.

5.1 Матеріальні розрахунки

5.1.1 Розрахунок середньо-температурної конверсії

Вихідні дані:

продуктивність за NH_3 , $R = 1500$ т/добу;

концентрація в сухому газі на вході, об'ємна частка:

$$\text{CO:} \quad m_{\text{CO}}^0 = 0,1199;$$

$$\text{CO}_2: \quad m_{\text{CO}_2}^0 = 0,0775;$$

$$\text{H}_2: \quad m_{\text{H}_2}^0 = 0,5693;$$

співвідношення пара/газ на вході $N = 0,588$;

температура на вході $T_1 = 643$ К;

кінцевий ступінь конверсії $X_k = 0,698$;

ступінь використання поверхні каталізатора $\delta = 0,5$;

коефіцієнт запасу $Z = 2$; тиск процесу $P_0 = 30$ атм;

кількість кроків інтегрування 20.

Розрахунки виконаний за методикою наведеною в [4].

Концентрації компонентів в парогазовій суміші, об'ємна частка:

$$N_{\text{CO}}^0 = \frac{m_{\text{CO}}^0}{1+N} = \frac{0,1199}{1+0,588} = 0,0755; \quad (5.1)$$

$$N_{\text{H}_2\text{O}}^0 = \frac{N}{1+N} = \frac{0,588}{1+0,588} = 0,3703; \quad (5.2)$$

$$N_{\text{CO}_2}^0 = \frac{m_{\text{CO}_2}^0}{1+N} = \frac{0,0775}{1+0,588} = 0,0488; \quad (5.3)$$

$$N_{\text{H}_2}^0 = \frac{m_{\text{H}_2}^0}{1+N} = \frac{0,5693}{1+0,588} = 0,3585; \quad (5.4)$$

Решта – азот.

Коефіцієнт адіабатичного розігріву λ :

$$\lambda = \frac{q \cdot N_{\text{CO}}^0}{\bar{c}_p}, \quad (5.5)$$

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						27
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

де q - тепловий ефект реакції, $q = 41200$ Дж/моль;

C_p - середня теплоємність суміші[3], $C_p = 31,4$ Дж/(моль·К);

$$\lambda = \frac{41200 \cdot N_{CO}^0}{31,4} = \frac{41200 \cdot 0,0755}{31,4} = 99,12. \quad (5.6)$$

Крок інтегрування $H = x_K/20 = 0,698/20 = 0,0349$.

Температура на виході з кожної ділянки згідно з адіабатичним законом:

$$T = T_1 + \lambda \cdot x \quad (5.7)$$

Константа рівноваги:

$$\lg K_p = \frac{2217,5}{T} + 0,297 \cdot \lg T + 0,0003525 \cdot T - 5,08 \cdot 10^{-8} \cdot T^2 - 3,26. \quad (5.8)$$

Десятковий логарифм константи рівноваги $\lg K_p = 1,21$ при 643 К, тоді константа рівноваги $K_p = 10^{\lg K_p} = 16,28$.

Співвідношення:

$$\text{пара/CO} \quad n_1 = \frac{N}{m_{CO}^0} = \frac{0,588}{0,1199} = 4,9; \quad (5.9)$$

$$\text{CO}_2/\text{CO} \quad n_2 = \frac{m_{CO_2}^0}{m_{CO}^0} = \frac{0,0775}{0,1199} = 0,646; \quad (5.10)$$

$$\text{H}_2/\text{CO} \quad n_3 = \frac{m_{H_2}^0}{m_{CO}^0} = \frac{0,5693}{0,1199} = 4,745; \quad (5.11)$$

Рівняння швидкості конверсії CO:

$$\frac{dx}{d\tau} = \frac{K}{\sqrt{P_0 \cdot N_{CO}^0}} \cdot \frac{x_p - X_K}{\sqrt{n_2 + X_K}}. \quad (5.12)$$

Рівняння вирішуємо відносно τ методом числового інтегрування, при цьому температура вздовж шару каталізатора змінюється за адіабатичним законом:

$$x_p = \frac{K_p \cdot (1+n_1) + n_2 + n_3 - \sqrt{[K_p \cdot (1+n_1) + n_2 + n_3]^2 + 4 \cdot (K_p - 1) \cdot (n_2 \cdot n_3 - K_p \cdot n_1)}}{2 \cdot (K_p - 1)} \quad (5.13)$$

Константа швидкості:

$$K = e^{(17,397 - \frac{10093,93}{T})} \quad (5.14)$$

$$F = \frac{\sqrt{P_0 \cdot N_{CO}^0} \cdot \sqrt{n_2 + X_K}}{(x_p - X_K) \cdot X_K} \quad (5.15)$$

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		28

Час контакту:

$$\tau = F \cdot H \quad (5.16)$$

Знайдемо X для кожної ділянки збільшуючи його у кожному кроці на крок інтегрування. По цих значеннях знайдемо T, lgK_p, K_p, x_p, K, F і час контакту. Результати обрахунку зведемо до таблиці 5.1.

Таблиця 5.1 – Результати інтегрування методом прямокутників

№	x	T	lgK_p	K_p	x_p	K	F	τ
1	0,0349	646,5	1,21	16,28	0,870	5,947	0,250	0,000692
2	0,0698	649,9	1,20	15,67	0,866	6,462	0,248	0,00137
3	0,1047	653,4	1,18	15,09	0,861	7,016	0,246	0,00204
4	0,1396	656,8	1,16	14,54	0,857	7,610	0,244	0,002706
5	0,1745	660,3	1,15	14,01	0,852	8,249	0,244	0,003375
6	0,2094	663,8	1,13	13,51	0,847	8,933	0,244	0,004056
7	0,2443	667,2	1,11	13,03	0,843	9,665	0,246	0,004757
8	0,2792	670,7	1,10	12,57	0,838	10,450	0,248	0,005491
9	0,3141	674,1	1,08	12,14	0,833	11,289	0,252	0,006272
10	0,349	677,6	1,07	11,72	0,828	12,186	0,257	0,00712
11	0,3839	681,1	1,05	11,32	0,823	13,143	0,265	0,008059
12	0,4188	684,5	1,04	10,94	0,818	14,166	0,275	0,009127
13	0,4537	688,0	1,02	10,58	0,813	15,256	0,288	0,010372
14	0,4886	691,4	1,01	10,23	0,807	16,418	0,306	0,01187
15	0,5235	694,9	1,00	9,90	0,802	17,656	0,331	0,013739
16	0,5584	698,3	0,98	9,58	0,797	18,973	0,365	0,016177
17	0,5933	701,8	0,97	9,28	0,791	20,374	0,415	0,019542
18	0,6282	705,3	0,95	8,98	0,786	21,863	0,493	0,024559
19	0,6631	708,7	0,94	8,70	0,780	23,445	0,627	0,032952
20	0,698	712,2	0,93	8,44	0,775	25,124	0,905	0,050091

Знайдемо загальний час контакту в реакторі:

$$\tau = \sum \tau_i = 0,2344 \text{ с.} \quad (5.17)$$

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						29
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Витрата парогазової суміші:

$$R_k = \frac{R \cdot (1+N) \cdot 2240}{24 \cdot 3600 (m_{H_2}^0 + m_{CO}^0 \cdot X_k)} = 94,57 \text{ нм}^3/\text{с}. \quad (5.18)$$

Об'єм каталізатора:

$$V_{kat} = \tau \cdot R_k \cdot Z / \delta = 0,2344 \cdot 94,57 \cdot 2 / 0,5 = 86,66 \text{ м}^3. \quad (5.19)$$

5.1.2 Розрахунок низько-температурної конверсії

Вихідні дані:

продуктивність за NH_3 , $R = 1500 \text{ т/добу}$;

концентрація в сухому газі на вході, об'ємна частка:

$$\text{CO:} \quad m_{CO}^0 = 0,03343;$$

$$\text{CO}_2: \quad m_{CO_2}^0 = 0,1487;$$

$$\text{H}_2: \quad m_{H_2}^0 = 0,60253;$$

співвідношення пара/газ на вході $N = 0,465$;

температура на вході $T_1 = 498 \text{ К}$;

кінцевий ступінь конверсії $X_k = 0,853$;

ступінь використання поверхні каталізатора $\delta = 0,5$;

коефіцієнт запасу $Z = 2$; тиск процесу $P_0 = 30 \text{ атм}$;

кількість кроків інтегрування 20.

Розрахунки виконаний за методикою наведеною в [4].

Концентрації компонентів в парогазовій суміші, об'ємна частка:

$$N_{CO}^0 = \frac{m_{CO}^0}{1+N} = \frac{0,03343}{1+0,465} = 0,0228; \quad (5.20)$$

$$N_{H_2O}^0 = \frac{N}{1+N} = \frac{0,465}{1+0,465} = 0,3175; \quad (5.21)$$

$$N_{CO_2}^0 = \frac{m_{CO_2}^0}{1+N} = \frac{0,1487}{1+0,465} = 0,1015; \quad (5.22)$$

$$N_{H_2}^0 = \frac{m_{H_2}^0}{1+N} = \frac{0,6025}{1+0,465} = 0,4112. \quad (5.23)$$

Решта – азот.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		30

Коефіцієнт адіабатичного розігріву λ :

$$\lambda = \frac{41200 \cdot N_{CO}^0}{31,4} = \frac{41200 \cdot 0,0228}{31,4} = 29,93. \quad (5.24)$$

Крок інтегрування $H = x_k/20 = 0,853/20 = 0,04265$.

Температура на виході з кожної ділянки згідно з адіабатичним законом:

$$T = T_1 + \lambda \cdot x \quad (5.25)$$

Константа рівноваги:

$$\lg K_p = \frac{2217,5}{T} + 0,297 \cdot \lg T + 0,0003525 \cdot T - 5,08 \cdot 10^{-8} \cdot T^2 - 3,26. \quad (5.26)$$

Знайдемо X для кожної ділянки збільшуючи його у кожному кроці на крок інтегрування. По цих значеннях знайдемо $T, \lg K, \lg A, \lg K_p, K_p, L_1, L_2$ і час контакту. Результати обрахунку зведемо до таблиці 5.2.

$$\lg K = -\frac{8250}{4,57T} + 4,75; \quad (5.27)$$

$$\lg A = -\frac{4695}{4,57T} + 1,93; \quad (5.28)$$

$$\lg K_p = \frac{2217,5}{T} + 0,297 \cdot \lg T + 0,0003525 \cdot T - 5,08 \cdot 10^{-8} \cdot T^2 - 3,26. \quad (5.29)$$

$$L_1 = N_{CO}^0 \cdot (A \cdot (N_{H_2O}^0 - N_{CO}^0 \cdot x) + (N_{CO_2}^0 + N_{CO}^0 \cdot x)); \quad (5.30)$$

$$L_2 = K \cdot (N_{CO}^0 \cdot (1 - x) \cdot (N_{H_2O}^0 - N_{CO}^0 \cdot x) - (N_{CO_2}^0 + N_{CO}^0 \cdot x) \cdot (N_{H_2}^0 + N_{CO}^0 \cdot x)/K_p) \quad (5.31)$$

$$F = \frac{L_1}{L_2}; \quad (5.32)$$

$$\tau = F \cdot H \quad (5.33)$$

Таблиця 5.2 – Результати інтегрування методом прямокутників

№	x	T	$\lg K$	$\lg A$	$\lg K_p$	L_1	L_2	F	τ
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	0,04265	499,3	1,13	-0,13	2,15	0,0077	0,0901	0,0857	0,000248
2	0,0853	500,6	1,14	-0,12	2,14	0,0078	0,0873	0,0893	0,000516
3	0,12795	501,8	1,15	-0,12	2,12	0,0079	0,0844	0,0932	0,000808
4	0,1706	503,1	1,16	-0,11	2,11	0,0079	0,0813	0,0976	0,001129
5	0,21325	504,4	1,17	-0,11	2,10	0,0080	0,0780	0,1026	0,001483
6	0,2559	505,7	1,18	-0,10	2,09	0,0081	0,0746	0,1082	0,001877
7	0,29855	506,9	1,19	-0,10	2,08	0,0081	0,0710	0,1147	0,00232

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
8	0,3412	508,2	1,20	-0,09	2,07	0,0082	0,0673	0,1221	0,002823
9	0,3838	509,5	1,21	-0,09	2,06	0,0083	0,0634	0,1307	0,0034
10	0,4265	510,8	1,22	-0,08	2,05	0,0084	0,0594	0,1409	0,004071
11	0,4692	512,0	1,22	-0,08	2,04	0,0084	0,0551	0,1530	0,004864
12	0,5118	513,3	1,23	-0,07	2,03	0,0085	0,0507	0,1678	0,005819
13	0,5544	514,6	1,24	-0,07	2,02	0,0086	0,0461	0,1861	0,006992
14	0,5971	515,9	1,25	-0,06	2,01	0,0086	0,0413	0,2094	0,008474
15	0,6397	517,2	1,26	-0,06	2,00	0,0087	0,0363	0,2401	0,01041
16	0,6824	518,4	1,27	-0,05	1,99	0,0088	0,0311	0,2823	0,013056
17	0,725	519,7	1,28	-0,05	1,98	0,0089	0,0258	0,3440	0,016901
18	0,7677	521,0	1,28	-0,04	1,97	0,0089	0,0202	0,4425	0,023021
19	0,8103	522,3	1,29	-0,04	1,96	0,0090	0,0144	0,6250	0,034318
20	0,853	523,5	1,30	-0,03	1,95	0,0091	0,0084	1,0778	0,062299

Знайдемо загальний час контакту в реакторі:

$$\tau = \sum \tau_i = 0,2048 \text{ с.} \quad (5.34)$$

Витрата парогазової суміші:

$$R_K = 94,57 \text{ нм}^3/\text{с.} \quad (5.35)$$

Об'єм каталізатора:

$$V_{kat} = \tau \cdot R_K \cdot Z/\delta = 0,2048 \cdot 94,57 \cdot 2/0,5 = 77,48 \text{ м}^3. \quad (5.36)$$

5.1.3 Матеріальні баланси

Для розрахунку об'ємних витрат по компонентах у приході на середньо-температурну конверсію використовують загальну формулу:

$$V_i = R \cdot C_i, \quad (5.37)$$

де R – витрата газу, $\text{нм}^3/\text{с}$;

C_i – концентрація компонента в цьому газі, об. частки.

Для вологого газу у цю формулу підставляємо R_K , а для сухого – R_2 , при цьому значення R_2 знаходимо із системи рівнянь:

$$\left\{ \begin{array}{l} N = \frac{R_{H_2O}}{R_2} \end{array} \right. \quad (5.38)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} R_K = R_{H_2O} + R_2 \end{array} \right. \quad (5.39)$$

Звідки $R_2 = R_K - R_{H_2O}$ при цьому:

$$R_{H_2O} = \frac{R_K \cdot N}{1+N} = 0,588 \cdot \frac{94,57}{1+0,588} = 35,02 \text{ нм}^3;$$

$$R_2 = 94,57 - 35,02 = 59,55 \text{ нм}^3.$$

Виводимо формули для сухого газу в статті приходу:

$$V_{CO}^0 = R_2 \cdot m_{CO}^0;$$

$$V_{CO_2}^0 = R_2 \cdot m_{CO_2}^0;$$

$$V_{H_2}^0 = R_2 \cdot m_{H_2}^0;$$

$$V_{H_2O}^0 = R_2 \cdot m_{H_2O}^0;$$

$$V_{N_2}^0 = 1 - (m_{CO}^0 + m_{CO_2}^0 + m_{H_2}^0 + m_{H_2O}^0).$$

Для вологого газу:

$$V_{CO}^0 = R_K \cdot N_{CO}^0;$$

$$V_{CO_2}^0 = R_K \cdot N_{CO_2}^0;$$

$$V_{H_2}^0 = R_K \cdot N_{H_2}^0;$$

$$V_{H_2O}^0 = R_K \cdot N_{H_2O}^0.$$

$$V_{N_2}^0 = 1 - (N_{CO}^0 + N_{CO_2}^0 + N_{H_2}^0 + N_{H_2O}^0).$$

Розрахунок об'ємів газу у статті витрат:

$$V_{CO}^K = V_{CO}^0 - V_{CO}^0 \cdot x_K;$$

$$V_{CO_2}^K = V_{CO_2}^0 + V_{CO}^0 \cdot x_K;$$

$$V_{H_2}^K = V_{H_2}^0 + V_{CO}^0 \cdot x_K;$$

$$V_{H_2O}^K = V_{H_2O}^0 - V_{CO}^0 \cdot x_K;$$

Для низько-температурної конверсії формули для розрахунків матеріального балансу аналогічні. Результати розрахунку зведемо до таблиць 5.3, 5.4 та 5.6 для середньо- та низько-температурної конверсії СО відповідно.

Таблиця 5.3 – Матеріальний баланс приходу СТК

Прихід						
Компонент	нм ³ сух.	% об. вол.	нм ³ сух.	% об. сух.	кг/с	% мас.
СО	7,14	7,55	7,14	12,00	8,93	13,42
СО ₂	4,61	4,88	4,61	7,75	9,06	13,62
Н ₂	33,90	35,85	33,90	56,93	3,03	4,55
Н ₂	13,89	14,69	13,89	23,33	17,37	26,11
Н ₂ О	35,02	37,03			28,14	42,30
Всього	94,57	100	59,56	100	66,53	100

Таблиця 5.4 – Матеріальний баланс витрати СТК (приходу НТК)

Витрата						
Компонент	нм ³ сух.	% об. вол.	нм ³ сух.	% об. сух.	кг/с	% мас.
СО	2,16	2,28	2,16	3,34	2,70	4,05
СО ₂	9,60	10,15	9,60	14,88	18,86	28,35
Н ₂	38,89	41,12	38,89	60,25	3,47	5,22
Н ₂	13,89	14,69	13,89	21,53	17,37	26,11
Н ₂ О	30,03	31,75			24,13	36,27
Всього	94,57	100	64,54	100	66,53	100

Таблиця 5.5 – Матеріальний баланс витрати НТК

Витрата						
Компонент	нм ³ сух.	% об. вол.	нм ³ сух.	% об. сух.	кг/с	% мас.
СО	0,32	0,34	0,32	0,48	0,40	0,60
СО ₂	11,44	12,10	11,44	17,24	22,48	33,78
Н ₂	40,73	43,07	40,73	61,36	3,64	5,47
Н ₂	13,89	14,69	13,89	20,93	17,37	26,11
Н ₂ О	28,19	29,81			22,65	34,05
Всього	94,57	100	66,38	100	66,53	100

5.2 Розрахунок енергетичного (теплого) балансу виробництва

Вихідні дані:

температура на виході з СТК $T_K = 712$ К;температура на виході з НТК $T_K = 523,5$ К;середня теплоємність суміші $c_p = 31,4$ Дж/(моль·К);

Теплоємності компонентів газової суміші наведені в таблиці 5.6.

Таблиця 5.6 – Теплоємності компонентів

Компонент	c_p , кДж/(кг·град)
CO	1,23
CO ₂	1
H ₂	14,26
N ₂	1,05
H ₂ O	2,14

Тепловий баланс реакторів конверсії CO(за середньою теплоємністю суміші):

$$\frac{V_{\text{п}} \cdot c_p \cdot T_{\text{п}}}{22,4} + \frac{q \cdot V_{\text{CO}}^{\text{реар}}}{22,4} = \frac{V_{\text{к}} \cdot c_p \cdot T_{\text{к}}}{22,4} \quad (5.40)$$

Звідки:

$$T_{\text{п}} = \frac{\frac{V_{\text{к}} \cdot c_p \cdot T_{\text{к}}}{22,4} - \frac{q \cdot V_{\text{CO}}^{\text{реар}}}{22,4}}{\frac{V_{\text{п}} \cdot c_p}{22,4}} \quad (5.41)$$

Фізичну теплоту кожного з компонентів знайдемо за формулою:

$$Q_i = c_{pi} \cdot G_i \cdot T \quad (5.42)$$

Для розрахунку СТК приймемо початкову температуру 370 °С, НТК – 225 °С. Тоді для CO (СТК):

$$Q_{\text{CO}} = c_{\text{рCO}} \cdot G_{\text{CO}} \cdot T = 1,23 \cdot 2,46 \cdot 370 = 7085 \text{ кДж.}$$

Аналогічно розрахуємо для всіх компонентів.

Кількість виділеної теплоти в ході реакції СТК:

$$Q_{\text{реакції}}^{\text{СТК}} = \frac{q \cdot V_{\text{CO}}^{\text{реар}}}{22,4} = 41200 \cdot \frac{4,98}{22,4} = 9172,1 \text{ кДж/с,} \quad (5.35)$$

де q – тепловий ефект реакції, 41200 кДж/кмоль;

$V_{\text{CO}}^{\text{реар}}$ – об'єм CO, який вступив в реакцію, м³/с.

Результати розрахунку представимо в таблиці 6.2.

Оскільки в пункті 5.1 було розраховано кінцеву температуру суміші (таблиця 5.1), варто перевірити початкову температуру:

$$T_{\text{п}} \cdot \sum(c_{pi} \cdot G_i) + \frac{q \cdot V_{\text{CO}}^{\text{реар}}}{22,4} = \sum Q_i^{\text{витр.}} \quad (5.43)$$

Таблиця 5.7 – Тепловий баланс СТК

Прихід		Витрата	
Компонент	кДж/с	Компонент	кДж/с
CO	4064,3	CO	1456,3
CO ₂	3353,9	CO ₂	8279,5
H ₂	15970,9	H ₂	21736,6
N ₂	6747,3	N ₂	8005,5
H ₂ O	22281,1	H ₂ O	22671,6
Q _{реакції}	9172,1		
Всього	61589,5	Всього	62149,6

$$T_{\Pi} = \frac{\sum Q_i^{\text{вitr.}} - \frac{q \cdot V_{\text{CO}}^{\text{реар}}}{22,4}}{\sum (c_{pi} \cdot G_i)} = \frac{62149 - 41200 \cdot 4,98/22,4}{166,5} = 372 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Початкова температура 372 °С, не дуже відрізняється від прийнятого значення 370 °С, тепловий баланс вірний.

Аналогічно складемо тепловий баланс СТК (таблиця 5.8). Прийнята температура – 225 °С. Розрахована $T_{\Pi} = 225,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

$$Q_{\text{реакції}}^{\text{НТК}} = \frac{q \cdot V_{\text{CO}}^{\text{реар}}}{22,4} = 41200 \cdot \frac{1,84}{22,4} = 3385,1 \text{ кДж/с};$$

Таблиця 5.8 – Тепловий баланс НТК

Прихід		Витрата	
Компонент	кДж/с	Компонент	кДж/с
CO	746,4	CO	122,2
CO ₂	4243,5	CO ₂	5630,0
H ₂	11140,6	H ₂	12990,2
N ₂	4103,1	N ₂	4568,1
H ₂ O	11619,8	H ₂ O	12143,9
Q _{реакції}	3385,1		
Всього	35238,5	Всього	35454,4

5.3 Розрахунок витратних коефіцієнтів

Витратні коефіцієнти складемо на 1 т NH₃.

Продуктивність за NH₃, R = 1500 т/добу. Звідки 1 т NH₃ буде отримано за 57,6 с.

Витратні коефіцієнти знайдемо за формулою:

$$V_i^k = V_i \cdot 57,6, \quad (5.44)$$

де V_i^k – витратний коефіцієнт і-го компоненту, нм³/т;

V_i – витрата і-го компоненту, нм³/с.

Результати обрахунку зведемо до таблиці 5.9, де 1 – прихід СТК, 2 – витрата СТК (прихід НТК), 3 – витрата НТК.

Таблиця 5.9 – Витратні коефіцієнти на 1 т NH₃

Компонент	Витратний коефіцієнт певної ділянки, нм ³ /т		
	1	2	3
CO	411,5	124,3	18,3
CO ₂	265,8	553,0	659,1
H ₂	1952,8	2240,0	2346,0
N ₂	800,3	800,3	800,3
H ₂ O	2017,1	1729,8	1623,8

5.4 Багатоваріантний розрахунок

Розрахунки розділу 5 запрограмовані в середовищі MS Excel. Для аналізу процесу необхідно змінити вихідну концентрацію CO: для першого варіанту – 13,34 % об. сух.; для другого варіанту – 6,68 % об. сух. Результати багатоваріантних розрахунків зведемо до: таблиць 5.10 - 5.14 для варіанту 1, і таблиць 5.16 - 5.19 для варіанту 2.

Таблиця 5.10 – Матеріальний баланс приходу СТК варіанту 1

Прихід						
Компонент	нм ³ сух.	% об. вол.	нм ³ сух.	% об. сух.	кг/с	% мас.
CO	7,94	8,40	7,94	13,34	9,92	14,81
CO ₂	4,54	4,80	4,54	7,63	8,92	13,31
H ₂	33,35	35,30	33,35	56,05	2,98	4,44
N ₂	13,67	14,47	13,67	22,97	17,08	25,49
H ₂ O	34,98	37,03			28,11	41,95
Всього	94,47	100	59,49	100	67,01	100

Таблиця 5.11 – Матеріальний баланс витрати СТК варіанту 1

Витрата						
Компонент	нм ³ сух.	% об. вол.	нм ³ сух.	% об. сух.	кг/с	% мас.
CO	2,40	2,54	2,40	3,69	3,00	4,47
CO ₂	10,08	10,67	10,08	15,50	19,80	29,55
H ₂	38,89	41,16	38,89	59,80	3,47	5,18
N ₂	13,67	14,47	13,67	21,02	17,08	25,49
H ₂ O	29,44	31,16			23,66	35,30
Всього	94,47	100	65,03	100	67,01	100

Таблиця 5.12 – Матеріальний баланс витрати НТК варіанту 1

Витрата						
Компонент	нм ³ сух.	% об. вол.	нм ³ сух.	% об. сух.	кг/с	% мас.
CO	0,35	0,37	0,35	0,53	0,44	0,66
CO ₂	12,13	12,83	12,13	18,08	23,82	35,54
H ₂	40,93	43,33	40,93	61,02	3,65	5,45
N ₂	13,67	14,47	13,67	20,37	17,08	25,49
H ₂ O	27,40	29,00			22,01	32,85
Всього	94,47	100	67,08	100	67,01	100

Кінцеві температури та об'єми каталізаторів варіанту 1:

$$T_{\text{кСТК}}^1 = 720 \text{ К};$$

$$T_{\text{кНТК}}^1 = 526,5 \text{ К};$$

$$V_{\text{кСТК}}^1 = 83,17 \text{ м}^3;$$

$$V_{\text{кНТК}}^1 = 79,55 \text{ м}^3;$$

Таблиця 5.13 – Тепловий баланс СТК варіанту 1

Прихід		Витрата	
Компонент	кДж/с	Компонент	кДж/с
CO	4515,9	CO	1618,1
CO ₂	3299,1	CO ₂	8692,4
H ₂	15709,9	H ₂	21736,6
N ₂	6637,0	N ₂	7874,7
H ₂ O	22257,6	H ₂ O	22225,4
Q _{реакції}	10191,4		
Всього	62610,8	Всього	62147,1

Таблиця 5.14 – Тепловий баланс НТК варіанту 1

Прихід		Витрата	
Компонент	кДж/с	Компонент	кДж/с
CO	829,3	CO	135,7
CO ₂	4455,1	CO ₂	5966,2
H ₂	11140,6	H ₂	13055,5
N ₂	4036,0	N ₂	4493,4
H ₂ O	11391,1	H ₂ O	11801,2
Q _{реакції}	3761,3		
Всього	35613,4	Всього	35452,0

Таблиця 5.15 – Матеріальний баланс приходу СТК варіанту 2

Прихід						
Компонент	нм ³ сух.	% об. вол.	нм ³ сух.	% об. сух.	кг/с	% мас.
CO	6,32	6,68	6,32	10,61	7,91	11,97
CO ₂	4,69	4,96	4,69	7,87	9,22	13,96
H ₂	34,47	36,41	34,47	57,82	3,08	4,66
N ₂	14,13	14,92	14,13	23,70	17,66	26,75
H ₂ O	35,06	37,03			28,17	42,66
Всього	94,68	100	59,62	100	66,03	100

Таблиця 5.16 – Матеріальний баланс витрати СТК варіанту 2

Витрата						
Компонент	нм ³ сух.	% об. вол.	нм ³ сух.	% об. сух.	кг/с	% мас.
CO	1,91	2,02	1,91	2,98	2,39	3,62
CO ₂	9,11	9,62	9,11	14,22	17,89	27,09
H ₂	38,89	41,08	38,89	60,73	3,47	5,26
N ₂	14,13	14,92	14,13	22,06	17,66	26,75
H ₂ O	30,64	32,37			24,62	37,29
Всього	94,68	100	64,03	100	66,03	100

Таблиця 5.17 – Матеріальний баланс витрати НТК варіанту 2

Витрата						
Компонент	нм ³ сух.	% об. вол.	нм ³ сух.	% об. сух.	кг/с	% мас.
CO	0,28	0,30	0,28	0,43	0,35	0,53
CO ₂	10,74	11,34	10,74	16,35	21,09	31,94
H ₂	40,52	42,80	40,52	61,71	3,62	5,48
N ₂	14,13	14,92	14,13	21,52	17,66	26,75
H ₂ O	29,01	30,64			23,31	35,31
Всього	94,68	100	65,66	100	66,03	100

Кінцеві температури та об'єми каталізаторів варіанту 2:

$$T_{\text{кСТК}}^2 = 704,2 \text{ К};$$

$$T_{\text{кНТК}}^2 = 520,6 \text{ К};$$

$$V_{\text{кСТК}}^2 = 95,98 \text{ м}^3;$$

$$V_{\text{кНТК}}^2 = 76,03 \text{ м}^3;$$

Таблиця 5.18 – Тепловий баланс СТК варіанту 2

Прихід		Витрата	
Компонент	кДж/с	Компонент	кДж/с
СО	3597,7	СО	1289,1
СО ₂	3410,5	СО ₂	7853,1
Н ₂	16240,6	Н ₂	21736,6
Н ₂	6861,2	Н ₂	8140,7
Н ₂ О	22305,4	Н ₂ О	23132,5
Q _{реакції}	8119,3		
Всього	60534,6	Всього	62152,1

Таблиця 5.19 – Тепловий баланс НТК варіанту 1

Прихід		Витрата	
Компонент	кДж/с	Компонент	кДж/с
СО	660,7	СО	108,1
СО ₂	4024,9	СО ₂	5282,7
Н ₂	11140,6	Н ₂	12922,8
Н ₂	4172,3	Н ₂	4645,2
Н ₂ О	11856,1	Н ₂ О	12498,0
Q _{реакції}	2996,5		
Всього	34851,2	Всього	35456,9

Результати оформимо у вигляді графіка залежності вихідної концентрації СО від вхідної (рис. 5.1). Очевидно, що підвищення вхідної концентрації СО порушить норму технологічного регламенту. В свою чергу, для приведення до норми концентрації СО, який порушить наступні процеси моноета-нол амінового очищення і метанування.

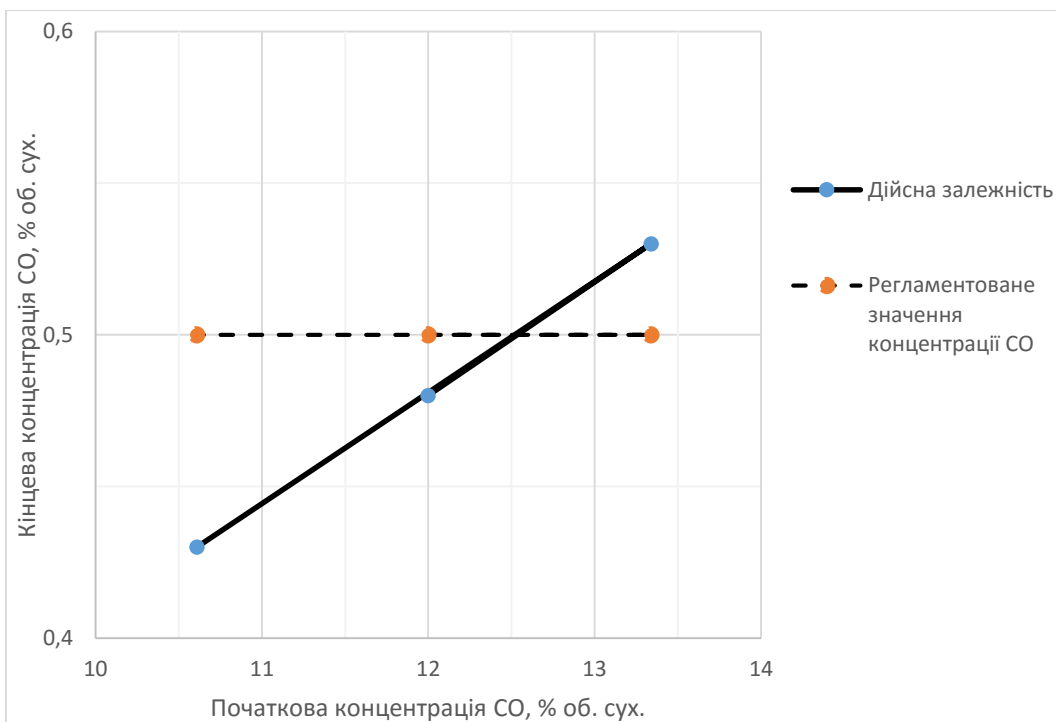


Рисунок 5.1 - Залежність кінцевої концентрації СО від вхідної

Для знешкодження негативного впливу великої вхідної концентрації СО, можна збільшити час контакту, шляхом збільшення об'єму каталізатору, що в свою чергу призведе до зміни обладнання, або змінювати об'ємність моноетанол амінової очистки. Обидва варіанти негативно відобразяться на економічній ситуації відділення – збільшення собівартості готової продукції, і як наслідок – ціни.

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ХН 2207 1440 000 ПЗ

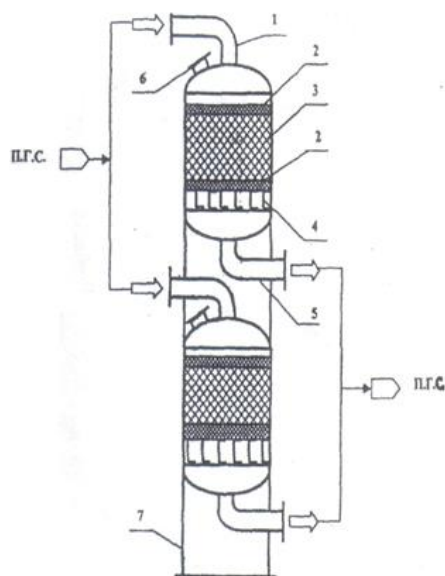
Арк.

41

6 ХАРАКТЕРИСТИКА ТЕХНОЛОГІЧНОГО ОБЛАДНАННЯ

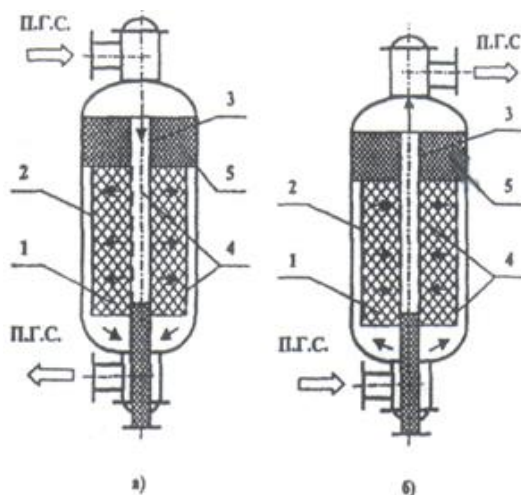
6.1 Розрахунок та вибір основного реактору

Основними реакторами являються середньо- та низько-температурні реактори конверсії СО. Основними різновидами реакторів є поличний (рис. 6.1) та радіальний (рис 6.2)[5].



1 – вхідний патрубок; 2 – шар поглиначів; 3 – каталізатор; 4 – опорна балка; 5 – вихідний патрубок; 6 – люк для завантаження каталізатора; 7 – опора

Рисунок 6.1 – Аксіальний реактор



1 – каталізатор; 2 – каталізаторна корзина; 3 – центральний трубопровід; 4 – каталізаторна решітка; 5 – затворний шар

Рисунок 6.2 – Радіальний реактор

Поличний (аксіальний) реактор є конструктивно простішим. До того ж є можливість завантаження шару адсорбенту (лобовий шар) для поглинання сірковмісних сполук. Саме тому ця конструкція застосовується на другому ступені конверсії, де завантажують низькотемпературний каталізатор НТК, який є чутливим до каталітичної отрути - сірковмісних сполук.

Перевагою радіальних конверторів є менший гідравлічний опір, що є пропорційним висоті (товщині) шару каталізатору і квадрату лінійної швидкості. Фіктивна лінійна швидкість (м/с) визначається діленням витрати газу (м³/с) на величину площі (м²), перпендикулярну потоку. Саме ця площа з геометричних причин є більшою для радіальних реакторів і при однаковій витраті парогазової суміші лінійна швидкість в цьому випадку є меншою, а гідравлічний опір, відповідно, значно меншим.

Обраний тип реактора середньо-температурної конверсії являється радіальний реактор. Технологічний газ через вхідний патрубок потрапляє до периферії реактору, піднімаючись догори, проходить через шар каталізатору потрапляючи у центральний патрубок. Звідси виводиться через вихідний патрубок.

Кінетичний розрахунок реактору (час контакту і необхідний об'єм каталізатора) виконаний у розділі 5. Для знаходження лінійної швидкості газу через шар каталізатору, необхідно привести витрату газу до робочих умов.

Робоча витрата газу R_r при $T_{\text{СТК}} = 643 \text{ K}$ і $P_{\text{СТК}} = 30 \text{ атм}$:

$$R_r = \frac{P_0 R_{\text{К}} T_{\text{СТК}}}{T_0 P_{\text{СТК}}} = \frac{1 \cdot 94,57 \cdot 643}{273 \cdot 30} = 7,43 \text{ м}^3/\text{с}, \quad (6.1)$$

де P_0 – стандартний тиск, атм;

T_0 – стандартна температура, К.

Для знаходження швидкості газу через шар каталізатору, необхідно знайти поверхню шару каталізатора. Для цього необхідно обрати діаметр внутрішнього трубопроводу. Згідно [5] рекомендований і стандартний діаметр – 600 мм, довжина $l_1 = 13 \text{ м}$. Об'єм такої труби:

$$V_1 = \pi r_1^2 l_1 = 3,14 \cdot 0,3^2 \cdot 13 = 3,674 \text{ м}^3, \quad (6.2)$$

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						43
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

де r_1 – діаметр внутрішньої труби, м.

З об'єму каталізатора і об'єму труби, знайдемо радіус шару каталізатору відносно центру труби, навколо неї:

$$r_{kat} = \sqrt{\frac{V_{kat} - V_1}{\pi \cdot l_1 / 1,3}} = \sqrt{\frac{86,66 - 3,674}{3,14 \cdot 13 / 1,3}} = 1,63 \text{ м}^2. \quad (6.3)$$

де $l_1 / 1,3$ – врахування відступу від нижньої межі обичайки реактору, м.

Поверхня S шару каталізатору:

$$S = \pi r h = 3,14 \cdot (1,63 - 0,3) \cdot 13 / 1,3 = 41,72 \text{ м}^2. \quad (6.4)$$

Фіктивна швидкість газу w' через шар каталізатору:

$$w' = \frac{R_r}{S} = \frac{7,43}{41,72} = 0,178 \text{ м/с}. \quad (6.5)$$

Для зменшення втрати напору і гідравлічного опору не слід робити простім між стінкою та шаром каталізатору досить малим. Діаметр шару каталізатору – 3,26 м. Отже діаметр самого апарату повинен бути більше хоча би на 0,5 м. Рекомендована товщина стінки – 90 мм.

Згідно з [5] обираємо реактор, який задовольняє всі вимоги:

- внутрішній діаметр 3,8 м;
- висота загальна 19,20 м;
- висота обичайки 13 м;
- висота шару загрузки 1,1 м;
- об'єм каталізаторної решітки 90,6 м³;
- об'єм поглиначів 0 м³;
- гідравлічний опір 0,007-0,01 МПа;
- продуктивність по сухому газу 192 525 м³/год;
- продуктивність по вологому газу 301 300 м³/год;
- маса реактору 411,7 т.

Рекомендованим реактором НТК до обраного реактору СТК є реактор з параметрами:

- внутрішній діаметр 3,8 м;
- висота з опорами 24,10 м;

- об'єм каталізаторної решітки 78,0 м³;
- об'єм поглиначів 0 м³;
- гідравлічний опір 0,025-0,1 МПа;
- продуктивність по сухому газу 209 402 м³/год;
- продуктивність по вологому газу 301 300 м³/год;
- маса реактору 287,2 т.

Конструкційні матеріали реакторів (масовий склад) для СТК і НТК відповідно:

- сталь легована 176 і 127,3 т;
- сталь карбонова 24,89 і 26,3 т;
- сталь нержавіюча 1,33 і 0,7 т;
- кільця Рашига 3,4 і 9 т;
- азбест 90 і 0 кг;
- поглинач каталізаторних отрут 0 і 14,4 т.

6.2 Розрахунок та вибір допоміжного технологічного обладнання

6.2.1 Котел-утилізатор

Котел-утилізатор встановлений після реактора СТК. Призначений для охолодження технологічного газу з 714 К до близько 598 К, а також для утворення пари для турбо-компресорів цеху.

Для розрахунку і вибору котла-утилізатора необхідно знайти середню теплоємність суміші C_p^{cp} :

$$C_p^{cp} = \sum C_i \cdot m_i = 6,83 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}, \quad (6.6)$$

де C_i – теплоємність і-го компонента (табл. 5.6), кДж/(кг·град);

m_i – мольна частка і-го компонента після СТК (табл.

Середня різниця температур в котлі-утилізаторі $\Delta T_{сер}$ визначається параметрами потоків води (пари) і газу.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		45

$$\begin{array}{ccc}
 439 & \xrightarrow{\text{газ}} & 325 \\
 321 & \xleftarrow{\text{вода}} & 100
 \end{array}$$

$$\Delta T_{\text{сер}} = \frac{\Delta T_1 + \Delta T_2}{2} = \frac{225 + 118}{2} = 171,5; \quad (6.7)$$

де ΔT_1 – різниця температур початкової газу і кінцевої пари;
 ΔT_2 – різниця температур кінцевої газу і початкової води (пари).

Витрата тепла Q (з урахування 5 % втрат):

$$Q = 1,05 \cdot G_1 \cdot c_1 \cdot (t_{1к} - t_{1п}) = 1,05 \cdot 64,54 \cdot 6,83 \cdot (439 - 325) = 52764 \text{ Вт/с.} \quad (6.8)$$

де G_1 – витрата технологічного газу, кг/с;

c_1 – теплоємність технологічного газу, кДж/(кг·град);

$t_{1к}, t_{1п}$ – кінцева та початкова температура технологічного газу відповідно; град.

Витрата води G_2 :

$$G_2 = \frac{Q}{1,05 \cdot c_2 \cdot (t_{2к} - t_{2п})} = \frac{52764}{1,05 \cdot 4,18 \cdot (321 - 100)} = 33,5 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \quad (6.9)$$

де G_2 – витрата живильної води в котел-утилізатор, кг/с;

c_2 – теплоємність живильної води, кДж/(кг·град);

$t_{2к}, t_{2п}$ – кінцева та початкова температура живильної води відповідно, град.

Необхідна площа теплообміну F в котлі-утилізаторі, м²:

$$F = \frac{Q}{K \Delta T_{\text{сер}}} = \frac{52764}{400 \cdot 171,5} = 769,2 \text{ м}^2 \quad (6.10)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі, згідно [7] 400 Вт/(м²·К) для системи теплообміну котла-утилізатора.

Обрано чотирисекційний КУ. Характеристики такого котла-утилізатора:

- площа поверхні теплообміну однієї секції 254 м²;
- кількість секцій 4;
- кількість труб однієї секції 24;
- максимальна продуктивність 400 000 нм³/год;
- робочий тиск до 4 МПа;

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						46
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- коефіцієнт тепловіддачі для економайзерної зони 5 700 Вт/(м²·К);
- коефіцієнт тепловіддачі для випарної зони 12 400 Вт/(м²·К);
- внутрішній діаметр газової труби 0,021 м;
- товщина стінки газової труби 0,0045 м;
- теплопровідність матеріалу стінки 16,86 Вт/(м²·К);
- термічний опір матеріалу стінки 0,00086 м²·К/Вт.

6.2.2 Нагрівач газу на метанування

Нагрівач встановлений після котла-утилізатора. Призначений для нагрівання технологічного газу, який поступає в метанатор.

Середня різниця температур в нагрівачі $\Delta T_{\text{сер}}$ визначається параметрами потоків газу з СТК і газу на метанування.

$$\begin{array}{ccc}
 325 & \xrightarrow{\text{газ}} & 225 \\
 200 & \xleftarrow{\text{газ}} & 40
 \end{array}$$

$$\Delta T_{\text{сер}} = \frac{\Delta T_1 + \Delta T_2}{2} = \frac{125 + 185}{2} = 155; \quad (6.11)$$

де ΔT_1 – різниця температур початкової газу СТК і кінцевої газу;

ΔT_2 – різниця температур кінцевої газу СТК і початкової газу.

Витрата тепла Q (з урахування 5 % втрат):

$$\begin{aligned}
 Q &= 1,05 \cdot G_1 \cdot c_1 \cdot (t_{1к} - t_{1п}) = 1,05 \cdot 64,54 \cdot 6,83 \cdot (325 - 225) = \\
 &= 46285 \text{ Вт/с}. \quad (6.12)
 \end{aligned}$$

де G_1 – витрата технологічного газу, кг/с;

c_1 – теплоємність технологічного газу, кДж/(кг·град);

$t_{1к}, t_{1п}$ – кінцева та початкова температура технологічного газу відповідно, град.

Витрата газу на метанування G_2 :

$$G_2 = \frac{Q}{1,05 \cdot c_2 \cdot (t_{2к} - t_{2п})} = \frac{46285}{1,05 \cdot 5,1 \cdot (200 - 40)} = 54 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \quad (6.13)$$

де G_2 – витрата газу в підігрівач, кг/с;

c_2 – теплоємність газу, кДж/(кг·град);

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						47
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$t_{2к}, t_{2п}$ – кінцева та початкова температура газу відповідно, град.

Необхідна площа теплообміну F в підігрівачі, m^2 :

$$F = \frac{Q}{K \Delta T_{сер}} = \frac{52764}{800 \cdot 171,5} = 373,3 \text{ м}^2 \quad (6.14)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі, згідно [7] 800 Вт/($m^2 \cdot K$) для системи теплообміну підігрівача.

Обрано пластинчастий теплообмінник з розбірними одинарними пластинами на двохопорній рамі. Характеристики такого теплообмінника:

- площа поверхні теплообміну однієї пластини 1,3 m^2 ;
- кількість пластин 308;
- робочий тиск до 4 МПа;
- пластини виконані зі сталей легованих титаном;
- максимальна різниця тисків між пластинами 0,6 МПа;
- габаритні розміри 3893x1150x2575 мм;
- маса теплообмінника 1537 кг;
- тепловий потік не менше 530 кВт/год;

Аналогічним способом можна розрахувати кип'ятильники розчину моноетаноламіну, випарники аміачної абсорбційної установки.

6.2.3 Повітряний холодильник

За продуктивністю і орієнтовною необхідною поверхнею теплообміну було обрано двосекційний, триходовий холодильник повітряного охолодження у комплекті з двома вентиляторами. Характеристики:

- поверхня теплообміну однієї секції 791 m^2 ;
- кількість труб на секцію 54 шт (D_y 38,1x6,35 мм);
- довжина труб 6196;
- об'єм однієї труби 0,07 m^3 ;
- робоча температура до 120 $^{\circ}C$;
- робочий тиск до 3,5 МПа;

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						48
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Вентилятор чотирилопатевий, з приводом від електродвигуна через ре-
мінну передачу. Характеристики:

- продуктивність 109,2 м³/с;
- потужність 15,1 кВт;
- частота обертання 3,45 с⁻¹;
- потужність електродвигуна 22 кВт;

6.2.4 Сепаратор

Сепаратор призначений для відділення газового конденсату від потоку технологічного газу. Було обрано простий і надійний інерційний сепаратор. Конструкція і хід газу по сепаратору зображені на рисунку 6.3.

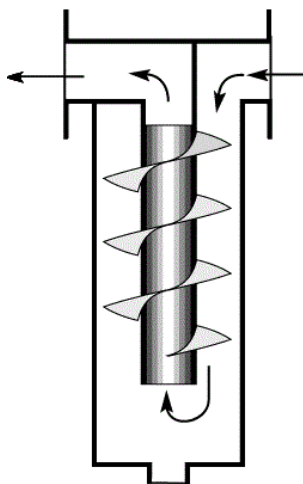


Рисунок 6.3 – Інерційний сепаратор

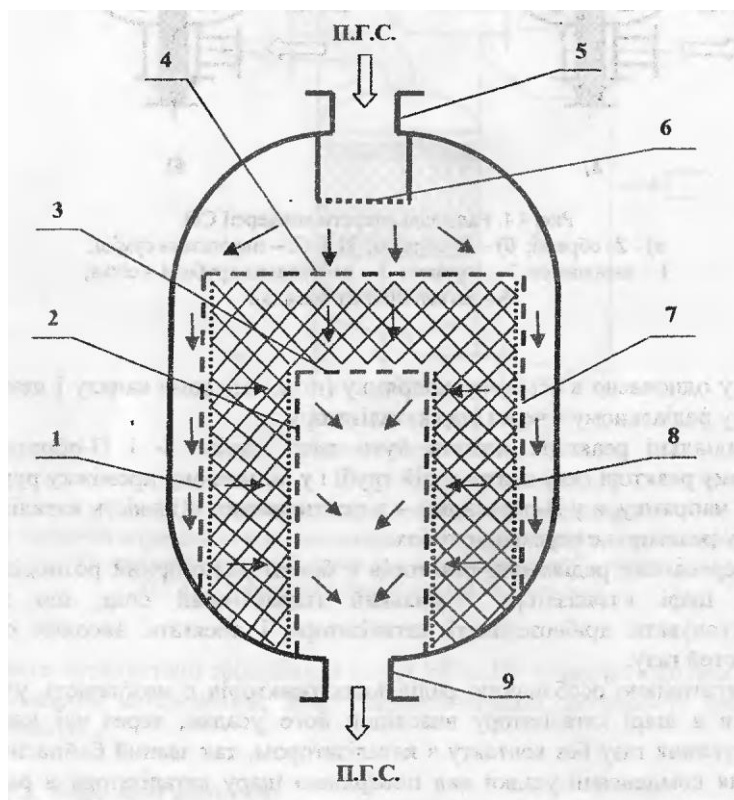
Характеристики сепаратору:

- допустимий тиск 3,5 МПа;
- внутрішній діаметр 2000 мм;
- довжина 4200 мм;
- товщина стінки корпусу 90 мм;
- робочий об'єм 52,75 м³.

6.3 Комбінований реактор

Інновацією проекту являється заміна традиційного радіального реактору на радіально-аксіальний. Такий реактор може замінити і аксіальний, бо він поєднує в собі переваги обох конструкцій: низький гідравлічний опір і виключають використання затворного шару.

Згідно [5], комбінований реактор має будову зображену на рисунку 6.4.



1 – зовнішня циліндрична стінка; 2 – внутрішня циліндрична стінка; 3 – нижня решітка; 4 – верхня решітка; 5 – вхідний штуцер; 6 – розподільна решітка; 7 – перфорована циліндрична пластина; 8 – дротова сітка; 9 – вихідний штуцер

Рисунок 6.4 – Комбінований реактор

Основним елементом комбінованого реактора є спеціальна конструкція каталізаторної корзини, яка включає в себе дві циліндричних стінки, вставлені одна в одну. Зовнішня стінка встановлена поряд з стінкою апарату, а друга внутрішня – у центральній частині апарату. Зверху циліндричні стінки каталізаторної корзини для утримання каталізатору вкриті кришками.

Кожна стінка включає в себе два елементи: спеціально профільовану і перфоровану пластини і дротову сітку. Перфорація зроблена таким чином,

щоб забезпечити оптимальний розподіл газу у товщині каталізатору, а за допомогою профілювання підтримується дротова сітка і утворюється простір між перфорованою пластиною і дротовою сіткою. Такий кільцевий проміжок між перфорованою пластиною і дротовою сіткою сприяє рівномірному розподілу газу. Паро-газова суміш подається у реактор через вхідний штуцер. Для рівномірного розподілу газу на вході встановлена розподільча решітка. Пусті простори ззовні циліндричних перфорованих стінок використовуються для того, щоб розподілити газ, який поступає в реактор, і зібрати конвертований газ який прореагував, перед тим як відправити його до вихідного штуцера.

Для підбору оптимальних габаритів каталізаторної корзини і габаритів реактору, запрограмуємо розрахунки в середовищі MS Excel за формулами:

$$V_{\text{ВН}}^{\text{кат}} = \pi r_1^2 h_1; \quad (6.15)$$

$$V_3^{\text{кат}} = V_{\text{ВН}}^{\text{кат}} + V_{\text{СТК}}^{\text{кат}}; \quad (6.16)$$

$$V_3^{\text{кат}} = \pi r_2^2 h_2 = \pi r_1^2 h_1 + V_{\text{СТК}}^{\text{кат}}; \quad (6.17)$$

$$r_2 = n r_1; \quad (6.18)$$

$$h_2 = n h_1; \quad (6.19)$$

$$n = \sqrt[3]{\frac{V_{\text{ВН}}^{\text{кат}} + V_{\text{СТК}}^{\text{кат}}}{\pi r_1^2 h_1}}; \quad (6.20)$$

де $V_{\text{ВН}}^{\text{кат}}$, $V_3^{\text{кат}}$ – об'єм циліндра внутрішньої і зовнішньої решіток відповідно, м³;

$V_{\text{СТК}}^{\text{кат}}$ – об'єм середньо-температурного каталізатору, м³;

r_1 , r_2 – відповідні радіуси циліндрів, м;

h_1 , h_2 – відповідні висоти циліндрів, м;

n – співвідношення розмірів циліндра.

Методом підбору було визначимо оптимальні параметри каталізаторних решіток. Результати зведемо до таблиці 6.1.

Таблиця 6.1 – Розміри комбінованого реактору

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						51
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Параметр, розмірність	Значення
Радіус внутрішнього циліндра корзини, м	1,3
Висота внутрішнього циліндра корзини, м	3,925
Радіус зовнішнього циліндра корзини, м	2,72
Висота зовнішнього циліндра корзини, м	5,25
Відступ розподільчої решітки від зовнішнього циліндра, м	1,5
Відступ від зовнішнього циліндра до стінки обичайки, м	1
Товщина дротової сітки, м	0,04
Товщина перфорованої пластини, м	0,12

Комбінований реактор виконано на кресленні ХН 2207 1440 003 СК.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		52

7 АВТОМАТИЧНЕ РЕГУЛЮВАННЯ ТА КОНТРОЛЬ ВИРОБНИЦТВА

Складність і висока швидкість протікання технологічних процесів у хімічній промисловості, їх чутливість до порушень режиму, а також підвищені вихово- та пожежонебезпечність і шкідливість умов роботи спричиняють підвищену увагу до питань автоматизації хіміко-технологічних процесів.

Автоматичні контроль та керування технологічними процесами забезпечують високу якість продукції, раціональне використання сировини, реагентів та енергії, подовження термінів міжремонтного періоду роботи устаткування, зменшення чисельності технічного персоналу.

7.1 Аналіз технологічного процесу як об'єкта автоматизації та обґрунтування задач автоматизації

На підставі аналізу особливостей технологічного процесу конверсії СО, його апаратурного оформлення та норм технологічного режиму(див. розділ 4) необхідно забезпечити такий рівень автоматизації виробництва:

- контроль, регулювання і сигналізація витрати нагнітача;
- контроль і регулювання витрати трубопроводів 1, 28, 29, 30, 31;
- контроль температури і регулювання витрати газової суміші перед апаратами 2 та у контурі видалення води.
- контроль концентрації СО перед контуром видалення води.

Параметри контролю та регулювання виробництва наведено у табл. 7.1.

Таблиця 7.1 – Параметри контролю та регулювання виробництвом

№ пор.	Назва стадії процесу (технологічний об'єкт), місце заміру параметра	Назва контрольованого чи регульованого параметра	Норми технологічного режиму та допустимі відхилення	Вимоги до рівня автоматизації (контроль, регулювання, сигналізація)
1	2	3	4	5
1	Трубопроводи 1, 28, 29, 30, 31	Витрата	95000 м ³ /год	контроль, регулювання
2	Нагнітач	Витрата		контроль, сигналізація

закінчення таблиці 7.1

1	2	3	4	5
3	Трубопровід перед апаратом 2	Температура	420 °C	контроль, регулювання
4	Трубопроводи перед апаратами 1, 3 та після 4	Температура	460, 220 і 260 °C	контроль
5	Трубопровід після 4	Концентрація	0,3 %	контроль
6	Трубопроводи сепараторів	Температура	180, 140, 123, 109 і 103 °C	контроль, регулювання

7.2 Опис розробленої схеми автоматизації

Для забезпечення нормальної роботи усього технологічного устаткування, збільшення продуктивності виробництва, підвищення якості продукту, стабілізації, контролю та реєстрації технологічних параметрів, а також мінімізації можливих помилок технологічного персоналу розроблено схему автоматизації, що призначена вирішувати всі ці завдання [8, 9, 10]. Схема автоматизації включає низку контурів автоматичного контролю та регулювання режимних параметрів технологічного процесу.

Для контролю температури азотно-водневої суміші на схемі розроблено контури 1, 10, 12, які складаються з первинних вимірювальних перетворювачів температури (поз.1-1), (10-1), (12-1), вторинних показувальних та реєструвальних приладів (1-2), (10-1), (12-1) [4, 5].

Контроль і регулювання витрати в трубопроводі з азотно-водневою сумішшю забезпечують контури 2, 3, 4, 5, 8, 9, 11, які складаються з первинних перетворювачів витрати (2-1), (3-1), (4-1), (5-1), (8-1), (9-1), (11-1), проміжних перетворювачів (2-2), (3-2), (4-2), (5-2), (8-2), (9-2), (11-2), вторинних показувальних та реєструвальних приладів (2-3), (3-3), (4-3), (5-3), (8-3), (9-3), (11-3), регулювальних блоків (2-4), (3-4), (4-4), (5-4), (8-4), (9-4), (11-4), пневматичних виконавчих механізмів (2-5), (3-5), (4-5), (5-5), (8-5), (9-5), (11-5).

Контури 6, 13, 14, 15, 16, 17 застосовують для контролю та регулювання температури в трубопроводі з азотно-водневою сумішшю. Контури містять первинні вимірювальні перетворювачі температури (6-1), (13-1), (14-1), (15-1),

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		54

(16-1), (17-1), вторинні показувальні і реєструвальні прилади із вбудованими пневматичними пропорційно-інтегральними регуляторами (6-2), (13-2), (14-2), (15-2), (16-2), (17-2), пневматичні виконавчі механізми (6-3), (13-3), (14-3), (15-3), (16-3), (17-3).

Контроль концентрації в трубопроводі з азотно-водневою сумішшю забезпечує контур 7, який складається з первинного перетворювача кондуктометричного аналізу (7-1), вторинного приладу кондуктометричного аналізу (7-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (7-3).

Контроль та сигналізація витрати в нагнітачі здійснюється магнітним пускачем безконтактним (МПП1), кнопкою запобіжного вимикання (SA1), постом управління кнопковим (SB1), (SB2), лампою сигнальною світлодіодною із червоним індикатором (HL1), лампою сигнальною світлодіодною із зеленим індикатором (HL2).

7.3 Висновки щодо поставлених задач автоматизації

У цьому розділі пояснювальної записки розроблено схему автоматизації відділення конверсії СО.

Представлена схема автоматизації технологічного процесу дає можливість контролювати витрату і температуру АВС на всій схемі; температуру і витрату вихідної води, що подається в котел-утилізатор; контролювати роботу приводу насосу.

Специфікація на використанні технічні засоби автоматизації наведена в додатку А.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		55

8 ЕКОНОМІКО-ОРГАНІЗАЦІЙНІ РОЗРАХУНКИ

8.1 Організаційна і виробнича підготовка

Конверсія СО є всього лише частиною масштабної схеми виробництва аміаку, але вимагає не меншого контролю і нагляду ніж будь-яка інша.

Розрахунки виконані за методикою наведеною в [11].

Необхідний склад персоналу для успішної роботи відділення:

- Власник (1 особа);
- Головний технолог (1 особа);
- Головний інженер (1 особа);
- Головний енергетик (1 особа);
- Головний бухгалтер (1 особа);
- Спеціаліст з підбору кадрів (1 особа);
- Начальник зміни (4 особи);
- Помічник начальника зміни (4 особи);
- Апаратник (8 осіб);
- ІТ-обслуговувач (4 особи);
- Охоронець (8 осіб);
- Інженер (16 осіб);
- Спеціаліст з автоматизації (1 особа);
- Прибиральниця (8 осіб).

Чергові медичні і пожежні працівники передбачені підприємством, на території якого буде розміщено відділення.

Явочна чисельність персоналу – оптимальна кількість працівників для задоволення потреб виробничого процесу. Режим роботи тризмінний для виробничого персоналу та однозмінний для управлінського. Склад виробничого персоналу однієї зміни: начальник зміни (1 особа), помічник начальника зміни (1 особа), апаратник (2 особи), ІТ-обслуговувач (1 особа), охоронець (2 особи),

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						56
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

інженери (4 особи), прибиральниця (2 особи). Графік роботи виробничого персоналу: 1а зміна з 0:00 до 8:00, 2а зміна з 8:00 до 16:00, 3я зміна з 16:00 до 24:00. Склад управлінського персоналу: виконавчий директор, головний технолог, головний інженер, головний енергетик, головний бухгалтер, спеціаліст з підбору кадрів, спеціаліст з автоматизації. Графік роботи управлінського персоналу – 1 зміна з 8:00 до 16:00. Тому, явочна чисельність виробничого персоналу – 39 осіб/добу, управлінського – 7 осіб/добу.

Чисельність за списком ($\text{Ч}_{\text{сп}}$) – явочна чисельність ($\text{Ч}_{\text{яв}}$) з урахуванням додаткової кількості персоналу для заміни відсутніх працівників з певних причин (відпустки, хвороба тощо).

$$\text{Ч}_{\text{сп}} = \text{Ч}_{\text{яв}} \cdot \text{К}_{\text{пер}} \quad (8.1)$$

$$\text{К}_{\text{пер}} = \text{T}_{\text{рік}} / \text{T}_{\text{прац}} \quad (8.2)$$

де $\text{К}_{\text{пер}}$ – коефіцієнт перерахунку;

$\text{T}_{\text{рік}}$ – річний робочий час підприємства, діб;

$\text{T}_{\text{прац}}$ – річний робочий час підприємства з урахуванням святкових вихідних, хвороб та відпусток.

Тому для виробничого персоналу:

$$\text{Ч}_{\text{сп}} = 39 \cdot \frac{365}{365-30-11} = 44 \quad (8.2)$$

Для управлінського персоналу:

$$\text{Ч}_{\text{сп}} = 7 \cdot \frac{365}{365-30-11} = 8 \quad (8.3)$$

Тривалість роботи підприємства $\text{T}_{\text{п}}$:

$$\text{T}_{\text{п}} = 365 \cdot 24 = 8760 \text{ год/рік} \quad (8.4)$$

Тривалість роботи працівника $\text{T}_{\text{пр}}$:

$$\text{T}_{\text{пр}} = \frac{365-11}{7} \cdot 40 - 11 \cdot 1 = 2012 \text{ год/рік} \quad (8.5)$$

Необхідна кількість бригад H_6 :

$$\text{H}_6 = \frac{\text{T}_{\text{п}}}{\text{T}_{\text{пр}}} = \frac{8760}{2012} = 4 \text{ бригади} \quad (8.6)$$

Графік змінності наведений в таблиці 8.1

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						57
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 8.1 – Графік змінності виробничого персоналу

Дні місяця	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
1	1	1	1	1	в	2	2	2	2	в	3	3	3	3	в	в	1	1	1	1	в	2	2	2	2	в	3	3	3	3	в
2	в	2	2	2	2	в	3	3	3	3	в	в	1	1	1	1	в	2	2	2	2	в	3	3	3	3	в	в	1	1	1
3	2	в	3	3	3	3	в	в	1	1	1	1	в	2	2	2	2	в	3	3	3	3	в	в	1	1	1	в	2	2	2
4	3	3	в	в	1	1	1	1	в	2	2	2	2	в	3	3	3	3	в	в	1	1	1	1	в	2	2	2	2	в	3

Згідно матеріальних і технологічних обрахунків розділу 5 було підібрано обладнання для забезпечення продуктивності $Q_{\text{п}} = 1500$ тон аміаку на добу.

Режим роботи відділення – безперервно 365 днів на рік. Технологічна схема виробництва вимагає певного технічного нагляду, ремонту і перезавантаження каталізатору. Оптимальним буде обрати літній період, бо нітратні добрива використовують для покращення росту стебла рослини, тому максимальний попит на продукцію в зимовий, осінній та весняний періоди. Графік запланованих ремонтних робіт відображений у таблиці 8.2.

Таблиця 8.2 – Календарний графік ремонтних робіт

Рік	1			2			3			4			5		
Місяць	червень	липень	серпень	червень	липень	серпень	червень	липень	серпень	червень	липень	серпень	червень	липень	серпень
Вид ремонту		П			П			П			П			К	К

Примітка: П – поточний ремонт, К – капітальний

Також необхідно врахувати непередбачувані обставини, проблеми з автоматизацією, теплообмінниками і насосом – усі можливі незаплановані

втрати виробничого часу. Згідно технологічного регламенту діючого підприємства[12] такі втрати складають близько 10 днів/рік. Тому, дійсний виробничий час T_d протягом 5 років складатиме:

$$T_d = 365 \cdot 5 - T_p - T_v = 365 \cdot 5 - 4 \cdot 30 - 1 \cdot 60 - 10 \cdot 5 = 1595 \text{ діб}; \quad (8.7)$$

де T_p – час ремонтних робіт, діб;

T_v – час втрат, діб.

Фактична кількість виробленої продукції цеху Q :

$$Q = T_d \cdot Q_n = 1595 \cdot 1500 = 2392500 \text{ т} \quad (8.8)$$

Згідно матеріального балансу розділу 5, за 1 секунду $6.827228 \text{ нм}^3 \text{ СО}$ перетворюється у такий же об'єм H_2 . Звідси загальний отриманий об'єм водню:

$$\begin{aligned} V_v &= 6,827228 \cdot 3600 \cdot 24 \cdot T_d = 6,827228 \cdot 3600 \cdot 24 \cdot 1595 = \\ &= 940846636 \text{ нм}^3 \end{aligned} \quad (8.9)$$

Технічний контроль – сукупність методів, заходів та засобів, які забезпечують відповідність якості продукції яка випускається вимогам стандартів і нормативів. Об'єктом технологічного контролю є технологічний процес. Контроль поділяють на вхідний, заключний, проміжний.

Вхідний контроль – перевірка якості продукції, що надходить до відділення, як сировини, тобто усіх компонентів газової суміші. Цей контроль проводиться газоаналізаторами. Процес занесення результатів контролю до електронного журналу автоматичний, і підтримується ІТ-обслуговувачем, який займається і утриманням сервера.

Проміжний контроль – це перевірка технологічної дисципліни при виконанні технологічного процесу. Виконується головним технологом, який веде журнал проміжного контролю вручну. Контроль засобів автоматизації здійснюється спеціалістом відповідної підготовки, результати якого заносяться до електронної бази відділення.

Заклучний контроль – це оцінка якості готової, тобто концентрація CO на виході зі схеми. Мета контролю – виявити брак (неповноту конверсії CO).

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						59
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Заключний контроль проводиться в автоматичному режимі газоаналізатором. Результати заключного контролю в автоматичному режимі заносять до електронного журналу, згідно якого оформляється паспорт на продукцію.

8.3 Основні фонди

Основні фонди та необхідні дані по ним наведені в таблиці 9.3. Амортизацію розраховано згідно з формулою 8.10:

$$A = \frac{\Phi_{\text{пп}} + K + P - L}{T_{\text{експ}}} \quad (8.10)$$

де A – амортизація, грн/рік;

$\Phi_{\text{пп}}$ – повна початкова вартість, грн;

K – витрати на капітальні ремонти, грн;

P – витрати на поточні ремонти, грн;

L – ліквідаційна вартість, грн;

$T_{\text{експ}}$ – плановий період експлуатації, років.

Таблиця 8.3 – Основні фонди відділення

Засоби	Кількість	Період експлуатації, років	Строк придатності, років	Повна початкова вартість одиниці, тис. грн	Ліквідаційна вартість одиниці, тис. грн	Амортизація, тис. грн/рік
Реактор I ступені	1	5	20	5000	2500	600
Реактор II ступені	1	5	20	3500	2000	340
Котел-утилізатор	1	5	25	800	400	8
Теплообмінники	8	5	20	500	150	560
Повітряний холодильник	1	5	10	100	20	40
Сепаратори	4	5	15	800	250	440

Закінчення таблиці 8.3

Каталіза- тори		5	5	9000	250	1750
Елементи автомати- зації		5	1	500	250	250
Пост керу- вання	1	5	10	400		80
Нематеріа- льні ак- тиви		5	5	20		4
Інвентар		5		100		20

Отже, сумарна амортизація на складає $A = 4092$ тис. грн/рік. Основні фонди на 5 років складають 20 460 000 грн.

8.4 Оборотні фонди

Оборотні фонди включають в себе певні матеріальні цінності і грошові засоби, які знаходяться у розпорядженні підприємства, використовуються у процесі виготовлення продукції і повертаються підприємству в ході її продажу. До оборотних фондів відділення відносяться:

1. Фонд оплати праці.

Заробітні платні:

- Виконавчий директор (власник – 1 особа) 15 000 грн/міс;
- Головний технолог (1 особа) 14 000 грн/міс;
- Головний інженер (1 особа) 14 000 грн/міс;
- Головний енергетик (1 особа) 10 000 грн/міс;
- Головний бухгалтер (1 особа) 12 000 грн/міс;
- Спеціаліст з підбору кадрів (1 особа) 10 000 грн/міс;
- Начальник зміни (4 особи) 9 000 грн/міс;
- Помічник начальника зміни (4 особи) 5 000 грн/міс;
- Апаратник (8 осіб) 8 000 грн/міс;
- ІТ-обслуговувач (4 особи) 10 000 грн/міс;

- Охоронець (8 осіб) 4 000 грн/міс;
- Інженер (16 осіб) 5 000 грн/міс;
- Спеціаліст з автоматизації (1 особа) 8 000 грн/міс;
- Прибиральниця (8 осіб) 4 000 грн/міс.

Сумарно 387 000 грн/міс = 4 644 000 грн/рік.

Фонд оплати праці: $4\,644\,000 \cdot 1,37 = 6\,362\,200$ грн/рік.

2. Вартість оренди офісного відділення і виробничої території на підприємстві орієнтовно складає $100\,000$ грн/міс = $6\,000\,000$ грн/5 років.

3. Витрати на запасні частини для ремонту $100\,000$ грн/рік.

4. Витрати на сировину включають у себе витрати за кожен газ, але перетворюється лише водяна пара і оксид карбону (II) у водень та оксид карбону (IV), а решта компонентів повертаються у виробничий цикл підприємства разом з продукцією. Сумарна ринкова вартість закупки води і оксиду карбону (II) складає 6 грн/м³, що складає $1\,129\,015\,963$ грн/рік.

5. Кількість виробляємої теплової енергії відділення складає 15000 Гкал/рік, що за ринковою вартістю $562\,500$ грн/рік приходу коштів.

Всього $1\,136\,115\,663$ грн/рік.

8.5 Техніко-економічні показники

1. Собівартість 1 м³ утвореного водню:

$$C = \frac{1\,136\,115\,663 + 4\,092\,000}{188\,169\,327} = 6,06 \text{ грн/м}^3 = 1\,140\,306\,121 \text{ грн/рік} \quad (8.11)$$

2. Прибуток:

Ринкова вартість 1 м³ водню складає близько 10 грн. Вартість утилізації CO₂ $2,4$ грн/м³.

$$\Pi = 10 - 2,4 = 7,6 \text{ грн/м}^3 \quad (8.12)$$

$$\Pi = 7,6 - 6,06 = 1,54 \text{ грн/м}^3 = 289\,780\,763 \text{ грн/рік} \quad (8.13)$$

3. Рентабельність

$$P = \frac{\Pi}{C} = \frac{289\,780\,763}{1\,140\,306\,121} \cdot 100 = 25,41 \% \quad (8.14)$$

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						62
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

4. Капіталовкладення

$$K = 20\,460\,000 + 1\,140\,306\,121 = 1\,160\,766\,121 \text{ грн} \quad (8.15)$$

5. Коефіцієнт економічної ефективності

$$E = \frac{\Pi}{K} = \frac{289\,780\,763}{1\,160\,766\,121} \cdot 100 = 24,97 \% \quad (8.16)$$

6. Період повернення капіталовкладень

$$T = \frac{K}{\Pi} = \frac{1\,160\,766\,121}{289\,780\,763} = 4 \text{ роки} \quad (8.17)$$

8.6 Техніко-економічні показники діючого відділення

Техніко-економічні показники орієнтовно складають[12]:

1. Випуск – 600 т NH₃/добу (2,73 нм³/с CO в H₂);
2. Амортизація – 2 000 000 грн/рік;
3. Оборотні фонди – 478 481 085 грн/рік;
4. Собівартість – 6,38 грн/м³ = 480 481 085 грн/рік;
5. Ціна – 7,6 грн/м³;
6. Прибуток – 1,22 грн/м³ = 91 826 632 грн/рік;
7. Рентабельність – 19,11 %;
8. Капіталовкладення – 488 481 085 грн;
9. Коефіцієнт економічної ефективності – 18,8 %;
10. Період повернення капіталовкладень – 5,32 роки.

9 ОХОРОНА ПРАЦІ

Як впливає з технологічної частини проекту в проектованому виробництві обертаються шкідливі пожежонебезпечні речовини і матеріали, використовується механічна, теплова енергії та енергія стислого газу.

В даному розділі на підставі аналізу всіх можливих шкідливих і небезпечних виробничих факторів, виявлених на проектованому об'єкті, розроблені заходи, направлені задля створення здорових і безпечних умов праці. Технічні рішення в проекті прийняті з урахуванням вимог охорони праці та пожежної безпеки виробництва. Розділ виконано відповідно до вимог [13].

9.1 Виявлення та аналіз шкідливих і небезпечних виробничих факторів на проектованому об'єкті. Заходи з охорони праці

9.1.1 Повітря робочої зони

Роботи, що виконуються на запроектованому об'єкті за затратами фізичної енергії відносяться до категорії середньої важкості (згідно ДСН 3.3.6.042-99).

У таблиці 9.1 наведені прийняті проектом санітарні норми параметрів мікроклімату у приміщенні цеху, що проектується.

Таблиця 9.1 - Санітарні оптимальні норми параметрів мікроклімату

Період року	Категорія робіт	Температура повітря, °C	Фактичне значення температури повітря, °C	Відносна вологість повітря, %	Фактичне значення відносної вологості повітря, %	Швидкість руху повітря, м/с	Фактичне значення швидкості руху
Холодний	П	17 - 19	18	60 - 40	50	0,2	0,2
Теплий	б	20 - 22	21	60 - 40	50	0,3	0,3

Температура зовнішньої поверхні технологічного обладнання не перевищуватиме температуру повітря в цеху більше ніж на 5 °С, за рахунок використання тепло-ізоляційного покриття, яке одночасно зменшує втрати тепла технологічного газу і задовольняє вимоги безпечної роботи з обладнанням. Для захисту рук від опіків при ремонтах, а також при огляді обладнання робітники користуються спеціальними рукавицями.

У таблиці 9.2 наведена коротка санітарна характеристика цеху відповідно до ГОСТ 12.1.005.88.

Таблиця 9.2 – Короткі санітарні характеристики проектного цеху

Назва виробничої ділянки	Шкідливі речовини, що виділяються, причини їх виділення	Група шкідливої речовини, характеристика шкідливої речовини	ГДК шкідливої речовини у повітрі робочої зони, мг/м ³	Клас небезпечності шкідливої речовини	Засоби індивідуального захисту: тип, марка, ГОСТ	Засоби долікарняної допомоги	Методи контролю вмісту шкідливих речовин у повітрі робочої
Трубопроводи та технологічне обладнання	Азотно-воднева суміш, аварійний викид	Помірно шкідливий, токсичний набряк легень	20	III	Респіратор «У2К», ГОСТ 14.4.028	Винести на свіже повітря, штучне дихання при відсутності дихання	Газоаналізатор УГ-2
Аміачний випарник	Аміак, поломка трубопроводу або апарату	Мало шкідливий, подразнює та вражає поверхні дихальних шляхів і легень	20	IV	Респіратор «У2К», ГОСТ 14.4.028	Винести на свіже повітря, штучне дихання при відсутності дихання	Газоаналізатор УГ-2

За способом організації повітрообміну передбачена загальнообмінна, місцева й комбінована вентиляція. Передбачається схема вентиляції згори до низу. У приміщенні цеху передбачена загальнообмінна припливно-витяжна вентиляція та місцева припливно-витяжна вентиляція. Додатково передбачені витяжні шафи.

При порушенні технологічної роботи цеху, можливі виділення азотно-водневої суміші. Проводяться попередні і періодичні (два рази на рік) медогляди.

Проектом передбачено проводити наступні заходи. Проведення чотири рази на місяць контролю вмісту у повітрі робочої зони шкідливих речовин і параметрів. Використання термографів для безперервного контролю температури. Визначення відносної вологості повітря за допомогою стаціонарного (психрометр Августа), а також аспіраційного психрометра М-34. Встановлення чашечних анемометрів для спостереження за швидкістю руху повітря у приміщенні цеху.

11.1.2 Виробниче освітлення

За ДБН В.2.5-28.-99 роботи в цеху за зоровими умовами відносяться до розряду VIIб.

Проектом передбачено три види освітлення: природне, штучне і суміщене освітлення.

Система природного освітлення – комбіноване освітлення.

Штучне освітлення представлено системою загального рівномірного освітлення і здійснюється в цеху за допомогою газорозрядних ламп низького тиску (люмінесцентні типу ЛБ-40). Світильники - пиловологонепроникні ЛПО-01.

Проектом передбачена робота аварійного, евакуаційного, ремонтного і охоронного освітлення, яке представлено люмінесцентними лампами.

У виробничих і побутових приміщеннях прийнята система загального

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		66

рівномірного освітлення. Для оцінки освітленості у виробничих приміщеннях передбачено фотоелектричний люксметр Ю-116. Норми параметрів освітлення, згідно ДБН В 2.5.28-06 приведені у таблиці 9.3.

Таблиця 9.3 – Норми виробничого освітлення

Робоче місце	Розряд та підрозряд зорової роботи	Освітленість, лк		КПО, e_n , %		
		Штучне освітлення		Природне освітлення		Суміщене освітлення
		Комбіноване	Загальне	Верхнє	Бокове	
Цехове приміщення	VIIб	-	100	1	0,3	0,7

9.1.3 Виробничий шум і вібрація

За ДСН 3.3.6.0.37-99 рівень звуку не повинен перевищувати 50 дБА. В проєктованому виробництві як обладнання використовуються: реактори, теплообмінники, сепаратори, трубопроводи. Джерела шуму на виробництві являються незначними, фактичне значення рівня звуку 10 дБа, що задовольняє вимоги ДСН.

Для запобігання порушень норм через поломки службами відділу охорони праці періодично проводяться виміри виробничого шуму, вібрації на робочих місцях, котрі вимірюються за допомогою приладів ВШВ-2, ВШВ-2п вимірниками шуму і вібрації.

9.1.4 Електробезпека

Відділення, яке проєктується, відноситься до класу приміщень з особливою небезпекою, оскільки присутні дві умови особливої небезпеки:

- Наявність струмопровідної підлоги (металева та бетонна)

- Можливість одночасного дотику людини до неструмовідних частин електроустановки і металоконструкцій, що мають контакт із землею.

Ураження електричним струмом можливе у результаті впливу дотику до відкритих струмопровідних елементів обладнання, що опинилися під напругою в результаті порушення ізоляції, а також ураження кроковою напругою та через електричну дугу.

Найбільш часто відбувається однофазний дотик людини до мережі змінного струму. Розрахунок сили струму, який проходить через тіло людини, розраховується за формулою:

$$I_{\text{л}} = \frac{U_{\phi} \cdot 10^3}{R_{\text{л}} + R_0}, \text{mA}; \quad (9.1)$$

$$U_{\text{д}} = I_{\text{л}} \cdot R_{\text{л}}, \text{В}, \quad (9.2)$$

де $R_{\text{л}}$ – опір тіла людини, $R_{\text{л}} = 2 \div 4$ кОм;

$R_0 = 4$ – опір заземлення нейтралі джерела струму, Ом;

$I_{\text{л}}$ – електричний струм, який проходить через людину;

$U_{\phi} = 220$ В – фазна напруга.

Згідно з ГОСТ 12.1.038-82 гранично допустимі значення становлять: $I_{\text{л}} = 6$ мА і $U_{\text{д}} = 36$ В змінного струму в аварійному режимі при $\tau > 1$ с та $I_{\text{л}} = 0,3$ мА і $U_{\text{д}} = 2$ В при нормальному режимі при $\tau \leq 10$ хв/добу $R_{\text{л}} = 2000$ Ом, $R_0 = 4$ Ом. Тоді згідно з рівняннями 9.3 та 9.4:

$$I_{\text{л}} = \frac{220 \cdot 10^3}{3000 + 4} = 73,23 \text{ мА}, \quad (9.3)$$

$$U_{\text{д}} = 73,23 \cdot 3 = 219,72 \text{ В}. \quad (9.4)$$

Отже, розраховані значення $I_{\text{л}}$ і $U_{\text{д}}$ значно перевищують наведені вище нормативні значення. Це свідчить про те, що при порушенні вимог ПУЕ в цеху можливі електротравми з тяжкими наслідками.

На проектуваному підприємстві з метою збереження здоров'я персоналу всі струмоведучі частини обладнання, до яких можливий дотик персоналу, ізолювані (опір ізоляції електропроводів вище 0.5 М (Ом)).

Як захист від ураження електрикою розраховано занулення. Перевіряємо

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ХН 2207 1440 000 ПЗ

умови забезпечення вимикальної здатності занулення:

$$I_{к.з} \geq 3 \cdot I_{пн.вст}^H \quad (9.5)$$

Визначаємо номінальний струм електродвигуна

$$I_{ел.дв}^H = \frac{1000 \cdot P}{\sqrt{3} \cdot U_H \cdot \cos \alpha} = \frac{1000 \cdot 10}{\sqrt{3} \cdot 380 \cdot 0.9} = 17.1 \text{ А}, \quad (9.6)$$

де P - номінальна потужність двигуна, кВт;

U_H - номінальна напруга, В;

$\cos \alpha$ - коефіцієнт потужності.

Значення зовнішнього індуктивного опору петлі фаза-нуль для розрахунку береться 0.6 Ом/км.

Визначаємо пусковий струм двигуна:

$$I_{ел.дв}^{нус} = 7.5 \cdot I_H = 7.5 \cdot 17.1 = 128.2 \text{ А}. \quad (9.7)$$

Розраховуємо номінальний струм плавкої вставки:

$$I_{пл.вс}^H = \frac{I_{ел}^{нус}}{\alpha} = \frac{128.2}{2} = 64.1 \text{ А}, \quad (9.8)$$

де α - коефіцієнт режиму роботи електродвигуна; $\alpha = 2$ - з нечастими пусками двигуна.

Визначаємо очікуване значення $I_{к.з}$:

$$I_{к.з} \geq 3 \cdot I_{пл.вс}^H = 3 \cdot 64.1 = 192.3 \text{ А} \quad (9.9)$$

Вибираємо стандартне значення перетину нульового дроту 4x10 мм і розрахуємо густину струму δ :

$$\delta = \frac{I_{к.з}}{\alpha} = \frac{192.3}{4 \cdot 40} = 1.6 \frac{\text{А}}{\text{мм}^2} \quad (9.10)$$

За табличними даними[посилання] знаходимо активні і індуктивні опори сталевих провідників. Для цього задаємося перетином і завдовжки нульового l_H і фазового l_ϕ сталевих провідників:

l_H - 50 м; перетин 4x40 мм; $S = 160 \text{ мм}^2$;

l_ϕ - 100 м; перетин $\Phi = 8 \text{ мм}$; $S = 50.27 \text{ мм}^2$

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		69

Перетин нульового провідника і його матеріал вибирається при умові, що повна провідність нульового провідника була не менше ніж 50% повній провідності фазового дроту:

$$\frac{1}{R_{\phi} + X_{\phi}} \geq \frac{R_{\phi} + X_{\phi}}{2} \quad (9.11)$$

Активний опір фазового і активного опору нульового дроту вибирається залежно від площі перетину і густини струму:

$$R_{\phi} = r \cdot l_{\phi} = 6.4 \cdot 0.1 = 0.64 \text{ Ом}; \quad (9.12)$$

$$R_{\phi} = r \cdot l_{\phi} = 1.81 \cdot 0.05 = 0.09 \text{ Ом}. \quad (9.13)$$

Визначаємо внутрішні індуктивні опори фазового і індуктивного провідників X_{ϕ} і X_{ϕ} :

$$X_{\phi} = X_w \cdot l_{\phi} = 3.84 \cdot 0.1 = 0.38 \text{ Ом}; \quad (9.14)$$

$$X_{\phi} = X_w \cdot l_{\phi} = 1.08 \cdot 0.05 = 0.054 \text{ Ом}. \quad (9.15)$$

де X_w - індуктивний опір провідника, Ом;

l - довжина провідника, км;

Зовнішній індуктивний опір петлі фаза-нуль $X_1 = 0.6$ Ом/км. Загальна довжина петлі фаза-нуль $1.5 \cdot 100 = 150 \text{ м} = 0.15 \text{ км}$, тоді

$$X_1 = 0.6 \cdot 0.15 = 0.09 \text{ Ом}. \quad (9.16)$$

Розраховуємо опір петлі фаза-нуль по залежності:

$$Z_T = \sqrt{(R_{\phi} + R_{\phi})^2 + (X_{\phi} + X_{\phi} + X_1)^2} = \sqrt{(0.064 + 0.009)^2 + (0.38 + 0.054 + 0.09)^2} = 0.778 \text{ Ом} \quad (9.17)$$

де Z_T - опір трансформатора, Ом

Виконуємо перевірку умови надійного спрацьовування захисту:

$$I_{\text{к.з.}} \geq 3 \cdot I_{\text{пл.вс}}^H \geq 462 \geq 3 \cdot 64.1 \text{ А};$$

$$462 \geq 192.3.$$

Висновок: струм $I_{\text{к.з.}}$ більше ніж в 3 рази перевищує величину струму

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		70

плавкої вставки, тому при замиканні на корпус плавка вставка перегорить впродовж 5-7 секунд. Завдяки цьому відбудеться відключення пошкодженої фази. По значеннях номінального I вибираємо плавку вставку серії ПН - 100 з номінальним I = 80 А при напрузі мережа 380 В.

11.1.5 Безпека технологічних процесів і обслуговування обладнання

В проектованому виробництві використовується різноманітне обладнання: реактор, сепаратори, трубопроводи та теплообмінники, яке з точки зору техніки безпеки створює небезпеку.

Конструкцією реактору передбачено зручність і безпеку її обслуговування і ремонту, монтажу та демонтажу механізмів, вузлів і оснащення.

Причиною травматизму, смерті може бути падіння важких частин оснащення, тому операції знімання та установки форм максимально механізовані.

Певну небезпеку складає протікання з трубопроводів, при цьому виникає ризик удушенню, втрати свідомості, смерті. Трубопроводи регулярно перевіряють на зношування та герметичність.

9.2 Пожежна безпека

Джерелами займання можуть бути відкритий вогонь, розпечені або нагріті стінки апаратів та обладнання, іскри електрообладнання, що можуть виникнути в результаті теплового або механічного пошкодження цілісності ізоляції; іскри удару і тертя деталей машин і обладнання, а також прямий удар блискавки в будівлю. По захисту від блискавки виробнича будівля відноситься до III-А категорії. Будівлі захищаються від прямих ударів блискавки блискавковідводами (стерженьові, покриті ізоляцією). Для захисту від занесення високих потенціалів блискавки по трубопроводам – заземленням їх, перед входом до будівлі.

У якості захисту від дії статичної електрики використане заземлення.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		71

Для захисту електрообладнання від загорання застосовуються пристрої захисного вимкнення (реле типу ЕЛ-1, ЕЛ-12.), передбачена ізоляція електропроводки (гетинакс, текстоліт).

За ступенем вогнестійкості виробнича будівля відносяться до В-Іа групи. У виробничому корпусі і на території проектного заводу передбачаються наступні протипожежні заходи:

- у виробничому корпусі передбачено декілька виходів, що забезпечують евакуацію людей при пожежах;
- через кожні 5,0-7,5 м по ланцюгу зовнішнього водопроводу встановлені гідранти;
- передбачені внутрішній протипожежний трубопровід;
- улаштуванням протипожежних перепон у будівлях, системах вентиляції, опалювальних та кабельних комунікаціях;
- із зовнішньої сторони будівлі встановлено два пожежні сходи.

На проектному підприємстві передбачається пожежна сигналізація і зв'язок.

Для уникнення іскор удару чи тертя рухомі частини обладнання своєчасно змащуються.

Для гасіння пожежі передбачений внутрішній протипожежний водопровід, в приміщенні знаходяться ємності з піском і пожежні щити.

Показники пожежо- та вибухонебезпечності речовин та матеріалів наведено у таблиці 9.4.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						72
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 19.4 – Показники пожежо- та вибухонебезпечності

Цех, теплообмінник	Цех, трубопроводи	Назва ділянки, приміщень	Показники пожежо- і вибухонебезпечності, °C			Межа за-палення		Вибухонебезпечні суміші з повітрям
			Температура спалаху	Температура займання	Температура самозаймання	% об'ємних	мг/м ³	
Аміак	Азотно-воднева суміш	Речовини, що мають обіг у виробн.						
Газ без кольору і запаху	Газ без кольору і запаху	Агрегатний стан в н.у.						
Горючий	Горючий, займистий	Горючість і займистість						
-	-							
-	-							
580	573							
14-28	5-15							
	10,2-16,6							
II-A	II-C							
T1	T1							
Інертні розчинники	Інертні розчинники	Вогнегасні засоби						
Б	Б	Категорія приміщення ша ОНТП 24-86						
B-Ia	B-Ia	Клас приміщення згідно з ПУЕ						
III-A	III-A	Категорія об'єкта і тип зони захисту щодо влаштування блискавки згідно з СН 305-77						

10 ЕКОЛОГІЧНА БЕЗПЕКА ВИРОБНИЦТВА

10.1 Аналіз джерел та розрахунок кількості відходів

Згідно опису технологічної схеми розділу 4, джерелами відходів є:

- реактори конверсії СО (відпрацьований середньо-температурний і низько-температурний каталізатори);
- сепаратори (газовий конденсат);
- теплообмінники (теплова енергія);

Характеристика відходів наведена в таблиці 10.1.

Розрахунок кількості відпрацьованого СТК $m_{\text{СТК}}$:

$$m_{\text{СТК}} = V_{\text{СТК}}^{\text{kat}} \cdot \rho_{\text{СТК}} = 88,66 \cdot 1,3 = 115,26 \text{ т}, \quad (10.1)$$

де $m_{\text{СТК}}$ – кількість відпрацьованого каталізатору за період експлуатації (5 років), т;

$\rho_{\text{СТК}}$ – насипна щільність каталізатору, т/м³.

Розрахунок кількості відпрацьованого НТК $m_{\text{НТК}}$:

$$m_{\text{НТК}} = V_{\text{НТК}}^{\text{kat}} \cdot \rho_{\text{СТК}} = 77,48 \cdot 1 = 77,48 \text{ т}, \quad (10.2)$$

де $m_{\text{НТК}}$ – кількість відпрацьованого каталізатору за період експлуатації (5 років), т;

$\rho_{\text{НТК}}$ – насипна щільність каталізатору, т/м³.

Для розрахунку кількості утворених стоків необхідно врахувати ступінь видалення води. Враховуючи кінцеву температуру газової суміші 50 °С на виході зі схеми і тиск 3 МПа, прийmemo ступінь конденсації води близькій до 100%. Звідки знайдемо кількість газового конденсату (з урахуванням 5 % розчинених газів):

$$m_{\text{конд}} = m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot 1,05 = 22,65 \cdot 1,05 = 23,78 \text{ кг/с}, \quad (10.3)$$

де $m_{\text{конд}}$ – масова витрата газового конденсату, кг/с;

$m_{\text{H}_2\text{O}}$ – масова витрата води на виході з НТК, кг/с.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		74

Таблиця 10.1 – Характеристика відходів

№	Найменування стадії виробництва; склад відходів, викидів, стоків	Кількість виходів, викидів та стоків		Метод очищення	Ступінь очищення, %	Прийми
		На 1 т готової продукції, кг	За рік, т			
1	Відпрацьований СТК	0,042	23,05	не очищується		
2	Відпрацьований НТК	0,028	15,5	не очищується		
3	Стоки сепараторів	1369,73	750000	розгонка	99,9	

Азотно-воднева суміш, складається з водню, азоту, оксиду карбону(II) і карбону (IV).

Внаслідок наявності водню горить та утворює вибухонебезпечні суміші з повітрям. Межі вибуховості (в об'ємних %) з повітрям: 4 - 75 %. При великих концентраціях в атмосфері викликає задиху через нестачу кисню у повітрі. Температура самозаймання 510 °C (по водню). Водень значно легший за повітря.

Азот (N_2) – безбарвний газ, без запаху. Густина по відношенню до повітря – 0,97 %. Не горить и не підтримує горіння. Азот знижує вміст кисню у повітрі. При високих концентраціях після 1-2 вдихів спричиняє втрату свідомості. У зв'язку з великою хімічною інертністю в нормальних умовах застосовується як головний засіб пожежогасіння і як витискує інертне середовище при продувках апаратів від горючих газів, кисню.

Оксид карбону(II) – безбарвний газ, горючий, без запаху. Густина по відношенню до повітря – 0,968. Межі вибуховості з повітрям – 11,5 - 75 %. Допустима концентрація окису вуглецю у виробничих приміщеннях – 20 мг/м³. На організм людини спричиняє загально-отруйну дію внаслідок утворення при вдиханні сполук з гемоглобіном крові, не здатних поглинати кисень, в результаті чого настає кисневий голод.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		75

Оксид карбону (IV) – безбарвний газ, має кислуватий смак і запах. Не горить і не підтримує горіння і дихання. Токсична дія вуглекислого газу виявляється при його вмісті в повітрі 3 - 4 % і полягає в подразненні дихальних шляхів, запамороченні, головному болю, шумі у вухах, психічному збудженні, непритомному стані. ГДК у виробничих приміщеннях – 20 мг/м³.

Висновок: виробництво являється маловідходним, але є небезпечним і внаслідок серйозних аварій на виробництві вивільнить у атмосферу достатню кількість отруйних газів для ураження людського здоров'я.

Саме тому розділом 10 було прийнято рішення обов'язкова наявність протигаза у кожного працівника.

10.2 Можливі варіанти екологізації виробництва

На традиційних схемах відпрацьований каталізатор відправляється у складське господарство для зберігання. Таке рішення було оптимальним до 2000 року, через відсутність підприємств з масштабної переробки відпрацьованих каталізаторів.

Екологічний податок за збереження відпрацьованого каталізатору у спеціально відведеному для них місці згідно офіційного порталу Державної фіскальної служби України розділу VIII статті 246 на 30.05.2016 складає 4,02 грн/т 1-го року зберігання (мало-небезпечний рівень відходів).

Протягом останніх 5 - 6 років компанії, які займаються продажем каталізаторів, почали закуповувати відпрацьований каталізатор та регенерувати його. Відправляти відпрацьований каталізатор на регенерацію до підприємства виготовлення каталізаторів окрім звільнення відділення від витрат на складське приміщення, транспорт, зберігання і екологічні штрафи, а й принесе додатковий дохід у розмірі 10 % від вартості каталізатору.

Процес втрачання активності середньо-температурного каталізатору відбувається внаслідок переходу Fe_3O_4 у Fe_2O_3 .

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		76

Згідно [6] регенерація каталізатору поводитьсь за допомогою водню і оксиду карбону(II):



Газовий конденсат відправляється на розгонку, де відділяється практично вся суміш газів, за рахунок вливу конденсату у резервуар відкритого типу, з відсутнім надлишковим тиском. Виділений газ відправляється на установку виділення водню, де повнота виділення за рахунок використання капілярного методу розділення газових сумішей досягає 99,9 %, а залишковий газ – на спалювання до трубної печі конверсії природного газу.

Згідно опису технологічної схеми розділу 4, температура газової суміші на вході складає 370 °С, внаслідок середньо-температурної конверсії зростає до 441 °С, потім охолоджується в котлі-утилізаторі і теплообміннику до 225 °С. Внаслідок низько-температурної конверсії зростає до 250 °С, і на виході зі схеми газова суміш з температурою 50 °С.

Таку значну кількість теплової енергії не можна викидати в атмосферу, тому вона використовується для: утворення насиченої водяної пари, підігріву зворотної води, газу, який поступає на метанування, кип'ятінні розчину моноетанол аміну та ректифікаторах аміачної абсорбційної установки. Залишкове тепло видаляється повітряний холодильником.

Низька екологічна небезпека технологічної схеми, корисність її відходів звільняє від необхідності встановлення додаткового обладнання.

10.3 Екологічний моніторинг

Для запобігання та передбачення аварійних ситуацій і неполадок, по трубопроводам схеми встановлені витратоміри, термopари для моніторингу стану технологічного процесу. Процес конверсії CO відбувається без зміни об'єму, тому за допомогою застосування найпростіших витратомірів, можна з легкістю передбачити викиди газу в робочу зону і навколишнє середовище.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		77

ВИСНОВКИ

Проектом було розроблено відділення конверсії CO виробництва аміаку 1500 т/добу. Розглянуто коротку характеристику діючих підприємств України та ситуацію виробництва нітратних продуктів в цілому.

Обґрунтований вибір способу виробництва аміаку з природного газу, шляхом аналізу усіх можливих джерел водню, згідно доступності вихідної си-
ровини регіону.

Розглянуто технічні характеристики каталізаторів, які відповідають ви-
могам ТУУ 24.6-31337612-052-2001. Також охарактеризовано цільовий про-
дукт виробництва аміаку згідно діючих міжнародних стандартів ISO, та його
фізико-хімічні характеристики.

Було розглянуто і обґрунтовано фізико-хімічні основи конверсії CO та
його технологічні параметри, такі як тиск, температура, вплив каталізатору.
Фізико-хімічні основи використані в розрахунку процесу конверсії. Особливу
увагу було приділено методу виробництва каталізатору середньо-температур-
ної конверсії, який визначає вибір технологічного обладнання обох стадій кон-
версії.

Обрано, описано і обґрунтовано технологічну схему конверсії з викори-
станням сучасних досягнень науки і технології.

Розраховано кінетику двостадійної конверсії CO, складено матеріальний
і тепловий баланси. Розрахунки запрограмовані в середовищі MS Excel, на ос-
нові яких було проведено багатоваріантний розрахунок, для визначення
впливу бажаної степені перетворення на необхідну кількість каталізатору.

Розглянуто, розраховано і обрано головний реактор та допоміжне обла-
днання технологічної схеми. Також було проведено аналіз існуючих джерел та
висунуто інноваційну розробку заміни реактору середньо-температурної кон-
версії на більш сучасний, описано його переваги та розраховано габарити.

Було повністю автоматизовано технологічну схему з використанням іс-
нуючих приладів автоматизації, і обрано поставників. Особливістю схеми в

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						78
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

цілому являється використання байпасного методу контролю за температурою.

Проведено економіко-організаційні розрахунки, якими обґрунтовано доцільність і рентабельність проектової схеми. Рентабельність проектового відділення на 6,3 % вища за рентабельність існуючої схеми.

Проаналізовано шкідливі виробничі та невиробничі фактори, розглянуто екологічну небезпеку виробництва, відповідно до яких було прийнято заходи з вдосконалення і забезпечення належних і гідних умов праці.

Таким чином, розробленим проектом виконано обов'язкові задачі, досягнена поставлена мета, і доведена доцільність і рентабельність відділення.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						79
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Методичні рекомендації до виконання дипломного проекту освітньо-кваліфікаційного рівня «бакалавр» професійного спрямування «Хімічні технології неорганічних речовин» хіміко-технологічного факультету. /Укладачі: проф. Астрелін І.М., доц. Концевой А.Л., доц. Лукінюк М.В., доц. Підлісна О.А., ст.викл. Концевой С.А. – НТУУ «КПІ», 2014. – 83 с.

2. Вакк Э.Г. Производство технологического газа для производства аммиака, метанола, водорода и высших углеводородов. Теоретические основы, технология, катализаторы, оборудование, системы управления. Учебное пособие / Э.Г. Вакк, Г.В.Шуклин, И.Л. Лейтес. – М., 2011 – 480 с. ISBN 978-5-98801-33-3.

3. Справочник азотчика [Текст]: в 2-х т. Т. 1.: Физико-химические свойства газов и жидкостей. Производство технологических газов. Очистка технологических газов. Синтез аммиака. Синтез метанола. / общ. ред. Е. Я. Мельников. – М. : Химия, 1967. – 492 с. : ил.

4. Концевой А.Л. Прикладні розділи технології неорганічних речовин. Навчальний посібник для студентів хіміко-технологічного факультету напрямку 6.051301 професійного спрямування «Хімічні технології неорганічних речовин». (Свідоцтво НМУ № Е13/14-036). / А.Л. Концевой, С.А. Концевой. - Київ, НТУУ «КПІ», 2013. – 303 с.

5. Яновський М. А. Технологія аміаку: навчальний посібник / М. А. Яновський, І. М. Демиденко Б. І. Мельников, О. Я. Лобойко, Г. М. Корона. – Дніпропетровськ: УДХТУ, 2004.–300с. – ISBN 966-8018-03-6.

6. Семенов В. П. Производство аммиака / под ред. В.П. Семенова. – М.:Химия, 1985. – 368 с.

7. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов. / К. Ф. Павлов, П.Г.Романков, А. А. Носков – Л.: Химия, 1987. – 576 с.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						80
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

8. Лукінюк М. В. Контроль і керування хіміко-технологічними процесами: У 2 кн. Кн. 1. Методи та технічні засоби автоматичного контролю хіміко-технологічних процесів: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за на-прямом підготовки: «Хімічна технологія та інженерія» / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2012. – 336 с. : іл. – Біблігр.: с. 328–330. – 300 пр. – ISBN 978-966-622-520-0. – ISBN 978-966-622-530-9 (Кн. 1).

9. Лукінюк М. В. Контроль і керування хіміко-технологічними процесами: У 2 кн. Кн. 2. Керування хіміко-технологічними процесами: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом: «Хімічна технологія та інженерія» / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2012. – 336 с. : іл. – Біблігр.: с. 331–332. – 300 пр. – ISBN 978-966-622-520-0. – ISBN 978-966-622-531-6 (Кн. 2).

10. Бабіченко А. К. Промислові засоби автоматизації: навч. посіб.: У 2 ч. / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський, В. С. Михайлов та ін. ; за заг. ред. А. К. Бабіченка. – Харків: НТУ «ХПІ», 2003. – Ч. 1. Вимірювальні пристрої. – 470 с. : іл. – Бібліогр.: с. 467. – 500 пр. – ISBN 966-593-232-2.

11. Підлісна О.А. Методичні вказівки до виконання організаційно-економічної частини дипломних проектів для студ. хіміко-технологічних спеціальностей усіх форм навчання / Уклад.: О.А. Підлісна, В.В. Янковий, М.П. Дорошенко. – К.: ІВЦ „Видавництво „Політех-ніка”, 2002 – 28 с. – Бібліогр. с. 25-27.

12. Постійних технологічний регламент виробництва аміаку/ ПАТ «Рівне-Азот», 2015 - 319 с.

13. Методичні вказівки до виконання розділу «Охорона праці» в дипломних проектах і роботах бакалаврів хіміко-технологічного і біотехнології та біотехніки факультетів» / Уклад.: А.Т. Орленко, Н.А. Праховнік, Ю.О. Полукаров - К.: НТУУ «КПІ», 2011. - 33 с.

					ХН 2207 1440 000 ПЗ	Арк.
						81
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця А.1 – Специфікація устаткування, виробів і матеріалів

Позиція на схемі	Назва параметру	Середовище, місце відбору інформації	Граничне значення параметра	Місце монтажу	Назва, технічна характеристика	Тип, марка моделі	Код	Завод-виробник	Кількість
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
УСТАТКУВАННЯ ТА ПРИЛАДИ									
1-1	Температура	АВС, трубопроводи	420 °С	Трубопровід 28	Термоперетворювач опору мідний з уніфікованим вихідним сигналом, НСХ 50П, захисна арматура – сталь 10Х18Н10Т, діапазон вимірювання 200...600 °С, $P_{\max} = 50$ МПа, довжина монтажної частини 100...1000 мм; граничнодопустима похибка 0,4 %; $I_{\text{вих}}=0...5$ мА	ТСПУ-0288		НВФ «АГАТ-1», М. Харків	2 од.
6-1			460 °С	–					
10-1	–	–	220 °С	–	Термоперетворювач опору мідний з уніфікованим вихідним сигналом, НСХ 50П, захисна арматура – сталь 10Х18Н10Т, діапазон вимірювання 200...300 °С, $P_{\max} = 50$ МПа, довжина монтажної частини 100...1000 мм; граничнодопустима похибка 0,4 %; $I_{\text{вих}}=0...5$ мА	ТСПУ-0288		НВФ «АГАТ-1», М. Харків	2 од.
12-1			260 °С	Трубопровід 29					
13-1	–	–	180 °С	–	Термоперетворювач опору мідний з уніфікованим вихідним сигналом, НСХ 50П, захисна арматура – сталь 10Х18Н10Т, діапазон вимірювання 100...200 °С, $P_{\max} = 50$ МПа, довжина монтажної частини 100...1000 мм; граничнодопустима похибка 0,4 %; $I_{\text{вих}}=0...5$ мА	ТСПУ-0288		НВФ «АГАТ-1», М. Харків	1 од.
14-1	–	–	140 °С	Трубопровід 30	Термоперетворювач опору мідний з уніфікованим вихідним сигналом, НСХ 50П, захисна арматура – сталь 10Х18Н10Т, діапазон вимірювання 100...150 °С, $P_{\max} = 50$ МПа, довжина монтажної частини 100...1000 мм; граничнодопустима похибка 1 %; $I_{\text{вих}}=0...5$ мА	ТСМУ-0288		НВФ «АГАТ-1», М. Харків	4 од.
15-1			123 °С						
16-1			109 °С						
17-1			103 °С						
1-2 7-3 10-2 12-2	–	–	–	Щит керування	Автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад; вхідні сигнали: 0...5 мА, 4...20 мА; НСХ перетворювачів: термоелектричних – В, К, L, S, опору – 50П, 100П, 50М, 100М	ДИСК-250ДД		ЗАТ „Промышленная группа «Метран»”, м. Челябинськ	4 од.

Продовження таблиці А.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
6-2 13-2 14-2 15-2 16-2 17-2	—	—	—	Щит ке- рування	Автоматичний показувальний і реєструвальний вторин- ний прилад із вбудованим пневматичним пропорційно- інтегральним регулятором; вхідні сигнали: 0...5 мА, 4...20 мА; НСХ перетворювачів: термоелектричних – В, К, L, S, опору – 50П, 100П, 50М, 100М; $P_{вих}=20...100$ кПа	ДИСК- 250В4		ЗАТ „Промыш- ленная группа «Метран»”, м. Челябинськ	6 од.
2-1	Витра- та	АВС	95000 м ³ /год	Трубоп- ровід 28	Діафрагма стандартна камерна, $P_y = 0,25$ МПа; $D_{тр} = 400$ мм	ДКС 0,25-400		ВАТ «Промпри- лад», м. Івано- Франківськ	7 од.
3-1 4-1 11-1				Трубоп- ровід 29					
5-1		Вода		Трубоп- ровід 1					
8-1 9-1		АВС	95000 м ³ /год	Трубоп- ровід 30					
2-2 3-2 4-2 5-2 8-2 9-2 11-2				Місце- вий	Дифманометр безшкальний пневматичний із квадратич- ною функцією перетворення; $\Delta P_{max} = 40$ кПа; клас точ- ності 1; $P_{вих} = 20...100$ кПа	13ДД11 (мод. 720)		ВО «Теплопри- бор», м. Рязань	7 од.
2-3 3-3 4-3 5-3 8-3 9-3 11-3				Щит ке- рування	Прилад вторинний пневматичний показувальний реєстру- вальний; витрата повітря живлення – 6,5 л/хв, $P_{жив} =$ $=0,14$ МПа, $P_{вх} = 20...100$ кПа	ПКП.1П		АТ «Саранский приборострои- тельный завод», м. Саранськ	7 од.

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2-4 3-4 4-4 5-4 8-4 9-4 11-4				Щит керування	Регулятор пневматичний пропорційно-інтегральний (система СТАРТ); витрата повітря живлення – 4,5 л/хв, $P_{\text{жив}} = 0,14 \text{ МПа}$, $P_{\text{вих}} = 20 \dots 100 \text{ кПа}$	ФР0091		АТ «ТИЗПРИБОР», м. Москва	7 од.
7-1	Концентрація	CO	0,3 %	Трубопровід 30	Первинний (проточний) перетворювач кондуктометричного аналізатора рідини АЖК-1; діапазон вимірювання 0...10, 0...100, 0...1000 мСм/см; температура робочого середовища 0...100 °С, граничнодопустима осн. зведена похибка аналізаторів питомої електропровідності – до 2	АЖК-1.1		НВО «Автоматика», м. Володимир	1 од.
7-2				Місцевий	Вторинний прилад кондуктометричного аналізатора рідини кондуктометричного АЖК-1 (з'єднаний із первинним перетворювачем трипровідною лінією)	АЖК-1.2		НВО «Автоматика», м. Володимир	1 од.
2-5 3-5 4-5 5-5 6-3 8-5 9-5 11-5 13-3 14-3 15-3 16-3 17-3				Трубопровід	Механізм виконавчий мембранний пневматичний прямої дії з позиціонером ПП-1.25 і боковим дублером; робоча хода штока (залежно від діаметра мембрани: 160, 200, 250, 320, 400, 500 мм) 10, 16, 25, 40, 60 мм; $P_{\text{живл}} = 0,25 \text{ МПа}$	МИМП ППХ 05		ВАТ «Прикарпатпромарматура», м. Івано-Франківськ	13 од.

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2-7 3-7 4-7 5-7 6-4 8-7 9-7 11-7 13-4 14-4 15-4 16-4 17-4				Щит керування	Перетворювач електропневматичний, $I_{вх} = 0 \dots 5$ мА, $P_{вих} = 20 \dots 100$ кПа; граничнодопустима основна похибка $\pm 0,5$; $P_{жив} = 140$ кПа; діапазон робочих температур $(-30) \dots 50$ °С	МТМ 810		ТОВ НВП «Мікротерм», м. Сіверодонецьк	13 од.
2-6 3-6 4-6 5-6 8-6 9-6 11-6				Щит керування	Перетворювач пневмоелектричний, $P_{вх} = 20 \dots 100$ кПа; $I_{вих} = 0 \dots 5$ (0...20 мА, 4...20 мА); граничнодопустима основна зведена похибка $\pm 0,5$; $P_{max} = 400$ кПа; $P_{жив} = 140$ кПа; діапазон робочих температур $5 \dots 50$ °С; монтаж на Din-рейку; індикація вимірюваного параметра; інтерфейс RS-485	МТМ 4000PI		ТОВ НВП «Мікротерм», м. Сіверодонецьк	7 од.
ЕЛЕКТРОАПАРАТИ									
SB1, SB2				Щит керування	Пост управління кнопочий, кількість елементів управління – 2; номінальна напруга ізоляції (за змінного струму частотою 50/60 Гц) 660 В, номінальний тепловий струм 10 А; температура довкілля від (-40) °С до 40 °С, відносна вологість повітря 98 %, комутаційна зносостійкість 1 000 000 циклів	ПКУ-123-11		ЗАТ «Проме-нергоавтоматика», м. Київ	2 од.
SA1				Місцевий	Кнопка запобіжного вимикання; номінальна робоча напруга: змінна (частота 50/60 Гц) 660 В, постійна – 440 В, номінальний тепловий струм – 10 А	КМЕ-5111 УЗ		ТОВ «Кам'янець-Подільський електромеханічний завод»	1 од.

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
МП1				Місцевий	Пускач магнітний безконтактний нереверсивний з тепловим реле РТТ-326 136-160А, кнопками «ПУСК» і «СТОП» для керування трифазним асинхронним електродвигуном з короткозамкнутим ротором(привод насосу); номінальний робочий струм 160 А; додаткові контакти: 2 н. р. і 2 н. з.; номінальна робоча напруга 220, 380, 660 В, номінальна потужність 45 кВт; можуть застосовуватись у схемах з мікропроцесорною технікою	ПМ12-160210 У2 В		ВАТ «Кашинський завод електроапаратури», м. Москва	1 од.
HL1				Щит керування	Лампа сигнальна світлодіодна із зеленим індикатором («ПУСК»), $U_{жив} = 220$ В, 50/60 Гц	ЛС 47-1		«ІЕК Україна», м. Київ	1 од.
HL2				Щит керування	Лампа сигнальна світлодіодна із зеленим індикатором («СТОП»), $U_{жив} = 220$ В, 50/60 Гц	ЛС 47-1		«ІЕК Україна», м. Київ	1 од.