

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

# СПЕЦРОЗДІЛИ ЗАГАЛЬНОЇ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ. ПРАКТИКУМ

*Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського  
як навчальний посібник для студентів,  
які навчаються за спеціальністю 161 «Хімічні технології та інженерія»*

Київ  
КПІ ім. Ігоря Сікорського  
2018

Спецрозділи загальної хімічної технології. Практикум [Електронний ресурс] : навчальний посібник для студ. спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія», спеціалізації «Хімічні технології неорганічних речовин та водоочищення» / Н.М. Толстопалова, Т.І. Обушенко, М.І. Літинська; КПІ ім. Ігоря Сікорського – Електронні текстові дані (1 файл: 0,78 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. – 50 с.

*Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського (протокол № X від DD.MM.YYYY р.)*

*за поданням Вченої ради хіміко-технологічного факультету (протокол № 6 від 30.05.2018 р.)*

Електронне мережне навчальне видання

## СПЕЦРОЗДІЛИ ЗАГАЛЬНОЇ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ.

### ПРАКТИКУМ

Укладачі: *Толстопалова Наталія Михайлівна, к.т.н., доцент*  
*Обушенко Тетяна Іванівна, ст. викладач*  
*Літинська Марта Ігорівна, асистент*

Рецензент: *Мотронюк Т.І., к.т.н., доцент*

Відповідальний редактор: *Астрелін І.М., д.т.н., професор*

Дисципліна «Спеціальні розділи загальної хімічної технології» розширює та доповнює класичну «Загальну хімічну технологію» та викладається для студентів спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія» спеціалізації «Хімічна технологія неорганічних речовин та водоочищення».

Завданням дисципліни «Спецрозділи загальної хімічної технології» є знайомство зі складом та структурою хімічного виробництва, вивчення закономірностей хімічних перетворень в умовах промислового виробництва, вивчення сучасних методів аналізу, розробки і побудови оптимальної організації хіміко-технологічних процесів.

© Н.М. Толстопалова, Т.І. Обушенко, М.І. Літинська, 2018

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018

## Зміст

	Стор.
Вступ.....	4
1 Розрахунки витратних коефіцієнтів.....	6
1.1 Короткі теоретичні відомості .....	6
1.2 Приклади рішення типових задач .....	7
1.3 Задачі для самостійного рішення .....	8
2 Розрахунки матеріальних балансів.....	11
2.1 Короткі теоретичні відомості .....	11
2.2 Приклади рішення типових задач .....	12
2.3 Задачі для самостійного рішення .....	25
3 Розрахунки теплових балансів.....	30
3.1 Короткі теоретичні відомості .....	30
3.2 Приклади рішення типових задач .....	32
3.3 Задачі для самостійного рішення .....	34
4 Кінетичні розрахунки .....	37
4.1 Короткі теоретичні відомості .....	37
4.2 Приклади рішення типових задач .....	38
4.3 Задачі для самостійного рішення .....	40
5 Розрахунки реакторів.....	41
5.1 Короткі теоретичні відомості .....	41
5.2 Приклади рішення типових задач .....	42
5.3 Задачі для самостійного рішення .....	43
6 Завдання для виконання МКР.....	45
6.1 Структура МКР .....	45
6.2 Варіанти завдань .....	45
7 Завдання для виконання ДКР.....	46
7.1 Структура ДКР .....	46
7.2 Варіанти завдань .....	46
Список літературних посилань.....	49

## ВСТУП

На хімічних підприємствах із сировини мінерального, рослинного або тваринного походження та різних проміжних продуктів виготовляють близько мільярду тон на рік сотень тисяч найменувань хімічної продукції. При величезних розходженнях у масштабах виробництва (від десятків тонн до десятків мільйонів тон у рік) і різноманітній номенклатурі продукції всі хімічні підприємства мають загальні принципи побудови та загальні напрямки розвитку й удосконалювання. Будь-яке хімічне виробництво включає технологічні стадії прийому і підготовки сировини, хімічного перетворення, поділу реакційної маси, виділення цільового продукту, його очищення, відвантаження та відправлення споживачеві, а також очищення й переробки відходів. Крім сировини хімічні виробництва в значних кількостях споживають воду, пару й електроенергію.

Завданням дисципліни «Спецрозділи загальної хімічної технології» є знайомство зі складом та структурою хімічного виробництва, вивчення закономірностей хімічних перетворень в умовах промислового виробництва, вивчення сучасних методів аналізу, розробки і побудови оптимальної організації хіміко-технологічних процесів.

В результаті вивчення дисципліни студент повинен не тільки мати уявлення про призначення, структуру, компоненти, сировинні і енергетичні ресурси хімічного виробництва та знати основні закономірності процесів у хімічних реакторах, а ще й вміти формулювати математичний опис та проводити розрахунки типових матеріальних і теплових балансів хіміко-технологічних систем.

В основу розробки будь-якого хіміко-технологічного процесу покладено два основних закони: 1) закон збереження маси речовин та 2) закон збереження енергії. До найважливіших хіміко-технологічних розрахунків належать розрахунки технологічних балансів, під якими розуміють результати розрахунків, що відображують кількість введених і

одержаних у виробничому процесі матеріалів і енергії (їх надходження і витрату). Основними технологічними балансами є матеріальні, енергетичні та економічні баланси.

Грамотне виконання роботи з розробки технологічних процесів, проектування, конструювання та експлуатації хімічного обладнання неможливе без знання основ хімічних процесів та реакторів, принципів раціонального використання сировинних та паливно-енергетичних ресурсів та завдань охорони навколишнього середовища.

Розрахунки головних хіміко-технологічних показників дозволяють достатньо повно оцінити технологічну доцільність та економічну ефективність хімічних виробництв. Найбільш важливими технологічними показниками є: конверсія сировини, вихід продукту, селективність (вибірковість), витратні коефіцієнти за сировиною та енергією. Ці показники розраховуються на основі матеріальних та теплових (енергетичних) балансів.

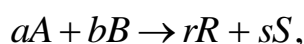
# 1 РОЗРАХУНКИ ВИТРАТНИХ КОЕФІЦІЄНТІВ

## 1.1 Короткі теоретичні відомості

До основних показників, які характеризують ефективність перебігу будь-якого хіміко-технологічного процесу, відносять:

- ступінь перетворення;
- вихід продукту;
- селективність;
- витратні коефіцієнти.

**Ступінь перетворення ( $x$ )** – це відношення маси (кількості) одного з реагентів, який вступив у реакцію, до його вихідної маси (кількості). Наприклад, для простої незворотної реакції типу:



якщо позначити через  $m_{A0}$ ,  $m_{B0}$ ,  $n_{A0}$ ,  $n_{B0}$  – масу та кількість реагентів А і В відповідно на початку процесу, а через  $m_A$ ,  $m_B$ ,  $n_A$ ,  $n_B$  – в даний момент процесу, то ступінь перетворення речовин А ( $x_A$ ) та В ( $x_B$ ) розраховують за співвідношеннями:

$$x_A = \frac{m_{A0} - m_A}{m_A}; \quad x_A = \frac{n_{A0} - n_A}{n_A}; \quad x_B = \frac{m_{B0} - m_B}{m_B}; \quad x_B = \frac{n_{B0} - n_B}{n_B}.$$

А маси реагентів у даний момент становлять:

$$m_A = m_{A0} \cdot (1 - x_A); \quad m_B = m_{B0} \cdot (1 - x_B).$$

**Вихід продукту ( $\Phi$ )** – це співвідношення кількості (або маси) фактично одержаного продукту до його максимально або теоретично можливої кількості (або маси), яке розраховується за стехіометричними рівняннями реакції зі ступенем перетворення вихідних реагентів, рівних одиниці або 100%:

$$\Phi = \frac{m_R^{\text{практ}}}{m_R^{\text{теор}}}.$$

**Інтегральна (сумарна) селективність** – це відношення кількості цільового продукту до загальної кількості отриманих речовин.

**Диференціальна (миттєва) селективність** – це відношення швидкості утворення цільового продукту до загальної швидкості процесу.

**Витратний коефіцієнт ( $\beta$ )** – це кількість речовини, води, енергії, різноманітних реагентів, які витрачені на виробництво одиниці готового продукту. Розрізняють теоретичні ( $\beta_t$ ) та практичні ( $\beta_{пр}$ ) витратні коефіцієнти.

Теоретичний витратний коефіцієнт розраховують за стехіометричним рівнянням основної реакції з рівним одиниці ступенем перетворення та з урахуванням вмісту вихідного реагенту в сировині.

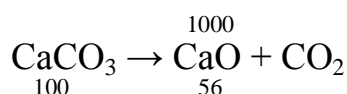
Практичний витратний коефіцієнт розраховується з урахуванням виробничих втрат на всіх стадіях основного процесу і побічних реакцій, ступенів перетворення вихідного реагенту, селективності або виходу продукту.

## 1.2 Приклади рішення типових задач

### Приклад 1.1

Визначити теоретичний і практичний витратні коефіцієнти при одержанні 1 т CaO з CaCO<sub>3</sub>, якщо вміст CaCO<sub>3</sub> у вапняку становить 93%, а ступінь перетворення  $x_{CaCO_3}$  рівний 85%.

*Рішення*



$$\beta_{CaCO_3}^m = \frac{100 \cdot 1000}{56 \cdot 0,93} = 1920 \text{ кг або } 1,92 \text{ т/1т CaO.}$$

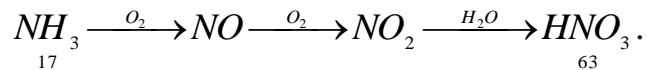
$$\beta_{CaCO_3}^{np} = \frac{\beta_{CaCO_3}^m}{x_{CaCO_3}} = \frac{1,92}{0,85} = 2,26 \text{ т/1т CaO.}$$

## Приклад 1.2

На виробництво 1 т нітратної кислоти з масовою часткою  $\text{HNO}_3$  65%, що одержується окисненням аміаку, витрачається 186,2 кг  $\text{NH}_3$ . Розрахувати вихід  $\text{HNO}_3$  та витратний коефіцієнт по  $\text{NH}_3$ .

*Рішення*

Схема одержання  $\text{HNO}_3$ :



Теоретична кількість 100%-ої  $\text{HNO}_3$ , що одержується з 186,2 кг  $\text{NH}_3$ :

$$G_{\text{HNO}_3}^m = \frac{186,2 \cdot 63}{17} = 690 \text{ кг.}$$

Практично одержано 100%-ої  $\text{HNO}_3$ :

$$G_{\text{HNO}_3}^{np} = 1000 \cdot 0,65 = 650 \text{ кг.}$$

Вихід  $\text{HNO}_3$ :

$$\Phi_{\text{HNO}_3} = \frac{650}{690} = 0,942 \text{ або } 94,2\%.$$

Витратний коефіцієнт по  $\text{NH}_3$ :

$$\beta_{np} = \frac{186,2}{650} = 286 \text{ кг/1 т } 100\%-ої \text{ HNO}_3.$$

## 1.2 Задачі для самостійного рішення

### Задача 1

Хімічний склад віконного (силікатного) скла виражається формулою  $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{CaO} \cdot 6\text{SiO}_2$ , воно виготовляється з соди, вапняку і піску. Розрахувати теоретичні коефіцієнти по сировині при виробництві скла, якщо сода містить 93,8%  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , вапняк – 90,5%  $\text{CaCO}_3$  і пісок – 99,0%  $\text{SiO}_2$ .

### Задача 2

Негашене вапно містить 94%  $\text{CaO}$ , 12%  $\text{CO}_2$  та 4,8% домішок. Воно одержується випалом вапняку, який містить 89%  $\text{CaCO}_3$ .  $\text{CO}_2$  присутній у вапні через наявність у ньому карбонату  $\text{CaCO}_3$ , кількість якого визначається



ступенем випалу вапняку. Визначити витратний коефіцієнт вапняку на 1 т вапна вказаного складу та ступінь випалу.

### Задача 3

Визначити витрати оцтової кислоти з концентрацією 59% мас. та аміаку у виробництві гліцину (1 т), якщо вихід хлороцтової кислоти становить 82%, а ступінь перетворення аміаку – 93%.



### Задача 4

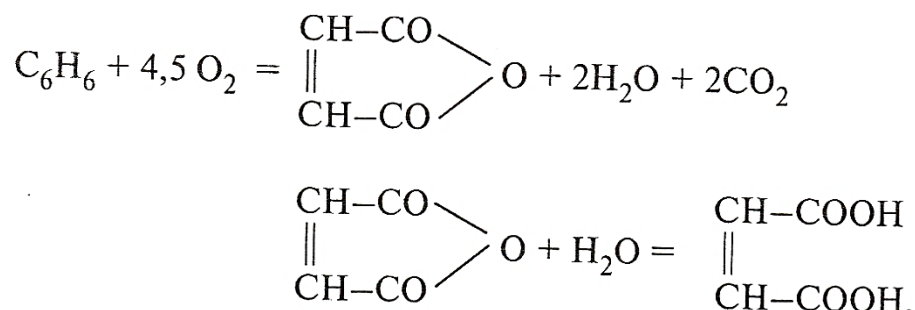
Розрахувати витратні коефіцієнти по сировині для виробництва 1 т амонію фосфату  $(NH_4)_3PO_4$ . Концентрація фосфатної кислоти – 58%, а аміак містить 2% вологи.

### Задача 5

Розрахувати основні технологічні показники виробництва малеїнового ангідриду повітряним окисненням бензолу:

- теоретичні та фактичні витратні коефіцієнти;
- виходи продуктів на поданий та перетворений бензол;
- загальну та вибірккову конверсії бензолу.

Хімічна схема процесу:



Матеріальний баланс виробництва малеїнового ангідриду наведено в таблиці 1.1.

Таблиця 1.1 – Матеріальний баланс одержання малеїнового ангідриду

Прихід		Витрата	
Речовина	кг/год	Речовина	кг/год
Бензол	2941,17	Малеїновий ангідрид	3404,15
Повітря, в т.ч.:	31070,88	Малеїнова кислота	125,97
Азот	23831,06	Бензол	117,63
Кисень	7239,82	Вода	1283,63
		Вихлопні гази, в т.ч.:	
		Азот	23831,06
		Кисень	2027,12
		Вуглекислий газ	3185,54
		Втрати ангідриду	36,95
Всього	34012,05	Всього	34012,05

## 2 РОЗРАХУНКИ МАТЕРІАЛЬНИХ БАЛАНСІВ

### 2.1 Короткі теоретичні відомості

Матеріальний баланс технологічного процесу або окремих його стадій складається на основі закону збереження маси речовини, згідно якого у будь-якій замкненій системі маси речовин, які вступили у взаємодію (прихід), дорівнює масі речовин, що утворилися в результаті цієї взаємодії (витрата):

$$\sum G_{\text{прих}} = \sum G_{\text{витр}},$$

де  $\sum G_{\text{прих}}$  - сумарна маса введеної сировини, яка містить компоненти, що переробляються, та домішки;

$\sum G_{\text{витр}}$  - сумарна маса кінцевих продуктів, непрореагованих вихідних речовин та домішок.

Теоретичний матеріальний баланс розраховують на основі стехіометричного рівняння реакцій. Для його складання достатньо знати рівняння реакцій та молекулярні маси компонентів. Практичний матеріальний баланс враховує склад вихідної сировини та готової продукції, надлишок одного з компонентів сировини, ступінь перетворення, втрати сировини та готового продукту тощо. Всі розраховані дані записують у вигляді таблиці (таблиця 2.1).

Таблиця 2.1 – Приклад складання таблиці матеріального балансу

Прихід					Витрата				
Компонент	кг	% мас.	м <sup>3</sup>	% об.	Компонент	кг	% мас.	м <sup>3</sup>	% об.
A					R				
B					S				
C					T				
Загалом:					Загалом:				

В залежності від умов або технічного завдання матеріальний баланс складають на одиницю, 100 або 1000 одиниць (кмоль, кг, т, м<sup>3</sup> і т.д.) основного типу сировини або продукту, а також на потоки за одиницю часу

(кг/с, т/год, м<sup>3</sup>/добу тощо). Зазвичай визначення маси речовини проводять окремо для твердої, рідкої та газової фаз.

Дані матеріального балансу використовуються для складання теплового балансу.

## 2.2 Приклади рішення типових задач

### Приклад 2.1

Розрахувати матеріальний баланс виробництва оцтової кислоти за наступними вихідними даними:

Річна продуктивність агрегату в перерахунку на 100%-ну оцтову кислоту 160000 т, річний фонд робочого часу 8450 год. Склад матеріальних потоків:

1. Технічний оксид вуглецю: Н<sub>2</sub> - 1%; N<sub>2</sub> - 3%; СО - 96%;
2. Метанол: СН<sub>3</sub>ОН - 99,5%; Н<sub>2</sub>О - 0,05%.

Кількість пропіонової кислоти, яка утворюється в процесі, 1 кг на 1 т оцтової кислоти.

Ступінь перетворення СО - 86%.

Ступінь перетворення СН<sub>3</sub>ОН - 100%.

Погодинна продуктивність реактора в перерахунку на 100%-у оцтову кислоту:

$$160000 \cdot 1000 / 8450 = 18935 \text{ кг/год, або}$$

$$n_{\text{CH}_3\text{COOH}} = \frac{m_{\text{CH}_3\text{COOH}}}{M_{\text{CH}_3\text{COOH}}} = \frac{18935}{60} = 315,583 \text{ кмоль/год.}$$

У відповідності з вихідними даними утворюється пропіонової кислоти - 18,94 кг/год.  $M_{\text{C}_2\text{H}_3\text{COOH}} = 74 \text{ кг/кмоль};$

$$n_{\text{C}_2\text{H}_3\text{COOH}} = \frac{m_{\text{C}_2\text{H}_3\text{COOH}}}{M_{\text{C}_2\text{H}_3\text{COOH}}} = \frac{18,94}{74} = 0,256 \text{ кмоль/год.}$$

За реакціями:





Проведемо розрахунки за реакціями (2.1) та (2.2).

За реакцією (2.1):

$$n_{\text{CH}_3\text{OH}}^{p-1} = n_{\text{CO}}^{p-1} = 315,583 \text{ кмоль/год.}$$

За реакцією (2.2):

$$n_{\text{CH}_3\text{OH}}^{p-2} = n_{\text{H}_2\text{O}}^{p-2} = 0,256 \text{ кмоль/год.};$$

$$n_{\text{H}_2}^{p-2} = n_{\text{CO}}^{p-2} = 2 \cdot 0,256 = 0,512 \text{ кмоль/год.}$$

Всього метанолу:  $315,583 + 0,256 = 315,839$  кмоль/год, або 10106,86 кг/год. Всього оксиду вуглецю:

$$315,583 + 0,512 = 316,095 \text{ кмоль/год, або } 8850,67 \text{ кг/год.}$$

Всього водню: 0,512 кмоль/год, або 1,024 кг/год.

Утворюється водяної пари: 0,256 кмоль/год, або 4,61 кг/год.

Фактична кількість сировини, що подається:

метанолу:  $10106,86 \cdot 100 / 99,5 = 10157,64$  кг/год;

води в його складі:  $10157,64 - 10106,86 = 50,78$  кг/год;

оксиду вуглецю, з урахуванням ступеня перетворення:  $8850,66 / 0,86 = 10291,47$  кг/год.; або 367,55 кмоль/год., де 0,86 ступінь перетворення CO.

Не прореагувало оксиду вуглецю:  $10291,47 - 8850,66 = 1440,81$  кг/год.

З урахуванням складу вхідного потоку технічного оксиду вуглецю (табл. 2.2):

Таблиця 2.2 - Склад технічного оксиду вуглецю

	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CO	Σ
φ <sub>i</sub> (X <sub>i</sub> ) %	1	3	96	100
n кмоль/год	3,83	11,49	367,55	382,88
M кг/кмоль	2	28	28	-
m кг/год	7,66	321,61	10291,47	10620,74

Результати розрахунку матеріального балансу наведено в таблиці 2.3.

Таблиця 2.3 - Матеріальний баланс процесу синтезу оцтової кислоти

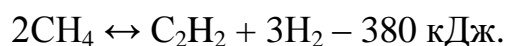
Прихід	кг/год	Витрата	кг/год
1. Технічний оксид вуглецю, в т.ч.		1. Реакційні гази, в т.ч.	
N <sub>2</sub>	321,61	N <sub>2</sub>	321,61
H <sub>2</sub>	7,66	H <sub>2</sub>	6,64
CO	10291,47	CO	1440,81
2. Метанол в т. ч.		2. Реакційний розчин, в т.ч.	
CH <sub>3</sub> OH	10106,86	H <sub>2</sub> O	55,4
H <sub>2</sub> O	50,79	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> COOH	18,94
		CH <sub>3</sub> COOH	18935,00
УСЬОГО:	20778,40	УСЬОГО:	20778,40

### Приклад 2.2

В ході електрокрекінгу природного газу, що містить 98%(об) CH<sub>4</sub> і 2%(об) N<sub>2</sub>, ступінь перетворення метану - 48 %. Розрахувати матеріальний баланс процесу на 1000 м<sup>3</sup> вихідного природного газу без урахування побічних реакцій.

#### Рішення

Одержання ацетилену з газоподібних вуглеводнів здійснюється за реакцією:



Процес відбувається в електродугових печах.

Оскільки, вихідні дані містять повні відомості про вхідний матеріальний потік (пряма задача) розрахунки починаємо з визначення масової кількості його компонентів.

В 1000м<sup>3</sup> природного газу втримується: CH<sub>4</sub> - 980 м<sup>3</sup>, N<sub>2</sub> - 20 м<sup>3</sup>.

$$n_{CH_4} = \frac{V_{CH_4}}{22,4} = \frac{980}{22,4} = 43,75 \text{ кмоль}; m_{CH_4} = 43,75 \cdot 16 = 700 \text{ кг.}$$

$$n_{N_2} = \frac{V_{N_2}}{22,4} = \frac{20}{22,4} = 0,89 \text{ кмоль}; m_{N_2} = 0,89 \cdot 28 = 24,92 \text{ кг.}$$

Розрахуємо кількість метану, що приймає участь в хімічній реакції;

$$n_{CH_4}^p = 43,75 \cdot 0,48 = 21 \text{ кмоль}; m_{CH_4}^p = 21 \cdot 16 = 336 \text{ кг.}$$

Розрахуємо кількість продуктів реакції:

$$n_{C_2H_2}^p = \frac{21}{2} = 10,5 \text{ кмоль}; n_{H_2}^p = 10,5 \cdot 3 = 31,5 \text{ кмоль};$$

$$m_{C_2H_2}^p = 10,5 \cdot 26 = 299 \text{ кг}; m_{H_2}^p = 31,5 \cdot 2 = 63 \text{ кг.}$$

Залишки метану:

$$m_{CH_4}^{вип} = 700 - 336 = 364 \text{ кг.}$$

Результати розрахунків зведені в таблицю 2.4.

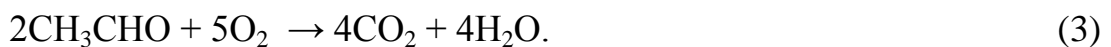
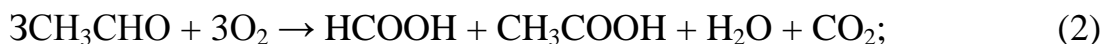
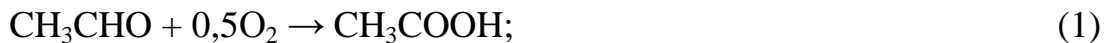
Таблиця 2.4 - Таблиця матеріального балансу процесу електрокрекінгу

Прихід	кг	Витрата	кг
1. Природний газ в т. ч.		1. Гази електрокрекінгу в	
CH <sub>4</sub>	700	т. ч.	
N <sub>2</sub>	24,92	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	273
		H <sub>2</sub>	63
		CH <sub>4</sub>	364
		N <sub>2</sub>	24,92
Всього	724,92	Всього	724,92

### Приклад 2.3

Скласти матеріальний баланс виробництва оцтової кислоти окисненням ацетальдегіду киснем повітря і розрахувати технологічні показники виробництва.

Процес окиснення ацетальдегіду в оцтову кислоту здійснюється в апараті колонного типу за температури 70-75 °С в присутності солей і металів змінної валентності, при цьому перебігають наступні реакції:



Виробництво оцтової кислоти окисненням ацетальдегіду може бути організоване за схемою, наведеною на рис. 1.1. Схема перетворень ацетальдегіду

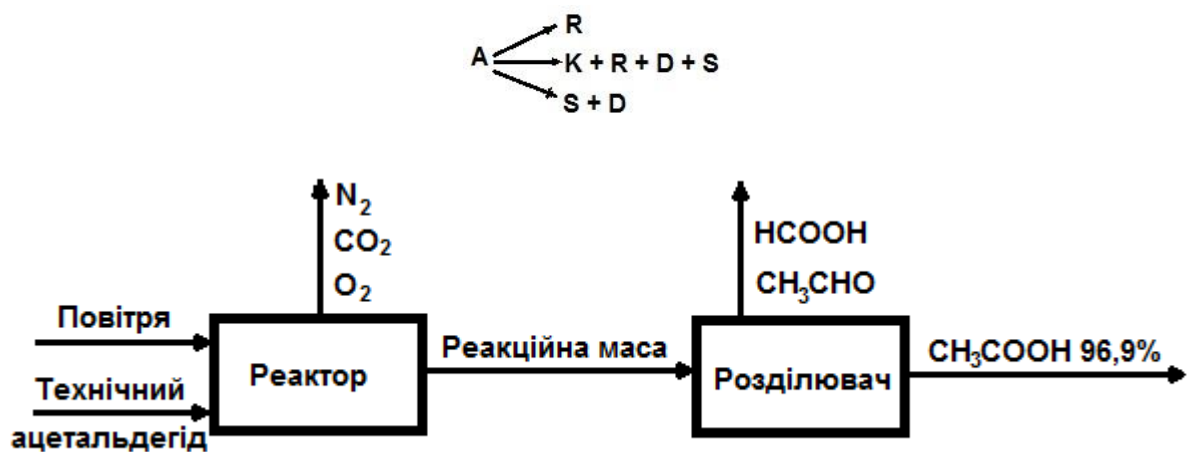


Рисунок 2.1 - Схема матеріальних потоків у виробництві оцтової кислоти окисненням ацетальдегіду.

Молярні маси компонентів реакційної суміші:  $M_{\text{CH}_3\text{CHO}} = 44$ ,  $M_{\text{CH}_3\text{COOH}} = 60$ ,  $M_{\text{HCOOH}} = 46$ ,  $M_{\text{CO}_2} = 44$ ,  $M_{\text{H}_2\text{O}} = 18$ .



*Вихідні дані*

Продуктивність установки по крижаній оцтової кислоті 96,9%-вої концентрації, кг/год	1500
Склад вихідного ацетальдегіду, %:	
ацетальдегід	99,0
оцтова кислота	0,5
вода	0,5
Склад реакційної маси, %:	
оцтова кислота	94,0
ацетальдегід	2,0
мурашина кислота	1,0
вода	3,0
Надлишок повітря по відношенню до витраченого по реакціях (1)-(3)	1,3

*Розрахунок матеріального балансу*

1. Визначаємо склад оцтової кислоти і реакційної маси.

Склад оцтової кислоти, кг/год:	
оцтова кислота	1453,5
вода	46,5
Всього	1500
Склад реакційної маси, кг/год:	
оцтова кислота	1453,5
ацетальдегід	30,92
мурашина кислота	15,46
вода	46,5
Всього	1546,38

2. Виходячи з вмісту мурашиної кислоти в реакційній масі, розраховуємо кількість кожного компонента, який брав участь в реакції (2):

ацетальдегіду

$$\frac{G_K \cdot \nu_A \cdot M_A}{\nu_K \cdot M_K} = \frac{15,46 \cdot 3 \cdot 44}{1 \cdot 46} = 44,36 \text{ кг/год};$$

оцтової кислоти

$$\frac{G_K \cdot \nu_R \cdot M_R}{\nu_K \cdot M_K} = \frac{15,46 \cdot 2 \cdot 60}{1 \cdot 46} = 40,33 \text{ кг/год};$$

води

$$\frac{G_K \cdot \nu_D \cdot M_D}{\nu_K \cdot M_K} = \frac{15,46 \cdot 1 \cdot 18}{1 \cdot 46} = 6,05 \text{ кг/год};$$

вуглекислого газу

$$\frac{G_K \cdot \nu_S \cdot M_S}{\nu_K \cdot M_K} = \frac{15,46 \cdot 1 \cdot 44}{1 \cdot 46} = 14,78 \text{ кг/год}.$$

3. Складемо рівняння матеріального балансу по компонентам суміші, кг/год:

по оцтовій кислоті

$$G \cdot 0,005 + R^1 + R^2 = R_I; \quad (4)$$

по ацетальдегіду

$$G \cdot 0,99 - A^1 - A^2 - A^3 = A_I; \quad (5)$$

по воді

$$G \cdot 0,005 + D^2 + D^3 = D_I. \quad (6)$$

$G$ ,  $R^1$ ,  $A^3$  і  $D^3$  - невідомі, але згідно реакцій (2), (3) можна записати:

$$A^1 = \frac{R^1 \cdot \nu_A \cdot M_A}{\nu_R \cdot M_R} = \frac{R^1 \cdot 1 \cdot 44}{1 \cdot 60} = \frac{44}{60} R^1;$$

$$D^3 = \frac{A^3 \cdot \nu_D \cdot M_D}{\nu_A \cdot M_A} = \frac{A^3 \cdot 4 \cdot 19}{2 \cdot 44} = \frac{76}{88} A^3.$$

де  $G$  - загальна кількість технічного ацетальдегіду;  $A_1$ ,  $R_1$ ,  $D_1$  - вміст відповідних компонентів в реакційній суміші;  $A^1$ ,  $A^2$ ,  $A^3$  - кількість ацетальдегіду, прореагувавшего відповідно за реакціями (1), (2) і (3);  $R^1$ ,  $R^2$  -

кількість оцтової кислоти, отриманої відповідно по реакціях (1) і (2);  $D^2$ ,  $D^3$  - кількість води, отриманої відповідно по реакціях (2) і (3).

Таким чином, маємо три рівняння і три невідомих. Вирішуючи систему рівнянь матеріального балансу (4), (5), (6), знаходимо:  $G = 1160,63$  кг/год;  $R^1 = 1407,35$  кг/год;  $A^3 = 41,69$  кг/год;  $D^3 = 36$  кг/год.

Згідно стехіометричного рівняння реакції (1) розраховуємо кількість прореагувавшого ацетальдегіду:

$$A^1 = \frac{R^1 \cdot \nu_A \cdot M_A}{\nu_R \cdot M_R} = \frac{1407,35 \cdot 1 \cdot 44}{1 \cdot 60} = 1032,05 \text{ кг/год.}$$

Розраховуємо кількість діоксиду вуглецю, що утворився по реакції (3):

$$\frac{A^3 \cdot \nu_{CO_2} \cdot M_{CO_2}}{\nu_A \cdot M_A} = \frac{41,69 \cdot 4 \cdot 44}{2 \cdot 44} = 83,38 \text{ кг/год.}$$

Визначаємо загальну кількість прореагувавшого ацетальдегіду:

$$A^1 + A^2 + A^3 = 1032,05 + 44,36 + 41,69 = 1118,1 \text{ кг/год.}$$

Розраховуємо кількість ацетальдегіду, що не прореагував:

$$A_1 = G \cdot 0,99 - 1118,1 = 1149,02 - 1118,1 = 30,92 \text{ кг/год.}$$

Згідно стехіометричних рівняннь реакцій (1), (2), (3) знаходимо кількість витраченого кисню:

по реакції (1)

$$\frac{A^1 \cdot \nu_{O_2} \cdot M_{O_2}}{\nu_A \cdot M_A} = \frac{1032,05 \cdot 0,5 \cdot 32}{1 \cdot 44} = 375,29 \text{ кг/год;}$$

по реакції (2)

$$\frac{A^2 \cdot \nu_{O_2} \cdot M_{O_2}}{\nu_A \cdot M_A} = \frac{44,36 \cdot 3 \cdot 32}{3 \cdot 44} = 32,26 \text{ кг/год;}$$

по реакції (3)

$$\frac{A^3 \cdot \nu_{O_2} \cdot M_{O_2}}{\nu_A \cdot M_A} = \frac{41,69 \cdot 5 \cdot 32}{2 \cdot 44} = 75,8 \text{ кг/год.}$$

Загальна кількість кисню, витраченого за всіма реакціями, кг/год:

$$375,29 + 32,26 + 75,8 = 483,35.$$

Кисень з урахуванням надлишку, кг/год:

$$483,35 \cdot 1,3 = 628,35.$$

Кількість непрореагуваного кисню, кг/год:

$$628,35 - 483,35 = 145,0.$$

Кількість повітря, що подається в реактор, кг/год:

$$483,35 / 0,233 = 2074,46,$$

де 0,233 - масовий вміст кисню в повітрі.

Повітря з урахуванням надлишку, кг/год:

$$2074,46 \cdot 1,3 = 2696,8.$$

Склад газів, що відходять, кг/год:

$$\text{кисень} - 145,0; \text{ азот } 2696,8 - 628,35 = 2068,45;$$

діоксид вуглецю, що утворився за реакціями (2) і (3), кг/год:

$$14,78 + 83,38 = 98,16.$$

Дані розрахунку зводимо в табл. 2.5.

Розбаланс по масі зумовлений похибкою обчислення.

*Технологічні показники виробництва*

Вихід оцтової кислоти з технічного ацетальдегіду:

теоретичний, кг/год  $1160,63 \cdot 60 / 44 = 1582,68;$

фактичний, %  $1453,5 \cdot 100 / 1582,68 = 91,83.$

Вихід оцтової кислоти на перетворений ацетальдегід:

теоретичний, кг/год  $1118,1 \cdot 60 / 44 = 1524,68;$

фактичний, %  $1453,5 \cdot 100 / 1524,68 = 95,33.$

Витратні коефіцієнти по ацетальдегіду, кг/кг:

теоретичний  $44 / 60 = 0,73;$

фактичний  $1149,02 / 1453,5 = 0,79.$

Витратні коефіцієнти по повітрю, кг/кг:

теоретичний  $16 / (60 \cdot 0,23) = 1,16;$

фактичний  $2696,78 / 1453,5 = 1,85.$

Таблиця 2.5 - Матеріальний баланс виробництва оцтової кислоти

Прихід				Витрата			
Речовина	Кількість			Речовина	Кількість		
	кг/год	м <sup>3</sup> /год	%		кг/год	м <sup>3</sup> /год	%
Технічний ацетальдегід, в т.ч.: ацетальдегід вода	1160,63 1149,02 5,8			Оцтова 96,9%-ва кислота  Ацетальдегід	1500  30,92		
Повітря, в т.ч.: кисень азот	2696,78 628,35 2068,43	60408 14075 46333	21 79	Мурашина кислота  Гази, в т.ч.: кисень азот діоксид вуглецю	15,46  2311,69 145 2068,43 98,16	51780  3248 46333 2199	6,3 89,5 4,2
Всього	3857,41	60408	100	Всього	3858,07	51780	100

#### Приклад 2.4

Розрахувати матеріальний баланс виробництва екстракційної фосфатної кислоти (рис. 2.2) з апатитового концентрату, що містить 39,4%  $P_2O_5$ , 52%  $CaO$  і 3% фтору. Норма сульфатної кислоти 100% від стехіометричної на  $CaO$ . Коефіцієнт вилучення  $P_2O_5$  в екстракторі - 0,98, а коефіцієнт відмивання  $P_2O_5$  при фільтрації - 0,98. Концентрація вихідної сульфатної кислоти 76%. Вміст  $P_2O_5$  в продукційній кислоті 32%. У газову фазу виділяється 20% фтору від його вмісту у сировині. Вологість гіпсу на карусельному фільтрі: в першій зоні - 47%, у другій - 44,2%, в третій - 42%, в четвертій - 40%. В процесі фільтрації на 1 т апатитового концентрату випаровується 29,5 кг води.

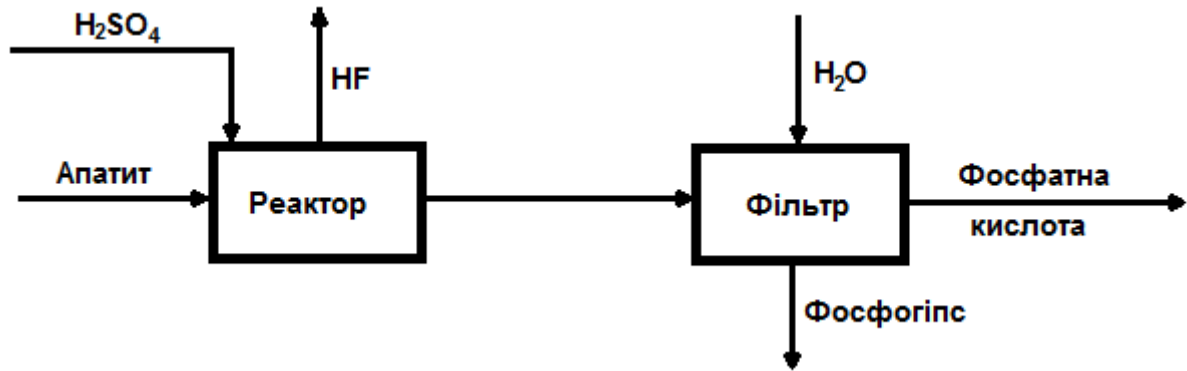
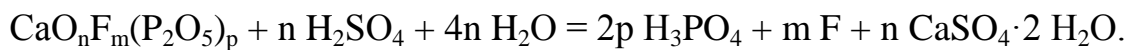


Рисунок 2.2 - Схема матеріальних потоків ХТС у виробництві екстракційної фосфатної кислоти.

Розрахунок провести на 1 т апатитового концентрату.

*Розрахунок матеріального балансу.* Розкладання апатитового концентрату перебігає за реакцією



Розраховуємо кількість 76%-вої кислоти, необхідної для розкладання апатиту, що містить 52% CaO:

$$G_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{G_{an} \cdot 0,52 \cdot \nu_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot M_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{\nu_{\text{CaO}} \cdot M_{\text{CaO}} \cdot 0,76} = \frac{1000 \cdot 0,52 \cdot n \cdot 98}{n \cdot 56 \cdot 0,76} = 1197,4 \text{ кг.}$$

Визначаємо кількість фтору, що виділяється:

$$G_F = G_{an} \cdot C_F \cdot 0,2 = 1000 \cdot 0,3 \cdot 0,2 = 6 \text{ кг.}$$

Знаходимо кількість  $\text{P}_2\text{O}_5$ , що переходить:

в розчин при екстракції

$$G_{\text{P}_2\text{O}_5,1} = G_{an} \cdot C_{\text{P}_2\text{O}_5} \cdot 0,98 = 1000 \cdot 0,394 \cdot 0,98 = 386,12 \text{ кг.}$$

в кислоту при фільтрації і промиванні гіпсу

$$G_{\text{P}_2\text{O}_5,2} = G_{\text{P}_2\text{O}_5,1} \cdot 0,98 = 386,12 \cdot 0,98 = 378,4 \text{ кг.}$$

Загальні втрати  $\text{P}_2\text{O}_5$

$$\Delta G_{\text{P}_2\text{O}_5} = G_{\text{P}_2\text{O}_5,об} - G_{\text{P}_2\text{O}_5,2} = 1000 \cdot 0,394 - 378,4 = 15,6 \text{ кг.}$$

Визначаємо кількість дигідрату гіпсу, що утворюється в екстракторі:

$$G_{\text{ф.з.}} = \frac{G_{\text{ан}} \cdot 0,52 \cdot v_{\text{ф.з.}} \cdot M_{\text{ф.з.}}}{v_{\text{CaO}} \cdot M_{\text{CaO}}} = \frac{1000 \cdot 0,52 \cdot n \cdot 172}{n \cdot 56} = 1597,14 \text{ кг.}$$

Кількість баласту в апатиті:

$$G_{\text{бал}} = G_{\text{ан}} \cdot (1 - C_{\text{CaO}} - C_{\text{F}} - C_{\text{P}_2\text{O}_5}) = 1000 \cdot (1 - 0,52 - 0,394 - 0,03) = 56 \text{ кг.}$$

Загальна кількість твердої фази в пульпі

$$G_{\text{т.ф.}} = G_{\text{бал}} + G_{\text{ф.з.}} = 56 + 1597,14 = 1653,14 \text{ кг.}$$

Розраховуємо кількість одержуваної продукційної фосфатної кислоти, що містить 32%  $\text{P}_2\text{O}_5$ :

$$G_{\text{кп}} = 378,4 / 0,32 = 1182,5 \text{ кг.}$$

Визначаємо кількість води, необхідну для отримання даної кількості фосфатної кислоти:

$$G_{\text{води.}} = G_{\text{кп}} - G_{\text{P}_2\text{O}_5} = 1182,5 - 378,4 = 804,1 \text{ кг.}$$

Знаходимо кількість вологи, що виводиться з системи, у вигляді кристалізаційної води гіпсу (див. стехіометричне рівняння):

$$G_{\text{кр.вода}} = \frac{G_{\text{ф.з.}} \cdot 2 \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{ф.з.}}} = \frac{1597,1 \cdot 2 \cdot 18}{172} = 334,28 \text{ кг.}$$

Розраховуємо кількість вологи, що виводиться з системи з вологим фосфогіпсом:

$$G_{\text{вф}} = (G_{\text{тф}} / 0,6) \cdot 0,4 = (1653,14 / 0,6) \cdot 0,4 = 1102,1 \text{ кг.}$$

Кількість вологи, що випаровується в процесі фільтрації  $G_{\text{вв}}$ , становить відповідно до умов завдання 29,5 кг.

Кількість води, що надходить з вихідної сульфатною кислотою:

$$G_{\text{в.вих.}} = G_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot 0,24 = 1197,4 \cdot 0,24 = 287,38 \text{ кг.}$$

Розраховуємо кількість води, що утворюється в результаті реакції оксиду кальцію з сульфатною кислотою:

$$G_{\text{реакц}} = \frac{G_{\text{ан}} \cdot C_{\text{CaO}} \cdot v_{\text{H}_2\text{O}} \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}}{v_{\text{CaO}} \cdot M_{\text{CaO}}} = \frac{1000 \cdot 0,52 \cdot 1 \cdot 18}{1 \cdot 56} = 167,14 \text{ кг.}$$

Визначаємо кількість води, що подається в систему на промивання фільтрів:

$$G_B = G_{води} + G_{кр\ вода} + G_{вф} + G_{вв} + G_{в\ вих} + G_{реакц} =$$

$$= 804,1 + 334,28 + 1102,1 + 29,5 - 287,38 - 167,14 = 1815,46 \text{ кг.}$$

Дані розрахунку зводимо в табл. 2.6.

Розбаланс по масі зумовлений похибкою обчислення.

### Технологічні показники виробництва

Витратні коефіцієнти:

по сульфатній кислоті  $1197,4 / 1182,5 = 1,012 \text{ кг H}_2\text{SO}_4/\text{кг H}_3\text{PO}_4$ ;

по апатиту  $1000 / 1182,5 = 0,8456 \text{ кг апатиту/кг H}_3\text{PO}_4$ ;

по воді  $1815,46 / 1182,5 = 1,535 \text{ кг H}_2\text{O/кг H}_3\text{PO}_4$ .

Таблиця 2.6 - Матеріальний баланс виробництва фосфатної кислоти

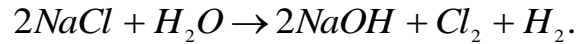
Прихід			Витрати		
Речовина	Кількість		Речовина	Кількість	
	кг/год	%		кг/год	%
Апатит	1000	24,92	Фосфатна кислота з 32%-вим вмістом P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1182,5	29,46
Сульфатна кислота 76%-ва	1197,4	29,84	Фтор (газ)	6,0	0,15
Вода	1815,46	45,24	Випарена волога	29,50	0,74
			Вологий фосфогіпс, в т.ч:	2795,64	69,65
			CaSO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O	1597,14	
			волога	1102,90	
			баласт	56,0	
			фтористі сполуки в перерахунку на фтор	24,0	
			фосфорні сполуки в перерахунку на P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	15,60	
Всього	4012,86	100	Всього	4013,64	100



## 2.3 Задачі для самостійного рішення

### Задача 1

Розрахувати матеріальний баланс виробництва хлору методом електролізу водного розчину хлориду натрію:



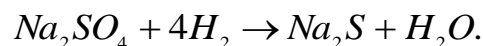
Концентрація NaCl в розчині 310 г/дм<sup>3</sup>. Ступінь розкладу 50%. Густина розчину за умов електролізу 1,17 кг/дм<sup>3</sup>. Розрахунок вести на 1000 кг хлору.

### Задача 2

При газифікації коксу, який містить 96,5% С та 3,5% Н<sub>2</sub>О за масою, водяною парою одержують водяний газ, в склад якого входить 6% СО<sub>2</sub> за об'ємом. Розрахувати склад одержаного газу та скласти матеріальний баланс процесу.

### Задача 3

Скласти матеріальний баланс виробництва 1 т технічного сульфіду натрію (вміст Na<sub>2</sub>S – 96% мас.) з сульфату натрію (вміст Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> – 95,5% мас.) та електролітичного водню (вміст H<sub>2</sub> – 97% мас.):

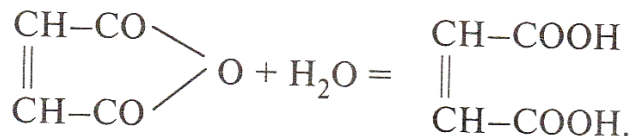
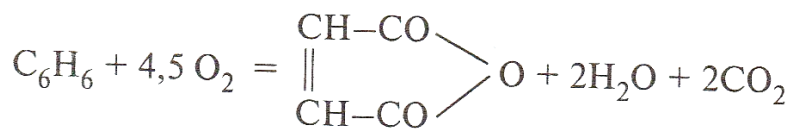


На побічні реакції (утворення NaHS, Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>, Na<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) витрачається 2% Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> і H<sub>2</sub> від теоретично необхідної кількості для одержання 1 т технічного продукту.

### Задача 4

Скласти матеріальний баланс виробництва малеїнового ангідриду повітряним окисненням бензолу. Установа переробляє 2500 кг бензолу в годину зі ступенем перетворення 0,98.

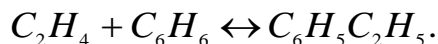
В реакторі окиснення перебігають реакції:



Вихід малеїнової кислоти на перетворений бензол становить 4%. Мольне співвідношення бензолу та кисню в паро-повітряній суміші дорівнює 1:6.

### Задача 5

Скласти матеріальний баланс процесу одержання етилбензолу алкілюванням бензолу етиленом. Реакція перебігає в колоні-алкілаторі, етан-етиленову фракцію й осушений бензол подають у низ колони. За 90-100°C перебігає реакція:



Абгази, що виходять із реактора, охолоджують у зворотному конденсаторі для повернення бензолу, що випарувався, промивають водою й скидають в атмосферу. Реакційну масу відстоюють від каталі заторного комплексу. Вуглеводневий шар, що відбирається із сепаратора, охолоджують, очищають від розчиненого каталізатора й HCl і подають на ректифікацію.

Залежність константи рівноваги від температури:  $K_p = 5460 / T - 6,56$ .

Провести розрахунки за наступних умов:

а) Продуктивність по етилбензолу - 40 т/добу; втрати етилбензолу - 1,5% мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен - 95, етан - 5; склад бензолу (% мас.): бензол - 99, толуол - 1; мольне співвідношення етилен:бензол = 1:1; умови реакції: температура - 90 °C, тиск - 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги - 0,9.

**б)** Продуктивність по етилбензолу - 20 т/добу; втрати етилбензолу – 2% мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 80, етан – 20; склад бензолу (% мас.): бензол – 98, толуол – 2; мольне співвідношення етилен:бензол = 1:2; умови реакції: температура – 95 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,92.

**в)** Продуктивність по етилбензолу - 35 т/добу; втрати етилбензолу – 1,6% мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 90, етан – 10; склад бензолу (% мас.): бензол – 98, толуол – 2; мольне співвідношення етилен:бензол = 1:1,2; умови реакції: температура – 95 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,95.

**г)** Продуктивність по етилбензолу - 25 т/добу; втрати етилбензолу – 1,8% мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 85, етан – 15; склад бензолу (% мас.): бензол – 97, толуол – 3; мольне співвідношення етилен:бензол = 1:1,4; умови реакції: температура – 92 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,9.

**д)** Пропускна здатність по бензолу - 40 т/добу; втрати етилбензолу – 2% мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 95, етан – 5; склад бензолу (% мас.): бензол – 99, толуол – 1; мольне співвідношення етилен:бензол = 1:2; умови реакції: температура – 95 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,9.

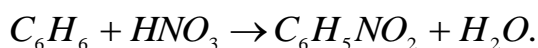
**е)** Пропускна здатність по бензолу - 30 т/добу; втрати етилбензолу – 3% мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 90, етан – 10; склад бензолу (% мас.): бензол – 98, толуол – 2; мольне співвідношення етилен:бензол = 1:3; умови реакції: температура – 90 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,8.

**ж)** Пропускна здатність по бензолу - 28 т/добу; втрати етилбензолу – 2% мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 80, етан – 20; склад бензолу (% мас.): бензол – 97, толуол – 3; мольне співвідношення етилен:бензол = 1:2,5; умови реакції: температура – 90 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,8.

з) Пропускна здатність по бензолу - 25 т/добу; втрати етилбензолу – 2,5% мас.; склад газу, що містить етилен (% мас.): етилен – 70, етан – 30; склад бензолу (% мас.): бензол – 98, толуол – 2; мольне співвідношення етилен:бензол = 1:1; умови реакції: температура – 96 °С, тиск – 1 атм.; ступінь досягнення рівноваги – 0,8.

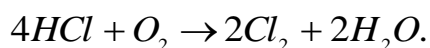
### Задача 6

Скласти матеріальний баланс нітратора продуктивністю 3 т/год нітробензолу. Вихід нітробензолу 98% від теоретичного. Склад нітруючої суміші (% мас.): HNO<sub>3</sub> – 20; H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> – 60; H<sub>2</sub>O – 20. Витрата нітруючої суміші складає 4 кг на 1 кг бензолу. Розрахунок вести на 1 годину роботи нітратора.



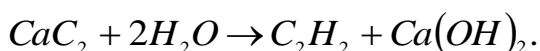
### Задача 7

Розрахувати матеріальний баланс прямого каталітичного окиснення хлороводню. Склад вихідної газової суміші (% об.): HCl – 35,5; повітря – 64,5. Ступінь окиснення HCl – 70%. Розрахунок вести на 1000 м<sup>3</sup> вихідного газу. Склад повітря (% об.): N<sub>2</sub> – 79; O<sub>2</sub> – 21.



### Задача 8

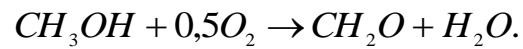
Скласти матеріальний баланс процесу виробництва 1000 м<sup>3</sup> ацетилену з технічного карбіду кальцію, що містить 92% CaC<sub>2</sub>. Ступінь розкладання CaC<sub>2</sub> становить 88%, співвідношення CaC<sub>2</sub> : H<sub>2</sub>O складає 1 : 6.



### Задача 9

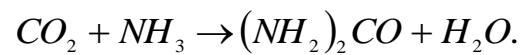
Скласти матеріальний баланс реактора для каталітичного окиснення метанолу в формальдегід. Продуктивність реактора 10000 т CH<sub>2</sub>O за рік.

Агрегат працює 320 днів у році. Ступінь перетворення метанолу 0,75. Вміст метанолу в спиртово-повітряній суміші 35% об. Склад повітря (% об.): N<sub>2</sub> – 79; O<sub>2</sub> – 21. Розрахунок вести на 1 годину роботи реактора.



### Задача 10

Скласти матеріальний баланс колони синтезу карбаміду продуктивністю 60 т/добу, якщо співвідношення CO<sub>2</sub> : NH<sub>3</sub> підтримується 1:3. Ступінь перетворення CO<sub>2</sub> – 0,92. Розрахунок вести на 1 годину роботи колони.



## 3 РОЗРАХУНКИ ТЕПЛОВИХ БАЛАНСІВ

### 3.1 Короткі теоретичні відомості

Тепловий баланс складається на основі матеріального балансу і дозволяє визначити необхідну кількість палива, розміри теплообмінних поверхонь, витрату теплоти або холодоагентів тощо.

В основу складання теплового (енергетичного) балансу покладено закон збереження енергії, у відповідності з яким у замкненій системі сума всіх видів енергії постійна.

Тепловий баланс в загальному випадку розраховують за даними матеріального балансу з урахуванням теплових ефектів (екзотермічних і ендотермічних) хімічних реакцій і фізичних перетворень (випаровування, конденсації та ін.), що відбуваються в апараті, з урахуванням підведення теплоти ззовні і відведення її з продуктами реакції, а також через стінки апарату.

Тепловий баланс, подібно матеріальному, виражають у вигляді таблиць, а для розрахунку використовують наступне рівняння:

$$Q_K + Q_{\text{ф.н.}} + Q_{\text{х.р.}} + Q_{II} = Q_K'' + Q_{\text{ф.н.}}'' + Q_{\text{х.р.}}'' + Q_{II}'',$$

де  $Q_K$  - кількість теплоти, внесена в апарат вихідними речовинами;

$Q_K''$  - кількість теплоти, що виноситься з апарату продуктами та напівпродуктами реакції і непрореагованими вихідними речовинами;

$Q_{\text{ф.н.}}$  і  $Q_{\text{ф.н.}}''$  - теплоти фазових перетворень, що відбуваються з виділенням і поглинанням тепла відповідно;

$Q_{\text{х.р.}}$  і  $Q_{\text{х.р.}}''$  - кількість теплоти в результаті перебігу екзо- та ендотермічних реакцій;

$Q_{II}$  - кількість теплоти, що підводиться для нагрівання суміші (димовими газами, нагрітим повітрям, спалюванням палива, електроенергією тощо);

$Q_{II}''$  - загальні втрати теплоти в навколишнє середовище, а також відведення її в результаті охолодження апарату (холодильниками тощо).

Фізичні теплоту компонентів розраховують окремо для кожного виду матеріалу за формулою:

$$Q = G \cdot \bar{C}_p \cdot (T - 273),$$

де  $G$  – кількість компонента, що бере участь у процесі (визначається з матеріального балансу), кг, м<sup>3</sup>, кмоль;

$\bar{C}_p$  - середня теплоємність компонента за даної температури;

$T$  – температура реагентів, що поступають, або продуктів, що виходять, К.

Величина  $\bar{C}_p$  може бути взята з таблиць або розрахована, але її розмірність має обов'язково відповідати розмірності  $G$ .

Кількість теплоти, що виділяється або поглинається при перебігу хімічних процесів залежить від стехіометрії, ступеня перетворення та теплового ефекту реакції (зміни ентальпії).

Стандартні теплові ефекти хімічних реакцій можуть бути розраховані згідно закону Гесса на основі теплот утворення речовин, що беруть участь у реакції.

Для фазових перетворень (випаровування, конденсації, плавлення, сублімації, розчинення) кількість тепла, що виділяється або поглинається, розраховується наступним чином:

$$Q_{ф.п.} = \sum_i (n_i \cdot q_{ф.п.}),$$

де  $n_i$  – хімічна кількість  $i$ -го компонента, який змінив свій фазовий стан;

$q_{ф.п.}$  – питома теплота фазового перетворення.

## 3.2 Приклади рішення типових задач

### Приклад 3.1

Розрахувати тепловий баланс процесу одержання 1 т поліетилену в трубчатому реакторі за такими вихідними даними:

- ступінь перетворення етилену 18%;
- об'ємна швидкість етилену  $0,9 \text{ нм}^3/\text{м}^3 \cdot \text{с}$ ;
- ємність реактору  $0,5 \text{ м}^3$ ;
- температура -  $185^\circ\text{C}$

*Рішення.*

Продуктивність реактору визначається з розміру реактора та швидкості руху сировини. За умов об'ємної швидкості етилену  $0,9 \text{ нм}^3/\text{м}^3 \cdot \text{с}$  і ємності реактору  $0,5 \text{ м}^3$  кількість етилену, яка проходить скрізь реактор:

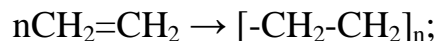
$$0,9 \cdot 0,5 = 0,45 \text{ нм}^3/\text{с}.$$

При ступені перетворення етилену 18% продуктивність реактору складе (мол. маса  $\text{C}_2\text{H}_4$  28 кг/моль,  $V_{\text{моль}} = 22,4 \text{ нм}^3/\text{моль}$ ):

$$G = \frac{0,18 \cdot 0,45 \cdot 28}{22,4} = 0,1018 \text{ кг/с (366 кг/годину поліетилену)}.$$

Матеріальні розрахунки

Проведемо розрахунки за реакцією полімеризації, прийнявши значення  $n=1$ .



$$n_{\text{поліет}} = \frac{366}{28} = 13,06 \text{ кмоль/год};$$

$$n_{\text{C}_2\text{H}_4}^p = 13,06 \text{ кмоль/год};$$

$$m_{\text{C}_2\text{H}_4}^p = 13,06 \cdot 28 = 366 \text{ кг}.$$

З урахуванням ступеня перетворення сировини:

$$m_{\text{C}_2\text{H}_4}^{\text{вих}} = \frac{366}{0,18} = 2033,3 \text{ кг}.$$



Залишки сировини:

$$m_{C_2H_4}^{витрата} = 2033,3 - 366 = 1667,3 \text{ кг.}$$

Таблиця 3.1 – Тепловий баланс

Прихід	кг/год	Витрата	кг/год
1. Етилен	2033,3	1. Реакційна суміш в т.ч. поліетилен етилен	366 1667,3
Всього	2033,3	Всього	2033,3

### Теплові розрахунки

Прихід тепла в реактор визначається: 1) тепловим ефектом полімеризації та 2) тепловмістом потоку етилену в реактор.

Тепловий ефект полімеризації 4160 кДж/кг.

Таким чином, за рахунок реакції полімеризації одержуємо тепла:

$$q_1 = 4160 \cdot 366 = 1522560 \text{ кДж.}$$

Тепловміст етилену при його  $t = 185^\circ$  і  $P = 150 \text{ Мн/м}^2$  дорівнює 370 кДж/кг.

Звідки

$$q_2 = 2033,3 \cdot 370 = 60999 \text{ кДж.}$$

Загальний прихід тепла в реактор складе:

$$Q_{прих} = 1522560 + 60999 = 1583559 \text{ кДж.}$$

Витрата тепла: 1) тепловий потік ( $q_3$ ) виходячих з реактора поліетилену і залишкового етилену 2) передачі тепла ( $q_4$ ) через стінки реактору охолоджуючій воді.

Поліетилен і етилен на виході з реактору мають  $t = 185^\circ\text{C}$ . Тепловміст поліетилену при  $185^\circ\text{C}$  та  $150 \text{ Мн/м}^2$  дорівнює 407 кДж/кг, а етилену 370 кДж/кг.

Звідки

$$q_3 = 366 \cdot 407 + 1667,3 \cdot 370 = 765863 \text{ кДж.}$$

Визначимо кількість тепла, що виводять з реактора за рахунок його охолодження:

$$q_4 = 1583559 - 765863 = 817696 \text{ кДж/год.}$$

### 3.3 Задачі для самостійного рішення

#### Задача 1

Скласти тепловий баланс виробництва 1 т ацетону методом каталітичного окиснення ізопропілового спирту киснем повітря. Склад повітря (% об.):  $N_2$  – 79;  $O_2$  – 21. Ступінь окиснення ізопропілового спирту – 79%. Температура процесу – 500 °С, на вході – 320 °С.

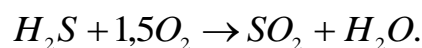
С, кДж/кмоль·град	$O_2$	$N_2$	$H_2O$	$(CH_3)_2CHOH$	$(CH_3)_2CO$
320 °С	31,03	30,04	-	37,5	-
500 °С	33,51	31,19	34,87	54,5	169,54



#### Задача 2

Скласти тепловий баланс печі спалювання сірководню для одержання 1 т сульфур (IV) оксиду. На 1 м<sup>3</sup> сірководню подається 10 м<sup>3</sup> повітря зі складом (% об.):  $N_2$  – 79;  $O_2$  – 21. Тепловтрати складають 20% від надходження теплоти. Температура на вході – 20 °С, на виході – 1100 °С.

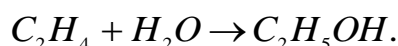
С, кДж/м <sup>3</sup> ·град	$H_2S$	Повітря	Газова суміш
20 °С	1,47	1,34	-
1100 °С	-	-	1,38
$\Delta H$ , кДж/моль	-20,60	-296,90	-241,81



### Задача 3

Скласти тепловий баланс виробництва 1 т етилового спирту методом прямої гідратації етилену. Мольне співвідношення водяної пари і етилену 0,7:1. Температура процесу - 250 °С, на вході в апарат – 190 °С. Втрати тепла у навколишнє середовище складають 5% від надходження теплоти.

С, кДж/кг·град	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH
190 °С	1,998	1,950	-
250 °С	2,229	1,982	2,165
ΔН, кДж/моль	52,3	-241,818	-276,98



### Задача 4

Скласти тепловий баланс виробництва 1 т ацетальдегіду з етилену. Ступінь окиснення етилену – 0,95. Повітря на окиснення подається з надлишком 1,2; його склад (% об.): N<sub>2</sub> – 79; O<sub>2</sub> – 21. Температура на вході в реактор - 25 °С, на виході – 115 °С.

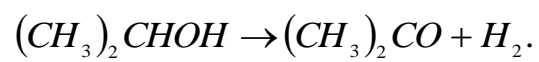
С, кДж/кг·град	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	CH <sub>3</sub> CHO
25 °С	0,921	1,039	1,489	0,450
115 °С	0,934	1,044	1,787	0,885



### Задача 5

Скласти тепловий баланс виробництва 1 т ацетону методом дегідрогенізації ізопропілового спирту, ступінь перетворення ізопропілового спирту – 0,97. Втрати тепла у навколишнє середовище складають 5% від надходження теплоти. Температура процесу - 450 °С, на вході – 110 °С.

С, кДж/кмоль·град	H <sub>2</sub>	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO
110 °С	-	18,2	-
450 °С	29,225	49,7	146,67
ΔH, ккал/моль	-	-65,828	-51,72



## 4 КІНЕТИЧНІ РОЗРАХУНКИ

### 4.1 Короткі теоретичні відомості

Будь-який хіміко-технологічний процес включає в себе три основні стадії:

- транспорт реагентів в зону реакції (наприклад, дифузійне перенесення реагенту з розчину до поверхні твердої фази);
- хімічна реакція;
- транспорт продуктів з зони реакції.

Загальна швидкість процесу залежить від швидкості його окремих стадій і дорівнює швидкості найповільнішої (лімітуючої) стадії. Якщо лімітуючою є перша або третя стадії, то вважається, що процес перебігає в дифузійній області. А якщо процес лімітує швидкість хімічної реакції, то областю перебігу процесу є кінетична. Якщо швидкості всіх стадій є близькими, то процес перебігає в перехідній області.

В залежності від того, в якій області перебігає процес, використовуються різні рівняння і способи для математичного опису і збільшення загальної швидкості процесу.

Для процесів, перебігаючи в дифузійних областях, сумарну швидкість визначають з використанням рівняння для швидкості масо передачі, рівняння дифузії та хімічної реакції.

Швидкість хімічної реакції виражається наступним чином:

для гомогенної реакції:

$$W = \pm \frac{1}{V} \cdot \frac{dN}{d\tau};$$

Для гетерогенної реакції:

$$W = \pm \frac{1}{F} \cdot \frac{dN}{d\tau},$$

де  $V$  – об'єм реагуючих речовин,  $\text{м}^3$ ;

$N$  – кількість прореагованої або утвореної речовини, кмоль;

$F$  – площа поверхні контакту фаз,  $\text{м}^2$ ;

$\tau$  – час, с.

Залежність швидкості реакції від температури характеризують температурним коефіцієнтом  $\alpha(T)$ , який визначають як зростання швидкості при збільшенні температури  $T$  на 10 градусів:

$$\alpha(T) = \frac{W_{T+10}}{W_T}.$$

Але найпоширенішим є вираз температурної залежності константи швидкості у вигляді рівняння Арреніуса:

$$K = K_0 \cdot e^{-\frac{E}{RT}}.$$

Енергія активації може бути визначена, якщо відомі значення константи швидкості при декількох температурах:

$$E = \frac{R \cdot \ln(K_2 / K_1)}{(1/T_1 - 1/T_2)},$$

де  $K_1$  та  $K_2$  – константи швидкості за температур  $T_1$  та  $T_2$ .

## 4.2 Приклади рішення типових задач

### Приклад 4.1

Розрахувати константу швидкості реакції  $\text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3$  на залізооксидному каталізаторі за 680 °С, якщо швидкість реакції описується спрощеним рівнянням:

$$W = \frac{dx}{d\tau} = \frac{K \cdot (x_p - x)}{\sqrt{ax}}.$$

Рівноважний ступінь перетворення  $x_p$  за 680 °С рівний 0,58; газ містить 7%  $\text{SO}_2$ , решта – повітря.

Відомо, що:

$\tau$ , с	0,06	0,1	0,19
$x$	0,22	0,3	0,38

Задачу вирішити методом графічного диференціювання.

По знайденому за 680 °С значенню  $K$  знайти константу швидкості для 650 °С, якщо енергія активації становить 184000 кДж/кмоль.

Рішення

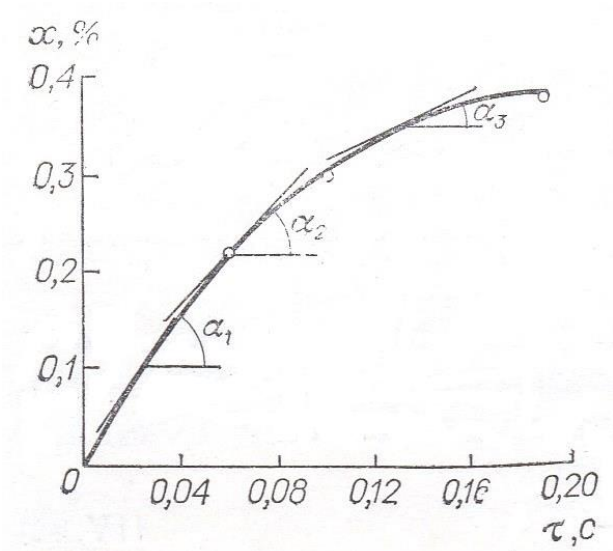


Рисунок 4.2 – Графік для визначення швидкості реакції.

$$1) x_1 = 0,1; \tau_1 = 0,02 \text{ c}; \operatorname{tg} \alpha_1 = \frac{0,182 - 0,1}{0,045 - 0,025} = 4,1; K_1 = 7,5 \text{ c}^{-1}.$$

$$2) x_2 = 0,22; \tau_2 = 0,06 \text{ c}; \operatorname{tg} \alpha_2 = 2,1; K_2 = 7,25 \text{ c}^{-1}.$$

$$3) x_3 = 0,35; \tau_3 = 0,13 \text{ c}; \operatorname{tg} \alpha_3 = 1,05; K_3 = 7,15 \text{ c}^{-1}.$$

$$K = \frac{K_1 + K_2 + K_3}{3} = 7,18 \text{ c}^{-1}.$$

$$2,3 \cdot \lg K = 2,3 \cdot K + \left( \frac{E}{R} \right) \cdot \left( \frac{1}{953} - \frac{1}{923} \right);$$

$$K = 3,0.$$

### 4.3 Задачі для самостійного рішення

#### Задача 1

Визначити енергію активації та температурну залежність константи швидкості реакції для перебігаючої у водному розчині реакції розкладу речовини А. Константи швидкості цієї реакції:

$$\text{за } 10\text{ }^{\circ}\text{C} - k_1 = 1,1 \cdot 10^{-4}\text{ c}^{-1};$$

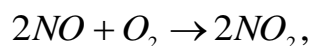
$$\text{за } 10\text{ }^{\circ}\text{C} - k_2 = 5,5 \cdot 10^{-2}\text{ c}^{-1}.$$

#### Задача 2

Газова суміш складається з оксиду азоту і повітря. Знайти концентрацію кисню, за якої оксид азоту окислюється з максимальною швидкістю. Температура газу менше  $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ , тобто процес практично необоротний. При розрахунку використовувати рівняння формальної кінетики.

#### Задача 3

Як зміниться швидкість реакції



якщо: а) збільшити вихідну концентрацію кисню в 2 рази та б) збільшити початкову концентрацію оксиду азоту в 2 рази.

#### Задача 4

Перебігає реакція  $2A + B \rightarrow D$ , швидкість якої описується рівнянням першого порядку по кожному компоненту. Через 20 хв прореагувало 20% речовини А.

Яка частина речовини залишиться через 40 хв?



## 5 РОЗРАХУНКИ РЕАКТОРІВ

### 5.1 Короткі теоретичні відомості

Хімічним реактором називається апарат, в якому здійснюються хімічні процеси, що поєднують хімічні реакції з масо- і тепло переносом. Хімічний реактор є одним з основних елементів будь-якої хіміко-технологічної схеми. Від правильності вибору реактора і його досконалості залежить ефективність всього технологічного процесу.

Різноманіття хімічних процесів обумовлює різноманітність хімічних реакторів. Відповідно до цього і класифікація реакторів може бути здійснена за різними ознаками, найсуттєвішими з яких є:

- характер перебігу процесу в часі;
- гідродинамічний режим;
- тепловий режим;
- агрегатний стан реагентів.

За першою ознакою реактори поділяють на періодичні, напівперіодичні і безперервні.

За характером руху реакційних мас їх поділяють на реактори витіснення і реактори змішування. Таким чином, виділяють наступні типи реакторів:

- періодичний ідеального змішування (РІЗ-П);
- безперервний ідеального змішування (РІЗ-Б);
- ідеального витіснення (РІВ);
- каскад реакторів ідеального змішування (К-РІЗ).

За тепловим режимом розрізняють реактори, що працюють в адіабатичному, ізотермічному та полі термічному режимах.

## 5.2 Приклади рішення типових задач

### Приклад 5.1

Гідроліз оцтового ангідриду здійснюється в реакторі з мішалкою, що працює в режимі повного змішування. Концентрація оцтового ангідриду у вихідній суміші  $C_{\text{вих}} = 0,3$  моль/дм<sup>3</sup>. Ступінь перетворення  $X = 0,7$ . Об'ємна витрата рідини постійна і становить  $R = 20$  дм<sup>3</sup>/хв. Процес перебігає при значному надлишку води. Константа швидкості гідролізу  $K = 0,38$  хв<sup>-1</sup>.

Визначити: 1) об'єм одиничного реактора змішування, що забезпечує заданий ступінь перетворення; 2) реакційний об'єм, потрібний для проведення того ж процесу за тих самих умов в реакторі ідеального витіснення; 3) число ступенів, тобто одиничних реакторів змішування, потрібних для того, щоб загальний реакційний об'єм наближався до реактора витіснення.

#### Рішення

Швидкість реакції гідролізу можна представити рівнянням 1-го порядку:

$$W = K \cdot C.$$

1. Об'єм реактора змішування РІЗ:

$$V_{PIZ} = R \cdot C_{\text{вих}} \cdot X / W,$$

де  $W = K \cdot C_{\text{кін}}$ .

Кінцева концентрація оцтового ангідриду:

$$C_{\text{кін}} = C_{\text{вих}} \cdot (1 - X) = 0,3 \cdot (1 - 0,7) = 0,09 \text{ моль/дм}^3;$$

$$W = K \cdot C_{\text{кін}} = 0,38 \cdot 0,09 = 0,0342 \text{ моль/дм}^3 \text{ хв};$$

$$V_{PIZ} = 20 \cdot 0,3 \cdot 0,7 / 0,0342 = 123 \text{ дм}^3.$$

2. Знаходимо об'єм ізотермічного РІВ, припускаючи, що процес перебігає в кінетичній області:

$$V_{PIB} = R \cdot \int_{C_{\text{вих}}}^{C_{\text{кін}}} \frac{dC}{W} = R \cdot \int_{C_{\text{вих}}}^{C_{\text{кін}}} \frac{dC}{K \cdot C} = \frac{R}{K} \ln \frac{C_{\text{вих}}}{C_{\text{кін}}} = \frac{20}{0,38} \ln \frac{0,3}{0,09} = 63,5 \text{ дм}^3.$$

3. Сумарний час перебування реагентів у батареї реакторів повного змішування визначається за рівнянням:

$$\tau = n \cdot \tau_i = \frac{V}{R} = \frac{n}{K} \cdot \left[ \left( \frac{C_{вих}}{C_{кин}} \right)^{1/n} - 1 \right].$$

Підставляючи у цей вираз довільну кількість ступенів  $n = 1, 2, 3, \dots \infty$ , одержимо сумарні об'єми багатоступеневого реактора змішування:

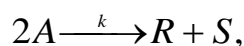
n	1	2	3	4	6	10	$\infty$
V, дм <sup>3</sup>	123	86,5	77,8	73,8	69,5	67,0	63,5

Очевидно, що збільшення числа ступенів (для наближення по об'єму ПВ) вище трьох є недоцільним, так як після цього зменшення сумарного об'єму багатоступеневого реактора відбувається повільно, а вартість реактора з мішалкою є значною й установка стає громіздкою.

### 5.3 Задачі для самостійного рішення

#### Задача 1

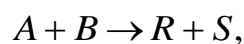
Визначте об'єм проточного реактора ідеального змішування, необхідний для досягнення ступеня перетворення вихідного реагенту  $x_A = 0,85$  при проведенні реакції:



якщо  $C_{A0} = 2,5$  кмоль/м<sup>3</sup>,  $k = 18,2$  м<sup>3</sup>/(кмоль·год), реагенти подають у реактор з об'ємною витратою  $v = 1,2$  м<sup>3</sup>/год.

#### Задача 2

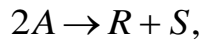
Визначте ступінь перетворення реагентів А та В на виході із проточного реактора ідеального змішування об'ємом 0,5 м<sup>3</sup> при проведенні реакції:



якщо  $C_{A0} = 1,2 \text{ кмоль/м}^3$ ,  $C_{B0} = 1,6 \text{ кмоль/м}^3$ , об'ємна витрата  $\nu = 5 \text{ м}^3/\text{год}$ , константа швидкості  $k = 12 \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{год})$ .

### Задача 3

У проточному реакторі ідеального змішування проводять реакцію:

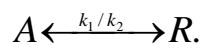


що перебігає у газовій фазі а температури  $800 \text{ К}$  і тиску  $6 \cdot 10^3 \text{ Па}$ . У реактор подають суміш, об'ємна частка реагенту  $A$  в якій становить  $70\%$ , а об'ємна частка інертного компоненту –  $30\%$ .

Визначити середній час перебування, необхідний для досягнення ступеня перетворення  $x_A = 0,8$ , якщо константа швидкості  $k = 414,7 \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{год})$ .

### Задача 4

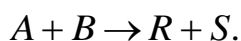
У проточному реакторі ідеального змішування проводять оборотну реакцію:



Визначити об'єм реактора, необхідний для досягнення ступеня перетворення, що становить  $75\%$  від рівноважного, якщо об'ємна витрата  $\nu = 0,01 \text{ м}^3/\text{год}$ ,  $k_1 = 0,18 \text{ год}^{-2}$ ,  $k_2 = 0,24 \text{ год}^{-2}$ .

### Задача 5

У проточному реакторі ідеального змішування за температури  $330 \text{ К}$  проводять реакцію другого порядку:



У реактор подають реагенти з об'ємною витратою  $\nu = 2 \text{ м}^3/\text{год}$  і початковими концентраціями  $C_{A0} = C_{B0} = 1 \text{ кмоль/м}^3$ ; константа швидкості реакції задана у вигляді виразу  $k = 7 \cdot 10^7 \cdot e^{-43000/RT}$ . Визначити об'єм реактора, необхідний для досягнення ступеня перетворення  $x_A = 0,8$ .

## **6 ЗАВДАННЯ ДЛЯ ВИКОНАННЯ МКР**

### **6.1 Структура МКР**

1. Скласти хімічну схему виробництва у відповідності із завданням.
2. Навести принципову технологічну схему даного виробництва.
3. Обґрунтувати вибір головного обладнання.
4. Виконати екологічний аналіз наведеного виробництва.

### **6.2 Варіанти завдань**

№ варіанту: 1, 3, 5, 7, 9, 11, 13, 15, 17, 19, 21, 23.

Тема: «Виробництво металевої міді».

№ варіанту: 2, 4, 6, 8, 10, 12, 14, 16, 18, 20, 22, 24.

Тема: «Виробництво NaOH феритним методом».

## 7 ЗАВДАННЯ ДЛЯ ВИКОНАННЯ ДКР

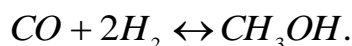
### 7.1 Структура ДКР

Скласти матеріальний і тепловий баланси у відповідності із завданням.

### 7.2 Варіанти завдань

#### Варіанти № 1, 5, 10, 15, 18, 20, 25.

Виробництво метанолу (№ т).



Мольне співвідношення компонентів  $CO : H_2 = 1 : 3$ .

Оксид вуглецю (II) містить (% об.):

$CO - (95 + 0,1N_0)$ ;

$CO_2 -$  інше.

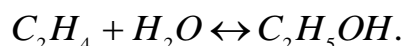
Температура на вході в реактор –  $340\text{ }^\circ\text{C}$ ; на виході –  $420\text{ }^\circ\text{C}$ .

Ступінь перетворення компонентів 90%.

Втрати тепла в навколишнє середовище – 5% від  $Q_{\text{прих}}$ .

#### Варіанти № 2, 6, 11, 16, 22, 26.

Виробництво етанолу прямою гідратацією етилену (№ т).



Мольне співвідношення компонентів  $C_2H_4 : H_2O = 1 : 2$ .

Етилен містить  $(92 + 0,1N_0)$  % об. етилену, інше – домішки (інертні).

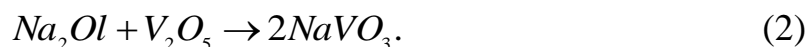
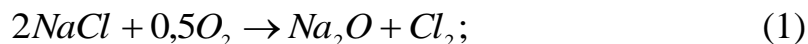
Ступінь перетворення 93%.

Температура реагентів в реакторі –  $300\text{ }^\circ\text{C}$ , на виході –  $390\text{ }^\circ\text{C}$ .

Втрати тепла в навколишнє середовище – 7% від  $Q_{\text{прих}}$ .

### Варіанти № 8, 14, 19, 24, 27.

Виробництво ванадату натрію (№ т).



Процес здійснюється у барабанних обертових печах за температури 800-900 °С.

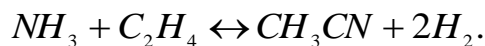
Вихідна сировина:

Кам'яна сіль NaCl -  $\omega_{NaCl}$  (92+0,1№) % мас.; повітря; вихід Na<sub>2</sub>O по реакції (1) складає (80+0,3№) %; ступінь перетворення Na<sub>2</sub>O по реакції (2) – 87%. У якості ванадійвмісної сировини використовують ванадієвий шлак, який містить 25% V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>.

Температура на виході складає 970 °С. Втрати тепла у навколишнє середовище становлять 8% від Q<sub>прих</sub>.

### Варіанти № 3, 7, 12, 17, 23.

Виробництво ацетонітрилу (№ т).



Етилен містить (% об.):

C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>: (90+0,1№);

C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> – інше.

Аміак містить (% об.):

NH<sub>3</sub>: (95+0,1№);

H<sub>2</sub> – інше.

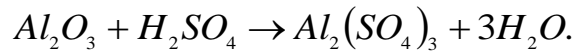
Ступінь перетворення компонентів 97%.

Температура реагентів в реакторі – 500 °С; на виході – 670 °С.

Втрати тепла в навколишнє середовище – 8% від Q<sub>прих</sub>.

**Варіанти № 4, 9, 13, 21, 28.**

Виробництво сульфату алюмінію (№ т).



Вміст  $Al_2O_3$  у сировині  $(50+0,1N_0)$  % мас.;  $SiO_2$  – інше.

Вміст  $H_2SO_4$  у розчині кислоти  $(70+0,2N_0)$  % мас.

Ступені перетворення:  $Al_2O_3$  - 87 %;  $H_2SO_4$  - 92%.

Температура у реакційній зоні - 70 °С, на виході з реактора – 88 °С.

Втрати тепла в навколишнє середовище – 3% від  $Q_{прих}$ .



## Список літературних посилань

1. Яворський В.Т., Перекупко Т.В., Знак З.О., Савчук Л.В. Загальна хімічна технологія. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2014. – 540 с.
2. Основы химической технологии / Под. ред. И.И. Мухленова. – М.: Высш. школа, 1991. – 463 с.
3. Гончаров А.І., Серета І.П. Хімічна технологія, ч.1 – К.: Вища школа, 1979. – 288 с.
4. Гончаров А.І., Серета І.П. Хімічна технологія, ч.2–К.: Вища школа, 1980. – 280 с.
5. Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г. Общая химическая технология. Учеб. для вузов. – 3-е изд., перераб. – М.: Академкнига, 2004. – 528 с.
6. Теоретичні основи технології неорганічних виробництв /О.Я. Лобойко, Г.І. Гринья, Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, та ін. – Харків: Підручник НТУУ «ХП», 2017.– 152 с.
7. Общая технология силикатов / Под общ. ред. Пащенко А.А. – Киев: Вища школа. Головное изд-во, 1983. – 408 с.
8. Левеншпиль О. Инженерное оформление химических процессов / О. Левеншпиль; перевод с англ. Под редакц. и с дополн. чл. корр. АН СССР М.Г. Слинько. - М.: Химия, 1969. - 621 с.
9. Перлмуттер Д. Устойчивость химических реакторов. Пер. с англ. под ред. Н.С. Гуфрейна. – Л.: Химия, 1976. – 256 с.
10. Общие основы химической технологии: Разраб. и проектирование технол. процессов / С. Бретшнайдер, В. Кавецкий, Я. Лейко, Р. Марцинковский; Пер. с польского. под ред. чл.-кор. АН СССР П.Г. Романкова и канд. техн. наук М.И. Курочкиной. – Л.: Химия. Ленингр. отд-ние, 1977. - 503 с.

11. Химия и технология процессов / А. Згуро, Л. Григорьева, С. Чекрыжов, И. Бородина.– Таллин: Йыхви, 2012.– 376с.
12. Игнатенков В.И, Бесков В.С. Примеры и задачи по общей химической технологии. – М.: НКЦ «Академика», 2006. – 198 с.
13. Корчуганова О.М. Розрахунки хіміко-технологічних процесів та реакторів. – Сєверодонецьк, 2016. – 120 с.
14. Аранская О.С. Сборник задач и упражнений по химической технологии и биотехнологии. – М.: Университетское, 1989. – 311 с.
15. Практикум з дисципліни «Загальна хімічна технологія» / І.М. Астрелін, А.Л. Концевой, В.І. Супрунчук та ін. – К.: НТУУ «КПІ», 2013. – 152 с.
16. Кузнецова Н.М., Харлампида Х.Э., Матыршин Н.Н. Общая химическая технология. Материальный баланс химико-технологического процесса. – М.: Логос, 2007. – 264 с.
17. Расчеты химико-технологических процессов / Под ред. И.П. Мухленова. – М.: Химия, 1982. – 248 с.
18. Методические указания к выполнению практических, контрольных и курсовых работ по курсу «Общая химическая технология и основы промышленной экологии» для студентов химико-технологического факультета / Сост. И.М. Астрелин, В.А. Кириченко, Н.М. Манчук и др. – К.: КПИ, 1991. – 92 с.
19. Ещенко Л.С., Салоников В.А. Общая химическая технология (сборник задач). Минск БГТУ, 2006. – 73 с.
20. Загальна хімічна технологія. Методичні вказівки для практичних занять для студентів інженерно-хімічного факультету/ Уклад. Т.А. Донцова, І.М. Іваненко, І.В. Косогіна та ін. – К.: НТУУ «КПІ», 2015. – 129 с.