

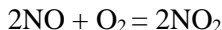
# 1. МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ ДО ВИКОНАННЯ ДОМАШНЬОГО ЗАВДАННЯ

Метою домашнього завдання є розвиток і закріплення у студентів вмінь і навичок розрахунків хімічних реакторів — основних апаратів, в яких здійснюються різноманітні хімічні процеси у промисловості.

Завдання для виконання домашньої роботи є індивідуальним для кожного студента (за варіантами і за видами хіміко-технологічного процесу). Домашнє завдання студенти виконують вдома, а потім його захищають викладачеві.

## 1.1. Завдання 1

Газ, який виходить з реактора окиснення аміаку, швидко охолоджують для конденсації з нього основної частини водяної пари. Газ містить [мольна частка, %]: NO – А; NO<sub>2</sub> – R; O<sub>2</sub> – В. До надходження в адсорбційні колони, де отримують азотну кислоту, газ окиснюється за рівнянням:



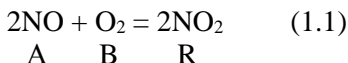
з утворенням суміші газів, співвідношення компонентів в якій дорівнює

$$\text{NO}_2 : \text{NO} = n_R : n_A.$$

Витрати газу на вході в реактор Q, м<sup>3</sup>/год., тиск газу P, МПа.

Розрахувати об'єм реактора витіснення, який необхідний для досягнення вказаної цілі, якщо припустити, що охолодження є достатньо ефективним засобом для підтримання сталої температури реакційної суміші на рівні 293 К і константа швидкості реакції при 293 К дорівнює  $1,4 \cdot 10^4$  дм<sup>3</sup>/((моль<sup>2</sup>·с) (дані у табл.1.1).

Для розрахунків використати рівняння реакції:



Швидкість реакції описується рівнянням:

$$v = C_{\text{NO}}^2 \cdot C_{\text{O}_2}$$

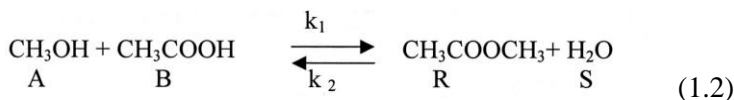
**Таблиця 1.1. Варіанти і вихідні дані до завдання 1.1**

№ варіанта*	Найменування					
	Q, м <sup>3</sup> /год	A, мольна частка, %	B, мольна частка, %	R, мольна частка, %	Відношення NO <sub>2</sub> : NO = n <sub>R</sub> : n <sub>A</sub>	Тиск газу P, МПа
1	10·10 <sup>3</sup>	1	1	2,5	4 : 1	0,001
2	11·10 <sup>3</sup>	2	2	3	5 : 1	0,005
3	12·10 <sup>3</sup>	3	1	4	6 : 1	0,01
4	13·10 <sup>3</sup>	4	2	5	7 : 1	0,04
5	14·10 <sup>3</sup>	5	1	6	4 : 1	0,05
6	15·10 <sup>3</sup>	6	2	7	5 : 1	0,06
7	10·10 <sup>3</sup>	7	3	8	6 : 1	0,02
8	11·10 <sup>3</sup>	8	2	8	7 : 1	0,03
9	12·10 <sup>3</sup>	9	1	5	3 : 1	0,07
10	13·10 <sup>3</sup>	10	3	6	4 : 1	0,08
11	14·10 <sup>3</sup>	5	2	7	5 : 1	0,09
12	15·10 <sup>3</sup>	6	1	8	6 : 1	0,1
13	10·10 <sup>3</sup>	5	2	9	7 : 1	0,15
14	11·10 <sup>3</sup>	4	1	7	5 : 1	0,20
15	12·10 <sup>3</sup>	10	2	8	4 : 1	0,25

\* Номер варіанта відповідає останнім двом цифрам залікової книжки студента.

## 1.2 Завдання 2

Розрахувати об'єм РІЗ-П, РІЗ-Б і К-РІЗ для виробництва Q т/год оцтовометилового ефіру:



У реактор завантажують суміш з масовою часткою компонентів  $\omega, \%$ : А – спирту; В – кислоти; S – води; густина реакційної суміші дорівнює  $\rho$ , кг/м<sup>3</sup>. У процесі реакції густина реакційної суміші не змінюється. Реакція перебігає у рідкій фазі при температурі 373 К і описується кінетичним рівнянням:

$$v = k_1(C_A \cdot C_B - C_R \cdot C_S / K_C) \quad (1.3)$$

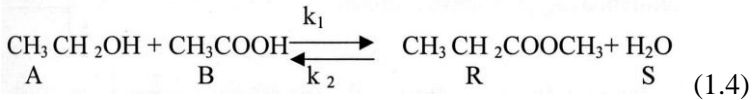
Процес ведуть до ступеня перетворення кислоти  $X_B$  і виходу

ефіру  $\Phi_R$ . Час завантаження і розвантаження РІЗ-П дорівнює 1 год. Реактори каскаду з'єднані послідовно. Об'єм одиничного реактора каскаду складає  $\frac{1}{3}$  від об'єму РІЗ-Б, де 3 – кількість реакторів у каскаді.

Вихідні дані завдання 2 наведені у табл. 2.1.

### 1.3. Завдання 3

Розрахувати об'єм РІЗ-П, РІЗ-Б і К-РІЗ для виробництва Q т/год оцтовоетилового ефіру:



У реактор завантажують суміш з масовою часткою  $\omega$ , %: А – спирту, В – кислоти та S – води. Густина реакційної суміші дорівнює  $\rho$ , кг/м<sup>3</sup>. У процесі реакції густина реакційної суміші не змінюється. Реакція перебігає у рідкій фазі і описується кінетичним рівнянням:

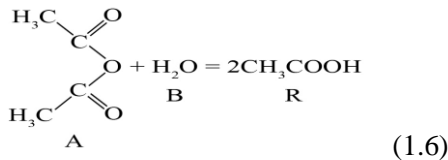
$$v = k_1(C_A \cdot C_B - C_R \cdot C_S / K_C) \quad (1.5)$$

Процес ведуть до ступеня перетворення кислоти  $X_B$  і виходу ефіру  $\Phi_R$ . Час завантаження і розвантаження РІЗ-П становить 1 год. Реактори каскаду з'єднані послідовно. Об'єм одиничного реактора каскаду складає  $\frac{1}{3}$  від об'єму РІЗ-Б, де 3 – кількість реакторів змішання у каскаді.

Вихідні дані до завдання 3 наведені у табл.1.3.

### 1.4. Завдання 4

Оцтовий ангідрид гідролізує у реакторі з мішалкою, який працює в режимі повного змішання. Концентрація ангідриду у вихідній суміші  $C_A$ , моль/дм<sup>3</sup>. Реакція гідролізу перебігає за рівнянням:



Ступінь перетворення (за відношенням до вихідної суміші)  $X_A$ . Об'ємні витрати рідини становлять Q (дм<sup>3</sup>/хв.). Процес перебігає за великого надлишку води. Константа швидкості гідролізу k (хв.<sup>-1</sup>).

**Таблиця 1.2. Вихідні дані до завдання 1.2**

№ варіанта	Найменування										
	Q, т/год	$\omega(A)$ , мас. частка, %	$\omega(B)$ , мас. частка, %	$\omega(R)$ , мас. частка, %	$\omega(S)$ , мас. частка, %	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$K_1$ , м <sup>3</sup> /(кмоль·с)	$K_C$	$X_B$ , частка	$\Phi_R$ , частка	n – число проміжків
1	0,6	60	20	0,0	20	900	$5,0 \cdot 10^{-5}$	10	0,45	0,90	10
2	0,7	55	20	0,0	25	900	$5,5 \cdot 10^{-5}$	9	0,50	0,95	9
3	0,8	65	20	0,0	15	900	$6,0 \cdot 10^{-5}$	8	0,55	0,80	8
4	0,9	70	20	0,0	10	900	$6,5 \cdot 10^{-5}$	7	0,60	0,90	9
5	1,0	55	25	0,0	20	950	$7,0 \cdot 10^{-5}$	6	0,65	0,90	9
6	1,1	60	25	0,0	15	950	$7,5 \cdot 10^{-5}$	5	0,50	0,80	10
7	1,2	65	5	0,0	10	950	$8,0 \cdot 10^{-5}$	4	0,55	0,85	10
8	1,3	45	20	0,0	35	900	$8,5 \cdot 10^{-5}$	2	0,45	0,90	10
9	1,4	60	25	0,0	15	900	$9,0 \cdot 10^{-6}$	11	0,50	0,95	9
10	1,5	55	20	0,0	25	900	$9,5 \cdot 10^{-5}$	10	0,55	0,90	9
11	1,6	50	40	0,0	10	950	$9,0 \cdot 10^{-6}$	9	0,60	0,85	9
12	1,7	60	25	0,0	15	900	$8,5 \cdot 10^{-6}$	8	0,65	0,80	8
13	1,8	65	20	0,0	15	900	$8,0 \cdot 10^{-5}$	7	0,45	0,85	10
14	1,9	45	35	0,0	20	950	$7,5 \cdot 10^{-5}$	6	0,50	0,90	10

**Таблиця 1.3. Вихідні дані до завдання 1.3**

№ варі- анта	Найменування										
	Q, т/год	$\omega(A)$ , мас. частка, %	$\omega(B)$ , мас. частка, %	$\omega(R)$ , мас. частка, %	$\omega(S)$ , мас. частка, %	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	K <sub>1</sub> , м <sup>3</sup> / (кмоль·с)	K <sub>C</sub>	X <sub>B</sub> , частка	$\Phi_R$ , частка	n – число проміжків
1	0,6	60	20	0,0	20	900	$5,0 \cdot 10^{-5}$	10	0,45	0,90	10
2	0,7	55	20	0,0	25	900	$5,5 \cdot 10^{-5}$	9	0,50	0,95	9
3	0,8	65	20	0,0	15	900	$6,0 \cdot 10^{-5}$	8	0,55	0,80	8
4	0,9	70	20	0,0	10	900	$6,5 \cdot 10^{-5}$	7	0,60	0,90	9
5	1,0	55	25	0,0	20	950	$7,0 \cdot 10^{-5}$	6	0,65	0,90	9
6	1,1	60	25	0,0	15	950	$7,5 \cdot 10^{-5}$	5	0,50	0,80	10
7	1,2	65	25	0,0	10	950	$8,0 \cdot 10^{-5}$	4	0,55	0,85	10
8	1,3	45	20	0,0	35	900	$8,5 \cdot 10^{-5}$	12	0,45	0,90	10
9	1,4	60	25	0,0	15	900	$9,0 \cdot 10^{-6}$	11	0,50	0,95	9
10	1,5	55	20	0,0	25	900	$9,5 \cdot 10^{-5}$	10	0,55	0,90	9
11	1,6	50	40	0,0	10	950	$9,0 \cdot 10^{-6}$	9	0,60	0,85	9
12	1,7	60	25	0,0	15	900	$8,5 \cdot 10^{-6}$	8	0,65	0,80	8
13	1,8	65	20	0,0	15	900	$8,0 \cdot 10^{-5}$	7	0,45	0,85	10
14	1,9	45	35	0,0	20	950	$7,5 \cdot 10^{-5}$	6	0,50	0,90	10
15	2,0	58	22	0,0	20	900	$9,0 \cdot 10^{-5}$	10	0,65	0,85	9

Визначити:

1. Об'єм одиничного реактора змішання (РІЗ-Б), який забезпечує заданий ступінь перетворення;
2. Реакційний об'єм, який потрібний для проведення того ж процесу за тих самих умов у реакторі ідеального витіснення (РІВ);
3. Число ступенів, тобто одиничних реакторів змішання (К-РІЗ), необхідних для того, щоб загальний реакційний об'єм наближався до об'єму реактора витіснення.

Швидкість реакції гідролізу оцтового ангідриду за наявності великого надлишку води можна представити рівнянням першого порядку:

$$v = k \cdot C_{\text{Акін}} \quad (1.7)$$

Використовуючи рівняння (1.7), можна визначити об'єм реактора за рівнянням:

$$V = \frac{Q \cdot C_{A_0} \cdot X_{\text{кін}}}{v} \quad (1.8)$$

**Таблиця 1.4. Вихідні дані до завдання 1.4**

№ варіанта	Найменування показника				
	Q, дм <sup>3</sup> /хв	C <sub>A0</sub> , моль/дм <sup>3</sup>	X <sub>A</sub> , частка	константа швидкості гідролізу, к, хв <sup>-1</sup>	число ступенів каскаду реактора, n
1	5	0,1	0,8	2,0·10 <sup>-2</sup>	3
2	10	0,2	0,9	2,5·10 <sup>-2</sup>	6
3	15	0,3	0,6	3,0·10 <sup>-2</sup>	7
4	25	0,4	0,7	3,5·10 <sup>-2</sup>	4
5	30	0,5	0,5	4,0·10 <sup>-2</sup>	5
6	35	0,6	0,4	4,5·10 <sup>-2</sup>	6
7	40	0,7	0,6	4,6·10 <sup>-2</sup>	7
8	45	0,8	0,7	4,7·10 <sup>-2</sup>	8
9	50	0,9	0,8	4,8·10 <sup>-2</sup>	9
10	5	1,0	0,8	4,9·10 <sup>-2</sup>	10
11	10	0,1	0,3	5,0·10 <sup>-2</sup>	11
12	15	0,2	0,4	5,1·10 <sup>-2</sup>	4
13	25	0,3	0,5	5,2·10 <sup>-2</sup>	8
14	30	0,4	0,6	5,3·10 <sup>-2</sup>	6
15	35	0,5	0,7	5,4·10 <sup>-2</sup>	3

## 1.5. Завдання 5

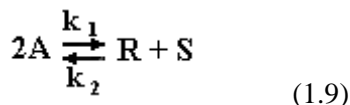
Визначте об'єми реакторів:

5.1. РІЗ-Б,

5.2. К-РІЗ

5.3. РІВ

при проведенні простої зворотної реакції:



і порівняйте ці об'єми при однаковому ступені перетворення, якщо початкова концентрація вихідної речовини дорівнює  $C_{A,0} = 24$  кмоль/м<sup>3</sup>, тоді як початкові концентрації продуктів реакції  $C_{R,0} = 0$  кмоль/м<sup>3</sup>,  $C_{S,0} = 0$  кмоль/м<sup>3</sup>. Об'ємна витрата реагентів становить  $Q = 2,83$  м<sup>3</sup>·год<sup>-1</sup>. Константа швидкості прямої реакції дорівнює  $k_1 = 0,625$  м<sup>3</sup>/(кмоль·год), а константа рівноваги становить  $K_C = 16$ . Необхідний ступінь перетворення дорівнює 80% від рівноважного ( $X_A = 0,8 X_A^*$ ). Об'єм одного реактора прийняти у 10 разів менше розрахованого.

*Розв'язок завдання 5*

5.1. Об'єм одиничного РІЗ-Б ( $V_r$ ) визначається за рівнянням:

$$V_r = Q \cdot \tau = Q \cdot C_{A,0} \cdot \frac{X_A^*}{-v_A} \quad (1.10)$$

де  $\tau$  – час перебування реагентів у реакторі;  $X_A^*$  – рівноважний ступінь перетворення реагенту А;  $v_A$  – швидкість реакції за реагентом А.

$$K_C = \frac{C_R^* \cdot C_S^*}{C_A^{*2}} = \frac{\left(\frac{C_{A,0}}{2} \cdot X_A^*\right)^2}{C_{A,0}^2 (1 - X_A^*)^2} = \frac{X_A^{*2}}{4(1 - X_A^*)^2} \quad (1.11)$$

$$C_R^* = C_S^* = \frac{1}{2} C_{A,0} X_A^* \quad C_A = C_{A,0} (1 - X_A^*),$$

де  $C_R^*, C_S^*, C_A^*$  – рівноважні концентрації компонентів, кмоль/м<sup>3</sup> (моль/дм<sup>3</sup>).

Рівняння (1.11) може бути подано у вигляді:

$$\sqrt{K_C} = \frac{X_A^*}{2(1-X_A^*)} = \sqrt{16} \quad (1.12)$$

Розв'язуючи рівняння (1.12), знаходимо  $X_A^* = 0,89$ . Кількість реагенту А, що прореагувала зі ступенем перетворення  $X_A = 0,8$  становить:  $X_A^* = 0,8 \cdot 0,89 = 0,71$ . Знаходимо швидкість реакції при  $X_A = 0,71$ :

$$\begin{aligned} v_A &= k_1 C_A^2 - k_2 C_R C_S = k_1 C_{A,0}^2 (1-X_A)^2 - \frac{k_1}{k_c} \left( \frac{1}{2} C_{A,0} X_A \right)^2 = \\ &= 0,625 \cdot 24^2 \cdot 0,29^2 - \frac{0,625}{16} \cdot \left( \frac{24}{2 \cdot 0,71} \right)^2 = 27,44 \text{ кмоль}/(\text{м}^3 \cdot \text{год}) \quad (1.13) \end{aligned}$$

Підставляємо отримане значення швидкості реакції у рівняння (1.10) і знаходимо:

$$V_{\text{PIЗ-Б}} = 2,83 \cdot 24 \left( \frac{0,71}{27,44} \right) = 1,76 \text{ м}^3.$$

5.2. Визначимо об'єм каскаду реакторів змішання (К-PIЗ), якщо реактори каскаду з'єднані послідовно, а об'єми всіх ступенів однакові. Об'єм одиничного реактору каскаду складає 1/10 від об'єму PIЗ-Б, знайденого у п. 5.1.

За умовою завдання об'єм кожного ступеня каскаду ( $V_{\text{ст}}$ ) дорівнює:

$$V_{\text{ст}} = 1/10 \text{ PIЗ-Б} = 0,176 \text{ м}^3.$$

Об'єм каскаду реакторів ( $V_{\text{каск}}$ ) становитиме:

$$V_{\text{каск}} = n \cdot V_{\text{ст}} = 0,176 \cdot n \text{ м}^3,$$

де  $n$  – число реакторів у каскаді, яке необхідно визначити.

Розрахунок числа реакторів каскаду проводимо графічним методом. Для цього необхідно, користуючись кінетичним рівнянням, побудувати залежність:  $-v_A = f(C_A)$ .

З цією метою розраховуємо величину  $-v_A$  для довільних значень  $C_A$  (табл. 1.5).



**Таблиця 1.5. Величини  $-v_A$  для різних значень  $C_A$**

$C_A$ , кмоль/м <sup>3</sup>	24	21	18	15	12	9	6,96*
$-v_A$ , кмоль/(м <sup>3</sup> ·год)	360	275	202	140	89	48,5	27,8

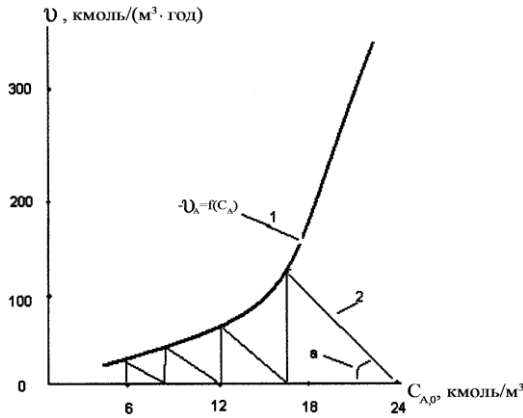
\* кінцева концентрація вихідного реагенту А дорівнює :

$$C_{A,K} = C_{A,0}(1 - X_A^*), \quad (1.14)$$

звідки

$$C_{A,K} = 24(1 - 0,71) = 6,96 \text{ кмоль/м}^3.$$

У координатах  $-v_A$ ,  $C_{A,0}$  будемо криву 1 (рис. 1.1)



*Рис. 1.1. Графік для розрахунку числа ступенів реакторів повного змішання*

Для кожного ступеня каскаду справедливе рівняння:

$$v_A = \frac{C_{A,n-1} - C_{A,n}}{\tau} = \frac{C_{A,n-1}}{\tau} - \frac{1}{\tau} C_{A,n} \quad (1.15)$$

(Це рівняння легко отримати з рівняння матеріального балансу для  $n$ -го реактора каскаду). Рівняння (1.15) є рівнянням прямої лінії з тангенсом кута нахилу:

$$\text{tga} = -\frac{1}{\tau} = -\frac{Q}{V_{CT}} = -\frac{2,83}{0,176} = -116,0 \quad (1.16)$$

Точки перетину кривої 1 та прямих 2 рис. 1.1 для кожного реактора каскаду відповідають концентрації реагенту А та швидкості реакції у цьому реакторі.

Оскільки час перебування реагентів в усіх реакторах каскаду однаковий, кут нахилу усіх прямих не змінюється. Це дає змогу провести прямі 2 паралельно одна одній до досягнення заданої кінцевої концентрації

$$C_{A,K} = C_{A,0}(1 - X_{A,K}) = 24 \cdot 0,29 = 6,96 \text{ кмоль/м}^3.$$

Таким чином графічно визначаємо, що необхідне число реакторів у каскаді з об'ємом 0,176 м<sup>3</sup> дорівнює чотирьом. Отже

$$V_{\text{каскад}} = 4 \cdot 0,176 = 0,704 \text{ м}^3.$$

5.3. Визначимо об'єм реактору ідеального витіснення (РІВ) за рівнянням:

$$V_{\text{РІВ}} = Q \cdot C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-v_A} = Q \cdot C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{K_1 C_{A,0}^2 (1 - X_A)^2 - K_2 \left(\frac{C_{A,0}}{2}\right)^2 X_A^2}. \quad (1.17)$$

Після перетворень та підстановки цифрових значень, рівняння (1.17) набуває вигляду:

$$\begin{aligned} V_{\text{РІВ}} &= \frac{Q}{C_{A,0}} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{K_1 (1 - X_A)^2 - \frac{K_2}{4} X_A^2} = \\ &= \frac{Q}{C_{A,0}} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{\left(K_1 - \frac{K_2}{4}\right) X_A^2 - 2K_1 X_A + K_1} = \\ &= \frac{2,83^{0,71}}{24} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{0,615 X_A^2 - 1,25 X_A + 0,625} = 0,1181. \quad (1.18) \end{aligned}$$

Інтеграл, який входить до рівняння — це табличний інтеграл, значення якого визначається за формулою:

$$I = \int \frac{dx}{ax^2 + bx + c}, \quad (1.19)$$

і дорівнює:

$$I = \frac{1}{\sqrt{4b^2 - 4ac}} \ln \frac{2ax + b - \sqrt{b^2 - 4ac}}{2ax + b + \sqrt{b^2 - 4ac}}, \quad (1.20)$$

якщо  $b^2 > 4ac$ .

Оскільки у розглянутому прикладі

$$b^2 = (-1,25)^2 = 1,5625,$$

$$4ac = 4 \cdot 0,625 \cdot 0,615 = 1,5375,$$

то вказана формула придатна для розрахунку інтегралу.

Розрахунок за рівнянням (1.17) з використанням рівняння (1.18) дає:

$$V_{PIB} = 0,43 \text{ м}^3.$$

Таким чином, розрахунки показали, що для досягнення заданих вимог, необхідні наступні об'єми реакторів:

$$V_{PI3-B} = 1,73 \text{ м}^3;$$

$$V_{K-PI3} = 0,704 \text{ м}^3;$$

$$V_{PIB} = 0,43 \text{ м}^3.$$

### 1.6. Завдання 6

З реактора-конвертора окиснення аміаку виходять нітрозні гази, які містять [мольна частка, %]: NO – 9; NO<sub>2</sub> – 1; O<sub>2</sub> – 8. Потім ці гази охолоджують для конденсації з них основної частини водяної пари і підтримки сталої температури 293 К. Оксид азоту(II) при цьому окиснюється до співвідношення, яке дорівнює:

$$\text{NO}_2 : \text{NO} = 5 : 1.$$

Витрати газу на вході у реактор (кожуху - трубний холодильник) становлять 10 тис. м<sup>3</sup>/год. Тиск газу дорівнює 0,1 МПа.

Розрахувати об'єм реактора ідеального витіснення (PIB), який потрібен для досягнення вимог умов завдання, якщо припустити, що охолодження є достатньо ефективним для підтримування сталої температури реакційної суміші 293 К.

*Розв'язок завдання 6*

Реакція:



є гомогенною газовою реакцією, яка фактично є необоротною. Припустимо, що швидкість реакції ( $v$ ) пропорційна  $C_{\text{NO}}^2 \cdot C_{\text{O}_2}$ , тобто:

$$v = C_{\text{NO}}^2 \cdot C_{\text{O}_2} \quad (1.22)$$

Якщо ці концентрації виражені у моль/дм<sup>3</sup>, а час – у секундах, то константа швидкості реакції при температурі 293 К дорівнює  $1,4 \cdot 10^4$  дм<sup>3</sup>/(моль<sup>2</sup>·с).

Для реактора ідеального витіснення (РІВ) час контактування та об'єм реактора можна знайти за рівнянням:

$$\tau = \frac{V}{Q} = C_{\text{A},0} \int_{X_0}^{X_k} \frac{dX_A}{v_A}, \quad (1.23)$$

де  $V$  – об'єм реакційного простору;  $v_A$  – швидкість реакції за реагентом  $A$ ;  $X_A$  – ступінь перетворення вихідного реагенту  $A$ ;  $Q$  – об'ємні витрати реакційної суміші.

З цього рівняння маємо:

$$V = m_0 \int_{X_0}^{X_k} \frac{dX_A}{v_A}, \quad (1.24)$$

де  $m_0$  – масова швидкість потоку, моль/с.

Беручи до уваги, що швидкість реакції

$$v_A = k C_{\text{NO}}^2 C_{\text{O}_2},$$

виразимо поточну концентрацію реагуючих речовин через число молей, які прореагували, і початкові концентрації.

**Таблиця 1.6. Склад вихідної й кінцевої газової суміші**

Всього було у вихідній суміші (рахуємо на 1 моль суміші):	Прореагувало до моменту $\tau$ , моль:	Залишилося в суміші, моль:
$n_0(\text{NO}) = 0,09$	$x$	$n_{\text{кін}}(\text{NO}) = 0,09 - x$
$n_0(\text{NO}_2) = 0,01$	утворилося $x$	$n_{\text{кін}}(\text{NO}_2) = 0,01 + x$
$n_0(\text{O}_2) = 0,08$	$0,5x$	$n_{\text{кін}}(\text{O}_2) = 0,08 - 0,5x$
$n_0(\text{N}_2) = 0,82$	$0$	$n_{\text{кін}}(\text{N}_2) = 0,82$
$\Sigma n = 1,00$		$\Sigma n_k = 1 - 0,5x$

Об'єм газової суміші  $[(1 - 0,5x)$  моль суміші] за температури  $T$  і тиску  $P$  дорівнює:

$$V_r = (1 - 0,5x) \frac{22,4 \cdot T \cdot 1}{p \cdot 273}, \quad (1.25)$$

а концентрація реагентів (моль/дм<sup>3</sup>) до моменту часу  $\tau$  (тобто поточкові) будуть дорівнювати:

$$C_{NO} = \frac{0,09 - x}{(1 - 0,5x) \cdot 22,4T \cdot \frac{1}{p \cdot 273}}; \quad (1.26)$$

$$C_{O_2} = \frac{0,08 - 0,5x}{(1 - 0,5x) \cdot 22,4T \cdot \frac{1}{(p \cdot 273)}}. \quad (1.27)$$

Підставимо поточні концентрації реагуючих речовин у рівняння (1.24), тоді:

$$V = m_o \int_{x_o}^{x_k} \frac{dx}{k \cdot \left[ \frac{0,09 - x}{(1 - 0,5x) \cdot \frac{22,4 \cdot T \cdot 1}{p \cdot 273}} \right]^2 \cdot \left[ \frac{0,08 - 0,5x}{(1 - 0,5x) \cdot \frac{22,4 \cdot T \cdot 1}{p \cdot 273}} \right]} \quad (1.28)$$

Після відповідних перетворень рівняння (1.28) одержимо:

$$V = \frac{m_o}{k} \int_{x_o}^{x_k} \frac{0,082^3 T^3 (1 - 0,5x)^3 dx}{p^3 (0,09 - x)^2 (0,08 - 0,5x)}. \quad (1.29)$$

Визначимо границю інтегрування в рівнянні (1.29). До моменту часу  $\tau$  у реакційній суміші знаходилося  $(0,01 + x)$  моль  $NO_2$  і  $(0,09 - x)$  моль  $NO$ . За умовою завдання необхідно мати співвідношення  $NO_2 : NO = 5 : 1$ , тобто  $(0,01 + x)/(0,09 - x) = 5/1$ , звідки знаходимо  $x = 0,0733$ .

Підставляємо значення  $x$  у рівняння (1.29), після чого остаточно одержимо:

$$V = \frac{m_0}{k} \int_0^{0,0733} \frac{0,082^3 T^3 (1-0,5x)^3 dx}{p^3 (0,09-x)^2 (0,08-0,5x)}. \quad (1.30)$$

Визначимо масову швидкість потоку  $m_0$ . Оскільки витрати реакційної суміші дорівнюють 10 тис м<sup>3</sup>/год, тоді

$$m_0 = \frac{10^4}{3,6 \cdot 22,4} \text{ моль/с.}$$

Підставляємо всі знайдені величини у рівняння (1.30):

$$V = \frac{10^4 (0,082)^3 \cdot 293^3}{3,6 \cdot 22,4 \cdot 1,4 \cdot 10^4} \int_0^{0,0733} \frac{(1-0,5x)^3 dx}{(0,09-x)^2 (0,08-0,5x)} \quad (1.31)$$

Розв'язуємо рівняння (1.31) графічним методом, позначивши  $\frac{(1-0,5x)^3}{(0,09-x)^2 (0,08-0,5x)}$  через  $y$  (рис. 1.2).

Задаємося рядом значень  $x$  і визначаємо  $y$ :

$x$	0	0,02	0,04	0,06	0,07
$y$	1545	2830	6270	20200	50000

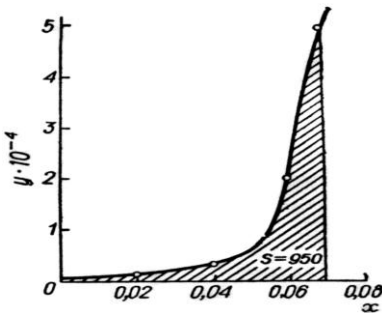


Рис. 1.2. Графік для визначення часу контактування (до завдання 6)

Тоді об'єм реактора дорівнює:

$$V = \frac{10^4 (0,082)^3 293^3}{3,6 \cdot 22,4 \cdot 1,4 \cdot 10^4} \cdot 950 = 1,1 \cdot 10^5 \text{ дм}^3 = 110 \text{ м}^3.$$

## **2. МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ ДО ВИКОНАННЯ КУРСОВОЇ РОБОТИ**

### **2.1. Загальні положення**

Курсова робота з "Загальної хімічної технології" виконується студентом одночасно зі всіма іншими видами робіт у семестрі. Вона має декілька цілей:

- закріпити, розширити, поглибити і узагальнити знання, отримані студентами під час навчання і застосування цих знань до комплексного вирішування конкретного інженерного завдання;
- навчити цілеспрямованому пошуку інформації у науковій, довідковій, а також періодичній літературі;
- розвинути навички виробничих розрахунків: матеріального і енергетичного балансів, реактора і обґрунтування його типу;
- наочно показати зв'язок хімічної технології з устаткуванням виробництв, їх економікою, охороною праці, охороною навколишнього середовища та інших питань.

Курсова робота як обов'язкова норма передбачає використання стандартів, каталогів стандартних вузлів і комплектуючих виробів та іншої довідкової літератури. Оформлення курсової роботи проводиться з використанням стандартів України та міжнародних стандартів.

Проміжний обов'язковий контроль виконання роботи проводять на п'ятому і одинадцятому тижні семестру. На цей контроль необхідно подати чітко, чисто оформлені складові частини курсової роботи, розрахунки, таблиці, графіки.

Керівництво курсовою роботою здійснюється викладачем. Захист курсової роботи проводиться перед комісією і керівником курсової роботи. До захисту розрахунково-пояснювальна записка повинна бути підписана керівником курсової роботи.

### **2.2. Структура розрахунково-пояснювальної записки**

Загальний обсяг розрахунково-пояснювальної записки повинен становити 20–30 сторінок. Вона обов'язково повинна містити:

- титульний аркуш (додаток 1);

- завдання на курсову роботу (додаток 2);
- реферат (додаток 3);
- вступ;
- основна частина;
- висновок;
- список використаних джерел.

Оформлення титульного аркуша, основної частини, посилань на літературні джерела, список використаних джерел у курсовій роботі має бути здійснено відповідно до ДСТУ 3008-95 [13].

Реферат повинен містити: відомості про обсяг записки, кількість ілюстрацій, таблиць, використаних літературних джерел, перелік ключових слів, текст реферату.

Ключові слова характеризують зміст реферованої роботи і мають включати від 5 до 15 слів у називному відмінку, написаних в один рядок через кому. У тексті реферату відображається: об'єкт курсової роботи, мета роботи, отримані результати. Оптимальний обсяг реферату – 1200 знаків.

У вступі необхідно стисло (2–3 стор.) охарактеризувати виробництво, яке розглядається у курсовій роботі, важливість його для промисловості, шляхи використання даного продукту, масштаби виробництва, перспективи. Розділ не має номеру.

Зразок реферату наведено у додатку 3.

## **2.3. Основна частина**

### **2.3.1. Аналіз існуючих методів виробництва продукту.**

У цьому підрозділі (2–3 стор.) на основі ґрунтовного знайомства з літературою оглядового та довідкового характеру порівнюються методи, що використовуються у даний час на великих підприємствах. Можливе використання різної сировини, реакцій, умов. Важливо порівняти методи за їх техніко-економічними показниками, вказати основні переваги і недоліки кожного.

### **2.3.2. Фізико-хімічні основи виробництва.**

У цьому підрозділі (3–4 стор.) на основі рекомендованої літератури описується хімізм, термодинаміка, кінетика процесу, залежності його головних технологічних показників від параметрів ре-



жиму (температури, тиску, характеристик сировини, гідродинамічних умов у реакторах, використаних каталізаторів тощо). При характеристиці властивостей сировинних та допоміжних матеріалів необхідно використовувати сучасні довідкові дані. Перевагу слід надавати вітчизняній сировині, яка розташована поблизу і є дешевшою.

Опис фізико-хімічних основ виробництва рекомендується ілюструвати відповідними графіками, таблицями, математичними викладками та ін.

### **2.3.3. Опис технологічної схеми виробництва.**

Цей розділ (3–4 стор.) повинен мати обґрунтування вибору та детальний опис вибраної технологічної схеми із зазначенням на її графічному зображенні (на листі формату А4) і в тексті позицій обладнання, взаємозв'язку матеріальних і енергетичних потоків, послідовності хімічних та фізичних стадій і операцій. Апарати нумерують зліва направо, зверху вниз на винесених полчках, ці ж номери проставляють у тексті після їх назв. На лініях входу і виходу схеми пишуть назви потоків речовин або напрямок направлення, наприклад, "на абсорбцію", "на кристалізацію" тощо.

### **2.3.4. Розрахунок рівноважного ступеня перетворення.**

Деякі індивідуальні завдання з курсової роботи передбачають складання матеріального балансу промислових процесів, заснованих на оборотних реакціях. Це потребує розрахунку рівноважного ступеня перетворення  $X_p$  (на 2–3 стор.) за методикою, яка наведена у розділі 3.2.

### **2.3.5. Матеріальний баланс виробництва.**

Фактичний ступінь перетворення ( $x$ ) розраховують за ступенем досягнення рівноваги ( $X_p$ ):

$$x = \Phi \cdot X_p, \quad (2.1)$$

де  $\Phi$  – вихід продукту, частка.

Це дозволяє визначити витратні коефіцієнти за сировиною, кількістю і складом побічних продуктів, відходів, викидів.

Розрахунки варто проводити по відношенню головної стадії процесу або основного апарата-реактора. Мета розділу – встановлення мас речовин, які вводять і виводять із реактора. Основою ро-

зрахунків є хімічні реакції, їх термодинаміка, кінетика, що розглянуті у розділі 3.1.

Матеріальний баланс (2–4 стор.) для періодичних процесів зазвичай розраховують на одне завантаження апарата, а безперервний – на одиницю часу роботи даного апарата (добу, годину), на одиницю маси сировини або готової продукції (т, кг). Розділ починають переліком прийнятих і виданих викладачем вихідних даних. Точність розрахунків раціонально обмежити 1 кг (або 0,1 %). Потужність, розміри апаратів слід приймати такими, які використовують у промисловості. Методику складання матеріального балансу і оформлення його у вигляді таблиці подано у розділі 4.

### **2.3.6. Тепловий (енергетичний) баланс виробництва.**

Метою теплового балансу (2–3 стор.) може бути:

– розрахунок початкової (кінцевої) температури матеріальних потоків;

– розрахунок витрат теплоти до доквілля;

– розрахунок кількості теплоносіїв (холодоагентів);

– розрахунок поверхні теплообміну тощо.

Розрахункам передують всі необхідні вихідні дані. Необхідно користуватися середніми теплоємностями речовин та їхніх сумішей для робочих інтервалів температур. Якщо при перебігу процесу змінюється агрегатний стан речовини, то розрахунки ведуть для кожного стану окремо, враховуючи також теплоту фазових змін. Зручно користуватися тепловмістом речовин. Кількість енергії зручно виражати у МДж, заокруглюючи до 1 %. Одним із головних шляхів удосконалення хімічного виробництва є зменшення енергетичних витрат.

Методика розрахунку теплового балансу, що передбачає розрахунок початкової  $T_0$  температури продуктів, подана у розділі 5. У результаті розрахунку  $T_0$  необхідно критично оцінити можливість адіабатного перебігу реакції і вирішити питання підведення (відведення) теплоти.

### **2.3.7. Обґрунтування типу реактора та його розрахунок.**

У цьому підрозділі (2–3 стор.) необхідно класифікувати реактор за такими ознаками:

- гідродинамічні умови (реактори ідеального витіснення РІВ та ідеального змішання РІЗ);
- умови теплообміну (реактори ізотермічні, адіабатні та політермічні);
- фазовий склад реакційної суміші (реактори для гомогенних, гетерогенних і гетерогенно-каталітичних процесів);
- спосіб організації процесу (реактори безперервні, періодичні та напівбезперервні);
- характер зміни параметрів процесу (реактори для стаціонарних і нестаціонарних процесів);
- конструктивні характеристики (ємкісні реактори, колонні реактори, каталітичні реактори з нерухомим, рухомим чи киплячим шаром каталізатора, полочні реактори, реактори типу теплообмінників, реактори типу реакційної печі).

Потім необхідно викласти вимоги до реактора, який використовується у схемі, дати його стислий опис та ескіз на листі А4 і розрахувати об'єм реакційного простору або каталізатора для виробництва заданої кількості продукту. Нагадаємо, що для безперервних реакторів їх об'єм  $V_p$  може бути визначений за формулою:

$$V_p = Q \cdot \tau, \quad (2.2)$$

де  $Q$  – об'ємні витрати реакційної суміші,  $m^3/c$ ;  $\tau$  – час перебування реагентів у реакторі, с.

Час перебування за цих умов обчислюють з кінетичного рівняння [1–8].

Такий підхід для розрахунку реакторів часто вимагає використання комп'ютерної техніки. Існує спрощений метод обчислення об'єму реактора для перебігу в них гомогенних реакцій за відомими з практичних даних інтенсивностями  $[I, m^3 \text{ суміші}/(m^3 \cdot \text{год})]$ . Для каталітичних процесів об'єм каталізатора, який визначає розмір реактора, визначають за об'ємною швидкістю  $[m^3 \text{ суміші}/(m^3_{\text{кат}} \cdot \text{год}) = \text{год}^{-1}]$ ; для каталізаторів у вигляді гранул і таблеток за інтенсивністю  $[m_{\text{речовини}}/(\text{кг}_{\text{кат}} \cdot \text{добу})]$  або  $[\text{кг}_{\text{речовини}}/(m^2 \cdot \text{добу})]$  для каталізаторів у вигляді сіток. Об'єм газової суміші при цьому виражають за нормальних умов, як і при складанні матеріального балансу.

На завершення, використовуючи дані розрахунків  $X_p$ ,  $x$  і  $T^\circ$ , необхідно подати на одному графіку і пояснити залежності  $X_p = f(T)$ ;  $x = f(T)$  для розглянутого за темою завдання реактора.

### 2.3.8. Оцінка екологічності виробництва.

Потрібно (2–4 стор.) перелічити речовини (вихідні, проміжні і цільові), які становлять небезпеку для людини і навколишнього середовища, вказати їх джерела і дати їм стисло характеристику (хімічний і фазовий склад, наслідки їх дії, гранично допустимі концентрації – ГДК). Використовуючи [1], класифікуйте промислові забруднення біосфери щодо розглянутого виробництва і опишіть методи очищення викидів, які можливі в даному випадку, з їх стислою характеристикою.

Нижче наведені деякі гранично допустимі концентрації шкідливих речовин у повітрі робочої зони.

**Таблиця 2.1. Деякі ГДК шкідливих речовин у повітрі робочої зони**

№ п/п	Найменування речовини	ГДК, мг/м <sup>3</sup>
1	Оксиди азоту в перерахунку на NO <sub>2</sub>	5
2	Аміак, NH <sub>3</sub>	20
3	Оксид сірки(IV), SO <sub>2</sub>	10
4	Оксид сірки(VI), SO <sub>3</sub>	1
5	Спирт метиловий, CH <sub>3</sub> OH	50
6	Спирт етиловий, C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	1000
7	Вуглеводні аліфатичні насичені C <sub>1</sub> –C <sub>10</sub> у перерахунку на С	300
8	Оксид вуглецю(II), CO	3
9	Етилен, C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	50
10	HF, SiF <sub>4</sub> у перерахунку на фтор	0,03

### 2.3.9. Висновки.

Розділ завершує роботу. Висновки з курсової роботи відображають досягнення поставленої у вступі мети, констатують пропозиції щодо схеми, апаратного оформлення і результати рівноважних, матеріальних і теплових розрахунків, повинні містити оцінку безпеки даного виробництва для навколишнього середовища. Висновки потрібно оформлювати коротко і переконливо.

### 2.3.10. Список літературних джерел.

Список літературних джерел оформлюють відповідно до ДСТУ 3008-95 і [13]. У нього вносять ті джерела, які були викорис-

тані у роботі. На них повинні бути у тексті посилання – номери у квадратних дужках.

Джерела мають наскрізну нумерацію і наводяться у тій послідовності, в якій їх наводять у роботі.

### **2.3.11. Додатки.**

Кожний додаток починається з нового листа зі вказівкою у правому верхньому куті, наприклад, "Додаток 1", заголовок повинен бути змістовним (можливі схеми, таблиці та ін.).

### **2.3.12. Оформлення курсової роботи.**

Усі розділи роботи оформлюють відповідно до ДСТУ 2.105-95, ГОСТ 732-81. Текст роботи повинен бути ясным, чітким. Необхідно застосовувати науково-технічні терміни, означення і визначення, які встановлені стандартами, а за їх відсутністю – такими, що прийняті у науково-технічній літературі. В усіх випадках необхідно користуватися інтернаціональною системою одиниць СІ або одиницями, що допускаються нарівні з одиницями СІ.

При оформленні курсової роботи не допускається:

- застосовувати скорочення слів, окрім встановлених правилами орфографії;
- скорочувати позначення одиниць фізичних величин, якщо вони використовуються без цифр, за винятком таблиць і розшифрування формул.

Усі основні формули мають наскрізну нумерацію з правою сторони листа арабськими цифрами у круглих дужках. Ілюстрації (схеми, графіки) повинні мати найменування (під ними) і пояснюючі дані (під найменуванням і номерами ілюстрацій – рис. 2.2.) Якщо на графіку є декілька ліній, то їх нумерують і в підпису дають пояснення. На осях пишуть найменування параметрів і одиниці виміру.

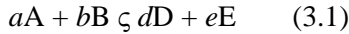
Над заголовками таблиці зліва пишуть "Таблиця 3.1" (3 – номер розділу, 1 – номер таблиці), нумерація наскрізна. Потім потрібно писати назву таблиці. Числові значення розмірів у графі повинні мати однакове число десяткових знаків, причому класи чисел розташовують точно один під одним.

### 3. РОЗРАХУНКИ РІВНОВАЖНОГО СТУПЕНЯ ПЕРЕТВОРЕННЯ І СКЛАДУ РЕАКЦІЙНОЇ СУМІШІ ПРОЦЕСІВ, ЗАСНОВАНИХ НА ЗВОРОТНИХ РЕАКЦІЯХ

#### 3.1. Загальні відомості

Розрахунок рівноважного ступеня перетворення  $x_p$  і рівноважного складу відіграє головну роль при визначенні глибини перебігу реакції у кінетичних розрахунках, коли до концентраційної частини рівняння входить значення  $X_p$ .

Згідно із законом діючих мас для реакції:



швидкість прямої реакції дорівнює

$$v_1 = K_1 C_A^a C_B^b, \quad (3.2)$$

а швидкість зворотної реакції

$$v_2 = K_2 C_D^d C_E^e \quad (3.3)$$

у стані рівноваги

$$v_1 = v_2, \quad (3.4)$$

тоді:

$$K_C = K_1/K_2 = \frac{C_D^d \cdot C_E^e}{C_A^a \cdot C_B^b}, \quad (3.5)$$

де  $K_C$  – константа рівноваги;  $C_i$  – рівноважні концентрації речовин, моль/дм<sup>3</sup> (кмоль/м<sup>3</sup>). Якщо рівноважні концентрації газових реагентів виражені через парціальний тиск (Па або атм), то вираз для константи набирає вигляду

$$K_p = \frac{P_D^d \cdot P_E^e}{P_A^a \cdot P_B^b}; \quad (3.6)$$

$$K_N = \frac{N_D^d \cdot N_E^e}{N_A^a \cdot N_B^b}, \quad (3.7)$$

де  $N_i$  – рівноважні концентрації виражені у молярних частках.

Константи рівноваги пов'язані між собою співвідношенням:

$$K_P = K_C(RT)^{\Delta n} = K_C(PV)^{\Delta n} = K_N P^{\Delta n}, \quad (3.8)$$

де  $\Delta n = (d + e) - (a + b)$ ,  $R$  – універсальна газова стала;  $T$  – температура;  $V$  – об'єм.

Для реакцій, при перебігу яких об'єм залишається сталим, величина  $\Delta n = 0$ , тому  $K_C = K_N = K_P$ .

Залежність константи рівноваги  $K_P$  від температури  $T$  визначається рівнянням Вант-Гоффа:

$$\frac{d \ln K_P}{dT} = \frac{Q_P}{RT^2},$$

звідки

$$\ln K_P = \int \frac{Q_P}{RT^2} \cdot dT,$$

де  $Q_P$  – тепловий ефект реакції, який дорівнює

$$Q_P = \alpha + \beta T + \gamma T^2 + \delta T^3.$$

Тоді після інтегрування  $K_P$  можна визначити за рівнянням:

$$\lg K_P = \frac{A}{T} + B \lg T + CT + DT^2 + E, \quad (3.9)$$

де  $A, B, C, D, E$  – сталі, значення яких приведені для конкретних реакцій [3, 4].

При обчисленні рівноваги необхідно враховувати, що величина  $K_P$ , залежить від розмірності (Па або атм) парціального тиску компонентів, тобто коефіцієнти рівняння (3.9) визначається розмірністю парціального тиску і, зокрема, передбачається вираження тиску в атмосферах. Крім того, у різних джерелах одна і та сама реакція може бути записана з різними стехіометричними коефіцієнтами, що впливає на числове значення константи рівноваги. І нарешті, константа рівноваги може бути виражена як відношення констант швидкостей прямої  $K_1$  і зворотної реакції  $K_2$  рівняння (3.5), або навпаки (природно, що в останньому випадку числове значення константи рівноваги стає зворотною величиною).

Для гетерогенних хімічних процесів вираження константи рі-

вноваги підпорядковується таким правилам. Якщо у реакції беруть участь рідкі та газоподібні речовини або тверді й газоподібні речовини, то до виразу  $K_p$  входять тільки парціальні тиски газів; якщо у реакції беруть участь рідкі та тверді (погано або обмежено розчинні) речовини, то до виразу  $K_c$  або  $K_N$  входять лише концентрації рідких речовин.

### 3.2. Методика розрахунку рівноваги

У загальному випадку (3.5 – 3.7) можна розглянути, якщо виразити рівноважні концентрації реагентів реакції (3.1) через початкові концентрації реагентів і рівноважну ступінь перетворення  $X_p$  за компонентом А:

$$X_p = \frac{N_A^0 - N_A}{N_A^0}.$$

Якщо реакція відбувається без зміни числа молей або можна знехтувати зміною числа молей у ході реакції (об'єму для газозфазних реакцій), отримаємо:

$$N_A = N_A^0 - N_A^0 \cdot X_p, \quad N_B = N_B^0 - \frac{N_A^0 \cdot X_p \cdot b}{a} \quad (3.9)$$

$$N_D = N_D^0 + \frac{N_A^0 \cdot X_p \cdot d}{a}, \quad N_E = N_E^0 + \frac{N_A^0 \cdot X_p \cdot e}{a}, \quad (3.10)$$

тоді рівняння (3.5) матиме вигляд:

$$K_N = \frac{\left( N_D^0 + \frac{N_A^0 \cdot X_p \cdot d}{a} \right)^d \left( N_E^0 + \frac{N_A^0 \cdot X_p \cdot e}{a} \right)^e}{\left( N_A^0 - N_A^0 \cdot X_p \right)^a \left( N_B^0 - \frac{N_A^0 \cdot X_p \cdot b}{a} \right)^b} \quad (3.11)$$

Потім достатньо помножити праву частину рівняння (3.11) на  $P^{\Delta n}$ , щоб у лівій частині записати  $K_p$ .

Аналогічно із рівняння (3.5) можна отримати:



$$K_C = \frac{\left( C_D^o + \frac{C_A^o \cdot X_P \cdot d}{a} \right)^d \left( C_E^o + \frac{C_A^o \cdot X_P \cdot e}{a} \right)^e}{\left( C_A^o - C_A^o \cdot X_P \right)^a \left( C_B^o - \frac{C_A^o \cdot X_P \cdot b}{a} \right)^b} \quad (3.12)$$

Рівняння (3.12) частіше використовують при обчисленні рівноваги для рідких систем, і у цьому випадку необхідно знати об'єм рідини. Залежність  $K_N$  ( $K_P$ ,  $K_C$ ) =  $f(T)$  разом із рівнянням (3.11) або (3.12) дозволяє змінювати температуру, склад вихідної суміші і тиск (для газофазних реакцій) при розрахунках  $X_P$ .

**Примітка.** Для нестехіометричної суміші реагентів ступені перетворення за компонентами А і В не є рівними. Прийнято  $X_P$  брати за компонентом, взятим у нестачі (за стехіометрією).

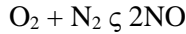
Рівняння (3.11) і (3.12) часто бувають нелінійними і не мають точного аналітичного розв'язку, тому для обчислення  $X_P$  використовують методи добору, ітерації тощо. Наприклад, при декількох значеннях  $X_P$  (у межах від 0 до 1) розраховують константу рівноваги (краще логарифм константи рівноваги) за рівняннями (3.11), (3.12) або (3.13), зведеним до умов конкретного завдання. Потім будують графік залежності константи рівноваги (логарифма константи) від  $X_P$  і за значенням константи рівноваги, розрахованої за рівнянням типу (3.9) за заданої температури, знаходять значення  $X_P$ . Універсальним при обчисленні  $X_P$  є метод половинного ділення, реалізація якого за програмою на QBASIC (додається) дозволяє підвищити швидкість і точність обчислення, що особливо важливо при багатоваріантних розрахунках.

Перед тим, як перейти до розгляду прикладів, пропонуємо студентам самостійно вивести формулу для константи рівноваги, що враховує зміну реакційного об'єму (числа молей) при перебігу реакції (3.1):

$$K_P = \left( \frac{P}{1 + \frac{N_A^o X_P \Delta n}{a}} \right)^{\Delta n} \frac{\left( N_D^o + \frac{N_A^o X_P d}{a} \right)^d \left( N_E^o + \frac{N_A^o X_P e}{a} \right)^e}{\left( N_A^o - N_A^o X_P \right)^a \left( N_B^o - \frac{N_A^o X_P b}{a} \right)^b} \quad (3.13)$$

### 3.2.1. Приклад 1

Обчислити рівноважний склад суміші для реакції:



при температурі 2200 К ( $K_p = 6,166 \cdot 10^{-4}$ ) і початкових концентраціях кисню і азоту 21 і 79 (молярні частки, %), відповідно.

*Розв'язок.*

У стані рівноваги концентрації компонентів реакції, яка перебігає без зміни об'єму, згідно з рівнянням (3.09) дорівнюють:

$$N_{\text{O}_2} = 0,21 - 0,21X_p; \quad N_{\text{N}_2} = 0,79 - 0,21X_p; \quad N_{\text{NO}} = 0 + 2 \cdot 0,21X_p.$$

Для даної реакції  $K_p = K_N$ , тоді:

$$6,166 \cdot 10^{-4} = \frac{(2 \cdot 0,21X_p)^2}{(0,21 - 0,21X_p) \cdot (0,79 - 0,21X_p)}.$$

Це саме рівняння отримують з рівняння (3.10) або (3.13) при  $a = b = 1$ ;  $d = 2$ ;  $e = 0$ ;  $\Delta n = 0$ . Обчислення дає  $X_p = 2,37 \cdot 10^{-2}$ . При цьому рівноважна концентрація продукту оксиду азоту(II) дорівнює:

$$2 \cdot 0,21 \cdot 2,37 \cdot 10^{-2} = 0,995 \cdot 10^{-2} \text{ або } 0,995 \text{ мольної частки, \%}.$$

### 3.2.2. Приклад 2

Обчислити рівноважний склад суміші для реакції:



при температурі 525 К і тиску 1,0 МПа (10 атм). Склад вихідної суміші (об'ємна частка, %):  $\text{C}_6\text{H}_6 - 20$ ;  $\text{H}_2 - 78$ ;  $\text{C}_6\text{H}_{12} - 2$ . Залежність  $K_p = f(T)$  (тиск – в атмосферах):

$$\lg K_p = \lg \frac{P_{\text{C}_6\text{H}_{12}}}{P_{\text{C}_6\text{H}_6} \cdot P_{\text{H}_2}^3} = \frac{9530}{T} - 9,9194 \lg T + 2,285 \cdot 10^{-3} + 8,565.$$

*Розв'язок.*

У стані рівноваги число молей компонентів дорівнює:

$$n_{\text{C}_6\text{H}_6} = 0,2 - 0,2 \cdot X_p; \quad n_{\text{H}_2} = 0,78 - 0,2 \cdot 3X_p; \quad n_{\text{C}_6\text{H}_{12}} = 0,02 + 0,2 \cdot X_p;$$

$$\Sigma n = 1 - 0,6 \cdot X_p.$$

Тоді концентрації компонентів (молярні частки) у стані рівноваги ( $N_i = n_i/\Sigma n_i$ ) дорівнюють:

$$N_{C_6H_6} = \frac{0,2(1 - X_p)}{1 - 0,6X_p};$$

$$N_{H_2} = \frac{0,78 - 0,6X_p}{1 - 0,6X_p};$$

$$N_{C_6H_{12}} = \frac{0,02 + 0,2X_p}{1 - 0,6X_p}.$$

Ця реакція відбувається у газовій фазі зі зміною об'єму, тому для обчислення  $X_p$  використовуємо рівняння (3.13) при  $a = d = 1$ ;  $b = 3$ ;  $e = 0$ ;  $\Delta n = -3$ :

$$K_p = \left[ \frac{1 - 0,2 \cdot 3 \cdot X_p}{P} \right]^3 \cdot \frac{(0,02 + 0,2X_p)}{(0,2 - 0,2X_p)(0,78 - 0,6X_p)^3}. \quad (3.14)$$

Обчислення  $X_p$  з рівняння (3.14) дає значення  $X_p = 0,9986$ . Тоді концентрації компонентів реакції у стані рівноваги дорівнюють:

$$N_{C_6H_6} = 7 \cdot 10^{-4}; \quad N_{H_2} = 0,4518; \quad N_{C_6H_{12}} = 0,5475.$$

### 3.3. Програма обчислення рівноважного ступеня перетворення на ЕОМ

Ця програма на QBASIC реалізує пошук  $X_p$  за методом половинного ділення при  $0,001 < X_p < 0,99999$  з точністю 0,00001.

Для кожної реакції з додатка 4 потрібно знайти залежність  $\lg K_p = f(T)$ , яка є частиною програми. Далі необхідно також ввести дані розрахунку  $K_p$  через концентраційну залежність компонентів реакції у стані рівноваги. У наведеній програмі числові значення взяті з прикладу 3.2.2. Контрольне обчислювання зроблене для цього прикладу після введення температури 525°C і тиску 10 000 Па. Результат був наведений вище.

```

CLS
PRINT "Метод половинного ділення"
PRINT "Студент ....."
'e – точність, xp, xk – діапазон пошуку
e = .00001: xp = 0: xk = .999
'T – температура град К, P – тиск атм.
T = 525: P = 10
PRINT "Початкові дані: діапазон xp=0 - xk=.999"
PRINT "T град К =", T, "P Па; P
LKp = 9530 / T - 9.9194 * LOG(T) / LOG(10) + .002285 * T +
8.564999
Kp = 10 ^ LKp: P = P * 10
PRINT
PRINT
PRINT "Для продовження натисніть пробіл"
SLEEP
PRINT "ПОЗРАХУНОК"
PRINT "LKp="; LKp, "Kp="; Kp: PRINT
PRINT "Для продовження натисніть пробіл"
SLEEP
CLS
' Функція _____
DEF fnx (x)
zn = ((1 - .2 * 3 * x) / P) ^ 3
fnx = zn * (.02 + .2 * x) / (.2 - .2 * x) / (.78 - 3 * .2 * x) ^ 3 - Kp
END DEF
' Метод половинного ділення
fp = fnx(xp): fk = fnx(xk)
PRINT "xp="; xp; " fnxp="; fp, "xk="; xk; " fnxk="; fk
PRINT "Корінь Функція"
DO WHILE ABS(xp - xk) > e
x = (xp + xk) / 2
f = fnx(x)
IF SGN(fp) = SGN(f) THEN
xp = x: fp = f
ELSE
xk = x: fk = f
END IF

```

```

PRINT "x="; x, "f(x)="; f
LOOP
PRINT "Результат"
PRINT "Xрав="; x
END

```

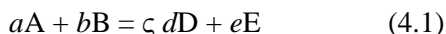
#### 4. МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ

Матеріальний баланс хіміко-технологічного процесу — це математичне вираження закону збереження маси речовини, відповідно до якого маса всіх видів сировини і матеріалів, що надходять на переробку (прихід), дорівнює масі отриманих продуктів і витрат при перебігу хімічних реакцій.

Метою матеріального балансу є визначення витратних коефіцієнтів усіх вихідних реагентів за заданою продуктивністю цільового продукту, а також обчислення складу вихідної суміші і продуктів реакції.

Основою для матеріальних розрахунків будь-якого хіміко-технологічного процесу є рівняння всіх хімічних реакцій (основної та побічних), які перебігають у цьому процесі. Результати матеріальних розрахунків використовують як вихідні дані для визначення габаритів реактора [5–9].

Для реакції:



для заданої кількості  $m_d$  (кг) цільового продукту практичний витратний коефіцієнт (кг) за компонентом А становить

$$m_A^o = \frac{m_D \cdot M_A \cdot a}{M_D \cdot d \cdot X}, \quad (4.2)$$

де  $M_A$ ,  $M_D$  – молярні маси компонентів А і D, г/моль;  $X$  – ступінь перетворення за компонентом А (взятим за умови нестачі щодо компонента В); об'єм компонента А ( $m^3$ ) при цьому становить

$$V_A^o = \frac{m_A^o}{\rho_A},$$

де  $\rho_A$  – густина компонента А, кг/м<sup>3</sup>.

Вихідні маси  $m^o$  і об'єм  $V^o$  усіх компонентів реакції дорівнюють

$$m^o = \frac{m_A^o}{\omega_A^o}; \quad V^o = \frac{V_A^o}{N_A^o}, \quad (4.3)$$

де  $\omega_A^o$ ,  $N_A^o$  – масова і об'ємна частки реагенту А у вихідній суміші відповідно.

Вихідна маса і об'єм реагенту В (аналогічно D і E) дорівнюють

$$m_B^o = m^o \cdot \omega_B^o; \quad V_B^o = V^o \cdot N_B^o. \quad (4.4)$$

Маса і об'єм продукту D, що утворився у ході реакції, становлять

$$m_E = \frac{m_D \cdot M_E \cdot e}{M_D \cdot d}; \quad V_E = \frac{m_E}{\rho_E}. \quad (4.5)$$

І нарешті, кількості А, В, D, E після перебігу реакції (4.1) дорівнюють:

$$m_A^k = m_A^o (1 - X); \quad V_A^k = V_A^o (1 - X) = \frac{m_A^k}{\rho_A}; \quad (4.6)$$

$$m_B^k = m_B^o - \frac{m_A^o \cdot X \cdot M_B \cdot b}{M_A \cdot a}; \quad V_B^k = V_B^o - V_A^o \cdot X \cdot \frac{b}{a} = \frac{m_B^k}{\rho_B}; \quad (4.7)$$

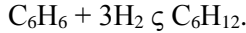
$$m_D^k = m_D^o + m_D; \quad V_D^k = \frac{m_D^k}{\rho_D} = V_D^o + V_D \quad (4.8)$$

$$m_E^k = m_E^o + m_E; \quad V_E^k = \frac{m_E^k}{\rho_E} = V_E^o + V_E. \quad (4.9)$$

Обчислення об'ємів суміші і компонентів виконують для рідких і газоподібних речовин.

#### 4.1. Приклад 1

Скласти матеріальний баланс отримання 1000 кг циклогексану  $C_6H_{12}$  за газофазною реакцією:



Склад вихідної суміші [мольна частка, %]:  $C_6H_6 - 20$ ;  $C_6H_{12} - 2$ ;  $H_2 - 78$ . Ступінь досягнення рівноваги становить  $\eta = 0,9$ . Температура дорівнює 525 К, тиск — 1 МПа.

*Розв'язок.*

За даними прикладу 3.2.2 рівноважний ступінь перетворення дорівнює  $X_p = 0,9966$ . Тоді практичний ступінь перетворення за  $C_6H_6$ :

$$X_p = 0,9 \cdot 0,9966 = 0,9.$$

Молярні маси компонентів реакції дорівнюють:  $M(C_6H_6) = 78$  г/моль;  $M(H_2) = 2$  г/моль;  $M(C_6H_{12}) = 84$  г/моль. Значення густини газів за нормальних умов (і тільки газів!) можуть бути легко визначені за формулою

$$\rho = \frac{M}{22,4}, \text{ кг/м}^3.$$

*Примітки:* 1. для газів молярна частка згідно з законом Авогадро дорівнює об'ємній.

2. при складанні матеріальних балансів об'єми газів обов'язково подають за нормальних умов, незважаючи на те, якими є робочі температура та тиск (у наведеному прикладі бензол і циклогексан за нормальних умов є рідинами).

Для реагентів:

$$\rho_{C_6H_6} = \frac{78}{22,4} = 3,482; \quad \rho_{H_2} = \frac{2}{22,4} = 0,09; \quad \rho_{C_6H_{12}} = \frac{84}{22,4} = 3,75,$$

тоді за формулами (4.2) – (4.4), (4.6) отримаємо:

$$V_{C_6H_{12}} = \frac{1000}{3,75} = 266,67 \text{ м}^3; \quad m_{C_6H_6}^o = \frac{1000 \cdot 78}{84 \cdot 0,9} = 1031,75 \text{ кг};$$

$$V_{C_6H_6}^o = \frac{1031,75}{3,482} = 296,3 \text{ м}^3; \quad V^o = \frac{296,3}{0,2} = 1481,5 \text{ м}^3;$$

$$V_{H_2}^o = 1481,5 \cdot 0,78 = 1155,57 \text{ м}^3; \quad m_{H_2}^o = V_{H_2}^o \cdot \rho_{H_2} = 1155,57 \cdot 0,09 = 104 \text{ кг};$$

$$V_{C_6H_{12}}^o = 1481,5 \cdot 0,02 = 29,63 \text{ м}^3; \quad m_{C_6H_{12}}^o = 29,63 \cdot 3,75 = 111,1 \text{ кг}.$$

Результати розрахунків заносимо до табл. 4.1 до статті "Прихід". Після закінчення реакції у суміші залишається:

$$m_{C_6H_6}^k = 1031,75(1 - 0,9) = 103,18 \text{ кг};$$

$$V_{C_6H_6}^k = 296,3(1 - 0,9) = 29,63 \text{ м}^3.$$

**Таблиця 4.1. Матеріальний баланс реакції гідрування бензолу до циклогексану**

Компонент	Прихід				Витрати			
	кг	% мас.	м <sup>3</sup>	% об.	кг	% мас.	м <sup>3</sup>	% об.
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1031,75	82,75	296,3	20	103,18	8,28	29,63	4,45
H <sub>2</sub>	104	8,34	1155,57	78	32,57	2,61	355,56	52,17
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	111,1	8,91	29,63	2	1111,1	89,11	296,29	43,48
Разом	1246,85	100	1481,5	100	1246,85	100	681,48	100

$$m_{N_2}^k = 104 - \frac{1031,79 \cdot 0,9 \cdot 2 \cdot 3}{78} = 32,57 \text{ кг};$$

$$V_{H_2}^k = 1155,57 - 296,3 \cdot 0,9 \cdot 3 = 355,56 \text{ м}^3;$$

$$m_{C_6H_{12}}^k = 111,1 + 1000 = 1111,1 \text{ кг}; \quad V_{C_6H_{12}}^k = \frac{1111,1}{3,75} = 296,29 \text{ м}^3.$$

Отримані значення мас і об'ємів вносимо до відповідної колонки та рядка табл.4.1 (стаття витрат).

З табл.4.1 видно, що маси вихідних та кінцевих продуктів збігаються, але не збігаються їх об'єми, оскільки реакція відбувається із зменшенням об'єму.



## 5. ТЕПЛОВІ РОЗРАХУНКИ ХІМІЧНИХ РЕАКТОРІВ

Енергетичний баланс складається на основі закону збереження енергії, відповідно до якого у замкненій системі сума всіх видів енергії є сталою. Зазвичай для хіміко-технологічного процесу складають тепловий баланс, при цьому закон збереження енергії формулюють таким чином: надходження теплоти  $Q_{\text{над}}$  у даному апараті (процесі) повинен дорівнювати витраті теплоти  $Q_{\text{вит}}$  у тому самому апараті (процесі). У даному розділі буде розглянуто принцип складання теплового балансу для окремого апарату. Складається тепловий баланс аналогічно матеріальному на одиницю цільового продукту, одиницю вихідної сировини або на задану продуктивність.

Результати обчислення теплового балансу істотно впливають на вибір конструкції реактора. Значна кількість реакторів або окремих секцій їх (наприклад, каталізаторних полиць) працюють в адіабатичному режимі, тобто без теплообміну з довкіллям. У політермічному (неадіабатичному) реакторі необхідний температурний профіль реалізується підведенням (відведенням) теплоти за допомогою теплообмінних елементів тієї або іншої конструкції.

Для адіабатичного реактора як ідеального витіснення, так і ідеального змішування:

$$Q_{\text{над}} = n^{\circ} \cdot \bar{C}_p^{\circ} (T^{\circ} - 273) \pm n^{\circ} \cdot N_A^{\circ} \cdot X \cdot q_A \quad (5.1)$$

$$Q_{\text{вит}} = n^{\text{к}} \cdot \bar{C}_p^{\text{к}} (T^{\text{к}} - 273) \quad (5.2)$$

і оскільки  $Q_{\text{над}} = Q_{\text{вит}}$ , отримуємо

$$n^{\circ} \cdot \bar{C}_p^{\circ} (T^{\circ} - 273) \pm n^{\circ} \cdot N_A^{\circ} \cdot X \cdot q_A = n^{\text{к}} \cdot \bar{C}_p^{\text{к}} (T^{\text{к}} - 273) \quad (5.3)$$

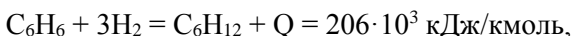
де  $n^{\circ}$ ,  $n^{\text{к}}$  – кількість вихідних речовин і продуктів реакції, кмоль;  $\bar{C}_p^{\circ}$ ,  $\bar{C}_p^{\text{к}}$  – середня теплоємність вихідної суміші і продуктів реакції, кДж/(кмоль·К);  $T^{\circ}$ ,  $T^{\text{к}}$  – температура вихідної суміші і продуктів реакції, К;  $N_A^{\circ}$  – початкова концентрація вихідного компонента, який взято у нестачі, молярна частка;  $X$  – ступінь перетворення за

компонентом А, частки одиниці;  $q_A$  – питомий тепловий ефект, позитивний для екзотермічних реакцій, негативний — для ендотермічних реакцій, кДж/кмоль:

$$q_A = \frac{Q}{a},$$

де  $Q$  – тепловий ефект реакції;  $a$  – стехіометричний коефіцієнт компонента А (див. рівняння (4.1)).

Так, для розглянутої раніше реакції:



$$q_{C_6H_6} = Q = 206 \cdot 10^3 \text{ кДж/кмоль}.$$

У випадку, якщо реакція відбувається без зміни кількості кмоль (без зміни об'єму для газофазних реакцій) або якщо цією зміною можна знехтувати,  $n^0 = n^k$ , тоді рівняння (5.3) набирає вигляду (при  $\bar{C}_p^0 \sim \bar{C}_p^k$ ):

$$T^k = T^0 \pm \frac{N_A^0 q_A}{C_p} X = T^0 \pm \Delta T, \quad (5.4)$$

де  $\Delta T$  – адіабатичне розігрівання (охолодження) суміші.

Рівняння (5.3), (5.4) дозволяють визначити адіабатичний розігрів (екзотермічна реакція) або охолодження (ендотермічна реакція) і вирішити питання про можливість роботи в адіабатичному режимі. Це у свою чергу визначає конструкцію реактора. Так, застосування багатополічних реакторів (для зворотних екзотермічних реакцій) з проміжним охолодженням суміші визначається двома чинниками: вихідна температура суміші не повинна бути нижчою за температуру запалювання каталізатора  $T_z$ , а температура суміші на виході із шару не повинна перевищувати межу граничної термічної стійкості каталізатора  $T_{гр}$ . Розігрівання (охолодження) суміші за рівнянням (5.3) і (5.4) визначають початковою концентрацією, тепловим ефектом і, головне, ступенем перетворення  $X$ . Для досягнення високих значень  $X$  у межах  $T_z$  і  $T_{гр}$ , необхідно організувати ступінчасте або безперервне відведення (підведення) теплоти. При користуванні цими рівняннями необхідно пам'ятати, що

кількість речовини, наприклад речовини А, визначають через його масу  $m_A$  (кг), об'єм  $V_A$  ( $m^3$ ) і молярну масу  $M_A$ :

$$n_A = \frac{m_A}{M_A} = \frac{V_A}{22,4} \quad (5.5)$$

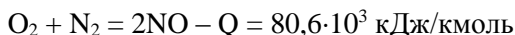
Теплоємність суміші  $\bar{C}_p$  (реакція 5.3) визначають за правилом адитивності:

$$\bar{C}_p = \bar{C}_{pA}N_A + \bar{C}_{pB}N_B + \bar{C}_{pD}N_D + \bar{C}_{pE}N_E \quad (5.6)$$

Значення  $\bar{C}_p$  для конкретних компонентів залежно від температури наведені у [4, додаток X]. При обчисленні за рівняннями (5.3) і (5.4) потрібно звернути особливу увагу на розмірності використовуваних значень теплових ефектів і теплоємностей.

Характерно, що тепловий баланс можна скласти тільки на основі результатів розрахунку матеріального балансу, при цьому визначення значення ступеня перетворення  $X$  є обов'язковим.

Так, для даних прикладу 3.2.1 реакція:



є ендотермічною і відбувається без зміни об'єму (розрахунок  $T^0$  треба виконувати за рівнянням (4.4) при  $X = X_p = 0,995 \cdot 10^{-2}$ ), тоді

$$\bar{C}_p = 33,44 \text{ кДж/(кмоль} \cdot \text{К)};$$

$$T_0 = 2200 + \frac{0,21 \cdot 180,6 \cdot 10^3 \cdot 0,995 \cdot 10^{-2}}{33,4} = 2211 \text{ К.}$$

Розглянемо попередньо ще на одному конкретному прикладі і обчислимо початкову температуру суміші для даних прикладу 4.1, де відома кінцева температура 525 К і результати матеріального розрахунку зведені до табл.4.1. При цьому використовуємо наступні значення середніх теплоємностей реагентів реакції при температурі  $T^k = 525 \text{ К}$ :

$$\begin{aligned} \bar{C}_p(H_2) &= 29,2 \text{ кДж/(кмоль} \cdot \text{К)}; \quad \bar{C}_p(C_6H_6) = 141,8 \text{ кДж/(кмоль} \cdot \text{К)}; \\ \bar{C}_p(C_6H_{12}) &= 190,68 \text{ кДж/(кмоль} \cdot \text{К)}. \end{aligned}$$

Як видно з табл. 4.1, реакція відбувається із значним зменшенням об'єму, це означає, що розрахунок  $T^o$  необхідно вести за рівнянням (4.3), із якого:

$$T^o = 273 + \frac{n^k \cdot \bar{C}_p^k (T^k - 273) - n^o \cdot N_{C_6H_6} \cdot X \cdot q_{C_6H_6}}{n^o \cdot \bar{C}_p^o};$$

$$n^o = \frac{V^o}{22,4} = \frac{1481,5}{22,4} = 66,14 \text{ кмоль};$$

$$n^k = \frac{V^k}{22,4} = \frac{681,48}{22,4} = 30,42 \text{ кмоль}.$$

Визначаємо теплоємності суміші за рівнянням (5.6), використовуючи значення концентрацій з табл.4.1 (слід пам'ятати, що для газів об'ємна частка дорівнює молярній):

$$\bar{C}_p^o = 0,2 \cdot 141,18 + 0,78 \cdot 29,2 + 0,02 \cdot 190,68 = 54,83 \text{ кДж/(кмоль} \cdot \text{K)};$$

$$\bar{C}_p^k = 0,0435 \cdot 141,18 + 0,5217 \cdot 29,2 + 0,4348 \cdot 190,68 = 104,28 \text{ кДж/(кмоль} \cdot \text{K)}.$$

Початкова температура дорівнює:

$$T^o = 273 + [30,42 \cdot 104,2 \cdot (525 - 273) - 66,14 \cdot 0,2 \cdot 0,9 \cdot 206 \cdot 10^3] \times \\ \times (66,14 \cdot 54,83) = -182,8 \text{ K}.$$

Отримане значення температури не має фізичного сенсу, що свідчить про неможливість перебігу адіабатичного процесу за умов даної реакції. Саме тому гідрування бензолу проводять у трубчастому (політермічному) реакторі з відведенням тепла у міжтрубному просторі, де ступінь перетворення бензолу сягає 90%. Завершення процесу відбувається у другому ступені полочного адіабатичного реактора.

У випадку політермічного (неадіабатичного) реактора задаються початковою температурою суміші і розраховують кількість теплоти, що відводиться (для екзотермічної реакції) або підводиться (для ендотермічної реакції) з теплоносієм  $Q_{тн}$  за наступним рівнянням:

$$n^{\circ} \bar{C}_p^{\circ} (T^{\circ} - 273) \pm n^{\circ} N_A^{\circ} \cdot X \cdot q_A = n^{\text{к}} \bar{C}_p^{\text{к}} (T^{\text{к}} - 273) \pm Q_{\text{тн}}. \quad (5.7)$$

При припущеннях, взятих при виведенні рівняння (5.4), отримаємо:

$$T^{\text{к}} = T^{\circ} \pm \frac{N_A^{\circ} \cdot q_A}{C_p} = \frac{Q_{\text{тн}}}{n^{\circ} \cdot \bar{C}_p} = T^{\circ} \pm \Delta T \pm \Delta T_{\text{тн}}. \quad (5.8)$$

де  $T_{\text{тн}}$  – пониження (підвищення) температури реакційної суміші за рахунок відведення (підведення) теплоти теплоносієм. Так, у нашому прикладі, якщо взяти  $T^{\circ} = 473 \text{ K}$ , із рівняння (5.7) отримаємо:

$$Q_{\text{від}} = 66,14 \cdot 54,63(473 - 273) + 66,14 \cdot 0,2 \cdot 0,9 \cdot 206 \cdot 10^3 - \\ - 30,42 \cdot 104,28 \cdot (525 - 273) = 2,38 \text{ МДж.}$$

Таким чином, для отримання 1000 кг  $\text{C}_6\text{H}_{12}$  необхідно відвести 2,38 МДж теплоти при допустимому розігріванні від 473 К до 525 К.

## 6. ЗАВДАННЯ ДЛЯ КУРСОВОЇ РОБОТИ

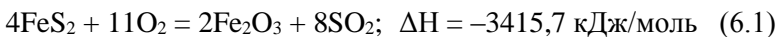
Тематика курсової роботи відповідає навчальним задачам даної дисципліни. Завдання розробляються і затверджуються кафедрою, яка керує курсовими роботами.

Можливі теми курсових робіт включають широкий діапазон питань усіх розділів лекційного курсу.

У кожному з завдань значення вихідних даних залежать від номера варіанта. Вид завдань і номер варіанту визначає викладач. Наприклад 6.1.9 означає: розділ 6, завдання 1, варіант № 9.

### 6.1. Завдання 1. Одержання оксиду сірки(IV) у виробництві сірчаної кислоти

Процес випалу колчедану відбувається за загальним рівнянням:



Скласти матеріальний та тепловий баланси випалу колчедану за годину у печі киплячого шару за даними табл. 6.1: потужність печі за колчеданом П, т/добу, вміст (масова частка, %): сірки у колчедані –  $\omega_s$ ; вологи у колчедані –  $\omega_{\text{H}_2\text{O}}$ ; сірки у недогарку –  $\omega_{\text{шед}}$ ;  $\text{SO}_2$  у

сухому пічному газі –  $\omega_{\text{SO}_2}$  ;  $\text{SO}_3$  у сухому пічному газі –  $\omega_{\text{SO}_3}$  .

**Таблиця 6.1. Вихідні дані технологічних розрахунків**

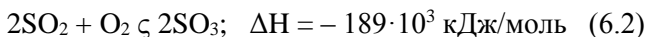
№ варіанта	П, т/добу	Масова частка сірки і вологи у колчедані та у недогарку, %			Об'ємна частка пічного газу, %		Т, К			Флов. масова частка, %	Ступінь вигорання сірки, X <sub>s</sub> , %	Час перебування газу у печі, с	Лінійна швидкість газу у печі, V, м/с
		ω <sub>S</sub>	ω <sub>H<sub>2</sub>O</sub>	ω <sub>S or</sub>	ω <sub>SO<sub>2</sub></sub>	ω <sub>SO<sub>3</sub></sub>	T <sub>пов</sub>	T <sub>кш</sub>	T <sub>нед</sub>				
1	250	36	3,0	1,1	12,0	0,5	290	810	710	55	94	8	2,0
2	300	37	2,0	1,2	13,0	0,20	292	820	720	52	96	9	1,5
3	400	38	5,0	1,3	13,5	2,2	294	830	730	53	97	10	2,5
4	450	39	4,0	1,4	12,0	2,25	295	840	740	57	98	7	3,0
5	500	40	3,0	1,3	13,0	0,20	296	850	750	60	97	8	1,0
6	600	41	2,0	1,2	14,0	0,18	298	810	410	65	96	9	1,1
7	700	42	5,0	1,1	14,5	0,16	300	820	720	70	95	6	1,2
8	800	44	6,0	1,0	13,7	0,15	302	830	730	68	94	7	1,3
9	1000	45	3,5	0,9	14,4	0,10	303	850	740	69	93	8	1,4
10	200	35	4,0	1,0	11,0	0,1	289	800	700	50	92	7	1,0

Температура повітря, яке надходить до реактора –  $T_{\text{пов}}$ ; відносна вологість повітря –  $\phi_{\text{пов}}$ ; масова частка, %; температура у киплячому шарі –  $T_{\text{кш}}$ ; температура недогарка –  $T_{\text{нед}}$ .

Виконати розрахунок печі для випалу колчедану у киплячому шарі за наведеними вихідними даними: ступінь вигорання сірки  $X_s$ , масова частка, %, час перебування газу у печі – 8 с. Лінійна швидкість газу в печі  $V$ , м/с.

## 6.2. Завдання 2. Стадія контактного окиснення оксиду сірки (IV) в оксид сірки (VI) у виробництві сірчаної кислоти

Для реакції:



скласти матеріальний баланс контактного відділення для одержання  $N$  тонн  $\text{SO}_3$  за годину. Температура на виході з реактора (К)  $-T^k = 800 + 2N$ , ступінь досягнення рівноваги дорівнює 0,92, тиск атмосферний. Вихідні концентрації [молярні частки, %]:  $\text{SO}_2 - 7 + 0,1N$ ,  $\text{O}_2 - 10 + 0,1N$ , решта – азот.

Розрахувати і критично оцінити початкову температуру суміші, якщо процес перебігає адіабатично. Обґрунтувати конструкцію реактора і розрахувати об'єм каталізатора, якщо об'ємна швидкість газів дорівнює  $1100 \text{ год}^{-1}$ .

## 6.3. Завдання 3. Стадія одержання технологічного газу у виробництві аміаку

Скласти матеріальний баланс для конверсії природного газу, яка описується реакцією:



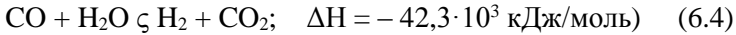
на  $N$  тонн за годину. Ступінь досягнення рівноваги дорівнює 0,90. Температура газу на виході з реактора дорівнює (К)  $T^k = 1073 + N$ , тиск (МПа)  $2,5 + 0,1N$ ; вихідні концентрації (молярна частка, %): метану  $25 + 0,1N$ ; решта – водяна пара.

Розрахувати і критично оцінити початкову температуру суміші, якщо процес відбувається адіабатично. Обґрунтувати конструкцію реактора і розрахувати об'єм каталізатора, якщо об'ємна швидкість газів дорівнює  $1750 \text{ год}^{-1}$ .



#### 6.4. Завдання 4. Процес виробництва технологічного газу

Скласти матеріальний баланс конвертора другого ступеня, в якому перебігає пароводяна конверсія оксиду вуглецю(II) за рівнянням:



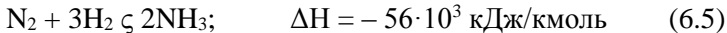
потужністю N тонн водню за годину.

Вихідні концентрації [молярна частка, %]: CO –  $25 \pm 0,2N$ ; водяної пари –  $65 + 0,3N$ , решта – азот, тиск – 0,3 МПа; ступінь досягнення рівноваги дорівнює 0,95; температура газу на виході з реактора, К:  $T^k = 683 + 2N$ .

Розрахувати і критично оцінити початкову температуру суміші, якщо процес відбувається адіабатично. Обґрунтувати конструкцію реактора і розрахувати об'єм каталізатора, якщо об'ємна швидкість парогазової суміші дорівнює  $2000 \text{ год}^{-1}$ .

#### 6.5. Завдання 5. Синтез аміаку

Скласти матеріальний баланс його синтезу за рівнянням:



для виробництва N тонн аміаку за годину. Синтез ведуть під тиском (МПа):  $30 + N$ ; ступінь досягнення рівноваги дорівнює 0,95; температура газу на виході з реактора, К:  $T^k = 753 + N$ ; склад вихідного газу [молярна частка, %]: азоту –  $23 + 0,1N$ ; водню –  $0,69 + 0,15N$ , решта – аргон.

Розрахувати і критично оцінити початкову температуру газової суміші, якщо процес відбувається адіабатично. Обґрунтувати конструкцію реактора і розрахувати об'єм каталізатора, якщо об'ємна швидкість дорівнює  $25000 \text{ год}^{-1}$ .

#### 6.6. Завдання 6. Стадія конверсії аміаку у виробництві азотної кислоти

Для реакції:



скласти матеріальний баланс на N тонн оксиду азоту(II) за годину.

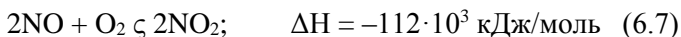
Вихідні дані для розрахунку:

ступінь досягнення рівноваги – 1, тиск – 0,73 МПа, температура газу на виході з реактора, К:  $T^k = 1123 + 2N$ ; вихідні концентрації [молярна частка, %]: аміаку –  $9 + 0,1N$ , кисню –  $17 + 0,1N$ , решта – азот.

Розрахувати і критично оцінити початкову температуру газової суміші, якщо процес відбувається адіабатично. Обґрунтувати конструкцію реактора і розрахувати масу каталізатора, якщо його інтенсивність (I) дорівнює 3,84 тонн  $\text{NH}_3$  на добу.

### **6.7. Завдання 7. Стадія окиснення оксиду азоту(II) до оксиду азоту(IV) у виробництві азотної кислоти**

Для реакції



скласти матеріальний баланс на N тонн оксиду азоту(IV) за годину.

Ступінь досягнення рівноваги становить 0,97; початкова концентрація [молярна частка, %]:  $\text{NO} - 9 + 0,1N$ ;  $\text{O}_2 - 7 + 0,1N$ ; решта – азот; температура газу на виході з реактора (К):  $T^k = 380 + N$ .

Розрахувати і критично оцінити початкову температуру газової суміші, якщо процес відбувається адіабатично. Обґрунтувати конструкцію реактора і розрахувати його об'єм, якщо його інтенсивність дорівнює  $1000 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{год})$ .

### **6.8. Завдання 8. Процес виробництва простого суперфосфату**

Визначити витратні коефіцієнти для сировини, витрати матеріалів за годину та кількість газів, що виділяються, у виробництві 1 млн тонн за рік простого суперфосфату з апатитового концентрату. Вихідні дані приведені у табл. 6.2.

Апатитовий концентрат містить  $\omega_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{ап}}$  [масова частка  $\text{P}_2\text{O}_5$ , % у розрахунку на суху речовину] і  $\omega_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ап}}$  [масова частка  $\text{H}_2\text{O}$ , %]; концентрація вихідної сірчаної кислоти [масова частка, %] –  $\omega_{\text{H}_2\text{SO}_4}^{\text{вих}}$ ; для виготовлення суперфосфату застосовується сірчана кислота концентрації [масова частка, %] –  $\omega_{\text{H}_2\text{SO}_4}$ ; норма кислоти – n кг моногідрату (м.н.г.) на 100 кг апатитового концентрату; камерний суперфосфат містить [масова частка, %]:  $\omega^k(\text{P}_2\text{O}_{5\text{заг}})$ ;  $\omega^k(\text{P}_2\text{O}_{5\text{засв}})$ ;

$\omega^k(\text{P}_2\text{O}_{5\text{вільна}})$ . Готовий (експедиційний) суперфосфат містить [масова частка, %]  $\omega^c \text{P}_2\text{O}_{5\text{зат}}$ .

Вихід  $\text{H}_2\text{SiF}_6$  дорівнює  $m_{\text{H}_2\text{SiF}_6}$ , кг (у перерахунку на 100%  $\text{H}_2\text{SiF}_6$ ) на 1000 кг суперфосфату.

### 6.9. Завдання 9. Процес виробництва дигідратної екстракційної фосфорної кислоти

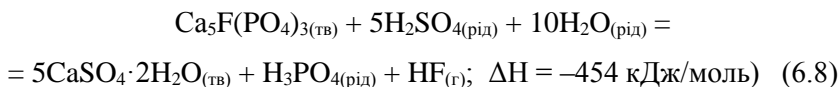
Розрахувати матеріальний баланс дигідратного процесу розкладання апатитового концентрату на 1000 кг сухого апатитового концентрату, який містить [масова частка, %]  $\text{P}_2\text{O}_5$  в апатиті –  $\omega_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{ап}}$ ,  $\text{CaO}$  в апатиті –  $\omega_{\text{CaO}}^{\text{ап}}$ .

Визначити температуру пульпи (без урахування випаровування вологи і теплових втрат у навколишнє середовище)  $T_{\text{п}}^{\circ}$  (К) і кількість теплоти, яку необхідно відвести для охолодження пульпи до  $T_{\text{п}}^{\text{к}}$ , К.

Вихідні дані (див. табл. 6.3):  $\Gamma$  (гіпсове число) – маса гіпсу на 1 кг апатитового концентрату, яке дорівнює  $\sim 1,6$  (для дигідратного процесу);  $P : T$  – співвідношення кількості рідкої та твердої фаз;  $\bar{C}_{\text{р}}^{\text{ап}} = 0,71$  – питомий тепловміст<sup>1</sup> концентрату, кДж/(кг·к);  $T_{\text{ап}}$  – температура, з якою апатит поступає на розкладання, К;  $T_{\text{кис}}$  – температура сірчаної кислоти, яка поступає в екстрактор, К;  $T_{\text{р.р}}$  – температура розчину розбавлення, К.

Розрахувати об'єм і кількість екстракторів, якщо густина пульпи становить  $\rho$ , т/м<sup>3</sup>; час перебування пульпи в екстракторі дорівнює  $\tau$ , год; витрати пульпи становлять  $\Pi$ , т/год

Процес одержання екстракційної фосфорної кислоти із апатитового концентрату за дигідратним методом відбувається за рівнянням:



<sup>1</sup> питомий тепловміст фосфатної і сірчаної кислот розраховують за правилом адитивності

**Таблиця 6.2. Вихідні дані для технологічних розрахунків завдання 6.8**

№ варіанту	Масова частка компонентів в апатиті, %		Масова частка H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , %		Норма (n) H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , кг (мгг) на 100 кг апатиту	Склад камерного суперфосфату, масова частка, %			ω <sup>супер</sup> (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> заг), масова частка, %	m(H <sub>2</sub> SiF <sub>6</sub> ), кг на 1000 кг супер- фосфату
	ω <sup>ап</sup> P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	ω <sup>ап</sup> H <sub>2</sub> O	ω <sup>вих</sup> H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	ω <sup>супер</sup> H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		ω <sup>к</sup> (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> заг.)	ω <sup>к</sup> (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> засв.)	ω <sup>к</sup> (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> вільна.)		
1	39,0	1,0	92,0	68	70	20,5	17,6	10,0	19,5	6,5
2	39,1	1,1	91,0	67	71	20,6	17,8	10,5	19,6	6,6
3	39,2	0,9	92,5	69	68	20,7	17,3	11,0	19,7	6,7
4	39,4	0,8	93,0	70	67	20,8	17,1	11,3	19,8	6,8
5	39,5	0,7	93,5	71	66	20,4	17,0	11,5	20,0	7,0
6	39,0	1,0	94,0	72	66	20,5	17,2	10,0	20,5	7,0
7	39,1	1,1	91,0	67	68	20,7	17,4	10,5	21,0	6,5
8	39,2	1,2	92,0	68	69	20,8	17,5	10,8	20,7	6,6
9	39,3	1,3	93,0	69	70	20,9	17,8	11,0	20,8	6,7
10	39,4	1,0	94,0	70	68	20,4	17,4	11,2	19,9	7,1

**Таблиця 6.3. Вихідні дані для технологічних розрахунків завдання 6.9**

№ варіанта	Склад апатиту, масова частка, %		Температура пульпи (кінцева), К	Гіпсове число, Г	Співвідно- шення Р:Т	T <sub>ап</sub> , К	T <sub>кис</sub> , К	T <sub>р.р.</sub> , К	Витрати пульпи, т/год	ρ, т/м <sup>3</sup>	τ, год
	ω <sub>P<sub>2</sub>O<sub>5</sub></sub> <sup>ап</sup>	ω <sub>CaO</sub> <sup>ап</sup>									
1	39,4	52,0	343	1,63	2,5	293	295	330	285	1,48	6,3
2	39,3	51,7	341	1,60	2,6	292	315	331	290	1,45	6,5
3	39,2	51,5	343	1,61	2,7	290	300	333	300	1,47	6,0
4	39,1	50,5	345	1,62	2,8	291	305	332	305	1,49	7,0
5	39,0	51,8	350	1,57	3,0	294	310	334	275	1,50	6,7
6	39,3	50,6	349	1,58	2,9	296	307	335	280	1,45	7,05
7	38,9	51,6	351	1,59	2,6	291	309	330	295	1,50	6,8
8	39,4	50,7	346	1,62	2,7	298	306	333	320	1,48	7,25
9	39,2	52,0	352	1,60	2,8	297	299	332	350	1,46	7,15
10	39,1	51,3	349	1,60	2,6	295	298	329	325	1,51	6,7

## 6.10. Завдання 10. Процес виробництва карбаміду

Скласти матеріальний і тепловий баланси синтезу (одержання плаву потужністю  $P$ , т/добу карбаміду), який здійснюється у колоні синтезу за тиску  $P$  (МПа) і температурі  $T$  (К). Джерелом  $\text{CO}_2$  служить експанзерний газ, який містить [масова частка, %]:  $\omega_{\text{CO}_2}$  і  $\omega_{\text{N}_2}$ .

Реакція синтезу карбаміду перебігає за рівнянням:



Надлишок аміаку складає  $A$  % від стехіометричної кількості; ступінь перетворення карбамату амонію у сечовину –  $X_k$ , %; втрати сечовини при дистиляції і випаровуванні  $B$ , %; температура реагентів, які поступають у колону синтезу: рідкого аміаку – 378 К;  $\text{CO}_2$  –  $T_{\text{CO}_2}$  К.

Вихідні дані наведені у табл. 6.4, 6.5.

*Довідкові дані:* критична температура аміаку – 405,9 К; ентальпія рідкого аміаку – 939 кДж/кг при температурі 405,9 К і 553,1 кДж/кг при 378 К.

## 6.11. Завдання 11. Процес коксування кам'яного вугілля

Скласти матеріальний і тепловий баланси коксових печей, які працюють на шихті з вмістом [масова частка, %]:  $\omega_{\text{H}_2\text{O}}$ ;  $\omega_{\text{O}}$ ;  $\omega_{\text{N}}$ ;  $\omega_{\text{C}}$ ;  $\omega_{\text{S}}$  і  $\omega_{\text{лет}}$  і обігріваються сухим зворотним коксовим газом, що має склад [масова частка, %]:  $\omega_{\text{H}_2}$ ;  $\omega_{\text{CH}_4}$ ;  $\omega_{\text{CO}}$ ;  $\omega_{\text{CO}_2}$ ;  $\omega_{\text{O}_2}$ ;  $\omega_{\text{N}_2}$  і  $\omega_{\text{C}_n\text{H}_{2n}}$ .

Вихід коксового газу становить  $\Phi_{\text{к.г.}}$ ,  $\text{м}^3/1000$  кг вугілля. Вихід коксу дорівнює  $\Phi_{\text{к.}}$ , %, температура коксового пирога становить  $T_{\text{к.п.}}$ , К. Температура прямого коксового газу дорівнює  $T_{\text{к.г.}}$ , К, температура продуктів згоряння оборотного газу, які виходять з коксової печі, –  $T_{\text{п.з.}}$ , К.

Температура шихти і повітря становлять  $T_{\text{пов.}}$ , К.

Вихідні дані наведені у табл.6.6

**Таблиця 6.4. Вихідні дані для технологічних розрахунків завдання 6.10**

№ варіанта	П, т/добу	Р, МПа	Т, К	Склад вихідного газу, масова частка, %		А, %	Хк, %	Т <sub>CO<sub>2</sub></sub> , К
				ω(CO <sub>2</sub> )	ω(N <sub>2</sub> )			
1	1000	18	180	96,0	4,0	125	70	30
2	1250	19	185	95,8	4,2	130	68	31
3	1360	20	190	95,5	4,5	135	69	32
4	1200	20,8	195	96,2	3,8	140	66	33
5	1150	18,5	200	96,1	3,9	145	67	34
6	1300	19,5	180	96,0	4,0	150	65	35
7	1000	20,5	185	95,8	4,2	155	66	36
8	1100	20,2	190	95,5	4,5	160	68	37
9	1200	20,4	195	96,2	3,8	165	69	34
10	1050	20,6	200	96,1	3,9	170	70	35

**Таблиця 6.5. Залежність теплового ефекту реакції конверсії карбамату амонію від надлишку аміаку при температурі 428–483 К**

Надлишок рідкого NH <sub>3</sub> від стехіометричного, %	0	50	100	200	300
Тепловий ефект, кДж/моль	14235	13398	18422	20515	22609

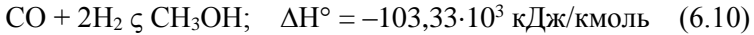
**Таблиця 6.6 Вихідні дані для технологічних розрахунків завдання 6.11**

Найменування параметрів	Номер варіанта									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$\omega_O, \%$	8,3	7,5	6,6	6,0	7,0	8,0	9,6	8,4	5,5	6,1
$\omega_N, \%$	1,5	1,2	1,1	0,9	2,0	3,0	1,1	1,4	1,2	1,0
$\omega_S, \%$	1,0	2,9	1,3	2,4	2,0	2,5	0,95	3,8	3,1	1,9
$\omega_{лет}, \%$	25,0	30,0	45,0	26,0	40,0	35,0	28,0	16,0	37,0	30,0
$\omega_{H_2O}, \%$	5,3	6,3	7,0	7,5	4,0	8,0	6,3	6,0	5,5	5,0
$\omega_C, \%$	$\omega_C = 100 - \omega(O + N + S + леткі + волога)$									
$\omega_{H_2}, \%$	5	59	54	57	51	53	54	52	55	56
$\omega_{CO}, \%$	6,5	6,0	5,0	6,9	7,4	5,5	6,8	6,9	7,0	6,4
$\omega_{CO_2}, \%$	3,0	2,7	1,6	2,0	2,5	3,0	3,2	2,8	2,5	3,2
$\omega_{O_2}, \%$	0,7	0,6	0,8	0,3	0,9	0,5	0,9	0,6	1,2	0,8
$\omega_{N_2}, \%$	11,8	10,0	3,0	5,5	8,0	9,0	7,7	13,0	4,6	6,0
$\omega_{C_nH_{2n}}, \%$	1,4	1,1	2,0	1,5	2,8	2,5	1,5	1,2	1,6	3,0
$\omega_{CH_4}, \%$	$\omega_{CH_4} = 100 - \omega(H_2 + CO + CO_2 + O_2 + N_2 + C_nH_{2n} + CH_4)$									
$T_{к.п.}, K$	1273	1373	1323	1303	1273	1299	1313	1343	1293	1323
$T_{к.г.}, K$	1013	1023	1003	1053	993	1048	1025	1033	1028	983
$T_{п.з.}, K$	563	593	573	578	583	563	588	603	598	608
$T_{пов.}, K$	290	293	291	294	295	291	292	295	296	294



### 6.12. Завдання 12. Процес виробництва метанолу

Скласти матеріальний баланс синтезу метанолу потужністю  $\Pi$  т/год, який описується рівнянням:



Вихідні дані для розрахунків: ступінь досягнення рівноваги дорівнює  $X_p$ , температура на виході з реактора, (К):  $T^k = 500 + N$ ; вихідні концентрації [молярні частки, %]: CO –  $20 + 0,1N$ ; водню –  $75 + 0,1N$ ; решта – інертний для даного процесу газ (метан).

Розрахувати і критично оцінити початкову температуру суміші, якщо процес відбувається адіабатично. Обґрунтувати конструкцію реактора і обчислити об'єм каталізатора, якщо об'ємна швидкість дорівнює  $15 \cdot 10^3 \text{ год}^{-1}$ .

### 6.13. Завдання 13. Процес синтезу етанолу

Для газозфазної реакції



скласти матеріальний баланс для отримання  $\Pi$  тонн продукту на годину.

Вихідні дані для розрахунків: ступінь досягнення рівноваги дорівнює  $X_p = 0,96$ ; температура на виході з реактора, (К):  $T^k = 553 + 0,2N$ ; концентрація  $\text{C}_2\text{H}_4$  у вихідній суміші [молярна частка, %]:  $55 + 0,2N$ ; решта – водяна пара; тиск (МПа) дорівнює  $6 + 0,1N$ .

Розрахувати початкову температуру суміші, якщо процес відбувається адіабатично. Обґрунтувати конструкцію реактора і обчислити об'єм каталізатора, якщо об'ємна швидкість дорівнює  $2000 \text{ год}^{-1}$ .

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Общая химическая технология и основы промышленной экологии: Учебник для вузов / Под ред. В.И. Ксензенко.* – М.: Химия, 2001. – 328 с.
2. *Соколов Р.С.* Химическая технология: В 2-х т. – М.: Гуманит. изд. центр ВЛАДОС, 2000. – 722 с.
3. *Бесков В.С.* Общая химическая технология. – М.: Химия, 1999. – 472 с.
4. *Основы химической технологии / И.П. Мухленов, А.Е. Горштейн, Е.С. Тумаркина и др.* – М.: Высш. шк., 1991. – 463 с.
5. *Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г.* Общая химическая технология. – М.: Высш. шк., 1990. – 520 с.
6. *Химическая технология неорганических веществ: В 2 кн. / Т.Г. Ахметов, Р.Т. Порфирьева, Л.Г. Гайсин и др.* – М.: Высш. шк., 2002. – 1221 с.
7. *Расчеты химико-технологических процессов / Под ред. И.П. Мухленова.* – Л.: Химия, 1982. – 248 с.
8. *Бесков С.Д.* Технохимические расчеты. – М.: Высш. шк., 1966. – 518 с.
9. *Смирнов Н.Н., Волжский А.И.* Химические реакторы в примерах и задачах. – Л.: Химия, 1986. – 224 с.
10. *Расчеты по технологии неорганических веществ / Под ред. М.Е. Позина.* – Л.: Химия, 1985. – 327 с.
11. *Гутник С. П.* Расчеты по технологии органического синтеза. – М.: Химия, 1988. – 272 с.
12. *Викторов М. М.* Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты. – Л.: Химия, 1977. – 360 с.
13. *Кулик М.С., Полухин А.В.* Положения про курсовое проектирования. – К.: НАУ, 2002. – 33 с.

**Додаток 1**

Міністерство освіти і науки України  
Національний авіаційний університет

Інститут екології та дизайну  
Факультет охорони довкілля  
Кафедра хімії і хімічної технології

**КУРСОВА РОБОТА**

з \_\_\_\_\_  
(назва дисципліни)

на тему: \_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_

Виконав студент \_\_\_\_\_ групи \_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_  
(підпис)

Дата захисту \_\_\_\_\_

Перевірив керівник \_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_  
(підпис)

Оцінка \_\_\_\_\_

Київ 200\_\_

Міністерство освіти і науки України  
Національний авіаційний університет

Інститут екології та дизайну  
Факультет охорони довкілля  
Кафедра хімії і хімічної технології

### ЗАВДАННЯ

на курсову роботу

\_\_\_\_\_ (Прізвище, ім'я, по батькові)

з \_\_\_\_\_ (назва дисципліни)

Тема роботи: \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

1. Термін виконання студентом роботи \_\_\_\_\_

2. Вихідні дані до роботи: \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

3. Зміст роботи \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

4. Рекомендована література \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

5. Завдання видав \_\_\_\_\_

6. Завдання прийняв до виконання \_\_\_\_\_

Дата видачі завдання \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

7. Курсова робота захищена з оцінкою \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

Голова комісії \_\_\_\_\_

Члени комісії \_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

## РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка до курсової роботи 36 с., 4 табл., 4 рис., 6 джерел.

У курсовій роботі розглянута головна стадія виробництва сірчаної кислоти – стадія контактного окислення оксиду сірки (IV) в оксид сірки (VI). Описана технологічна схема стадії. Виконані розрахунки рівноважного ступеня перетворення, матеріального і теплового балансів. Обґрунтована конструкція реактора, вибраний реактор і розрахований об'єм каталізатора. Приведена екологічна оцінка виробництва.

**Ключові слова:** контактне окиснення оксиду сірки(IV) до оксиду сірки(VI), каталізатори окислення – БАВ, СВД, СВС, швидкість реакції, рівноважний ступінь контактування, адіабатичний реактор, матеріальний баланс, теплові розрахунки, конструкція реактора, об'єм каталізатора.

**КОНСТАНТИ РІВНОВАГИ  
ДЕЯКИХ ХІМІЧНИХ РЕАКЦІЙ**

## ЗМІСТ

Вступ .....	3
1. Методичні рекомендації до виконання домашніх завдань .....	4
1.1. Завдання 1 .....	4
1.2. Завдання 2 .....	5
1.3. Завдання 3 .....	6
1.4. Завдання 4 .....	6
1.5. Завдання 5 .....	10
1.6. Завдання 6 .....	14
2. Методичні рекомендації до виконання курсових робіт .....	18
2.1. Загальні положення .....	18
2.2. Структура розрахунково-пояснювальної записки .....	18
2.3. Основна частина .....	19
2.3.1. Аналіз існуючих методів виробництва продукту .....	19
2.3.2. Фізико-хімічні основи виробництва .....	19
2.3.3. Опис технологічної схеми виробництва .....	20
2.3.4. Розрахунок рівноважного ступеня перетворення .....	20
2.3.5. Матеріальний баланс виробництва .....	20
2.3.6. Тепловий (енергетичний) баланс виробництва .....	21
2.3.7. Обґрунтування типу реактора та його розрахунок ...	21
2.3.8. Оцінка екологічності виробництва .....	23
2.3.9. Висновки .....	23
2.3.10. Список літературних джерел .....	23
2.3.11. Додатки .....	24
2.3.12. Оформлення курсової роботи .....	24
3. Розрахунки рівноважного ступеня перетворення і складу реакційної суміші оборотних реакцій .....	25
3.1. Загальні відомості .....	25
3.2. Методика розрахунку рівноваги .....	27
3.2.1. Приклад 1 .....	29
3.2.2. Приклад 2 .....	29
3.3. Програма обчислення рівноважного ступеня перетворення на ЕОМ .....	30
4. Матеріальний баланс хіміко-технологічних процесів ....	32
4.1. Приклад 1 .....	34

5. Теплові розрахунки хімічних реакторів .....	36
6. Завдання для курсових робіт .....	40
6.1. Завдання 1. Одержання оксиду сірки (IV) у виробництві сірчаної кислоти .....	40
6.2. Завдання 2. Стадія контактного окиснення оксиду сірки (IV) в оксид сірки (VI) у виробництві сірчаної кислоти ....	42
6.3. Завдання 3. Стадія одержання технологічного газу у виробництві аміаку .....	42
6.4. Завдання 4. Процес виробництва технологічного газу .....	43
6.5. Завдання 5. Синтез аміаку .....	43
6.6. Завдання 6. Стадія конверсії аміаку у виробництві азотної кислоти .....	43
6.7. Завдання 7. Стадія окиснення оксиду азоту (II) до оксиду азоту (IV) у виробництві азотної кислоти .....	44
6.8. Завдання 8. Процес виробництва простого суперфосфату .....	44
6.9. Завдання 9. Процес виробництва дигідратної екстракційної фосфорної кислоти .....	45
6.10. Завдання 10. Процес виробництва карбаміду .....	48
6.11. Завдання 11. Процес коксування кам'яного вугілля .....	48
6.12. Завдання 12. Процес виробництва метанолу .....	51
6.13. Завдання 13. Процес синтезу етанолу .....	51
Список літератури .....	52
Додаток 1. Титульний лист курсової роботи .....	53
Додаток 2. Завдання на курсову роботу .....	54
Додаток 3. Реферат .....	55
Додаток 4. Константи рівноваги деяких хімічних реакцій .....	56