

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ  
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ ІМЕНІ ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

**ЗАГАЛЬНА ХІМІЧНА ТЕХНОЛОГІЯ. КУРСОВА РОБОТА**

**Навчальний посібник**

Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського  
як навчальний посібник для здобувачів ступеня бакалавра  
за освітньою програмою «Хімічні технології та інженерія»  
спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія»

Укладачі: О. І. Янушевська, А. В. Лапінський, С. О. Кирій

Електронне мережеве навчальне видання

Київ  
КПІ ім. ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО  
2026

УДК 66.01(075.8)

Я60

Укладачі: Янушевська Олена Іванівна, канд. техн. наук, доц.  
Лапінський Андрій Вікторович, канд. техн. наук, ст. викладач  
Кирий Світлана Олександрівна, канд. техн. наук, доц.

Рецензент Червопкіна Р. І., канд. техн. наук, доц.,  
доцент кафедри екології та технології рослинних полімерів

Відповідальний редактор Донцова Т. А., д.т.н., професор

*Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського  
(протокол № 4 від 05.02.2026 р)  
за поданням вченої ради хіміко-технологічного факультету  
(протокол № 1 від 26.01.2026 р.)*

|     |                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                   |
|-----|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Я60 | <b>Загальна хімічна технологія. Курсова робота.</b> [Електронний ресурс] : навч. посіб. для здобувачів ступеня бакалавра за освіт. програмою «Хімічні технології та інженерія» спец. 161 «Хімічні технології та інженерія» / КПІ ім. Ігоря Сікорського ; уклад.: О. І. Янушевська та ін. – Електрон. текст. дані (1 файл). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2026. – 43 с.                                                                                                                                      |
|     |                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                   |
|     | Підготовка курсової роботи є важливою стадією навчання здобувачів вищої освіти, головною метою якої є оволодіння методологією аналізу особливостей технологічних схем та технологічних режимів, виконання технологічних розрахунків на основі отриманих теоретичних знань відповідно до вимог освітньо-професійної програми бакалаврської підготовки. Матеріал, викладений в електронному навчальному посібнику, сприяє набуттю навиків, вмінь та компетентностей для успішного виконання бакалаврського проєкту. |
|     |                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                   |
|     | УДК 66.01(075.8)                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  |

Реєстр. № НП Сод/04.01.02/1077/26 від 16.02.2026. Обсяг 1,95 авт. арк.

Національний технічний університет України  
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»  
проспект Берестейський, 37, м. Київ, 03056  
<https://kpi.ua>

Свідоцтво про внесення до Державного реєстру видавців, виготовлювачів  
і розповсюджувачів видавничої продукції ДК № 5354 від 25.05.2017 р.

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2026

## ЗМІСТ

|                                                                  |    |
|------------------------------------------------------------------|----|
| ВСТУП .....                                                      | 4  |
| 1 МЕТА ТА ЗАВДАННЯ КУРСОВОЇ РОБОТИ .....                         | 5  |
| 2 СТРУКТУРА ТА НАПОВНЕННЯ КУРСОВОЇ РОБОТИ .....                  | 6  |
| 2.1 Структура курсової роботи .....                              | 6  |
| 2.2 Теми та завдання курсових робіт .....                        | 9  |
| 3 ВКАЗІВКИ ДО ВИКОНАННЯ ОКРЕМИХ РОЗДІЛІВ .....                   | 17 |
| 3.1 Алгоритм розрахунків рівноважного ступеня перетворення ..... | 17 |
| 3.2 Розрахунок матеріального балансу виробництва .....           | 19 |
| 3.3 Розрахунок теплового балансу виробництва .....               | 22 |
| 4 ЗАХИСТ КУРСОВОЇ РОБОТИ .....                                   | 29 |
| 4.1 Контрольні запитання .....                                   | 29 |
| СПИСОК ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ.....                                  | 31 |
| Додаток А.....                                                   | 32 |
| Додаток Б .....                                                  | 33 |
| Додаток В.....                                                   | 34 |

## ВСТУП

Освітній компонент «Загальна хімічна технологія. Курсова робота» займає важливе місце у формуванні світогляду сучасного фахівця з хімічних технологій та інженерії. Поглибленню якості підготовки фахівців сприяє виконання курсової роботи (КР), яка є важливим етапом підготовки студента до майбутньої професійної діяльності і передбачає втілення одержаних студентом теоретичних і загально-інженерних знань у формі КР – творчого індивідуального завдання. Виконання курсової роботи значно поглиблює вміння та навички здобувачів вищої освіти через: набуття вмінь пошуку і використання навчальної, науково-технічної і довідкової літератури за темою КР; аналіз технологічних режимів та особливостей схем хімічних виробництв; вміння опановувати складні хімічні процеси в контексті специфічного апаратурного оформлення технологічної схеми; аналіз сировинної бази і енергетичних ресурсів виробництв; використання персональних комп'ютерів для виконання розрахунків, креслень і оформлення пояснювальної записки за вимогами існуючих нормативних документів. Базові знання, які отримує здобувач вищої освіти під час виконання КР сприяє більш якісному засвоєнню матеріалу в процесі опанування спеціальних дисциплін професійної спрямованості.

## 1 МЕТА ТА ЗАВДАННЯ КУРСОВОЇ РОБОТИ

*Предмет* освітньої компоненти «Загальна хімічна технологія. Курсова робота»: технології виробництва хімічних речовин.

*Мета* освітньої компоненти «Загальна хімічна технологія. Курсова робота»: надання здобувачам вищої освіти рівня бакалавр знань та поглиблення їх навиків, вмінь та компетентностей щодо аналізу технологічних режимів та принципів роботи апаратів технологічних схем хімічної промисловості; виконання технологічних розрахунків, що базуються на фізико-хімічних основах різних процесів та явищ, які мають місце в хімічній технології.

Вивчення освітньої компоненти посилює наступні спеціальні (фахові) компетентності:

- (ФК01) здатність використовувати положення і методи фундаментальних наук для вирішення професійних задач;
- (ФК03) здатність проектувати хімічні процеси з урахуванням технічних, законодавчих та екологічних обмежень;
- (ФК06) здатність використовувати обчислювальну техніку та інформаційні технології для вирішення складних задач і практичних проблем в галузі хімічної інженерії.

Вивчення освітньої компоненти посилює наступні програмні результати навчання:

- (ПРН02) коректно використовувати у професійній діяльності термінологію та основні поняття хімії, хімічних технологій, процесів і обладнання виробництв хімічних речовин та матеріалів на їх основі;
- (ПРН03) знати і розуміти механізми і кінетику хімічних процесів, ефективно використовувати їх при проектуванні і вдосконаленні технологічних процесів та апаратів хімічної промисловості.

## 2 СТРУКТУРА ТА НАПОВНЕННЯ КУРСОВОЇ РОБОТИ

### 2.1 Структура курсової роботи

Відповідно до Освітнього глосарію КПІ імені І. Сікорського (<https://osvita.kpi.ua/sites/default/files/downloads/glosarii.pdf>), курсова робота (КР), як окремий освітній компонент, передбачає проведення дослідження з фіксацією його результатів в окремому документі або розробку сукупності документів (розрахунково-пояснювальної або пояснювальної записки, за потреби – графічного, ілюстративного матеріалу), та є творчим або репродуктивним рішенням конкретного завдання щодо об'єктів діяльності фахівця (пристроїв, обладнання, технологічних процесів, механізмів, апаратних і програмних засобів, або їх окремих частин; економічних, соціальних, лінгвістичних проблем тощо), виконаним здобувачем самостійно під керівництвом викладача згідно із завданням, на основі набутих з однієї або декількох навчальних дисциплін знань та умінь [1].

Курсова робота є індивідуальною роботою за темою, яку викладач надає здобувачу на початку навчального семестру відповідно до його номеру за списком групи.

Пояснювальна записка (ПЗ) до КР оформлюється відповідно до [ДСТУ ГОСТ 2.001:2006 «Єдина система конструкторської документації. Загальні положення»](#). Пояснювальна записка має поетапно у чіткій формі розкривати послідовність виконання певних розділів роботи. Текст пояснювальної записки складається державною мовою в електронному вигляді на аркушах формату А4 шрифтом Times New Roman 14 пунктів, міжрядковий інтервал – 1,5 Lines. Орієнтовний обсяг виконаної КР складає 15–20 сторінок.

Нумерація розділів: заголовки першого рівня нумеруються однією арабською цифрою, після номеру розділу крапку не ставлять. Нумерація заголовків другого рівня включає дві арабські цифри, розділені крапкою. Якщо є необхідність розділити окремі підрозділи на більш дрібні підрозділи, то

застосовують заголовки третього рівня, наприклад 2.4.1, 3.5.2 тощо. Що стосується заголовків четвертого рівня, то їх стараються не застосовувати для уникнення плутанини.

Для представлення розрахунків використовується редактор формул, який доступний на вкладці «Вставлення» в групі «Символи», у якому потрібно відкрити опцію «Формула» або натиснути комбінацію клавіш «Alt» / «+=». Усі результати розрахунків надаються у вигляді формул, у які підставляються відповідні значення величин, і після обчислення пишеться числове значення із розмірністю в системі СІ. Наприклад, густина 27 %-го розчину барій хлориду об'ємом 100 см<sup>3</sup> і масою 127 г становить:  $\rho = \frac{m}{V} = \frac{127}{100} = 1,27 \text{ г/см}^3$ , де  $m$  – маса 27 %-го розчину барій хлориду, г;  $V$  – об'єм 27 %-го розчину барій хлориду, см<sup>3</sup>;  $\rho$  – густина 27 %-го розчину барій хлориду, г/см<sup>3</sup>.

Пояснювальна записка до курсової роботи оформлюється згідно з [ДСТУ 3008:2015 «Інформація та документація. Звіти у сфері науки і техніки. Структура та правила оформлення»](#). Приклади оформлення бібліографічного опису літературних джерел наведено за посиланням [2].

Структура пояснювальної записки має містити наступні розділи:

1. Титульний аркуш і аркуш завдання: зразок титульного аркуша наведений в Додатку А, зразок аркуша завдання наведений в Додатку Б.

2. Тема та завдання курсової роботи: надається в цьому розділі відповідно до варіанту здобувача.

3. Зміст: має бути згенерований автоматично згідно з програмним забезпеченням Microsoft Word у форматі Word.docx.

4. Технологічна схема виробництва та її опис: креслення технологічної схеми відповідно до варіанту здобувача має бути обрано з існуючих діючих хімічних виробництв з зазначенням посилання на відповідне літературне джерело і наведено в роботі з повною розшифровкою назв апаратів, матеріальних та теплових потоків; опис технологічної схеми має містити повну і вичерпну інформацію щодо сировинної бази виробництва, етапів хімічного процесу, параметрів технологічних режимів (температура, тиск,

концентрації тощо), принципів дії апаратів, характеру стічних вод та газоподібних і твердих відходів, характеристику хімічних продуктів виробництва (типів технологічні схеми наведено в Додатку В).

5. Розрахунок рівноважного ступеня перетворення: алгоритм розрахунку наведено у пункті 3.1 «Алгоритм розрахунку рівноважного ступеня перетворення».

6. Розрахунок матеріального балансу виробництва: алгоритм розрахунку наведено у пункті 3.2 «Розрахунок матеріального балансу виробництва».

7. Теплові розрахунки: алгоритм розрахунку наведено у пункті 3.3 «Розрахунок теплового балансу виробництва».

8. Обґрунтування основних апаратів технологічної схеми: один основний апарат та допоміжні два апарати, або агрегати, або машини призначає викладач. Здобувач має обґрунтувати застосування в схемі саме цього обладнання, навести їх характеристики (продуктивність, витрати та швидкості потоків, завантаження тощо), надати технологічні параметри їх роботи, зазначити конструкційні особливості (тип сталі, футеровка, тип мішалки тощо). Пояснити функції обраного обладнання та які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

9. Висновки: у висновках необхідно наводити основні чисельні результати розрахунків, стисле обґрунтування характеристик основних апаратів.

10. Додатки (за наявності): у додатках можуть бути розміщені довідникові таблиці, схеми, приклади схематичних зображень апаратів тощо.

## 2.2 Теми та завдання курсових робіт

Варіанти індивідуальних тем та завдань для виконання курсової роботи. Літера «N» в завданнях відповідає номеру здобувача вищої освіти за списком академічної групи, якщо він знаходиться у такому списку, починаючи з 13-тої позиції. Залежності для константи рівноваги (у вигляді –  $\lg K_p$  від  $T$ ), які наведені в завданнях, передбачають, що у формулах розрахунку константи рівноваги парціальні тиски продуктів реакції у відповідних степенях знаходяться у чисельнику, а парціальні тиски вихідних речовин – в знаменнику. Значення тисків у цих залежностях має розмірність – атм. Слід зазначити, що  $1 \text{ атм} = 101\,325 \text{ Па} \approx 100 \text{ кПа} \approx 0,1 \text{ МПа}$ .

### *Варіант 1.*

1. Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис: окиснення  $\text{SO}_2$  у  $\text{SO}_3$ . Виробництво сульфатної кислоти передбачає, зокрема, перебіг реакції:  $\text{SO}_2 + 0,5\text{O}_2 \leftrightarrow \text{SO}_3 + Q$  ( $94,5 \cdot 10^3 \text{ кДж/кмоль}$ ).

Продуктивність:  $10 \text{ т} + N \text{ SO}_3$  за годину. Температура на виході реактора складає  $T^k = 753 + N \text{ К}$ , ступінь перетворення дорівнює – 0,9, тиск атмосферний. Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %): сульфур(IV) оксид – 7; кисень – 10; решта – азот.

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури  $T$ :

$$\lg K_p = 4905,5/T - 4,6455.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

### *Варіант 2.*

1. Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис: синтезу етанолу:  $C_2H_4 + H_2O \leftrightarrow C_2H_5OH + Q$  ( $46 \cdot 10^3$  кДж/кмоль).

Продуктивність: 1 т + N продукту за годину. Температура на виході реактора складає  $T^k = 553 + N$  К, ступінь перетворення дорівнює – 0,96, тиск –  $6 + N$  МПа. Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %):  $C_2H_4$  – 53; решта – водяна пара.

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури T:

$$\lg K_p = 1090/T - 4,71 \cdot \lg T + 0,00235 \cdot T + 7,05.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

### *Варіант 3.*

1. Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис: окиснення NO у  $NO_2$ . Виробництво нітратної кислоти передбачає, зокрема, перебіг реакції:  $2NO + O_2 \leftrightarrow 2NO_2 + Q$  ( $112 \cdot 10^3$  кДж/кмоль).

Продуктивність: 1 т + N продукту за годину. Температура на виході реактора складає  $T^k = 383 + N$  К, ступінь перетворення дорівнює – 0,97, тиск –  $0,7 + N$  МПа. Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %): нітроген(II) оксид – 6,41; нітроген(IV) оксид – 3,12; кисень – 4,41; водяна пара – 16,39; решта – азот.

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури T:

$$\lg K_p = 5749/T - 1,75 \cdot \lg T + 0,0005 \cdot T - 2,83.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

*Варіант 4.*

1. Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис: синтез аміаку:  $0,5\text{N}_2 + 1,5\text{H}_2 \leftrightarrow \text{NH}_3 + Q$  ( $56 \cdot 10^3$  кДж/кмоль).

Продуктивність: 5 т + N аміаку за годину. Температура на виході з реактора складає  $T^k = 753 + N$  К, ступінь перетворення дорівнює – 0,85, тиск –  $30,4 + N$  МПа. Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %): азот – 22; водень – 66; аміак – 3; решта – інертні газы (співвідношення аргону до метану складає 1 : 3).

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

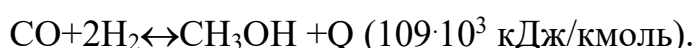
3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури T:

$$\lg K_p = 2074,8/T - 2,4943 \cdot \lg T - 0,0001256 \cdot T + 1,8564 \cdot 10^{-07} \cdot T^2 + 2,206.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

*Варіант 5.* Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис: синтезу метанолу під високим тиском:



Продуктивність: 1 т + N метанолу за годину. Температура на виході реактора складає  $T^k = 633 + N$  К; ступінь перетворення дорівнює – 0,74, тиск –  $25 + N$  МПа. Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні

частки, %): карбон(II) оксид – 16; водень – 74; решта – інертні гази (азот і метан у співвідношенні 2 : 1).

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури T:

$$\lg K_p = 3971/T - 7,492 \cdot \lg T + 0,00177 \cdot T - 3,11 \cdot 10^{-08} \cdot T^2 + 9,218.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

*Варіант 6.* Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис: парова конверсія метану:  $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow 3\text{H}_2 + \text{CO} - Q$  ( $206 \cdot 10^3$  кДж/кмоль).

Продуктивність:  $1,5 + N$  т водню за годину. Температура на виході з реактора складає  $T^k = 1098 + N$  К, ступінь перетворення дорівнює – 0,92, тиск –  $3,4 + N$  МПа. . Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %): метан – 22; решта – водяна пара.

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

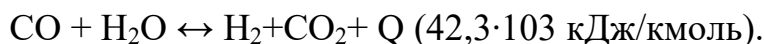
3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури T:

$$\lg K_p = -9840/T + 8,343001 \cdot \lg T - 0,002059 \cdot T + 1,78 \cdot 10^{-7} \cdot T^2 - 11,96.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

*Варіант 7.* Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис:  
середньо-температурна конверсія СО:



Продуктивність: 1,2 т + N водню за годину. Температура на виході реактора складає  $T^k = 733 + N \text{ К}$ , ступінь перетворення дорівнює – 0,95, тиск –  $3,0 + N \text{ МПа}$ . Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %): карбон(II) оксид – 7,99, карбон(IV) оксид – 4,78, водень – 35,87, водяна пара – 37,03, азот – 14,33.

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури T:

$$\lg K_p = 2203,24/T + 5,1588 \cdot 10^{-05} \cdot T + 2,5426 \cdot 10^{-07} \cdot T^2 - 7,4617 \cdot 10^{-11} \cdot T^3 - 2,3.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

*Варіант 8.* Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис:  
окиснення аміаку:  $\text{NH}_3 + 1,25\text{O}_2 \leftrightarrow \text{NO} + 1,5\text{H}_2\text{O} + Q \quad (227 \cdot 10^3 \text{ кДж/кмоль}).$

Продуктивність: 2 т + N нітроген(II) оксиду за годину. Температура на виході реактора складає  $T^k = 1123 + N \text{ К}$ , ступінь перетворення дорівнює – 0,99, тиск –  $0,73 + N \text{ МПа}$ . Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %): аміак – 9; кисень – 17, решта – азот.

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

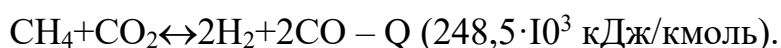
Залежність константи рівноваги від температури T:

$$\lg K_p = 11875/T + 0,4375 \cdot \lg T + 2,1.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного

або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

*Варіант 9.* Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис: вуглекислотна конверсія метану:



Продуктивність: 0,5 т + N водню на годину. Температура на виході з реактора складає  $T^k = 1098 + N$  К, ступінь перетворення дорівнює – 0,92, тиск –  $2,0 + N$  МПа. Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %): метан – 31; решта –  $\text{CO}_2$ .

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

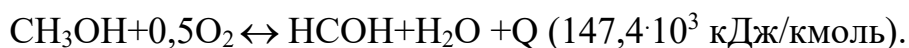
3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури T:

$$\lg K_p = -13579/T + 14,865.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

*Варіант 10.* Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис: окиснення метанолу:



Продуктивність: 0,5 т + N формальдегіду за годину. температура на виході реактора складає  $T^k = 923 + N$  К, ступінь перетворення дорівнює – 0,85, тиск –  $0,1 + N$  МПа. Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %): метанол – 35; кисень – 15, решта – азот.

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

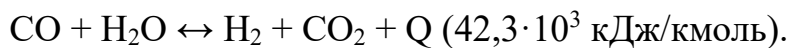
3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури  $T$ :

$$\lg K_p = 405/T + 3,4.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

*Варіант 11.* Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис: низькотемпературна конверсія CO:



Продуктивність: 0,4 т + N водню за годину. Температура на виході реактора складає  $T^k = 533 + N \text{ К}$ , ступінь перетворення дорівнює – 0,95, тиск –  $3,0 + N \text{ МПа}$ . Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %): карбон(II) оксид – 2,41; карбон(IV) оксид – 10,35; водень – 41,44; водяна пара – 31,47; азот – 14,33.

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

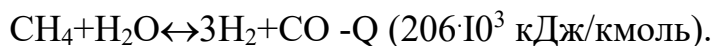
3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури  $T$ :

$$\lg K_p = 2203,24/T + 5,1588 \cdot 10^{-05} \cdot T + 2,5426 \cdot 10^{-07} \cdot T^2 - 7,4617 \cdot 10^{-11} \cdot T^3 - 2,3.$$

4. Проаналізувати наявну технологічну схему виробництва відповідно до завдання. Обґрунтувати вибір основного апарату. Пояснити функції одного або двох апаратів, або агрегатів, або машин, розташованих у технологічній схемі до і після обраного основного апарату. Пояснити, які наслідки матиме для технологічного процесу уявне вилучення таких апаратів, або агрегатів, або машин з технологічного ланцюгу.

*Варіант 12.* Наведіть технологічну схему наступного процесу та її опис:  
пароповітряна конверсія метану:



Продуктивність:  $0,5 + N$  т водню за годину. Температура на виході з реактора складає  $T^k = 1373 + N$  К, ступінь перетворення дорівнює  $-0,92$ , тиск  $-3,4 + N$  МПа. Концентрації речовин у вихідній суміші (мольні частки, %): метан  $-4,5$ ; карбон(II) оксид  $-4,6$ ; карбон(IV) оксид  $-4,7$ ; водень  $-25$ ; азот  $-15,2$ ; водяна пара  $-$  решта.

2. Розрахуйте рівноважний ступінь перетворення процесу.

3. Складіть матеріальний та тепловий баланси.

Залежність константи рівноваги від температури  $T$ :

$$\lg K_p = -9840/T + 8,343001 \cdot \lg T - 0,002059 \cdot T + 1,78 \cdot 10^{-07} \cdot T^2 - 11,96.$$

### 3 ВКАЗІВКИ ДО ВИКОНАННЯ ОКРЕМИХ РОЗДІЛІВ

#### 3.1 Алгоритм розрахунків рівноважного ступеня перетворення

На початку розрахунків потрібно розрахувати константу рівноваги –  $K_p$ , виходячи з рівняння константи з умови завдання, що має, наприклад, таку узагальнену формулу:

$$\lg K_p = \frac{A}{T} - B \cdot \lg(T) + C \cdot T, \quad (3.1)$$

де  $A, B, C$  – числові значення;  $T$  – температура, К.

Тоді значення  $K_p$  розраховується як основа десятичного логарифма підведена у ступінь, що дорівнює значенню  $\lg K_p$ :

$$K_p = 10^{\left(\frac{A}{T} - B \cdot \lg(T) + C \cdot T\right)}. \quad (3.2)$$

Усі індивідуальні завдання з курсової роботи передбачають складення матеріального балансу промислових процесів, заснованих на оборотних газофазних реакціях. Це потребує насамперед розрахунку рівноважного ступеня перетворення –  $X_p$ . Розрахунки базуються на понятті рівноважного ступеня перетворення: відношення кількості реагенту, що вступив у реакцію на момент досягнення рівноваги, до його вихідної кількості:

$$X_p = \frac{(G_0 - G^*)}{G_0} = \frac{(n_0 - n^*)}{n_0}. \quad (3.3)$$

де  $G_0$  або  $n_0$  – початкова кількість (кг або кмоль) вихідного реагенту;

$G^*$  або  $n^*$  – кількість (кг або кмоль) вихідного реагенту у стані рівноваги.

Для цього необхідно розрахувати значення рівноважної кількості компонентів реакційної суміші:

$$n^*(\text{компонентів вихідної суміші або продуктів реакції}) = n_0 - n_{0i} X_p,$$

де  $n_0$  – початкова кількість (кг або кмоль) вихідного реагенту;

$n_{0i}$  – кількість вихідного реагенту, що перетворюється в цільовий продукт і той, що є у нестачі;  $X_p$  – рівноважний ступінь перетворення.

Таким чином, якщо взяти за приклад суто теоретичну оборотну реакцію утворення води ( $2\text{H}_2 + \text{O}_2 \leftrightarrow 2\text{H}_2\text{O}$ ), і прийняти, що кількість всієї вихідної суміші дорівнює 1 моль, і що водень у суміші є у нестачі, то можна записати:

$$n^*(\text{H}_2) = n_0(\text{H}_2) - n_{01}(\text{H}_2) X_p, \quad (3.4)$$

$$n^*(\text{O}_2) = n_0(\text{O}_2) - n_{01}(\text{H}_2) X_p \cdot 1/2, \quad (3.5)$$

$$n^*(\text{H}_2\text{O}) = n_0(\text{H}_2\text{O}) + n_{01}(\text{H}_2) X_p \cdot 2/2. \quad (3.6)$$

Надалі, знаходиться сумарна рівноважна мольна кількість компонентів реакційної суміші, для чого проводиться підсумовування окремих доданків з формул 3.4–3.6 і записується єдиним виразом:

$$\sum n = [n_0(\text{H}_2) + n_0(\text{O}_2) + n_0(\text{H}_2\text{O})] \pm \left[ (-n_{01}(\text{H}_2) \cdot X_p) + \left( -n_{01}(\text{H}_2) \cdot X_p \cdot \frac{1}{2} \right) + \left( n_{01}(\text{H}_2) \cdot X_p \cdot \frac{2}{2} \right) \right]. \quad (3.7)$$

Знак між сумою доданків « $\pm$ » визначається розрахунком.

Після підстановки числових значень формула 3.7 перетворюється у вираз такого загального вигляду:

$$\sum n = 1 - D \cdot X_p, \quad (3.8)$$

де число «1» – це сума всіх складових вихідної суміші (сума мольних часток), які мають складати одиницю (ми прийняли, що кількість всієї вихідної суміші дорівнює 1 моль);

$D$  – числове значення, що виходить після розрахунків;

$X_p$  – рівноважний ступінь перетворення.

Тоді, мольні частки компонентів суміші у стані рівноваги розраховуються наступним чином:

$$N_i = \frac{n_i}{\sum n_i}, \quad (3.9)$$

$$N_{\text{H}_2} = \frac{n_0(\text{H}_2) - n_{01}(\text{H}_2) \cdot X_p}{1 - D \cdot X_p}, \quad (3.10)$$

$$N_{\text{O}_2} = \frac{n_0(\text{O}_2) - n_{01}(\text{H}_2) \cdot X_p \cdot \frac{1}{2}}{1 - D \cdot X_p}, \quad (3.11)$$

$$N_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{n_0(\text{H}_2\text{O}) + n_{01}(\text{H}_2) \cdot X_p \cdot \frac{2}{2}}{1 - D \cdot X_p}. \quad (3.12)$$

У загальному вигляді рівняння, що описує константу рівноваги газофазної оборотної реакції типу  $aA + bB = cC + dD$ , виглядає так:

$$K_C = \frac{P_C^c \cdot P_D^d}{P_A^a \cdot P_B^b}. \quad (3.13)$$

Враховуючи той факт, що  $P_A, P_B, P_C, P_D$  у цьому рівнянні – це парціальні тиски кожного з компонентів суміші ( $P_i$ ), а  $P_i = N_i \cdot P$ , рівняння 3.13 набуває наступного вигляду:

$$K_p = \frac{(N_C \cdot P)^c \cdot (N_D \cdot P)^d}{(N_A \cdot P)^a \cdot (N_B \cdot P)^b}. \quad (3.14)$$

Підставляючи в рівняння 3.14 відповідні значення  $N_{H_2}, N_{O_2}, N_{H_2O}$  (дивись розрахунки за формулами 3.10 – 3.12), рівняння 3.14 набуває наступного вигляду:

$$K_p = \frac{(n_0(H_2O) - n_{01}(H_2) \cdot X_p \cdot \frac{2}{2})^2}{(n_0(H_2) - n_{01}(H_2) \cdot X_p)^2 \cdot (n_0(O_2) - n_{01}(H_2) \cdot X_p \cdot \frac{1}{2})^1 \cdot \left(\frac{P}{1 - D \cdot X_p}\right)^{-1}}. \quad (3.15)$$

Оскільки значення  $K_p$  було розраховано раніш (дивись формулу 3.2), з рівняння 3.15 розраховується значення рівноважного ступеня перетворення  $X_p$ .

Підставляючи значення  $X_p$  у рівняння 3.10–3.12 отримуємо значення концентрацій (мольних часток) компонентів реакції суміші в стані рівноваги.

### 3.2 Розрахунок матеріального балансу виробництва

Для пояснення алгоритму розрахунку матеріального балансу будемо використовувати, як приклад, ту ж саму газову реакцію утворення пари води, із врахуванням нестачі водню:  $2H_2 + O_2 \leftrightarrow 2H_2O$ . Припустимо, що умови завдання наступні: необхідно отримати 1 т води; склад вихідної суміші (мольна частка, %):  $H_2$  – 20 %,  $O_2$  – 80 %; ступінь перетворення дорівнює  $\eta$  – 0,9, а згідно з попереднього розрахунку рівноважного ступеня перетворення ( $X_p$ ) його значення складає 0,75.

Спочатку розраховується практичний ступінь перетворення водню (реагент, що у нестачі):  $X = X_p \cdot \eta = 0,75 \cdot 0,9 = 0,675$ .

Молярні маси реагентів та продуктів становлять:

$$M(H_2) = 2 \text{ кг/кмоль};$$

$$M(O_2) = 32 \text{ кг/кмоль};$$

$$M(H_2O) = 18 \text{ кг/кмоль}.$$

Далі розраховуються значення густини реагентів та продуктів за нормальних умов за формулою:

$$\rho = \frac{M}{V} = \frac{M}{22,4} (\text{кг/м}^3), \quad (3.16)$$

Тоді згідно з формулою 3.16:

$$\rho_{H_2} = \frac{M}{V} = \frac{2}{22,4} = 0,0893 (\text{кг/м}^3),$$

$$\rho_{O_2} = \frac{M}{V} = \frac{32}{22,4} = 1,4286,$$

$$\rho_{H_2O} = \frac{M}{V} = \frac{18}{22,4} = 0,8036 (\text{кг/м}^3).$$

Тоді розраховується практичний витратний коефіцієнт (кг) для водню (реагенту, що взятий у нестачі) із врахуванням заданої кількості цільового продукту  $G_{\text{води}}$  (кг). Загальний вигляд формули розрахунку витратного коефіцієнту для загальної реакції типу  $aA + bB \leftrightarrow rR + sS$  для реагенту А і визначеної маси продукту R виглядає так:

$$G_A^0 = \frac{G_R \cdot M_A \cdot a}{M_R \cdot r \cdot X}, \quad (3.17)$$

де  $M_A$ ,  $M_R$  – молярні маси компонентів А і R;

X – рівноважний ступінь перетворення за речовиною А, що взята у нестачі;

r, a – стехіометричні коефіцієнти у рівнянні перед речовинами R і А.

Для нашої реакції:

$$G_{H_2}^0 = \frac{G_{H_2O} \cdot M_{H_2} \cdot a}{M_{H_2O} \cdot r \cdot X} = \frac{1000 \cdot 2 \cdot 2}{18 \cdot 2 \cdot 0,675} = 164,61 \text{ кг}.$$

Долі перераховується маса водню на його об'єм:

$$V_{H_2}^0 = \frac{G_{H_2}^0}{\rho_{H_2}} = \frac{164,61}{0,0893} = 1843,33 \text{ м}^3. \quad (3.18)$$

Розрахований об'єм водню – це об'єм, який вступив в реакцію згідно стехіометрії. Але, у газовій суміші реагентів об'ємна мольна частка водню складала 20 % або 0,2 у частках. Тож, вихідний об'єму всієї газової суміші складатиме:

$$V^0 = \frac{V_{H_2}^0}{0,2} = \frac{1843,33}{0,2} = 9216,65 \text{ м}^3. \quad (3.19)$$

Виходячи з цього, розраховується об'єм та маса другого реагенту – кисню, враховуючи те, що його частка у загальному об'ємі газової суміші складає 0,8, а густина – 1,4286 кг/м<sup>3</sup>:

$$V_{O_2}^0 = V^0 \cdot 0,8 = 9216,65 \cdot 0,8 = 7373,32 \text{ м}^3, \quad (3.20)$$

$$G_{O_2}^0 = V_{O_2}^0 \cdot \rho_{O_2} = 7373,32 \cdot 1,4286 = 10533,52 \text{ кг}. \quad (3.21)$$

Аналогічно розраховується об'єм та маса продуктів реакції. У нашому випадку продукт один – вода і маса цього продукту відома з умов завдання – 1000 кг. Тож, об'єм води дорівнює:

$$V_{H_2O}^0 = \frac{G_{H_2O}^0}{\rho_{H_2O}} = \frac{1000}{0,8036} = 1244,4 \text{ м}^3. \quad (3.22)$$

Якщо в продуктах присутні інші речовини, то враховуючи приклад реакції:  $aA + bB \leftrightarrow rR + sS$  розрахунок маси та об'єму продукту S буде виконуватися за формулами:

$$G_S^0 = \frac{G_R \cdot M_S \cdot s}{M_R \cdot r}, \text{ кг}, \quad (3.23)$$

$$V_S^0 = \frac{G_S^0}{\rho_S}, \text{ м}^3. \quad (3.24)$$

Надалі розраховуються маса та об'єм реагентів, які після реакції залишаються в суміші, тобто тих, що не прореагували. Маса водню, що не прореагувала складає:

$$G_{H_2}^* = G_{H_2}^0 \cdot (1 - X) = 164,61 \cdot (1 - 0,675) = 53,5 \text{ кг}. \quad (3.25)$$

Відповідно об'єм водню складає:

$$V_{H_2}^* = V_{H_2}^0 \cdot (1 - X) = 1843,33 \cdot (1 - 0,675) = 599,1 \text{ м}^3 \quad (3.26)$$

Масу другого реагенту – кисню, розраховується за формулою:

$$G_{O_2}^* = G_{O_2}^0 - \frac{G_{H_2}^0 \cdot M_{O_2} \cdot X \cdot b}{a \cdot M_{H_2}} = 10533,52 - \frac{164,61 \cdot 32 \cdot 0,675}{2 \cdot 2} = 9644,63 \text{ кг} \quad (3.27)$$

де  $a, b$  – стехіометричні коефіцієнти.

Відповідно об'єм кисню складатиме:

$$V_{O_2} = \frac{G_{O_2}^*}{\rho_{O_2}} = \frac{9644,63}{1,4286} = 6751,11 \text{ м}^3 \quad (3.28)$$

Результати розрахунків маси та об'ємів реагентів, що прореагували, продуктів та реагентів, що не прореагували, вносяться в таблицю 1. Слід зауважити, що маса речовин, які вступили в реакцію (частина – «Надходження») має дорівнювати масі продуктів та речовин, які не прореагували (частина – витрати).

Таблиця 3.1 – Матеріальний баланс

| Компо-<br>нент   | Надходження |        |                |      | Витрати  |        |                |       |
|------------------|-------------|--------|----------------|------|----------|--------|----------------|-------|
|                  | кг          | % мас. | м <sup>3</sup> | %об. | кг       | % мас. | м <sup>3</sup> | %об.  |
| H <sub>2</sub>   | 164,61      | 1,54   | 1843,33        | 20   | 53,5     | 0,5    | 599,1          | 6,98  |
| O <sub>2</sub>   | 10533,52    | 98,46  | 7373,32        | 80   | 9644,63  | 90,15  | 6751,11        | 78,55 |
| H <sub>2</sub> O | 0           | 0      | 0              | 0    | 1000     | 9,35   | 1244,4         | 14,47 |
| Разом            | 10698,13    | 100    | 9216,65*       | 100  | 10698,13 | 100    | 8594,61*       | 100   |

\* Розрахунки об'ємів газів, наведених в таблиці 3.1, зроблені для зручності представлення результатів розрахунків. У промислових умовах гази вимірюються саме в об'ємних, а не масових одиницях. Закону збереження об'єму не існує.

### 3.3 Розрахунок теплового балансу виробництва

Складання теплового балансу ґрунтується на використанні *результатів матеріального балансу*.

До *надходження* у тепловому балансі відносять значення фізичної теплоти всіх реагентів, які поступають у реактор, теплоти екзотермічних хімічних процесів або розчинення, конденсації, кристалізації, сублімації тощо. Також вносять значення теплоти, що передається реакційній суміші теплоносіями в теплообмінниках або за рахунок спалювання природного газу. Можливий варіант безпосереднього вводу теплоти в реакційне середовище за рахунок водяної пари (так звана «гостра» пара).

До *витрат* відносять значення фізичної теплоти речовин, які виходять з реактора, теплоти ендотермічних хімічних процесів та розчинення, плавлення, випаровування тощо, а також втрати фізичної теплоти в навколишнє

середовище і теплоти, яка відводиться в теплообмінниках для охолодження або утилізації теплоти.

Тепловий баланс узагальнюють у вигляді таблиці теплового балансу, яка складається з надходження і витрат, розбіжність між ними має бути до одного відсотка.

Для вихідних реагентів вихідної суміші та продуктів, а також речовин кінцевої реакційної суміші розраховується їх теплоти за формулами:

$$Q_{\text{надх}} = n^0 \cdot C_p^0 \cdot (T^0 - 273) \pm n^0 \cdot N_A^0 \cdot X \cdot Q_A, \quad (3.29)$$

$$Q_{\text{витр}} = n^K \cdot C_p^K \cdot (T^K - 273). \quad (3.30)$$

де  $n^0$ ,  $n^K$  – кількість вихідних речовин і продуктів реакції, кмоль;

$C_p^0$ ,  $C_p^K$  – середня теплоємність вихідної суміші і продуктів реакції, кДж/(кмоль К);

$T^0$ ,  $T^K$  – температура вихідної суміші і продуктів реакції, К;

$N_A^0$  – початкова концентрація вихідного компонента, який взято у нестачі, молярна частка;

$X$  – ступінь перетворення за вихідним компонентом  $A$ , частка од.;

$Q_A$  – питомий тепловий ефект компонента  $A$ , позитивний для екзотермічних реакцій, негативний для ендотермічних реакцій, кДж/кмоль.

Питомий тепловий ефект компонента розраховується як:

$$Q_A = \frac{Q}{a}, \quad (3.31)$$

де  $Q$  – тепловий ефект реакції, кДж;

$a$  – стехіометричний коефіцієнт компонента  $A$ .

За умови що:  $Q_{\text{надх}} = Q_{\text{витр}}$ , справедливим є вираз:

$$n^0 \cdot C_p^0 \cdot (T^0 - 273) \pm n^0 \cdot N_A^0 \cdot X \cdot Q_A = n^K \cdot C_p^K \cdot (T^K - 273) \quad (3.32)$$

З наступних рівнянь розраховується початкова температура –  $T^0$ :

Для екзотермічної реакції  $T^0$ :

$$T^0 = 273 + \frac{[n^K \cdot C_p^K \cdot (T^K - 273) - n^0 \cdot N_A^0 \cdot X \cdot Q_A]}{n^0 \cdot C_p^0}. \quad (3.33)$$

Для ендотермічної реакції  $T^0$ :

$$T^0 = 273 + \frac{[n^K \cdot C_p^K \cdot (T^K - 273) + n^0 \cdot N_A^0 \cdot X \cdot Q_A]}{n^0 \cdot C_p^0}. \quad (3.34)$$

Для розрахунку  $T^0$  спочатку необхідно знайти у довіднику середні теплоємності всіх учасників реакційної суміші за заданої у завданні температури, кДж/кмоль·К. Деякі значення середньої теплоємності декількох речовин наведено у таблиці 3.2.

Таблиця 3.2 – Середні значення теплоємності речовин,  $C_{pi}$

| T, °C | O <sub>2</sub> | N <sub>2</sub> | CO     | CO <sub>2</sub> | H <sub>2</sub> O | SO <sub>2</sub> | Повітря<br>сухе |
|-------|----------------|----------------|--------|-----------------|------------------|-----------------|-----------------|
| 0     | 29,274         | 29,019         | 29,123 | 35,860          | 33,499           | 38,85           | 29,073          |
| 100   | 29,538         | 29,048         | 29,178 | 38,112          | 33,741           | 40,65           | 29,152          |
| 200   | 29,931         | 29,132         | 29,303 | 40,059          | 34,118           | 42,33           | 29,299          |
| 300   | 30,400         | 29,287         | 29,517 | 41,755          | 34,575           | 43,88           | 29,521          |
| 400   | 30,878         | 29,500         | 29,789 | 43,250          | 35,090           | 45,22           | 29,789          |
| 500   | 31,334         | 29,764         | 30,099 | 44,573          | 35,630           | 46,39           | 30,095          |
| 600   | 31,761         | 30,044         | 30,425 | 45,453          | 36,195           | 47,35           | 30,405          |
| 700   | 32,150         | 30,341         | 30,752 | 46,813          | 36,789           | 48,23           | 30,723          |
| 800   | 32,502         | 30,635         | 31,070 | 47,763          | 37,392           | 48,94           | 31,028          |
| 900   | 32,825         | 30,924         | 31,376 | 48,617          | 38,008           | 49,61           | 31,321          |
| 1000  | 33,118         | 31,196         | 31,665 | 49,392          | 38,619           | 50,16           | 31,598          |
| 1100  | 33,386         | 31,455         | 31,937 | 50,099          | 39,226           | 50,66           | 31,862          |
| 1200  | 33,633         | 31,707         | 32,192 | 50,740          | 39,825           | 51,08           | 32,109          |

Далі розраховується кількість моль (кмоль) вихідної та кінцевої реакційної суміші, використовуючи значення об'єму з таблиці матеріального балансу:

$$n^0 = \frac{V^0}{22,4}, \quad (3.35)$$

$$n^K = \frac{V^K}{22,4}. \quad (3.36)$$

Середня теплоємність суміші  $C_p$  для реакції  $aA + bB = cC + dD$  визначається за правилом адитивності:

$$C_p^0 = C_{pA} \cdot N_A^0 + C_{pB} \cdot N_B^0 + C_{pR} \cdot N_R^0 + C_{pS} \cdot N_S^0, \quad (3.37)$$

$$C_p^K = C_{pA} \cdot N_A^K + C_{pB} \cdot N_B^K + C_{pR} \cdot N_R^K + C_{pS} \cdot N_S^K, \quad (3.38)$$

де  $C_{pA}$ ,  $C_{pB}$ ,  $C_{pR}$ ,  $C_{pS}$  – середні теплоємності всіх учасників реакційної суміші, що визначені за допомогою довідника, кДж/кмоль·К;

$N_A^0$ ,  $N_B^0$ ,  $N_R^0$ ,  $N_S^0$ ,  $N_A^K$ ,  $N_B^K$ ,  $N_R^K$ ,  $N_S^K$  – об'ємні частки відповідно речовин вихідної та кінцевої реакційної суміші, що беруться з таблиці матеріального балансу (% об), але відсотки переводяться у частки.

Після обчислювання значень  $n^0$ ,  $n^K$ ,  $C_p^0$ ,  $C_p^K$ ,  $Q_A$  вони підставляються в формулу 3.33 або у формулу 3.34 в залежності від теплового ефекту реакції і розраховується значення  $T^0$ .

Результат розрахунку  $T^0$  надає підстави критично оцінити можливість адіабатичного перебігу реакції і вирішити потребу відведення (підведення) теплоти. Результати обчислення теплового балансу також впливають на вибір конструкції реактора. Значна кількість реакторів або їх окремі секції (наприклад, шари каталізатору) працюють в адіабатичному режимі, тобто без теплообміну з довкіллям і у цьому випадку вихідна температура реакційної суміші не повинна бути нижчою за температуру запалювання каталізатора –  $T_{zan}$ , а температура суміші на виході із шару не повинна перевищувати межу термічної стійкості каталізатора –  $T_{cp}$ . У політермічному ж (неадіабатичному) реакторі необхідний температурний режим забезпечується підведенням (відведенням) теплоти за допомогою теплообмінних елементів і відповідних теплоносіїв.

Таким чином, розрахована  $T^0$  може бути меншою або невиправдано більшою для перебігу реакції у адіабатичному режимі, у такому випадку значенням температури задаються, обираючи таке, яке є раціональним для запалювання каталізатора.

Надалі, розраховується кількість теплоти, що відводиться (якщо реакція екзотермічна) або підводиться (якщо реакція ендотермічна) з теплоносієм ( $Q_{т.н.}$ , кДж). Із урахуванням формул 3.33, 3.34 та 3.32, можна записати:

$$Q_{т.н.} = n^0 \cdot C_p^0 \cdot (T^0 - 273) \pm n^0 \cdot N_A^0 \cdot X \cdot Q_A \pm n^K \cdot C_p^K \cdot (T^K - 273) \quad (3.39)$$

Таким чином, для *екзотермічної реакції* розраховується кількість *відведеної* теплоти (теплообмінники або котли-утилізатори):

$$Q_{\text{т.н.}} = n^0 \cdot C_p^0 \cdot (T^0 - 273) + n^0 \cdot N_A^0 \cdot X \cdot Q_A - n^k \cdot C_p^k \cdot (T^k - 273). \quad (3.40)$$

У випадку *ендотермічної реакції* для розрахунку *підведеної* теплоти (теплообмінники або спалювання природного газу) використовується наступна формула:

$$Q_{\text{т.н.}} = n^k \cdot C_p^k \cdot (T^k - 273) + n^0 \cdot N_A^0 \cdot X \cdot Q_A - n^0 \cdot C_p^0 \cdot (T^0 - 273). \quad (3.41)$$

Таким чином, можна зробити висновок щодо кількості теплоти, яку необхідно підвести або відвести для одержання заданої маси цільового продукту за допустимого нагрівання реакційної суміші від  $T^0$  до  $T^k$ .

Для *екзотермічної реакції* значення  $Q_{\text{т.н.}}$  у таблиці теплового балансу входить до статті витрати, а для *ендотермічної* – до статті надходження.

Для *екзотермічної реакції* значення  $Q_{\text{х.р.}}$  (теплота хімічної реакції) у таблиці теплового балансу входить до статті надходжень, а *ендотермічної* – до статті витрат.

Надалі розраховується кількість теплоти, яка надходить в реактор разом з речовинами і за рахунок екзотермічної реакції або підводиться до реактору з теплоносієм у випадку *ендотермічної реакції* (це у частині балансу – «Надходження»), і відповідно розраховується кількість теплоти, що залишається в продуктах, відводиться в процесі охолодження і втрачається у навколишнє середовище (це у частині балансу – «Витрати»).

У частину «Надходження» для реакції  $aA + bB = rR + sS$  кількість теплоти (Дж, кДж, ГДж) розраховується за формулами:

$$Q_A^0 = \frac{G_A^0}{M_A} \cdot C_{pA} \cdot (T^0 - 273), \quad (3.42)$$

$$Q_B^0 = \frac{G_B^0}{M_B} \cdot C_{pB} \cdot (T^0 - 273), \quad (3.43)$$

$$Q_R^0 = \frac{G_R^0}{M_R} \cdot C_{pR} \cdot (T^0 - 273), \quad (3.44)$$

$$Q_S^0 = \frac{G_S^0}{M_S} \cdot C_{pS} \cdot (T^0 - 273), \quad (3.45)$$

Кількість теплоти, що вноситься в реактор з продуктами реакції, звісно, відбувається лише тоді, коли у вихідній суміші присутні у якійсь кількості продукти реакції за завданням.

І звісно – значення  $G_A^0$ ,  $G_B^0$ ,  $G_R^0$ ,  $G_S^0$ , беруться з таблиці матеріального балансу.

Теплота реакції визначається за формулою:

$$Q_{x.p.} = n^0 \cdot N_A^0 \cdot X \cdot Q_A. \quad (3.46)$$

У частину «Витрати» для реакції  $aA + bB = rR + sS$  кількість теплоти (Дж, кДж, ГДж) розраховується за формулами:

$$Q_A^K = \frac{G_A^K}{M_A} \cdot C_A \cdot (T^K - 273), \quad (3.47)$$

$$Q_B^K = \frac{G_B^K}{M_B} \cdot C_B \cdot (T^K - 273), \quad (3.48)$$

$$Q_R^K = \frac{G_R^K}{M_R} \cdot C_R \cdot (T^K - 273), \quad (3.49)$$

$$Q_S^K = \frac{G_S^K}{M_S} \cdot C_S \cdot (T^K - 273). \quad (3.50)$$

Значення  $G_A^K$ ,  $G_B^K$ ,  $G_R^K$ ,  $G_S^K$  також беруться з таблиці матеріального балансу.

Результати розрахунків теплоти речовин на вході та на виході з реактора, а також всі підведення та втрати теплоти, вносимо в таблицю 3.2.

Таблиця 3.2 – Тепловий баланс

| Компонент  | Надходження |     | Витрати |     |
|------------|-------------|-----|---------|-----|
|            | Дж          | %   | Дж      | %   |
| $Q_{H2}$   |             |     |         |     |
| $Q_{O2}$   |             |     |         |     |
| $Q_{H2O}$  | 0           | 0   |         |     |
| $Q_{т.н.}$ |             |     |         |     |
| $Q_{x.p.}$ |             |     |         |     |
| Разом      |             | 100 |         | 100 |

Слід зауважити, що теплота речовин, які входить в реактор (частина – «Надходження») не обов'язково має дорівнювати теплоті речовин, яка виходить з реактора (частина – «Витрати»). Позитивного значення розбаланс теплоти (різниця між сумарним надходженням та витратою), наприклад, що вводиться з реагентами та за рахунок екзотермічної реакції та тієї, що виводиться з продуктами показує – чи потрібно відводити теплоносієм теплоту від реактора. У той же час для ендотермічних реакцій (розбаланс з негативним значенням) – це є кількість теплоти, яку необхідно підвести у зону реакції (наприклад теплота від згоряння природного газу).

Таким чином, підсумовуючи можна відмітити, що тепловий баланс можна скласти лише на основі коректного послідовного виконання розрахунків значення рівноважного ступеня перетворення  $X$  та розрахунків відповідних значень матеріального балансу.

## 4 ЗАХИСТ КУРСОВОЇ РОБОТИ

Захист роботи проводиться на засіданні кафедральної комісії, у складі якої має бути наявні щонайменше 2 викладачі кафедри ТНРВ та ЗХТ (у форматі дистанційної форми навчання захист відбувається в режимі Zoom-конференції). До захисту допускаються роботи, які отримали допуск керівника курсової роботи (готова оформлена курсова робота надсилається здобувачем керівнику роботи згідно з графіком в електронному форматі). Захист курсової роботи відбувається у форматі презентації, яку готує здобувач у програмі PowerPoint (.pptx). Презентація має містити технологічну схему, технологічні параметри і режими технологічної схеми, основні апарати (за завданням викладача), основні результати розрахунків матеріального та теплового балансів (у тому числі зведені таблиці матеріального та теплового балансів). Для доповіді надається до 7 хвилин, після якої здобувач відповідає на запитання членів комісії. Оцінювання роботи і відповідей здобувача відбувається на закритому обговоренні комісією після захисту всіх курсових робіт здобувачів, запланованих на цей день. Оцінка виставляється згідно з *Положенням про рейтингову систему оцінювання* за 100-бальною системою і оприлюднюється одразу по закінченню обговорення комісією.

### 4.1 Контрольні запитання

1. Опишіть матеріальні потоки технологічної схеми. Надайте детальний опис схеми технологічного процесу, призначення і взаємний зв'язок технологічного обладнання.

2. Наведіть хімізм запропонованої технології (хімічні реакції, на яких базується отримання цільового продукту).

3. Охарактеризуйте природну сировину/напівпродукти/хімічні речовини, які використовуються в технології для одержання цільового продукту.

4. Надайте характеристику каталізатора (за наявності: хімічний склад, носій, модифікатори, промотори, тип каталізатора: блочний, гранульований, таблетований тощо, приблизний термін дії, спосіб регенерації, спосіб утилізації відпрацьованого каталізатора).

5. Опишіть теплові потоки технологічної схеми (наведіть температурні режими в апаратах схеми, охарактеризуйте теплоносії). Наведіть способи рекуперації фізичної теплоти матеріальних потоків і теплоти реакцій. Надайте визначення автотермічності? Чим визначається початкова температура для каталітичних процесів? Назвіть умови підведення та відведення теплоти у реактор.

6. Запропонуйте способи утилізації/переробки відходів технологічної схеми для поліпшення екологічності виробництва.

7. Назвіть сферу застосування хімічного продукту запропонованої технологічної схеми.

8. Надайте Ваші міркування (за наявності) щодо оптимізації процесу, який є основою технологічної схеми.

9. Охарактеризуйте альтернативні джерела енергії, які можливі для використання у цій технологічній схемі.

## СПИСОК ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ

1. URL: <https://osvita.kpi.ua/sites/default/files/downloads/glosarii.pdf> (дата звернення: 06.01.2026 р.)
2. Приклади оформлення бібліографічного опису у списку використаних джерел з урахуванням Національного стандарту України ДСТУ 8302:2015 «Бібліографічне посилання. Загальні положення та правила складання». URL: <https://msu.edu.ua/library/wp-content/uploads/2019/02/pryklady-oformlennja-bibliohrafichnoho-opysu-zhidno-dstu-8302.pdf> (дата звернення: 11.05.2022).
3. Загальна хімічна технологія: підручник / Яворський В. Т, Перекупко Т. В., Знак З. О., Савчук Л. В. «Львівська політехніка». – 3-тє вид., доопрацьоване. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2014. 540 с.
4. Методичні вказівки до лабораторної роботи «Конверсія окису вуглецю» з дисципліни «Загальна хімічна технологія» для студентів університету всіх спеціальностей та форм навчання / Укладачі: А. А. Чернишов, А. Г. Рудницький. – Дніпропетровськ: УДХТУ, 2004. 20 с.
5. Парова конверсія. Технологія неорганічних речовин. Частина 1. Технологія газів: навчальний посібник / Волошин М. Д., Шестозуб А. Б., Черненко Я. М., Зеленська Л. О. – Дніпродзержинськ: 2009. 313 с.
6. Технологія газів. Частина 1: конспект лекцій / Укладачі: Шестозуб А. Б., Волошин М. Д. – Дніпродзержинськ: ДДТУ, 2013. 81 с.

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ  
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

Кафедра технології неорганічних речовин, водоочищення та загальної  
хімічної технології

**ЗАГАЛЬНА ХІМІЧНА ТЕХНОЛОГІЯ. КУРСОВА РОБОТА**

на тему:

Технологія окиснення  $\text{SO}_2$  у  $\text{SO}_3$

---

Студента 2 курсу групи ЛЦ-21

Петренко В. О.

(прізвище та ініціали)

\_\_\_\_\_ (підпис)

Керівник доцент, к.т.н. Сохненко Л. Я.

(посада, науковий ступінь, прізвище та ініціали)

\_\_\_\_\_ (підпис)

Національна оцінка \_\_\_\_\_

Кількість балів: \_\_\_\_\_

Члени комісії \_\_\_\_\_ доцент, к.т.н. Сохненко Л. Я.

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Київ – 2026 рік

Зразок завдання курсової роботи

Хіміко-технологічний факультет «КПІ ім. Ігоря Сікорського»  
Кафедра технології неорганічних речовин, водоочищення та загальної  
хімічної технології

**ЗАВДАННЯ**

студент гр. ЛЦ-21 Петренко Володимира Олександровича

1. Тема роботи: Технологія окиснення  $\text{SO}_2$  у  $\text{SO}_3$

2. Варіант N= 14

Завдання:.....

.....  
.....  
.....

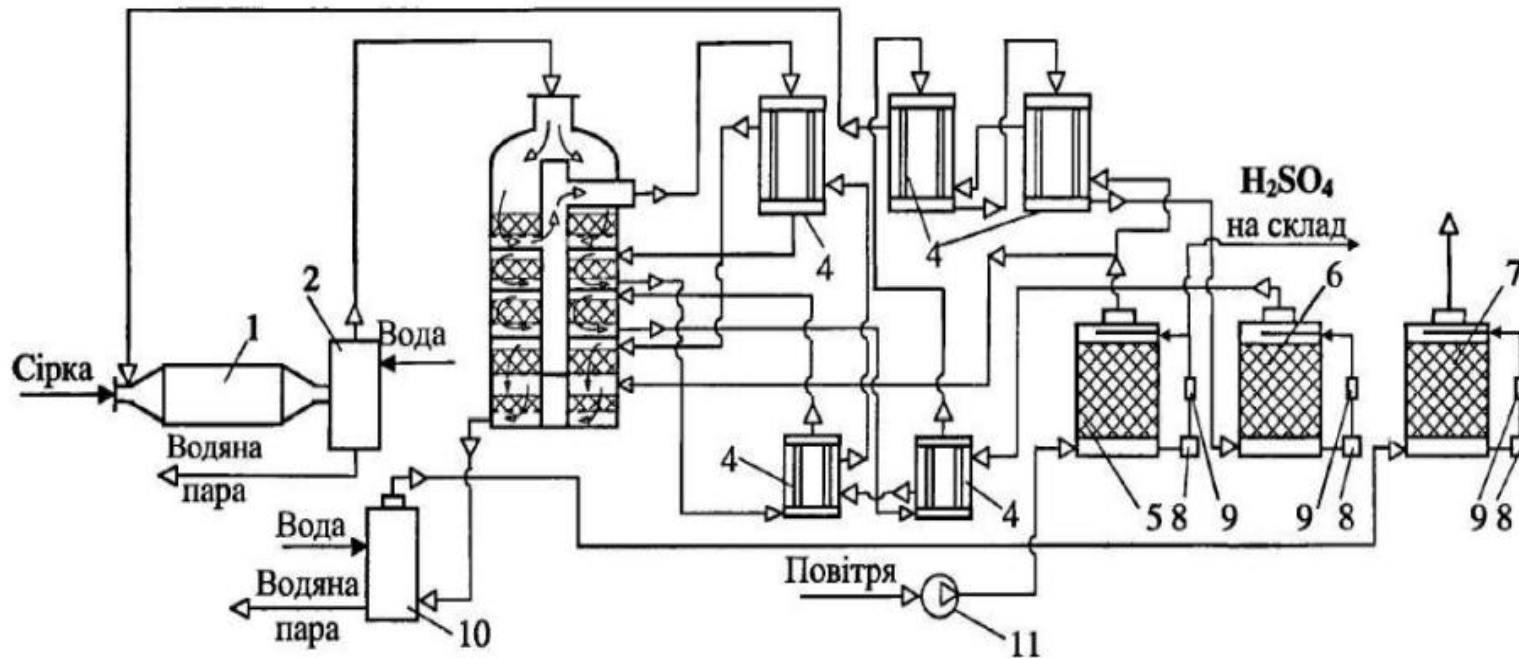
Дата захисту курсової роботи: до 28 травня 2026 р..

Дата видачі завдання: 18 березня 2026 р.

Керівник: \_\_\_\_\_/Сохненко Л. Я./

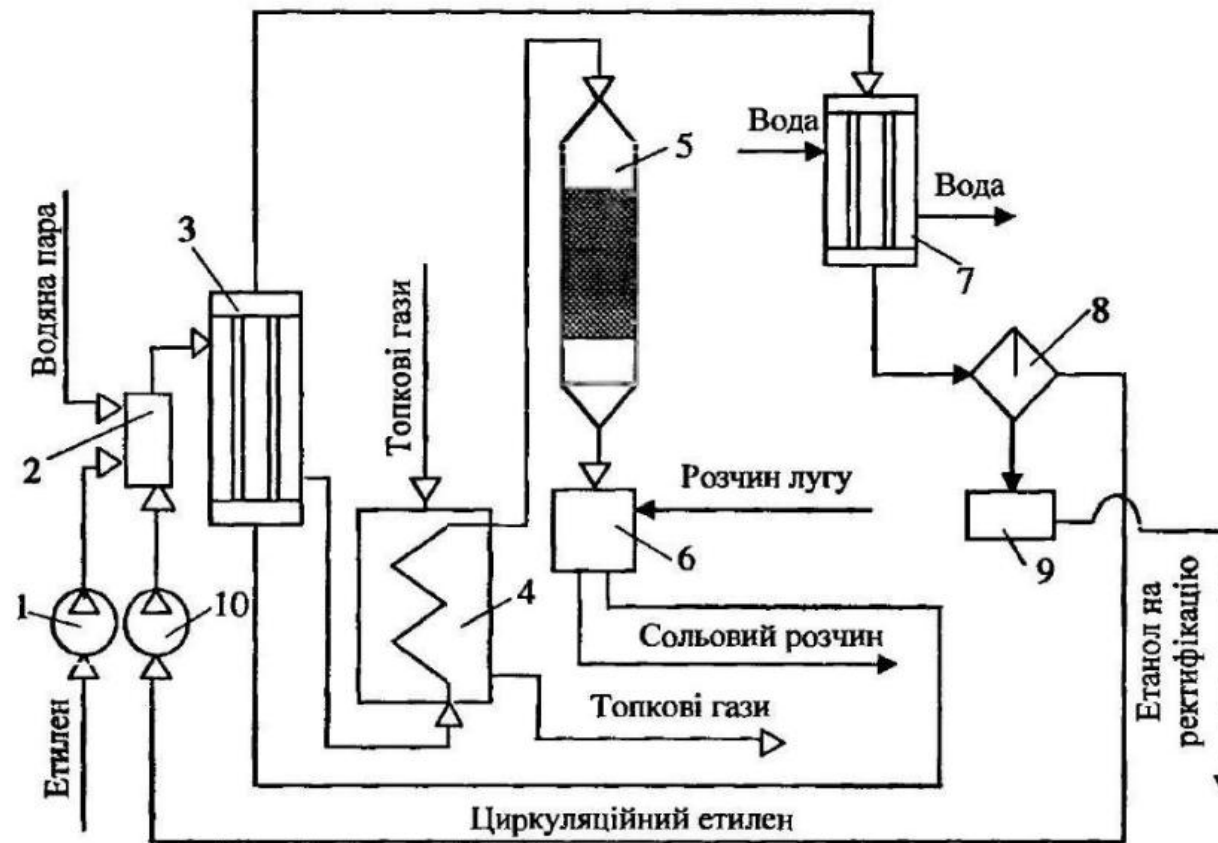
Завдання прийняв до виконання: \_\_\_\_\_

Підпис студента



1 – піч; 2, 10 – котел-утилізатор; 3 – контактний апарат; 4 – теплообмінник; 5 – сушильна башта; 6 – моногідратний абсорбер першого ступеню; 7 – моногідратний абсорбер другого ступеню; 8 – ємність; 9 – холодильник;  
11 – повітрянагрівач

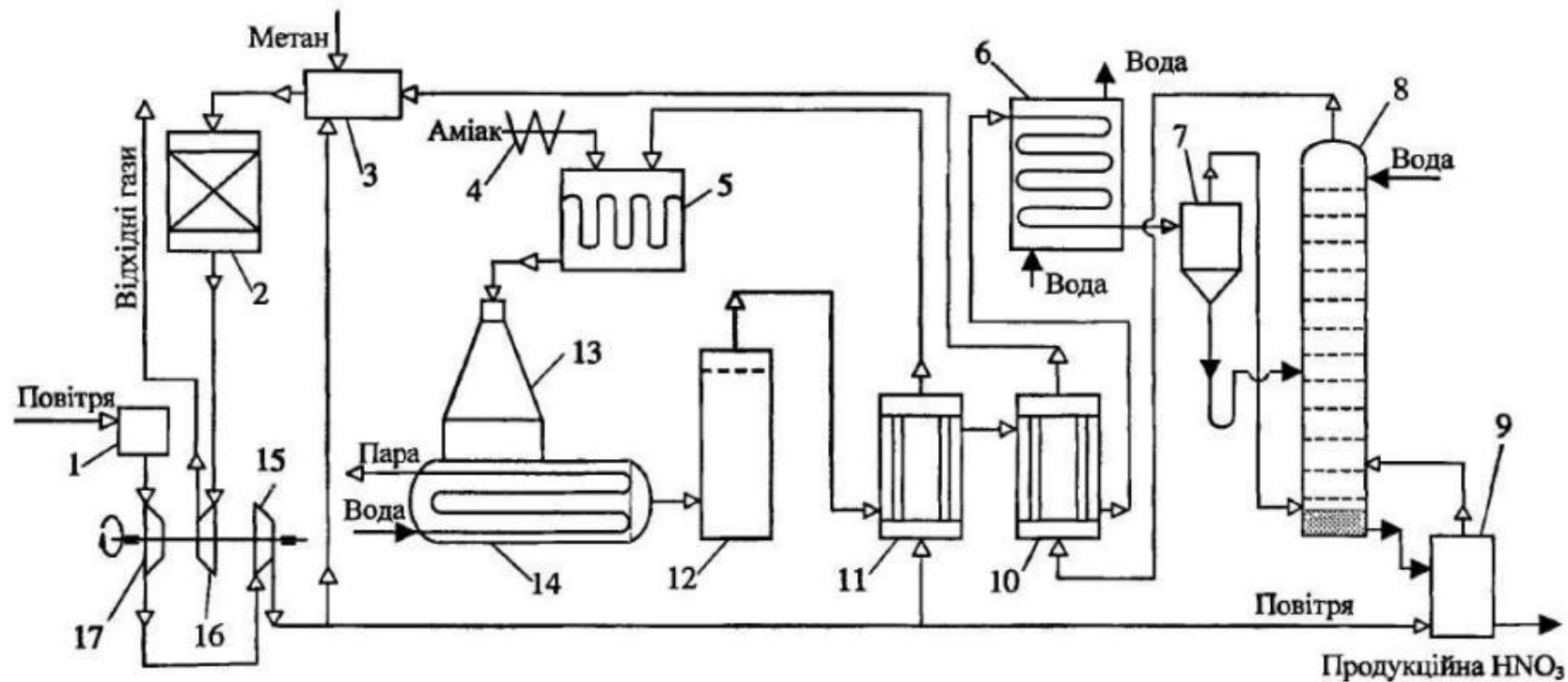
Рисунок 1 – Технологічна схема виробництва сульфатної кислоти із сірки методом подвійного контактування та подвійної абсорбції [3]



1 – компресор; 2 – змішувач; 3 – теплообмінник-рекуператор; 4 – трубчаста піч; 5 – контактний апарат;

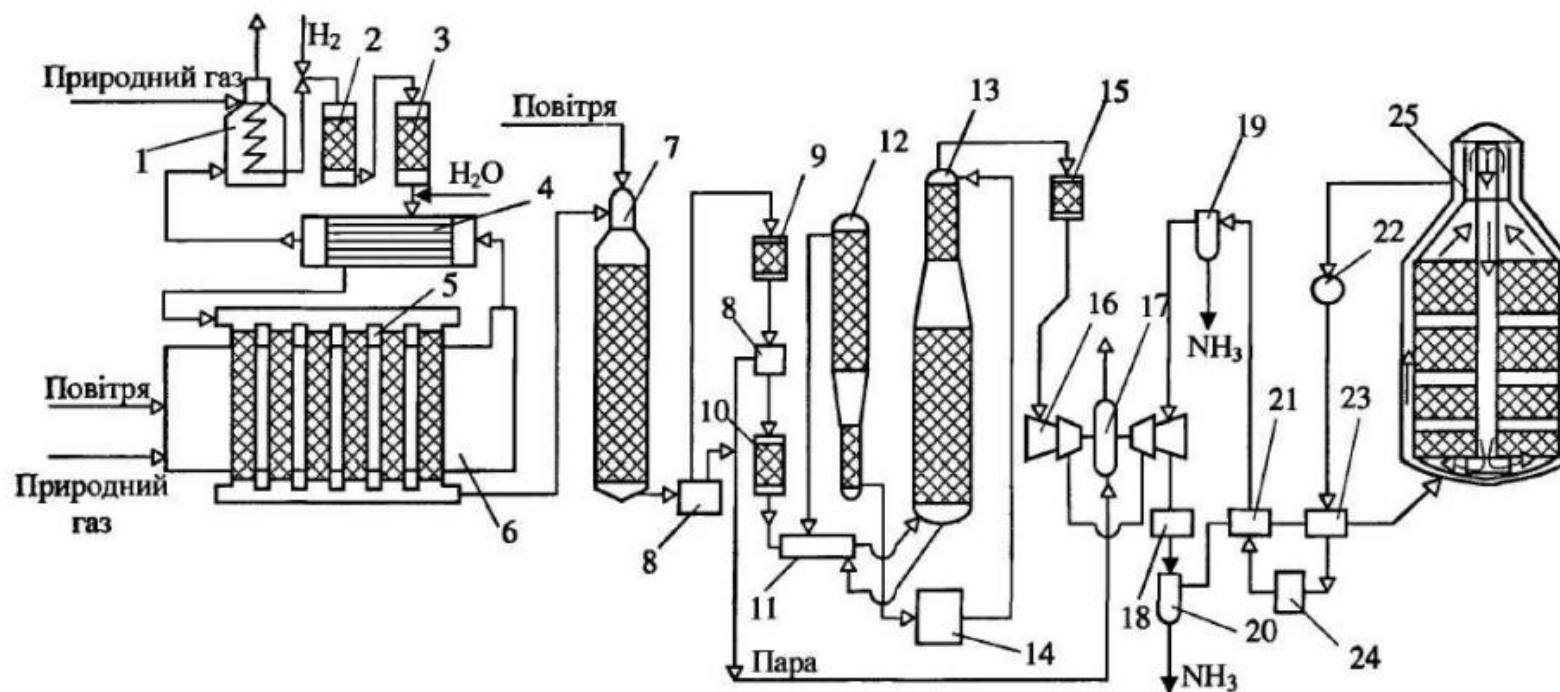
6 – нейтралізатор; 7 – холодильник-конденсатор; 8 – сепаратор; 9 – збірник

Рисунок 2 – Технологічна схема виробництва етанолу каталітичною гідратацією етилену в паровій фазі [3]



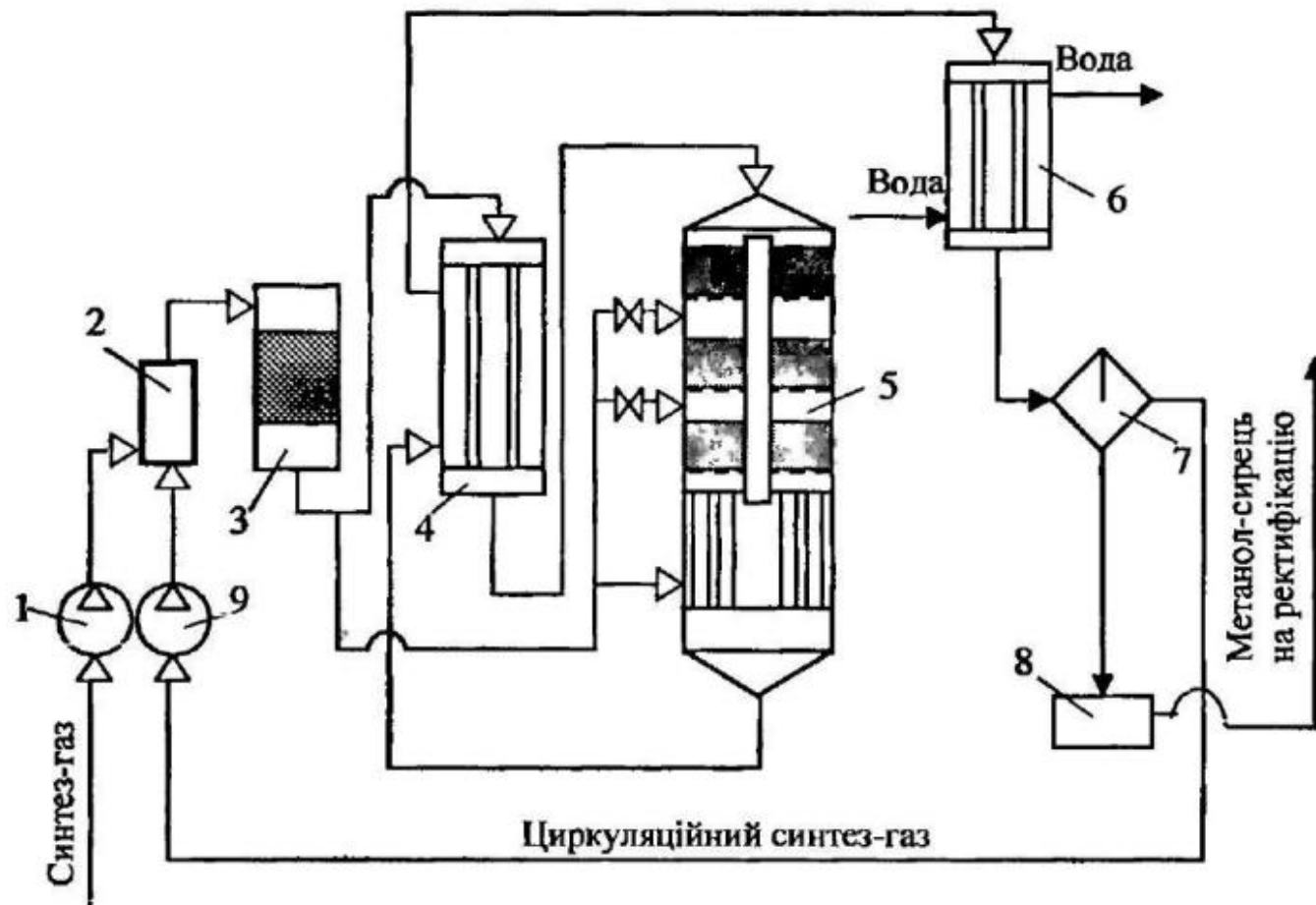
- 1 – фільтр для очищення повітря; 2 – реактор каталітичного знешкодження оксидів азотоочищення; 3 – топка;  
 4 – підігрівач аміаку; 5 – змішувач; 6 – холодильник-конденсатор; 7 – сепаратор; 8 – абсорбційна колона;  
 9 – відбілювальна (продувна) колона; 10 – підігрівач викидних газів; 11 – підігрівач повітря; 12 – окиснювач NO;  
 13 – контактний апарат; 14 – котел-утилізатор; 15, 17 – двоступеневий компресор; 16 – газова турбіна

Рисунок 3 – Технологічна схема виробництва слабкої нітратної кислоти під тиском 0,716 МПа [3]



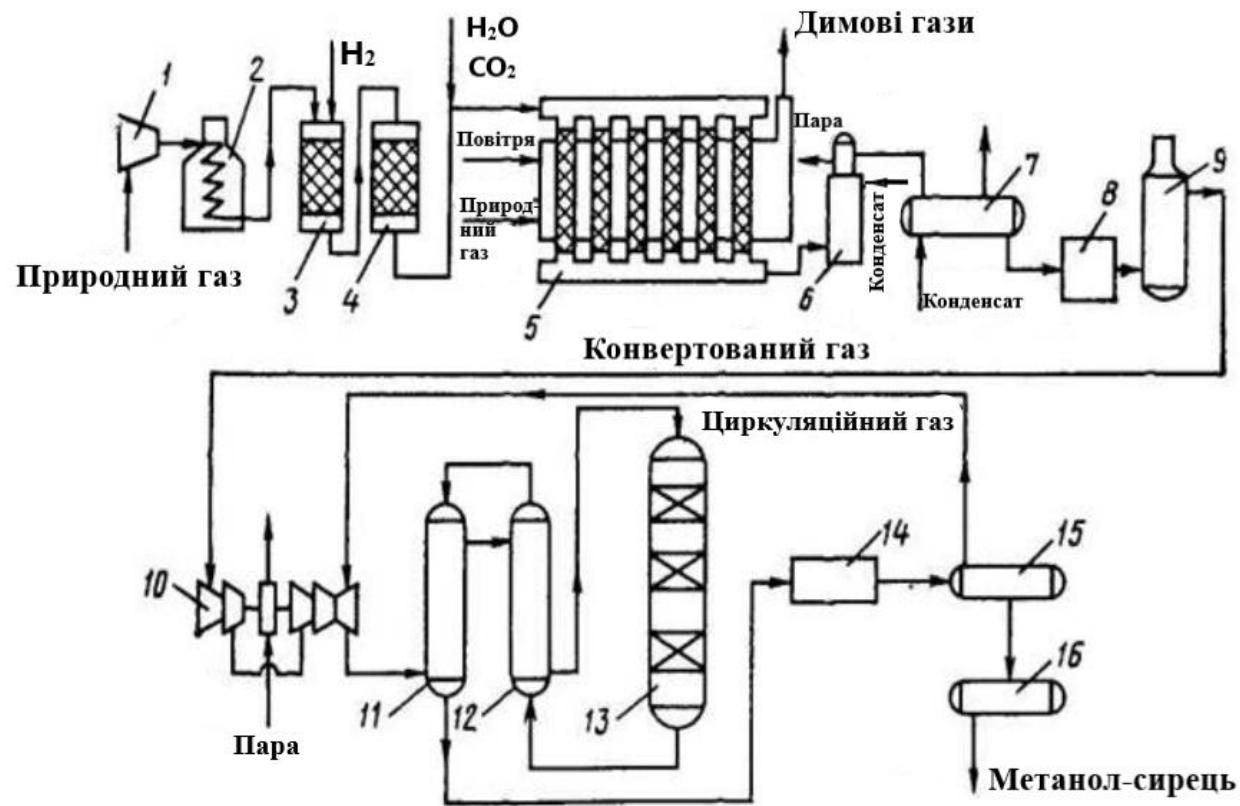
- 1 – підігрівач природного газу; 2 – реактор гідрування органічної сірки; 3 – адсорбер сірководню;  
 4 – теплообмінник; 5 – трубчаста піч-конвертор метану; 6 – топка; 7 – шахтний конвертор метану; 8 – паровий котел;  
 9 – конвертор CO першого ступеню; 10 – конвертор CO другого ступеню; 11 – теплообмінник; 12 – регенератор CO<sub>2</sub>;  
 13 – абсорбер CO<sub>2</sub>; 14 – повітряний холодильник; 15 – метанатор; 16 – турбокомпресор з газовою турбіною;  
 17 – парова турбіна; 18 – аміачний холодильник; 19 – первинний сепаратор; 20 – вторинний сепаратор; 21 – холодильний теплообмінник; 22 – водопідігрівач парових котлів; 23 – «гарячий» теплообмінник; 24 – повітряний холодильник;  
 25 – колона синтезу

Рисунок 4 – Принципова технологічна схема синтезу аміаку під середнім тиском [3]



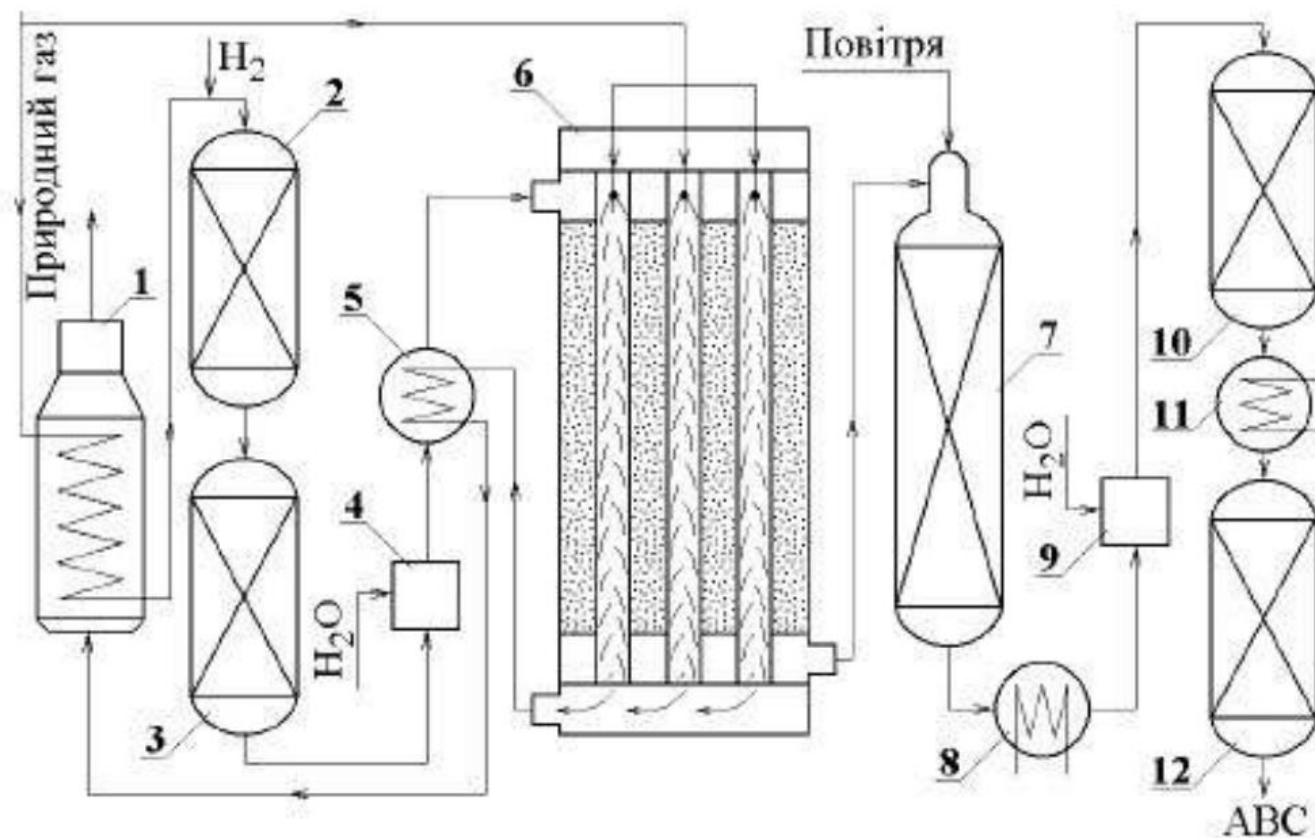
1 – п'ятиступеневий компресор; 2 – змішувач; 3 – фільтр-адсорбер; 4 – теплообмінник; 5 – колона синтезу;  
6 – конденсатор; 7 – сепаратор; 8 – збірник метанолу-сирцю; 9 – циркуляційний компресор

Рисунок 5 – Технологічна схема синтезу метанолу [3]



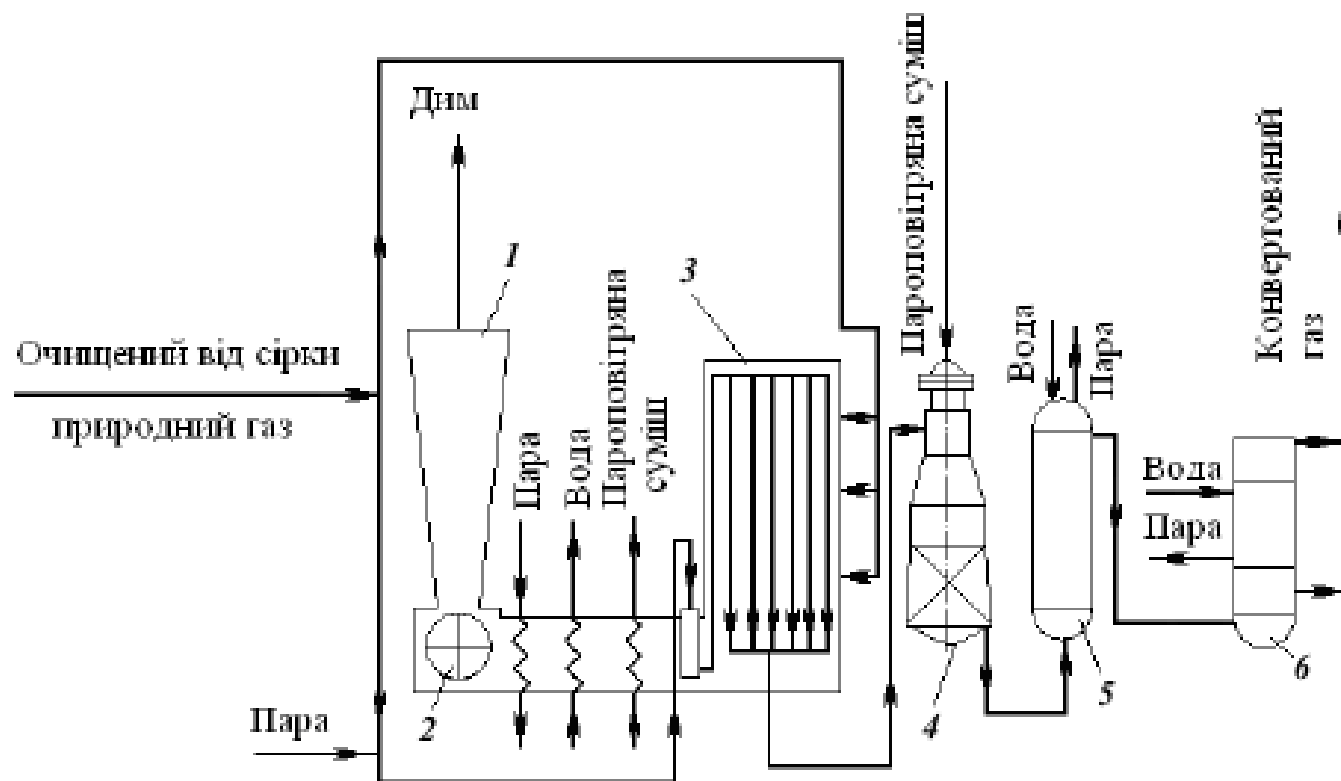
1, 10 – турбокомпресори; 2 – підігрівач природного газу; 3 – реактор гідрування сірчистих сполук; 4 – адсорбер;  
 5 – трубчастий конвертор; 6 – котел-утилізатор; 7, 11, 12 – теплообмінники; 8, 14 – холодильники; 9, 15 – сепаратори;  
 13 – колона синтезу; 16 – збірник

Рисунок 6 – Конверсія природного газу



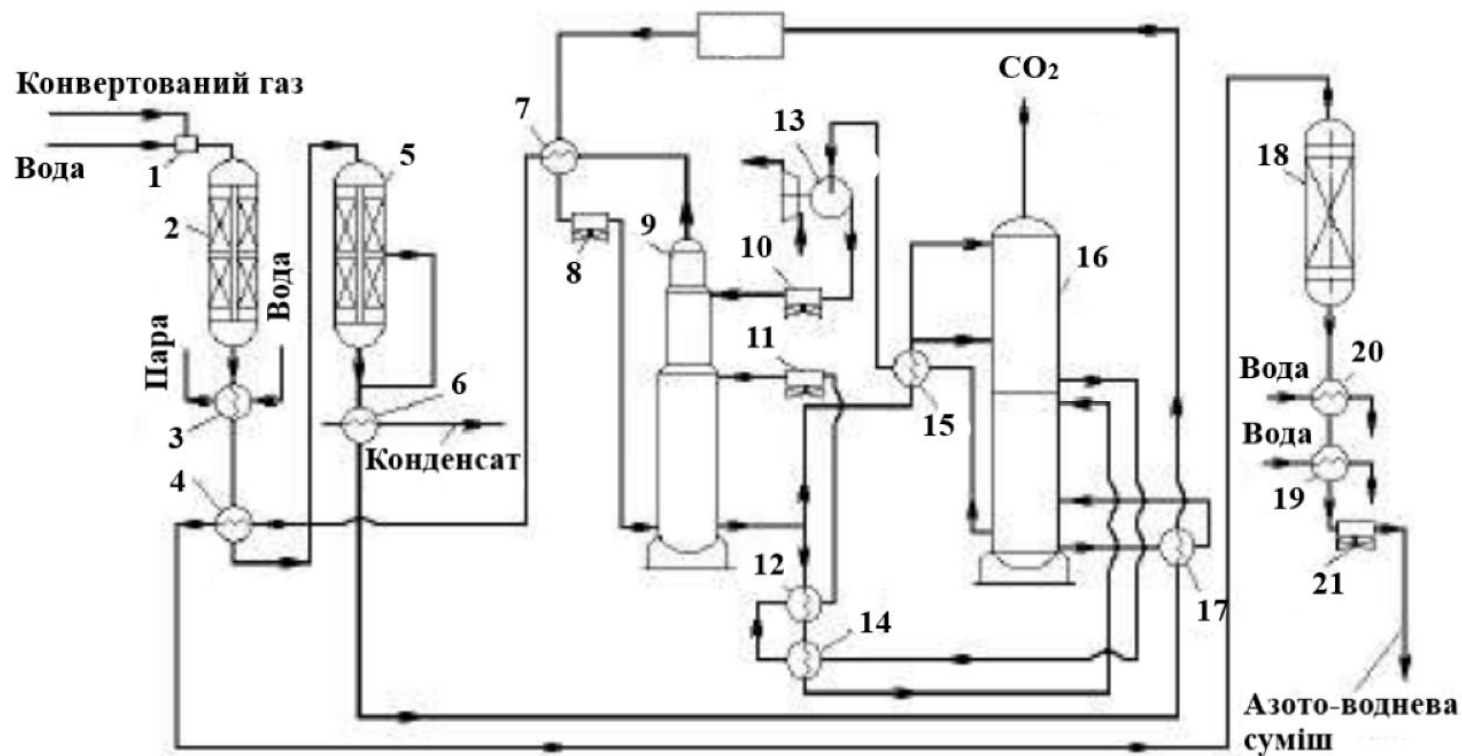
- 1 – підігрівач природного газу; 2 – реактор гідрування органічної сірки; 3 – адсорбер; 4, 9 – паро-газозмішувачі;  
 5 – теплообмінник; 6 – трубчастий конвертор метану; 7 – реактор кисневої конверсії метану; 8, 11 – котли-утилізатори;  
 10 – реактор першого ступеню конверсії CO; 12 – реактор другого ступеню конверсії CO

Рисунок 7 – Енерготехнологічна схема двоступеневої конверсії метану [4]



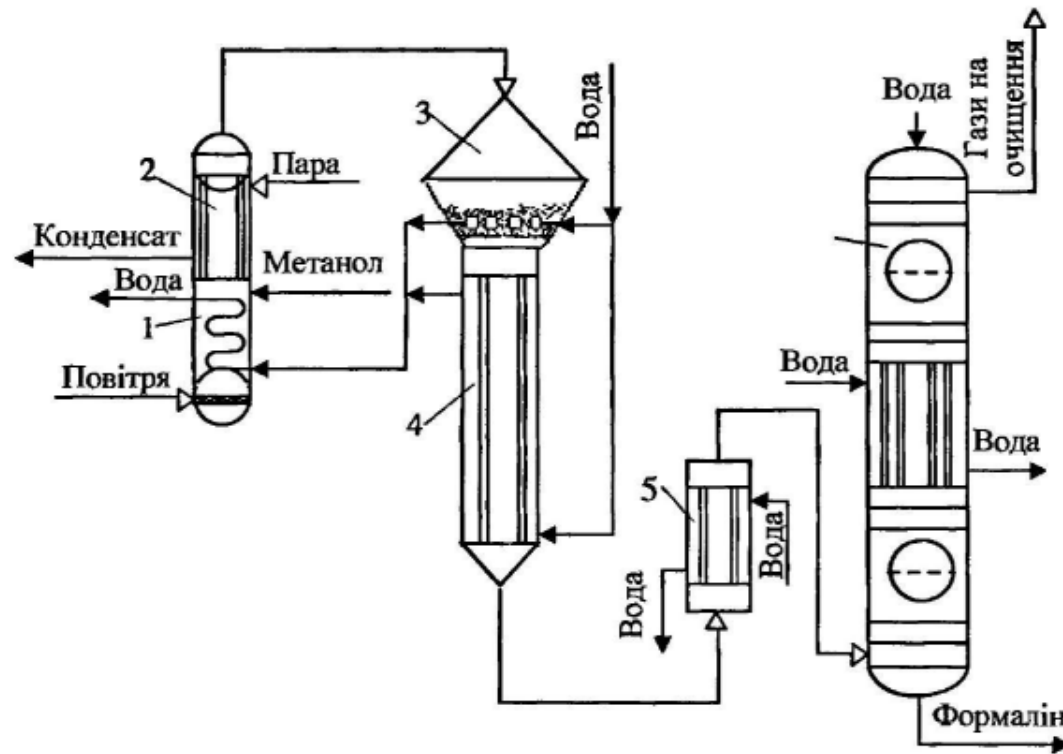
- 1 – димова труба; 2 – димосос; 3 – трубчаста піч; 4 – шахтний конвертор; 5 – котли утилізатори першого ступеню;  
6 – котли-утилізатори другого ступеню

Рисунок 8 – Технологічна схема отримання конвертованого газу в агрегаті синтезу аміаку потужністю 1360 т/добу[5 ]



1 – зволожувач; 2 – конвертор СО першого ступеню; 3 – виносний холодильник; 4 – підігрівач парогазової суміші; 5 – конвертор СО другого ступеню; 6 – охолоджувач; 7 – підігрівач; 8, 10, 11, 21 – повітряні охолоджувачі; 9 – абсорбер; 12 – теплообмінник; 13 – насос; 14 – випарник; 15 – теплообмінник; 16 – регенератор-рекуператор; 17 – кип'ятильник розчину МЕА; 18 – метанатор; 19 – підігрівач води низького тиску; 20 – підігрівач води високого тиску

Рисунок 9 – Технологічна схема конверсії СО в агрегаті синтезу аміаку потужністю 1360 т/добу [6]



1 – випарник метанолу; 2 – перегрівач метано-повітряної суміші; 3 – контактний апарат; 4, 5 – холодильники;  
6 – абсорбер

Рисунок 10 – Технологічна схема виробництва формальдегіду [3]