

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ХАРКІВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
МІСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА імені О. М. БЕКЕТОВА**

МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ

**для виконання практичних робіт та самостійного вивчення
з навчальної дисципліни**

«ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ВОДОПІДГОТОВКИ»

*(для студентів курсів денної та заочної форм навчання
спеціальності 192 – Будівництво та цивільна інженерія
спеціалізація Гідротехніка (водні ресурси))*

Методичні рекомендації для виконання практичних завдань та самостійного вивчення з навчальної дисципліни «Процеси і апарати водопідготовки» (для студентів курсів денної та заочної форм навчання спеціальності 192 – Будівництво та цивільна інженерія спеціалізація Гідротехніка (водні ресурси)) / Харків. нац. ун-т міськ. госп-ва ім. О. М. Бекетова ; уклад. І. М. Чуб. – Харків : ХНУМГ ім. О. М. Бекетова, 2018. – 30 с.

Укладач канд. техн. наук, доц. **І. М. Чуб**

Рецензент

Г. І. Благодарна, кандидат технічних наук, доцент Харківського національного університету міського господарства імені О. М. Бекетова

Рекомендовано кафедрою водопостачання, водовідведення та очистки вод, протокол № 1 від 27.08.2015.

ЗМІСТ

	Стор.
Загальні вказівки.....	4
Модуль 1 Масопередача.....	5
Модуль 2 Апаратурне оформлення процесів водо підготовки.....	12
Питання для самостійного вивчення.....	24
Список джерел.....	29

ЗАГАЛЬНІ ВКАЗІВКИ

Мета викладання навчальної дисципліни «Процеси і апарати водопідготовки» – підготовка фахівця, який володітиме знаннями, пов'язаними з аналізом і вибором масообмінних процесів та апаратів підготовки води та їх розрахунку залежно від конкретних умов. Основними завданнями вивчення дисципліни є теоретична та практична підготовка бакалавра з наступних питань:

- сутність та закономірності протікання процесів масопередачі, масовіддачі, масообміну; основні рівняння масопередачі, закон Фіка;
- характеристика масообмінних процесів водопідготовки;
- теоретичні основи, методи розрахунку, проектування та влаштування процесів і апаратів підготовки води.

Дані методичні вказівки розроблені для студентів 3 курсу спеціальності «Водопостачання та водовідведення» складаються з двох модулів і повинні допомогти студентам при рішенні задач на практичних заняттях.

Практичні заняття проводяться з метою закріплення теоретичних знань студентів з дисципліни «Процеси і апарати водо підготовки». Для підготовки до їх виконання студенту необхідно вивчити відповідні розділи рекомендованої навчальної літератури і дані методичні вказівки.

На практичних заняттях студент одержує навички складання рівнянь матеріальних балансів для різних процесів та схем водообробки, навчається розрахунку адсорбційних апаратів с нерухомим шаром і процесів адсорбції в апаратах з перемішуванням за різними схемами подачі активованого вугілля, а також знайомиться і працює з новою літературою.

МОДУЛЬ 1 МАСОПЕРЕДАЧА

СКЛАДАННЯ РІВНЯНЬ МАТЕРІАЛЬНОГО БАЛАНСУ ДЛЯ СХЕМ ВОДОПОСТАЧАННЯ ТА ВОДООБРОБКИ

Приклад 1. Визначити витрату води Q , що надходить у кільцеву водогінну мережу, і витрати на її окремих ділянках для схеми, наведеної на рисунок 1.1. Витрати води, поданої споживачеві q для кожного вузла, наведені також на схемі, рисунок 1.1: $q_1=30$ л/с, $q_2=20$ л/с, $q_3=15$ л/с, $q_4=30$ л/с, $q_5=20$ л/с, $q_6=25$ л/с.

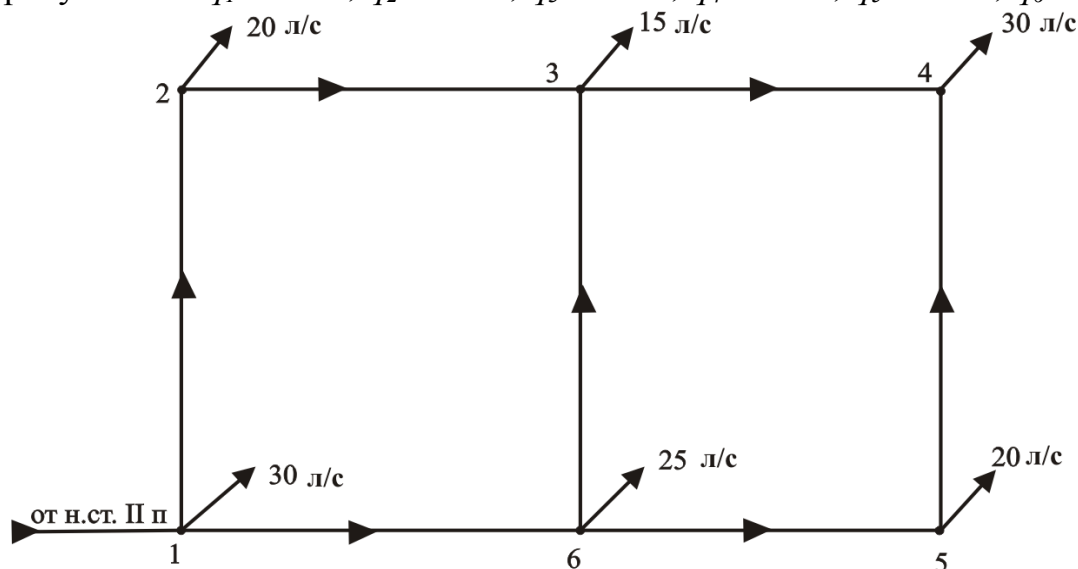


Рисунок 1.1 – Схема кільцевої водогінної мережі

Розв'язання. Для кожного вузла кількість поданої води у вузол дорівнює кількості води, що відходить з цього вузла. Для всієї кільцевої мережі

$$Q = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6. \quad (1.1)$$

Для наведеної схеми складемо баланс вузла № 4. Сума вхідних у вузол витрат дорівнює сумі вихідних з вузла:

$$Q_{3-4} + Q_{4-5} = q_4 = (10 + 20) = 30 \text{ л/с.}$$

$$Q_{3-4} = 10 \text{ л/с; } Q_{4-5} = 20 \text{ л/с.}$$

Витрата на ділянці Q_{5-6} дорівнює сумі витрат q_5 і Q_{4-5} :

$$Q_{5-6} = q_5 + Q_{4-5} = 20 + 20 = 40 \text{ л/с.}$$

Витрата води, яка виходить з вузла № 3, дорівнює сумі $Q_{3-4} = 10$ л/с і $q_3 = 15$ л/с:

$$Q_{3-4} + q_3 = Q_{6-3} + Q_{2-3} = 25 \text{ л/с. Тоді } Q_{2-3} = 10 \text{ л/с, а } Q_{6-3} = 15 \text{ л/с.}$$

Витрата на ділянці $Q_{1-6} = Q_{5-6} + Q_{6-3} + q_6 = 40 + 15 + 25 = 80$ л/с.

Витрата на ділянці $Q_{1-2} = Q_{2-3} + q_2 = 10 + 20 = 30$ л/с. Тоді загальна витрата води, що надходить у кільцеву водогінну мережу, буде дорівнювати:

$$Q = Q_{1-2} + Q_{1-6} + q_1 = 30 + 80 + 30 = 140 \text{ л/с.}$$

Виконуємо перевірку за рівнянням (1.1):

$$Q = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6 = 140 = 30 + 20 + 15 + 30 + 20 + 25 = 140 \text{ л/с.}$$

Таблиця 1.1 – Вихідні дані для самостійного розв’язування

Номери варіантів	Вихідні дані					
	q_1 л/с	q_2 л/с	q_3 л/с	q_4 л/с	q_5 л/с	q_6 л/с
1	25	20	15	40	25	10
2	10	25	20	30	15	20
3	15	15	10	25	30	25
4	20	20	15	35	10	15

Приклад 2. У резервуар-змішувач надходять три потоки забрудненої води з відомими кількісними і якісними показниками, рисунок 1.2. Визначити кількість і якість води, що виходить з резервуару на очищення.

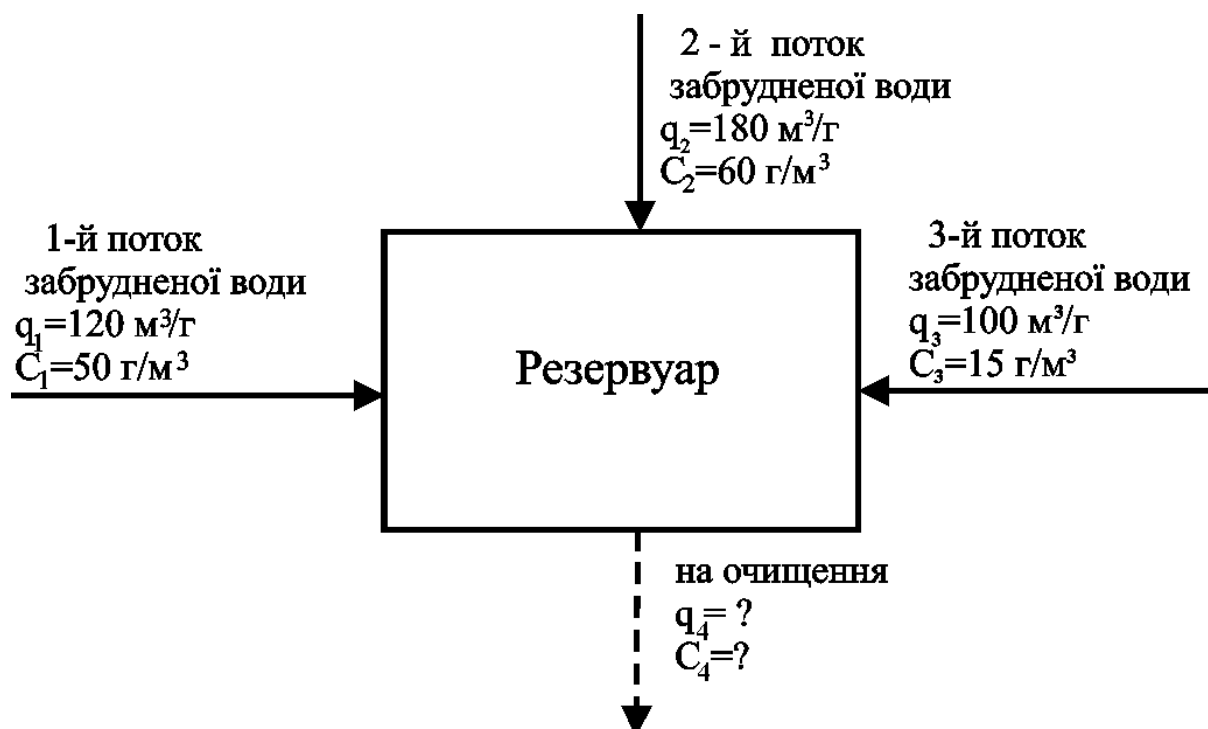


Рисунок 1.2 – Характеристика стічних вод з різних потоків, що надходять у резервуар-змішувач

Розв’язання. Складаємо рівняння матеріального балансу резервуара-змішувача:

$$q_1 C_1 + q_2 C_2 + q_3 C_3 = q_4 C_4. \quad (1.2)$$

За рівнянням матеріального балансу (1.2) знаходимо невідому концентрацію C_4 , тому що витрата q_4 – це сума витрат, які надходять у змішувач.

$$q_4 = q_1 + q_2 + q_3, \text{ м}^3/\text{год},$$

$$120 \cdot 50 + 180 \cdot 60 + 100 \cdot 15 = 400 \cdot C_4,$$

$$18300 = 400 \cdot C_4,$$

$$C_4 = 18300 \div 400 = 45.75 \text{ г/м}^3,$$

$$C_4 = 45.75 \text{ г/м}^3; q_4 = 400 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Таблиця 1.2 – Вихідні дані для самостійного розв’язування

Номери варіантів	Вихідні дані					
	q_1 м ³ /год	C_1 г/м ³	q_2 м ³ /год	C_2 г/м ³	q_3 м ³ /год	C_3 г/м ³
1	50	20	190	45	120	30
2	100	55	175	60	95	20
3	90	40	185	55	110	15
4	115	60	170	65	130	10

Приклад 3. На опріснювальну установку надходить солона вода з витратою 10 л/с і солемістом 10000 мг/л. Із цієї витрати в опріснювач надходить x л/с. З опріснювача виходить $0,75 \cdot x$ л/с прісної води з солемістом 100 мг/л і $0,25 \cdot x$ л/с розсолу з невідомою концентрацією y . Населенню необхідно постачати воду із солемістом 500 мг/л. Для цього воду після опріснення змішують з солоною вихідною водою (витрата невідома) в окремому резервуарі. Знайти невідому витрату води і концентрацію розсолу y . Схема опріснювальної установки наведена на рисунку 1.3.

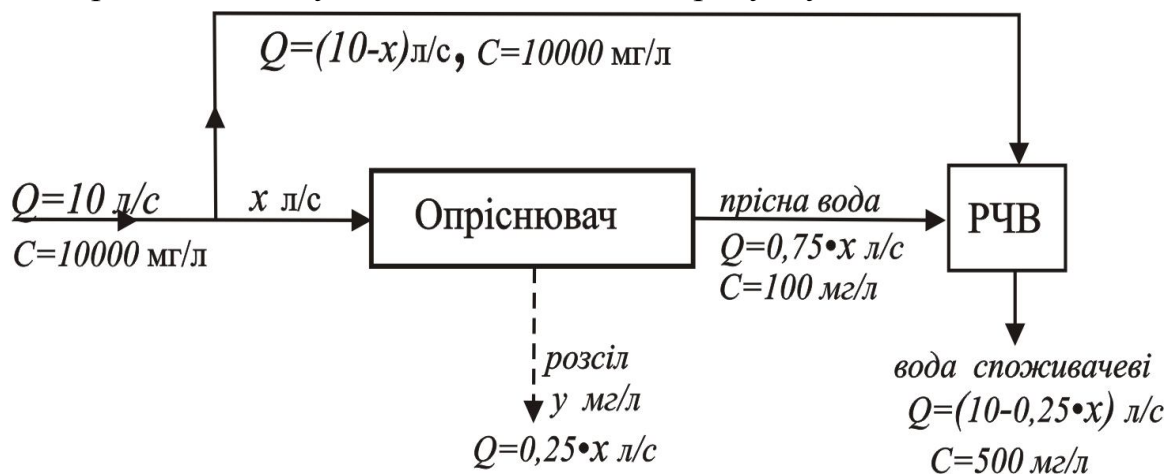


Рисунок 1.3 – Схема опріснювальної установки

Розв’язання.

1 Для РЧВ складемо рівняння матеріального балансу за наведеною схемою:

$$(10 - x) \cdot 10000 + 0,75 \cdot x \cdot 100 = (10 - 0,25 \cdot x) \cdot 500 \quad (1.3)$$

$$-10000 \cdot x + 125 \cdot x + 75 \cdot x = 5000 - 100000,$$

$$9800 \cdot x = 95000,$$

$$x = 9,694.$$

Із цього рівняння $x=9,694$ л/с.

2 Визначаємо витрату солоної води, поданої у РЧВ:

$$10 - x = 10 - 9,694 = 0,306 \text{ л/с.}$$

3 Витрата прісної води, яка надходить у РЧВ:

$$0,75 \cdot x = 0,75 \cdot 9,694 = 7,27 \text{ л/с.}$$

4 Витрата розсолу, що скидається:

$$0,25 \cdot x = 0,25 \cdot 9,694 = 2,424 \text{ л/с.}$$

5 Подача питної води в місто:

$$10 - 0,25 \cdot x = 10 - 0,25 \cdot 9,694 = 7,576 \text{ л/с.}$$

6 Концентрацію розсолу можна визначити або за рівнянням матеріального балансу всієї системи, або за рівнянням, складеним для опріснювача:

$$9,694 \cdot 10000 = 2,42 \cdot y + 7,27 \cdot 100, \quad y = 39691,8 \text{ мг/л.}$$

Таблиця 1.3 – Вихідні дані для самостійного розв’язання

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Приточна витрата Q, л/с.	9	9,5	8	10	8,5
Концентрація приточної води C, мг/л.	10500	11000	11200	9800	9500
Витрата прісної води, л/с.	0,74·x	0,75·x	0,7·x	0,78·x	0,75·x
Витрата розсолу, л/с.	0,26·x	0,25·x	0,3·x	0,22·x	0,25·x

Приклад 4. Зобразити на діаграмі передбачуваний склад солей у вихідній воді, та у воді після зм’якшення її методом натрій-катіонування. Визначити жорсткість, лужність та сухий залишок в зм’якшеній воді. Вихідні данні, наведено нижче:

Вміст катіонів і аніонів у природній воді, мг/дм ³					
Ca ²⁺	Mg ²⁺	Na ⁺	HCO ₃ ⁻	SO ₄ ²⁻	Cl
59,9	53,1	152,7	231,9	196,9	216,1

Вода електронейтральна, тому суми концентрацій катіонів і аніонів, виражені в мг-екв/дм³, рівні. З огляду на переважні в природних водах іони, можна записати так :

$$[Ca^{2+}] + [Mg^{2+}] + [Na^+] = [HCO_3^-] + [SO_4^{2-}] + [Cl^-]. \quad (1.4)$$

Для перерахування концентрації іонів, виражених у мг/дм³, в мг-екв/дм³ необхідно їх розділити на еквівалентну масу даної речовини

$$\frac{Ca^{2+}}{20,04} + \frac{Mg^{2+}}{12,16} + \frac{Na^+}{23} = \frac{HCO_3^-}{61,02} + \frac{SO_4^{2-}}{48,03} + \frac{Cl^-}{35,48} \quad (1.5)$$

$$2,99 + 4,36 + 6,64 = 3,8 + 4,1 + 6,09$$

$$13,99 = 13,99.$$

Перевірити правильність аналізу можна зіставленням сум у мг-екв/дм³ катіонів і аніонів, при цьому

$$\frac{\sum K - \sum A}{\sum K + \sum A} \cdot 100 \leq 5\% \quad (1.6)$$

$$\frac{13,99 - 13,99}{13,99 + 13,99} \cdot 100 = 0 \leq 5\%.$$

Підсумкова концентрація катіонів Ca²⁺ і Mg²⁺, виражена у мг-екв/дм³, визначає загальну жорсткість Жз води:

$$Жз = [Ca^{2+}] + [Mg^{2+}] \text{ мг-екв/ дм}^3 \quad (1.7)$$

$$Жз = 2,99 + 4,36 = 7,35 \text{ мг-екв/дм}^3$$

Загальна лужність (Лз) у залежності від іонного складу води включає: гідрокарбонатну, карбонатну і гідратну складові. Оскільки з перерахованих аніонів у більшості природних вод переважає аніон HCO₃⁻, їхня лужність визначається концентрацією гідрокарбонатів. Однак це справедливо за умов, що величина рН не перевищує 8.3.

При Жз > Лз

$$[HCO_3^-] = Жк = Лз = 3,8 \text{ мг-екв/дм}^3 \quad (1.8)$$

$$Жнк = Жз - Жк = 7,35 - 3,8 = 3,55 \text{ мг-екв/дм}^3 \quad (1.9)$$

Результати аналізу іонного складу води наведені у вигляді діаграми передбачуваного складу солей (рис. 1.4):

2,99	4,36		6,64	
Ca ²⁺	Mg ²⁺		Na ⁺	
Ca(CHO ₃) ₂	Mg(HCO ₃) ₂	MgSO ₄	Na ₂ SO ₄	NaCl
HCO ₃ ⁻		SO ₄ ²⁻		Cl ⁻
3,8		4,1		6,06

Рисунок 1.4 – Діаграма передбачуваного складу солей у вихідній воді за даними аналізу.

При визначенні сухого залишку відбувається термічний розпад гідрокарбонатів і замість кожних 264 мг бікарбонатів-іонів у складі сухого залишку залишається 132 мг карбонатів-іонів. Тоді сухий залишок визначається по рівнянню:

$$P=[Ca^{2+}]+[Mg^{2+}]+[Na^{+}]+[HCO_3^-]/2+[SO_4^{2-}]+[Cl^-] \quad (1.10)$$

$$P=2,99 \cdot 20,04+4,36 \cdot 12,16+6,64 \cdot 23+(3,8 \cdot 61,02)/2+4,1 \cdot 48,03+6,09 \cdot 5,48=794,59 \text{ мг/дм}^3$$

Зм'якшення води по методу іонного обміну засновано на властивості катіонів обмінювати катіони, якими попередньо «заряджені» його активні групи, на катіони, що містяться у воді, яка обробляється. У результаті реакції катіоніт віддає у воду замість поглинених обмінні катіони. Залежно від того, яким обмінним іоном «заряджений» катіоніт: натрієм, воднем або амонієм – розрізняють процеси Na-, H- і NH₄ – катіонування.

Після ум'якшення методом натрій-катіонування у воді практично відсутні катіони Ca²⁺ і Mg²⁺, а замість них присутні катіони Na²⁺. У зв'язку з цим змінюються солевий склад і сухий залишок води. При зображенні на діаграмі рисунок 1.5 солевого складу води після ум'якшення, необхідно замінити катіони кальцію та магнію на катіони натрію. Аніонний склад води зостається без змін.

13,99		
Na ⁺		
NaHCO ₃	Na ₂ SO ₄	NaCl
HCO ₃ ⁻	SO ₄ ²⁻	Cl ⁻
3,8	4,1	6,06

Рисунок 1.5 – Діаграма складу солей у воді після зм'якшення

Сухий залишок зм'якшеної води визначається по рівнянню :

$$P=[Na^{+}]+[HCO_3^-]/2+[SO_4^{2-}]+[Cl^-] \quad (1.11)$$

$$P=13,99 \cdot 23+(3,8 \cdot 61,02)/2+4,1 \cdot 48,03+6,09 \cdot 5,48=850,72 \text{ мг/дм}^3$$

Таблиця 1.4 – Вихідні дані для самостійного розв'язання

№ з/п варіанта	Вміст катіонів і аніонів у природній воді, мг/дм ³					
	Ca ²⁺	Mg ²⁺	Na ⁺	HCO ₃ ⁻	SO ₄ ²⁻	Cl ⁻
1	90,2	15,2	118,6	190,4	202,7	126,9
2	121,0	25,0	46,0	367,0	49,0	109,0
3	41,0	61,0	69,5	306,0	97,0	38,0
4	101,0	13,0	23,0	245,0	97,0	38,0
5	61,0	24,6	23,0	244,0	49,0	37,0

Приклад 5. Проектується натрій-катіонітова установка продуктивністю 600 м³/год для пом'якшення води наступного складу: вихідна жорсткість $J_{ув} = 5,2$ мг-екв/л. Остаточна жорсткість зм'якшеної води повинна бути не більше за 5 мкг-екв/л. В якості завантаження використовується сульфовугілля з $e_p = 300$ г-екв/м³. Швидкість фільтрування 15 м/год, а вишина шару катіоніту $h_k = 2,5$ м. Час простою фільтрів в режимі регенерації t_k приймається 1,8 год. Зм'якшена вода подається на технологічні потреби підприємства. Визначити основні технологічні показники установки: кількість фільтрів, їхню продуктивність, витрату кухонної солі.

Рішення. Визначаємо межрегенераційний період роботи фільтру T , год:

$$T = \frac{e_p \cdot h_k}{v_k \cdot J_{ув}}, \quad (1.12)$$

де h_k – вишина шару катіоніта в фільтрі, м;

e_p – робочу питому обмінну ємність, г-екв/м³;

$J_{ув}$ – жорсткість вихідної води, г-екв/м³;

v_k – швидкість фільтрування води, м/год;

$$T = \frac{300 \cdot 2,5}{15 \cdot 5,2} = 9,6 \text{ год.}$$

Визначимо необхідну площу фільтрування катіонітових фільтрів згідно рівняння:

$$F_k = \frac{24 \cdot Q_{\text{бк}}}{v_k (24 - n_k t_k)}, \quad (1.13)$$

де $Q_{\text{бк}}$ – продуктивність установки по вихідній воді (брутто), м³/год;

n_k – кількість регенерацій на добу;

t_k – час простою фільтрів в регенерації, год

$$F_k = \frac{24 \cdot 600}{15 \cdot (24 - 2,1 \cdot 1,8)} = 47, \text{ м}^2$$

Приймаємо фільтри діаметром 3 м і площею 7,1 м².

Витрата солі на одну регенерацію при $\gamma_c = 180$ г/г-екв згідно (1.14) складе:

$$q_c = e_p \cdot h_k \cdot \gamma_c \cdot f \cdot 10^{-3}, \text{ кг}, \quad (1.14)$$

де γ_c – питомий розхід солі, г/г-екв.

$$q_c = 300 \cdot 2,5 \cdot 180 \cdot 7,1 \cdot 10^{-3} = 960 \text{ кг.}$$

Щомісячна потреба в солі дорівнює $960 \cdot 30 = 350$ т. Для забезпечення заданої жорсткості зм'якшеної води приймаємо двохступеневе Натіонування.

Таблиця 1.5– Вихідні дані для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Вихідна жорсткість $J_{ув}$ мг-екв/л	5	3,8	4,5	6,2	5,5
Робоча ємність катіоніту, e_p , г-екв/м ³	310	280	350	320	340
Швидкості фільтрування, м/год	11	10	12	15	14
Вишина шару катіоніту, h_k м	2	2,5	2	2,5	2,5
Час простою фільтрів в режимі регенерації, t_k	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8

Приклад 6. Визначити поверхню хордової насадки знефенолюючого скруббера, яка необхідна для здійснення процесу десорбції фенолів зі стічних вод. Якщо коефіцієнт масопередачі $K = 0,045$, рушійна сила процесу десорбції фенолів у верхній частині скруббера $\Delta p' = 0,281$ мм.рт.ст, а у нижній частині $\Delta p'' = 0,0336$ мм.рт.ст. Початкова концентрація фенолів у воді $C_0 = 2,2$ г / л, $V = 30$ м / ч, $n = 90\%$

Рішення. Кількість фенолів, що підлягає вилученню в десорбційній частині:

$$Q = \frac{V \times C_0 \times n}{100} \text{ кг/ГОД} \quad (1.15)$$

$$Q = \frac{V \times C_0 \times n}{100} = \frac{30 \times 2,2 \times 90}{100} = 59,4 \text{ кг/ГОД}$$

Середня рушійна сила процесу десорбції визначається за рівнянням:

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p' - \Delta p''}{2,3 \times \lg \frac{\Delta p'}{\Delta p''}}, \text{ мм.рт.ст.} \quad (1.16)$$

$$\Delta p_{cp} = \frac{0,2810 - 0,0336}{2,3 \times \lg \frac{0,2810}{0,0336}} = 0,116$$

У відповідності з рівнянням десорбції поверхня насадки, необхідна для здійснення цього процесу:

$$F' = \frac{Q}{K' \times \Delta p_{cp}} \quad (1.17)$$

$$F' = \frac{59,4}{0,045 \times 0,116} = 11400 \text{ м}^2$$

Таблиця 1.6– Вихідні дані для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Рушійна сила процесу десорбції фенолів у верхній частині скруббера $\Delta p'$, мм.рт.ст	0,281	0,265	0,272	0,288	0,254
Рушійна сила процесу десорбції фенолів у нижній частині $\Delta p''$, мм. рт. ст	0,0336	0,0313	0,0315	0,0327	0,0335
Початкова концентрація фенолів у воді $C_0 = 2,2$ г/л	3,1	2,9	3,3	2,7	2,6
коефіцієнт масопередачі, K	0,045	0,039	0,031	0,044	0,037

МОДУЛЬ 2 АПАРАТУРНЕ ОФОРМЛЕННЯ ПРОЦЕСІВ ВОДО ПІДГОТОВКИ

Адсорбцію використовують для глибокого очищення води, що підпадає під поняття розведених розчинів. Коефіцієнт розподілу для таких систем вважається сталою величиною:

$$K = a / C = const , \quad (2.1)$$

де a і c – рівноважні концентрації розподіленої речовини відповідно в адсорбенті і у водному розчині.

Статичною активністю адсорбенту називають максимальну питому кількість поглинутої речовини при певній її рівноважній концентрації в розчині.

Динамічна адсорбція досягається шляхом фільтрування забрудненої води через шар адсорбенту. Динамічна активність адсорбенту визначається середньою в цьому шарі концентрацією адсорбтиву, яка досягається у момент його появи у фільтраті.

Характер перебігу процесу адсорбції в часі залежить від того, в якому режимі - періодичному чи безперервному він реалізується. Розділення режимів на періодичні та безперервні пов'язане перш за все із станом, в якому перебуває в процесі шар адсорбенту: буде він нерухомим чи рухомим.

Періодичні процеси адсорбції з нерухомим адсорбентом доцільні з точки зору використання поглинаючої спроможності адсорбенту і тому доцільно розглянути їх особливості.

Якщо до шару чистого адсорбенту безперервно надходить і рухається в режимі ідеального витискування потік води з певною початковою концентрацією речовини, то через якийсь проміжок часу на першій (лобовій чи фронтальній) ділянці шару адсорбенту встановиться рівновага і поглинання адсорбтиву практично зупиниться. Тому потік "проскакує" через цю ділянку без зміни концентрації, а зона поглинання переміститься в наступний за лобовим шар адсорбенту.

Якби швидкість поглинання була нескінченно великою, адсорбція в наступних шарах проходила б лише після повного насичення адсорбтивом попередніх шарів. Але через скінченне значення швидкості масопередачі розподіл адсорбтиву за товщиною шару проходить плавно, з утворенням фронту адсорбції. Через деякий скінченний проміжок часу від початку процесу профіль фронту адсорбції стабілізується і стає практично незмінним. Тривалість роботи шару адсорбента до такого насичення його лобової ділянки в періодичному процесі називається періодом формування фронту адсорбції і позначається через τ_{ϕ} або τ_0 .

Таким чином, зона адсорбції пересувається з часом по всьому шару адсорбенту вглиб з певною плавною зміною концентрації адсорбтиву в зоні. Ця зміна концентрації протікає по-різному для лобової і наступних ділянок шару.

Після закінчення першого періоду формування фронту адсорбції в нерухомому шарі адсорбенту починається другий період - паралельного переносу стаціонарного фронту адсорбції, що характеризується переміщенням незмінного профілю концентрацій за напрямком потоку з деякою постійною швидкістю u .

Починаючи від моменту виходу з шару адсорбенту точки фронту з нульовою концентрацією, що відповідає початку «проскоку» адсорбтиву, завершується період адсорбційної або захисної дії шару.

Така спрощена модель процесу періодичної адсорбції називається *моделлю пошарового (фронтального) відпрацювання шару адсорбенту*.

Ділянка шару адсорбенту довжиною l_0 , на якій здійснюється спадання концентрації адсорбтиву в потоці від початкової до нульової концентрації, називається працюючим шаром або *зоною масопередачі*.

Рівняння режиму паралельного переносу з постійною швидкістю фронту адсорбції визначає тривалість τ_{np} (проскоку) захисної дії шару адсорбенту

$$\tau_{np} = (l/u) - \tau_0. \quad (2.2)$$

Слід зауважити, що початком "проскоку" вважається момент, коли вихідна концентрація речовини становить близько 5 % від її початкової концентрації.

Приклад 2.1 Виконати розрахунок для побудови ізотерми адсорбції при наступних вихідних даних: маси навішення – $m_1=0,1$ г; $m_2=0,3$ г; $m_3=0,7$ г; $m_4=1$ г; $m_5=1,5$ г. Вихідна концентрація забруднень досліджуваної води

$C_0=1000$ мг/л. Об'єм досліджуваної води $V=100$ мл. Рівноважні концентрації: $C_1=500$ мг/л, $C_2=350$, мг/л, $C_3=180$ мг/л, $C_4=100$ мг/л, $C_5=25$ мг/л.

Розв'язання. Для побудови ізотерми визначимо для кожної рівноважної концентрації C_i відповідну для неї питому адсорбцію a_i за формулою:

$$a_i = \frac{(C_0 - C_i) \cdot V}{m} = \frac{(C_0 - C_i)}{D}, \quad (2.3)$$

$$a_1 = \frac{(1000 - 500) \cdot 0,1}{0,1} = 500 \text{ мг/г}, \quad a_2 = \frac{(1000 - 350) \cdot 0,1}{0,3} = 217 \text{ мг/г},$$

$$a_3 = \frac{(1000 - 180) \cdot 0,1}{0,7} = 117 \text{ мг/г}, \quad a_4 = \frac{(1000 - 100) \cdot 0,1}{1} = 90 \text{ мг/г}, \quad a_5 = \frac{(1000 - 25) \cdot 0,1}{1,5} = 65 \text{ мг/г}.$$

Отримані значення адсорбції та вихідні дані надаємо у вигляді таблиці 2.1

Таблиця 2.1–Вихідні та розрахункові значення

Маса навішення m , г	об'єм води V , мл	Вихідна концентрація C_0 , мг/л	Рівноважна концентрація $C_p(i)$, мг/л	Питома адсорбція a_i , мг/г
1	2	3	4	5
0,1	100	1000	500	500
0,3	100	1000	350	217
0,7	100	1000	180	117
1	100	1000	100	90
1,5	100	1000	25	65

За отриманими даними будуюмо ізотерму. Для цього на графіку відкладають значення стовпчиків 4 та 5 таблиці 2.1, рисунок 2.1.

Таблиця 2.2– Вихідні дані для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Вихідна концентрація забруднень C_0 , мг/л.	1100	900	800	1200	1500
Об'єм досліджуваної води V , мл.	100	100	100	100	100
маси навішення, m , г	0,1	0,3	0,7	1	1,5

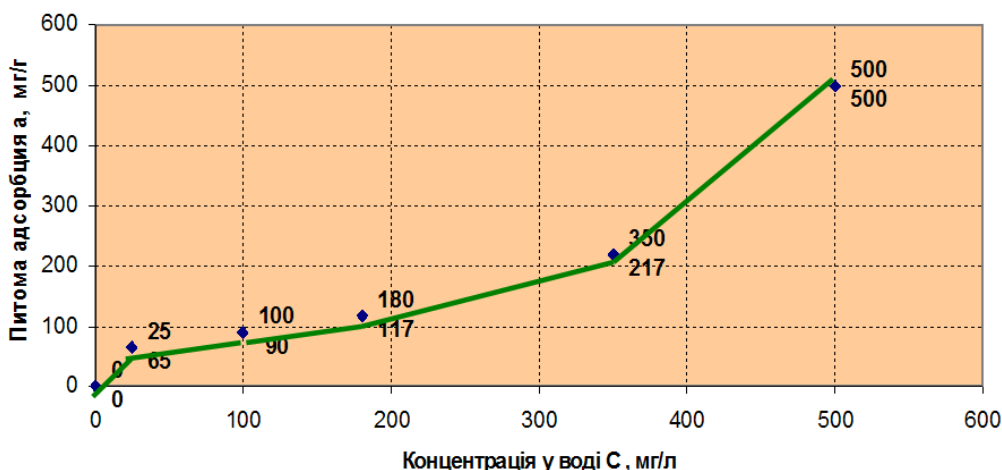


Рисунок 2.1 – Побудова ізотерми адсорбції

Приклад 2.2 Визначити критичну швидкість псевдорозрідження шару сорбенту в колоні зі зваженим шаром, якщо $\rho_u = 1920 \text{ г/см}^3$, $\rho = 1000 \text{ г/см}^3$, $\rho_i = 0,602$, $a_0 = 8,95 \cdot 10^3$, $\varepsilon = 0,47$.

Розв'язання. Критичну швидкість псевдорозрідження знайдемо за формулою

$$v_k = \frac{R'_{e\vartheta} \cdot \gamma \cdot a_0 \cdot (1 - \varepsilon)}{4} \quad (2.4)$$

де $R'_{e\vartheta} = \frac{Ar_\vartheta}{54 \cdot k}$ - ефективний критерій Рейнольдса.

Ефективний критерій Архімеда Ar_ϑ визначаємо за формулою

$$Ar_\vartheta = \frac{g}{\gamma^2} \left(\frac{6}{a_y} \right)^3 \cdot \frac{\rho_u - \rho}{\rho} \cdot (1 - \rho_i) \cdot \frac{\varepsilon^2}{(1 - \varepsilon)^2} \quad (2.5)$$

де ρ_u і ρ - відповідно щільність твердої частки і середовища;
 ρ_i - пористість зерна;

ε - порозність псевдорозрідженого шару;

γ - коефіцієнт кінетичної в'язкості;

a_y - питома поверхня зерен шару; g - прискорення вільного падіння.

$$Ar_\vartheta = \frac{9/81}{(1,10^{-5})^2} \left(\frac{6}{8,98 \times 10^3} \right)^3 \cdot \frac{1920 - 1000}{1000} \cdot (1 - 0,602) \cdot \frac{0,47^2}{(1 - 0,47)^2} = 396,54$$

$$R'_{e\vartheta} = \frac{396,54}{54 \times 5} = 1,469.$$

Звідки неважко знайти критичну швидкість псевдорозрідження шару сорбенту:

$$v_k = \frac{1,469 \cdot 1 \cdot 10^{-6} \cdot 8,98 \cdot 10^3 \cdot (1 - 0,47)}{4} = 1,753 \cdot 10^{-3} \text{ м/сек} = 10,55 \text{ см/хв.}$$

Таблиця 2.3 – Вихідні данні для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Щільність твердої частки ρ_u , г/см ³	1870	1910	1922	1918	1925
Пористість зерна ρ_i	0,652	0,590	0,599	0,637	0,587
Питома поверхня зерна шару, a_0 , см ³ /см ³	$8,33 \cdot 10^3$	$7,95 \cdot 10^3$	$8,57 \cdot 10^3$	$7,85 \cdot 10^3$	$7,65 \cdot 10^3$

Приклад 2.3. Визначити тривалість захисної дії шару адсорбенту товщиною 1,5 м, якщо швидкість фільтрування 8 м/год. Швидкість переміщення фронту адсорбції становить 0,1 м/год, тривалість формування фронту адсорбції – 2,5 год.

Розв’язання. Тривалість захисної дії шару адсорбенту знаходимо за формулою (2.2):

$$\tau_{np} = (1,5/0,1) - 2,5 = 12,5 \text{ год.}$$

Приклад 2.3. Визначити тривалість захисної дії адсорбенту з нерухомим щільним шаром, якщо висота завантаження становить $H=1,8$ м, вихідна концентрація C_0 нітроаніліну у воді складає 14 моль/м^3 . Завантаження активоване вугілля КАД, адсорбційна ємкість якого $a_0=630 \text{ моль/м}^3$. Кінцева концентрація у воді нітроаніліну – $0,7 \text{ моль/м}^3$. Швидкість фільтрування – 7 м/год.

Розв’язання.

1 Знайдемо коефіцієнт захисної дії шару:

$$K = \frac{a_0}{V \cdot C_0} = \frac{630}{7 \cdot 14} = 6,4 \text{ год/м.}$$

2 Довжину робочої зони приймаємо $l_0 = 0,25$ м, враховуючи умову $0,1H \div 0,2H$ м.

3 Число одиниць переносу ЧОП знаходимо за допомогою графіка, рисунок 2.2.

Задаючись рядом значень C , проміжних між величинами C_n і C_k , будуємо криву залежності $\frac{l}{(C-C_p)}$ від C .

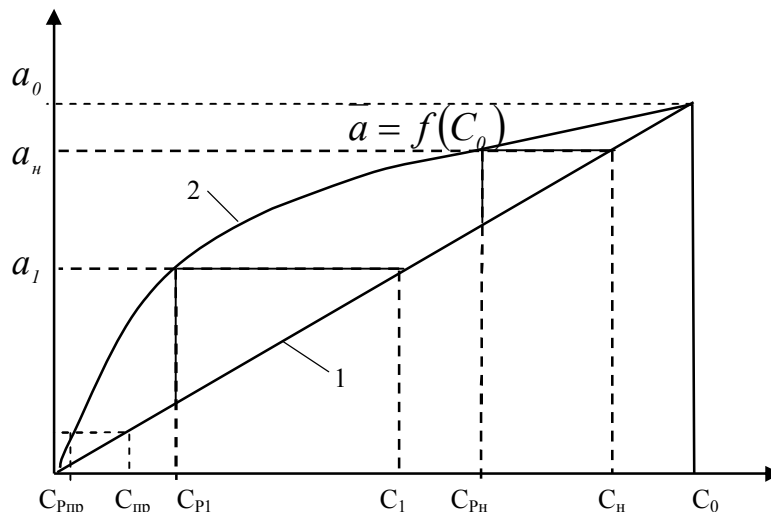


Рисунок 2.2 – Побудова теоретичної ступені:

1 – робоча лінія; 2 – ізотерма

Для цього використовуємо ізотерму і робочу лінію (рис. 2.1). За рисунком 2.1 для кожної взятої C знаходимо C_p , як це показано на графіку. Отримані значення наведені в таблиці 2.2.

Таблиця 2.4 – Значення концентрацій отриманих графічно

C	C _н	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C _{...}	C _к
C _p (a)	C _{рн}	C _{p1}	C _{p2}	C _{p3}	C _{p4}	C _{p...}	C _{рк}
C - C _p (a)	C _н - C _{рн}	C ₁ - C _{p1}	C ₂ - C _{p2}	C ₃ - C _{p3}	C ₄ - C _{p4}	C _{...} - C _{p...}	C _к - C _{рк}
$\frac{1}{C - C_p}$	$\frac{1}{C_n - C_{pn}}$	$\frac{1}{C_1 - C_{p1}}$	$\frac{1}{C_2 - C_{p2}}$	$\frac{1}{C_3 - C_{p3}}$	$\frac{1}{C_4 - C_{p4}}$	$\frac{1}{C_{...} - C_{p...}}$	$\frac{1}{C_k - C_{pk}}$

За даними таблиці 2.2 будують криву і визначають ЧОП, як показано на рисунку 2.3.

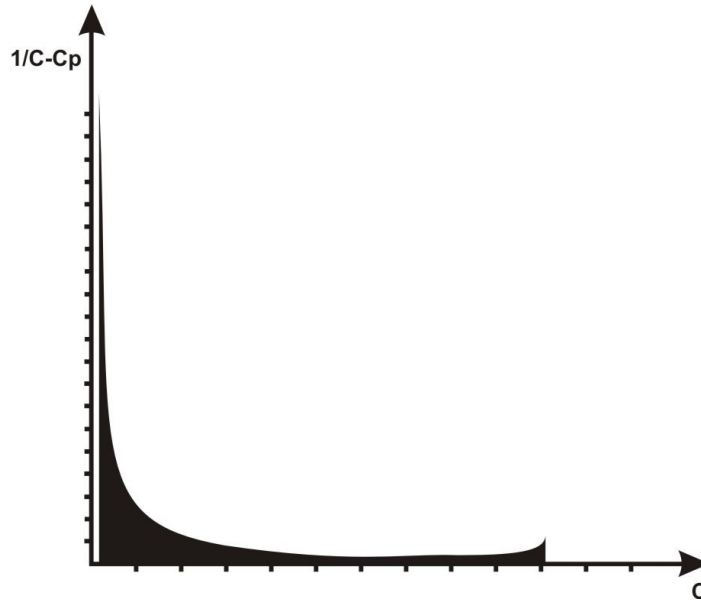


Рисунок 2.3 – Визначення числа одиниць переносу методом графічного інтегрування

За рисунку 2.3 вимірюємо площу, обмежену кривою, крайніми ординатами, що відповідають C_н і C_к, і віссю абсцис (площа, заштрихована на рис. 2.2). Після цього знаходимо величину інтеграла з урахуванням масштабів M₁ і M₂, що виражають число одиниць в 1 мм на осі ординат і осі абсцис графіка:

$$\text{ЧОП} = n = \int_{C_k}^{C_n} \frac{dC}{C - C_p} = fM_1M_2 = 11.5 \cdot 0.2 \cdot 2 = 4.6.$$

Визначаємо швидкість руху стаціонарного фронту:

$$U = V \cdot \frac{C_0}{a_0} = 7 \frac{14}{630} = 0.155 \text{ м/год.}$$

4 Ступінь насичення робочої зони в момент проскоку:

$$\psi = \frac{1}{n} = \frac{1}{4.6} = 0.21.$$

5 Час масопередачі $\tau_m = \frac{l_0}{u} = \frac{0.25}{0.155} = 1.61$ год.

6 Визначаємо τ_0 :

$$\tau_0 = \tau_m (1 - \psi) = 1.61 \cdot (1 - 0.21) = 1.27 \text{ год.}$$

7 Визначаємо час захисної дії шару:

$$\tau_{np} = K \cdot H - \tau_0 = 6.4 \cdot 1.8 - 1.27 = 10.25 \text{ год.}$$

8 Визначаємо динамічну ємкість завантаженого вугілля $a_{\text{дин}}$ для даних умов:

$$a_{\text{дин}} = a_p \left(1 - (1 - \psi) \cdot \frac{l_0}{H} \right) = 630 \cdot \left(1 - 0,79 \cdot \frac{0,25}{1,8} \right) = 560 \text{ моль/м}^3.$$

Таблиця 2.5 – Вихідні дані для самостійного розв’язання

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Адсорбційна ємкість a , моль/м ³	680	700	650	720	750
Вихідна концентрація C_0 , моль/м ³	15	14	13	12	14
Кінцева концентрація у воді C_k , моль/м ³	0,7	0,6	0,8	0,7	0,6
Швидкість фільтрування м/год.	6	7	5	7	8

Приклад 2.4. На натрій-катіонітовий фільтр діаметром 3,4 м, завантажений катіонітом КУ-2-8, подається вода з вихідною загальною жорсткістю $C_0 = 7$ г-екв/м³. Висота завантаження—1,6 м; діаметр зерна катіоніта, $d_k = 0,8$ мм. Продуктивність фільтра 182 м³/год, відповідно швидкість 15 м/год. Концентрація у фільтраті $C_{\text{пр}} = 0,1$ г-екв/м³. Обмінна ємкість катіоніта у процесі експлуатації (за відомою повною обмінною ємкістю $E_n = 1500$ г-екв/м³) $E_p^{Na} = \bar{C}_0 = 1048$ г-екв/м³. Визначити час фільтрування до заданого значення проскоку - τ , год.

Розв’язання. Час роботи натрій-катіонітового фільтра до проскоку визначаємо за формулою Громогласова:

$$\tau = \frac{h_{\text{сл}}}{v \cdot \beta} - \frac{-\ln \varphi - 1}{0,92 \cdot v^{0,5} \cdot d_s^{-1,5} \cdot \beta^{0,5}}, \quad (2.6)$$

де τ – час фільтрування до заданого значення проскоку, ч;

v – швидкість фільтрування, м/год; d_s – діаметр зерна катіоніта, мм;

$h_{\text{сл}}$ – висота шару катіоніту, м; $\varphi = C_{\text{ф}}/C_0$; $\beta = C_0/q_0$; C_0 і $C_{\text{ф}}$ – концентрації іонів відповідно вихідна і у фільтраті; q_0 – концентрація іонів, сорбованих одиницею об’єму катіоніту.

$$\tau = \frac{1,6 \cdot 1048}{15 \cdot 7} - \frac{-\ln \frac{0,1}{7} - 1}{0,92 \cdot 15^{0,5} \cdot 0,8^{-1,5} \cdot 0,007^{0,5}} = 8,1 \text{ год}$$

Таблиця 2.6 – Вихідні данні для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
C_0 – г-екв/м ³ .	5	6	8	7,5	6,3
$h_{\text{сл}}$, м;	1,8	1,7	1,5	1,9	1,65
d_k , мм.	0,8	0,6	0,8	0,6	0,8
Q , м ³ /ГОД.	137	182	182	182	182
$C_{\text{пр}}$, г – екв/м ³ .	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
q_0 , г – екв/м ³ .	1000	1100	980	990	1050

Приклад 2.5. Концентрація компонента в газовій фазі $y_n = 4\%$ мас., $y_k = 1\%$ мас. концентрації компонента, що розподіляє, у рідкій $x_n = 0$, $x_k = 4\%$ фазі мас. Рівняння зв'язку рівноважних концентрацій $y_p = 0,5x$.

Знайти середню рушійну силу процесу (Δy_{cp} , Δx_{cp}), число одиниць переносу маси (m_y, m_x) і відношення масових потоків рідкої і газової фаз L/G для проти- точної абсорбції компонента з газової фази (рис. 2.4).

Розв'язання. У координатах y - x будемо рівноважну лінію $y_p = 0,5x$ і робочу $[A(y_k, x_n), B(y_n, x_k)]$.

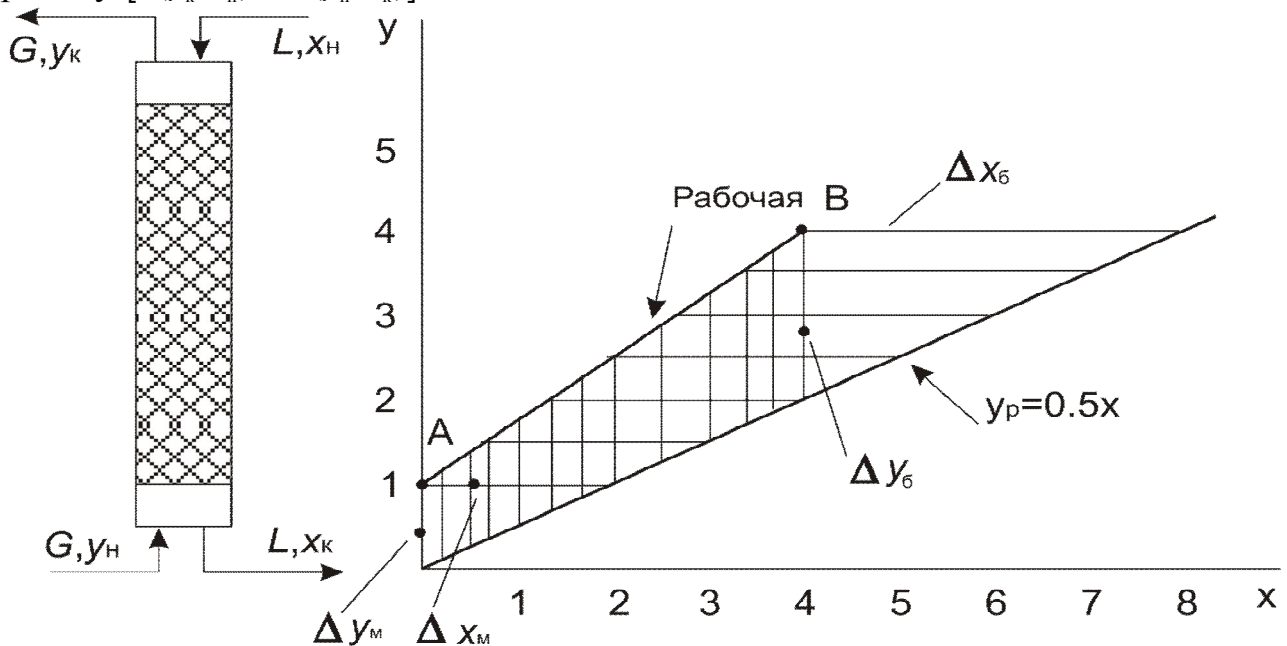


Рисунок 2.4 – Принципова схема процесу абсорбції з протилежним рухом взаємодіючих фаз і його зображення на y - x діаграмі

- 1 Визначення середньої рушійної сили Δy_{cp} :

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_6 - \Delta y_m}{2} = \frac{2+1}{2} = 1,5\% \text{ мас.}$$

- 2 Визначення середньої рушійної сили Δx_{cp}

$$\Delta x_{cp} = \frac{\Delta x_6 - \Delta x_m}{2} = \frac{4+2}{2} = 3,0\% \text{ мас.}$$

- 3 Визначення чисел одиниць переносу маси

$$m_y = \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}} = \frac{4-1}{1,5} = 2; \quad m_x = \frac{x_k - x_n}{\Delta x_{cp}} = \frac{4-0}{3} = 1,33.$$

- 4 Визначення L/G (з матеріального балансу)

$$L(x_k - x_n) = G(y_n - y_k)$$

$$\frac{L}{G} = \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n} = \frac{4-1}{4-0} = 0,75.$$

Таблиця 2.7 – Вихідні дані для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Концентрація компонента, у газовій фазі y_n, y_k %, мас.	$y_n=4,5\%$ $y_k=1\%$	$y_n=5\%$ $y_k=1\%$	$y_n=4,2\%$ $y_k=1\%$	$y_n=4,8\%$ $y_k=1\%$	$y_n=5,5\%$ $y_k=1\%$
Концентрація компонента, у рідкій фазі $x_n=0, x_k=4$ % мас.	$x_k=4.5\%$	$x_k=5\%$	$x_k=4.3\%$	$x_k=4\%$	$x_k=5.5\%$
Ізотерма	$y_p=0,5x$	$y_p=0,5x$	$y_p=0,5x$	$y_p=0,5x$	$y_p=0,5x$

Приклад 2.6. За даними, наведеними в таблиці 2.8, визначити динамічні характеристики фільтруючого шару, тобто знайти: коефіцієнт захисної дії шару K , хв/см, довжину робочої зони - l_0 , см.; період масопередачі - τ_M , період втраченого часу захисної дії шару - τ_0 , період формування адсорбційного фронту - τ_ϕ .

Таблиця 2.8 – Данні для побудови графіку

Час проскоку τ_{np} , хв	10	36	108	234	400	485
Довжина шару L , см	2	4	8	12	16	18

Розв'язання. За даними, наведеними в таблиці 2.6, побудувати залежність $L-\tau_{np}$, як це показано на рисунку 2.5.

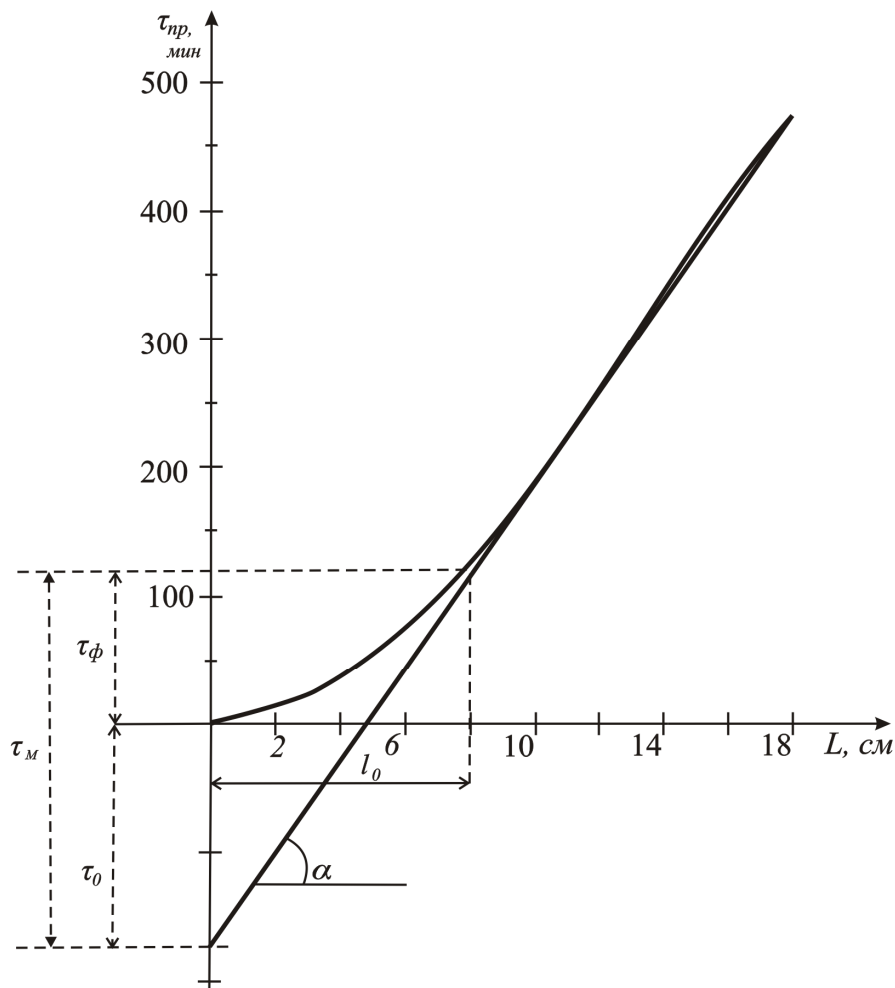


Рисунок 2.5 – Графічна інтерпретація зв'язку $L-\tau_{np}$

Провести дотичну лінію під кутом α , як показано на рисунку 2.4. За побудованим графіком визначаємо невідомі динамічні характеристики фільтруючого шару.

1 Знаходимо коефіцієнт захисної дії шару K :

$$L_1 = 5 \text{ см}; L_2 = 8 \text{ см.}$$

$$K = \frac{l}{u} = \operatorname{tg} \alpha = \frac{t_{np}}{L_2 - L_1} = \frac{110}{8 - 5} = 36,7 \text{ хв/см};$$

2 За рисунком 2.4 знаходимо τ_0 і τ_ϕ :

$$\tau_0 = 175 \text{ хв.}, \tau_\phi = 108 \text{ хв.}$$

3 Знаходимо час масопередачі й довжину робочої зони τ_M, l_0 :

$$l_0 = 8 \text{ см}; \tau_M = \tau_\phi + \tau_0 = 175 + 115 = 290 \text{ хв.}$$

Таблиця 2.9– Вихідні данні для самостійного вирішення

Номери варіантів	Вихідні дані						
	$L, \text{ см}$	1	3	4	5	6	7
1	$L, \text{ см}$	1	3	4	5	6	7
	$\tau_{np}, \text{ хв}$	12	38	72	110	270	500
2	$L, \text{ см}$	6	8	10	14	16	18
	$\tau_{np}, \text{ хв}$	8	11	32	100	193	284
3	$L, \text{ см}$	2	3	4	6	7	8
	$\tau_{np}, \text{ хв}$	14	32	58	170	250	330
4	$L, \text{ см}$	2	4	8	12	16	18
	$\tau_{np}, \text{ хв}$	12	38	110	236	410	495

Визначення дози активованого вугілля для різних схем адсорбційного очищення природних вод

Приклад 2.7. Використовуючи ізотерму адсорбції, знайти дозу адсорбенту для прямої установки, якщо початкове значення біхроматної окислюваності у воді становить 25 мгО/дм^3 , а після очищення 10 мгО/дм^3 . На рисунку 2.5 показані ізотерма і робоча лінія.

Розв'язання. Для даної прямої установки дозу активованого вугілля обчислюємо за формулою

$$D = \frac{C_0 - C_k}{a_k}, \quad (2.7)$$

де C_0 – початкове значення біхроматної окислюваності, мг/дм^3 , $C_0 = 25 \text{ мг/дм}^3$;

C_k – кінцеве значення біхроматної окислюваності, мг/дм^3 ;

$C_k = 10 \text{ мг/дм}^3$;

a_k – величина адсорбції, визначається за відповідним рисунком.

Для даної прямої установки дозу активованого вугілля БАУ (a_k – визначаємо за рисунку 2.6:

$$D = \frac{25 - 10}{4} = 3,75 \text{ г/дм}^3.$$

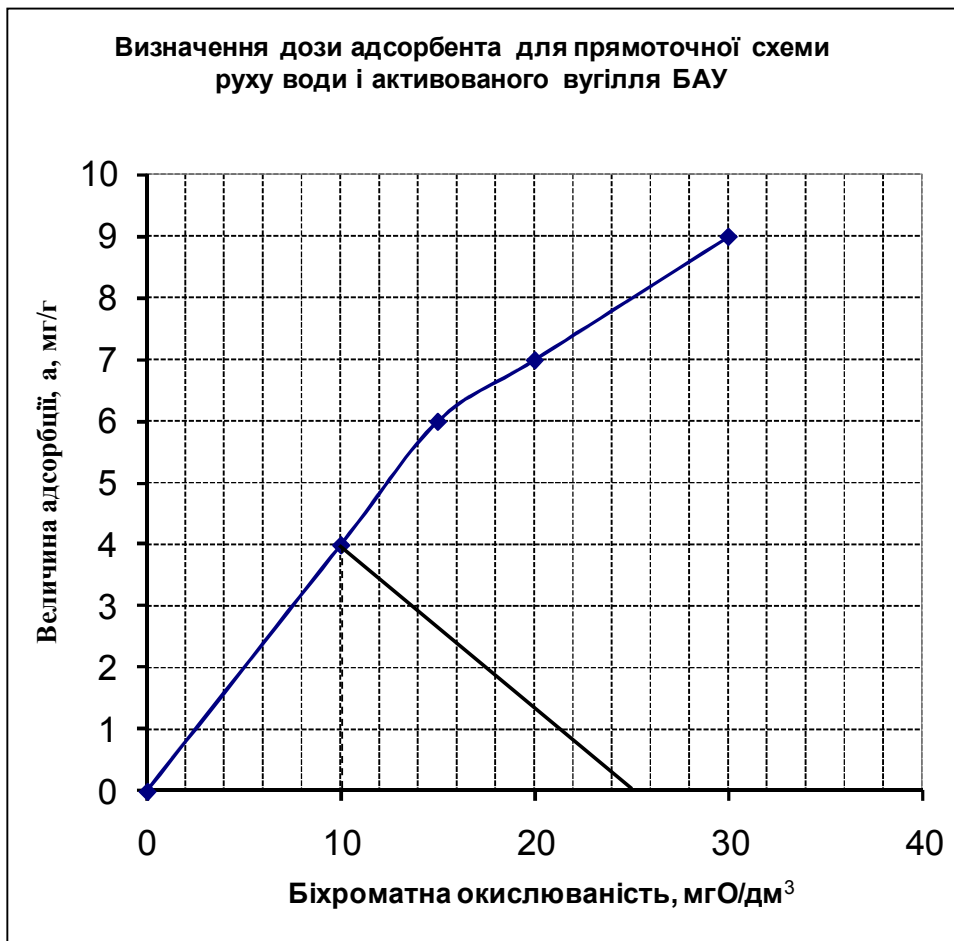


Рисунок 2.6 – Визначення дози адсорбенту для установки з прямої рухом води і активного вугілля БАУ.

Приклад 2.8. Використовуючи ізотерму адсорбції активованого вугілля БАУ, знайти дозу адсорбенту для протиточної установки, необхідну для очищення води від органічних речовин, обумовлених за біхроматною окислюваністю з 25 до 10 мгО/дм³, як показано на рисунку 2.7.

Розв’язання. Для двоступеневої установки доза активованого вугілля на першій ступені обчислюється за формулою

$$D_1 = \frac{C_0 - C_1}{a_k - a_2}, \quad (2.8)$$

на другій ступені:

$$D_2 = \frac{C_1 - C_k}{a_2}, \quad (2.9)$$

де C_0 – початкове значення біхроматної окислюваності, мг/дм³; $C_0 = 25$ мг/дм³;

C_1 – проміжне значення біхроматної окислюваності, мг/дм³ чи кінцеве

для першої ступені, визначається за відповідним рисунком;

C_k – кінцеве значення біхроматної окислюваності, мг/дм³; $C_k = 10$ мг/дм³;

a_k, a_2 – величина адсорбції, визначається за відповідним рисунком, мг/г.

Загальна доза активованого вугілля для двохступеневої адсорбційної установки з рухом фаз у протилежних напрямках визначається за формулою

$$D_{заг} = \frac{C_0 - C_k}{a_1} \quad (2.10)$$

Таким чином, загальна доза активованого вугілля БАУ складе:

$$D_{заг} = \frac{25 - 10}{6,8} = 2,21 \text{ г/дм}^3.$$

Таблиця 2.10 – Вихідні дані для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Початкове значення біхроматної окислюваності C_0 , мг/дм ³ ;	22	23	26	30	28
Кінцеве значення біхроматної окислюваності, C_k мг/дм ³ ;	5	12	8	10	11

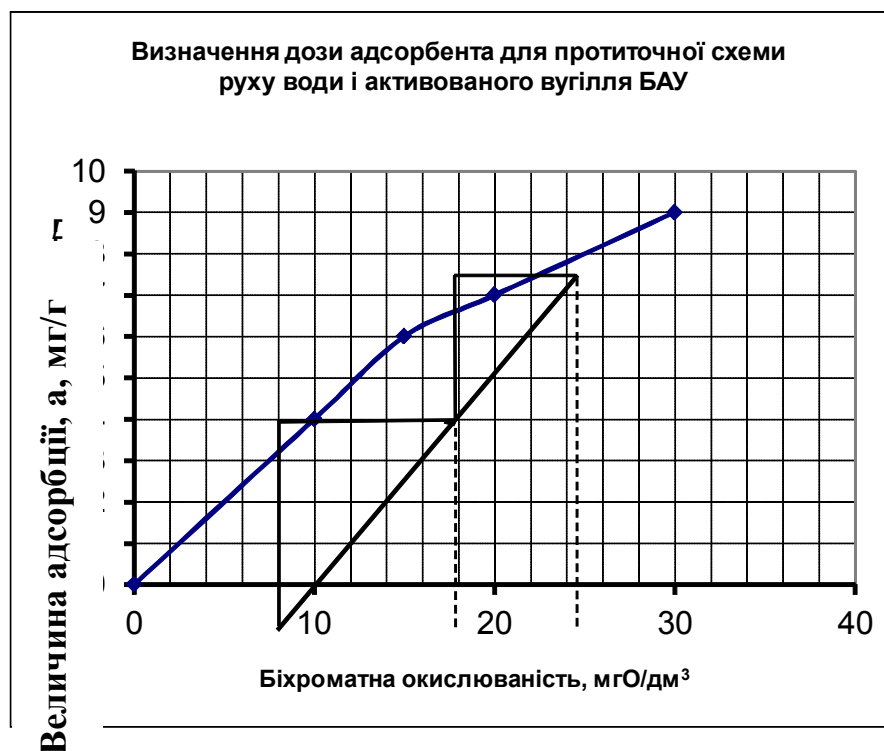


Рисунок 2.7 – Визначення дози адсорбенту для двоступеневої установки з рухом води і активованого вугілля БАУ у протилежних напрямках

Приклад 2.9. Використовуючи ізотерму адсорбції активованого вугілля АГ-3, знайти дозу адсорбенту для триступінчастої установки з перехресним рухом активованого вугілля і води, яка необхідна для очищення води від органічних речовин, обумовлених за біхроматною окислюваністю з 25 до 10 мгО/дм³, як показано на рисунку 2.8.

Розв’язання. Для даної триступінчастої установки доза активованого вугілля на першому етапі обчислюється за формулою :

$$D_1 = \frac{C_0 - C_1}{a_1}, \quad (2.11)$$

на другому етапі:

$$D_2 = \frac{C_1 - C_2}{a_2}, \quad (2.12)$$

на третьому етапі:

$$D_3 = \frac{C_2 - C_k}{a_k}, \quad (2.13)$$

де C_0 – початкове значення біхроматної окислюваності, мг/дм³; $C_0 = 25$ мг/дм³;

C_1 – проміжне значення біхроматної окислюваності, мг/дм³, чи кінцеве для першої ступені, визначається за рисунком 2.7; C_2 – проміжне значення біхроматної окислюваності, мг/дм³, чи кінцеве для другої ступені, визначається за рисунком; C_k – кінцеве значення біхроматної окислюваності, мг/дм³; $C_k = 10$ мг/дм³; a_k, a_1, a_2 – величини адсорбції, мг/г, визначаються за рисунком 2.8.



Рисунок 2.8 – Визначення дози адсорбенту для триступеневої установки з перехресним рухом води і активованого вугілля АГ-3

Для даного випадку доза активованого вугілля АГ-3 на першій ступені (a_k визначаємо за рисунком 2.8):

$$D_1 = \frac{25 - 18}{5,6} = 1,25 \text{ г/дм}^3;$$

на другому етапі:

$$D_2 = \frac{18 - 13}{4,2} = 1,19 \text{ г/дм}^3;$$

на третьому етапі:

$$D_3 = \frac{13 - 10}{3} = 1 \text{ г/дм}^3.$$

Таким чином, загальна доза активованого вугілля АГ-3 складе:

$$D_{заг} = 1,25 + 1,19 + 1 = 3,44 \text{ г/дм}^3.$$

Таблиця 2.11 – Вихідні дані для самостійного розв'язання

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Початкове значення біхроматної окислюваності C_0 , мг/дм ³ ;	26	27	29	30	25
Кінцеве значення за біхроматною окислюваністю, C_k мг/дм ³ ;	8	10	9	11	8

ПИТАННЯ ДЛЯ САМОСТІЙНОГО ВИВЧЕННЯ

ТЕМА 1 ЗАГАЛЬНІ ПІДХОДИ ДО АНАЛІЗУ ПРОЦЕСІВ МАСОПЕРЕНОСУ

Аналіз процесу масопереносу, його складові. Рівновага між фазами в гетерогенних системах. Основне рівняння переносу речовини.

Диференційне рівняння переносу речовини в рідині (закон Фіка). Кінетичні коефіцієнти. Матеріальний баланс. Загальні підходи до аналізу процесів переносу. Послідовність складання балансових співвідношень. Накопичення субстанції. Основні складові рівняння матеріального балансу.

Питання для самоперевірки

- 1 В яких трьох напрямках необхідно аналізувати процес переносу речовини у двофазній системі.
- 2 Що показують рівноважні діаграми, як вони використовуються.
- 3 Чим відрізняється коефіцієнт дифузії від коефіцієнта масовіддачі ?
- 4 Що враховує рівняння матеріального балансу ?
- 5 Сутність методу складання балансових співвідношень.
- 6 Скільки величин зв'язує рівняння матеріального балансу?
- 7 Роль просторового контуру при складанні балансових співвідношень.
- 8 Навести і проаналізувати основне балансове співвідношення.

ТЕМА 2 МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС ПРОЦЕСУ АДСОРБЦІЇ

Основне рівняння матеріального балансу. Матеріальний баланс адсорбційних апаратів. Поняття середньої рухомої сили процесу адсорбції, числа одиниць переносу (ЧОП), висоти одиниці переносу. Графічний спосіб визначення ЧОП. Робоча лінія. Побудова робочих ліній для різного типу адсорбційних установок. Поняття теоретичного і реального ступеня. Ефективність ступеня за Мерфрі. Поняття псевдорівновагової кривої, її застосування.

Поняття структурно-конфігураційного комплексу (СКК). Класифікація за типом СКК. Типи фаз: ідеальне витиснення (ІВ), ідеальне перемішування (ІП), інші режими. Вплив типів ІВ і ІП на положення робочої лінії.

Адсорбція на твердих адсорбентах з розчинів. Вплив структури адсорбенту на швидкість адсорбції різних речовин. Класифікація активованого вугілля. Умови застосування. Технологічні властивості. Порівняння різних марок активованого вугілля. Регенерація АВ. Невуглецеві сорбенти – цеоліти (природні, синтетичні). Антрацити.

Питання для самоперевірки

- 1 Аналіз рівняння матеріального балансу, його основні складові.
- 2 Порівняти ЧОП і ВОП, для чого і де вони використовуються.
- 3 Положення робочих ліній для протиточної сорбційної установки установки з перехресним потоком фаз, чим воно обумовлено?
- 4 Чому використовують два поняття: реальна і теоретична ступень у технологічних розрахунках. Для чого використовується ефективність ступені по Мерфрі.
- 5 Вибір типу адсорбенту за ізотермою адсорбції.
- 6 Охарактеризуйте способи регенерації активованого вугілля.
- 7 Структура і властивості цеоліту.

ТЕМА 3 МІЖФАЗОВІ РІВНОВАГИ. ІСНУЮЧІ ТЕОРІЇ АДСОРБЦІЙНОЇ РІВНОВАГИ

Теоретичні дослідження у галузі адсорбційної рівноваги. Застосування теорії об'ємного заповнення мікропор (ТОЗМ) для опису і розрахунку ізотерм. Гранична величина адсорбції. Вагові й об'ємні методи виміру адсорбції. Термодинамічна теорія адсорбції Гіббса. Аналіз рівняння Гіббса. Мономолекулярна теорія адсорбції Ленгмюра. Аналіз рівняння. Полімолекулярна адсорбція. Ізотерми адсорбції за Брунауером. Теорія БЕТ, Полянї. Осмотична теорія адсорбції (ОТА) - рівняння Кісарова. Побудова ізотерми адсорбції, типи ізотерм. Фактори ізотерми, що впливають на її вид.

Питання для самоперевірки

- 1 Аналіз основного рівняння ТОЗМ.
- 2 Порівняти теорію БЭТ, ОТА і ТОЗМ.
- 3 Проаналізувати ізотерму Ленгмюра, її параметри.
- 4 Як побудувати ізотерму адсорбції ?
- 5 Проаналізувати ізотерми Кісарова, Фрейдліха, Дубініна-Радущкевича. У чому їхня принципова відмінність?

ТЕМА 4 ПРОЦЕС АДСОРБЦІЇ В АПАРАТАХ З НЕРУХОМИМ ЩІЛЬНИМ ШАРОМ

Моделювання процесу адсорбції в динамічних умовах. Вплив кінетики на процес адсорбції. Вплив внутрішньої і зовнішньої дифузії на масоперенос при адсорбції. Вивчення механізму кінетики. Поняття сорбційного фронту. Закон Вікке. Вплив виду ізотерми на форму сорбційного фронту.

Паралельний перенос. Умови паралельного переносу сорбційного фронту. Швидкість руху стаціонарного фронту. Довжина зони масопередачі. Умови утворення цієї зони.

Питання для самоперевірки

1 Вплив внутрішньої і зовнішньої дифузії на процес адсорбції в апараті з нерухомим щільним шаром.

2 Проаналізувати форму сорбційного фронту при опуклій і увігнутій ізотермах. Дати пояснення. При яких умовах відбувається стиск і розтягання сорбційного фронту.

3 Поясніть за допомогою закону Вікке теорію паралельного переносу сорбційного фронту.

4 Умови формування сорбційного фронту.

5 Проаналізувати параметри рівняння матеріального балансу, складеного для робочої зони апарата із щільним шаром.

ТЕМА 5. РОЗРАХУНОК АДСОРБЦІЙНИХ АПАРАТІВ З НЕРУХОМИМ ШАРОМ

Рівняння матеріального балансу робочої зони. Основне рівняння динаміки сорбції - рівняння Шилова, його аналіз. Поняття середнього ступеня насичення робочої зони і вплив її на визначення періоду роботи фільтруючого шару. Кінетична крива. Фактори, що впливають на цю криву. Визначення робочої динамічної ємності завантаженого адсорбенту.

Характеристика адсорберів. Вертикальні адсорбери. Горизонтальні адсорбери. Адсорбери із шаром, що рухається, поглинача. Шляхи інтенсифікації сорбційних процесів.

Питання для самоперевірки

1 Аналіз параметрів рівняння Шилова. Значення рівняння Шилова для розрахунку адсорбційних апаратів з нерухомим щільним шаром.

2 Графічна інтерпретація рівняння Шилова. Що можна визначити за допомогою графічної інтерпретації рівняння Шилова.

3 Що позначають $\Delta\tau$, τ_m , τ_{np} , τ_0 . Як вони співвідносяться?

4 Аналіз робочої зони, її основні характеристики. Що позначає l_0 , для чого її необхідно визначати?

5 Як співвідносяться між собою коефіцієнт захисної дії шару і швидкість сорбційного фронту?

6 Порівняти час масопередачі й час формування сорбційного фронту.

7 Порівняти динамічну, статичну і робочу ємності адсорбенту. Що позначає кожна з них?

8 Проаналізувати параметри рівняння матеріального балансу, складеного для робочої зони апарата зі щільним шаром.

ТЕМА 6 ПРОЦЕС АДСОРБЦІЇ В АПАРАТАХ З ПСЕВДОРОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ

Характеристика псевдорозрідженого шару (ПОШ). Розширення шару при псевдорозрідженні. Порозність при псевдорозрідженні. Відносне розширення псевдорозрідженого шару. Критична швидкість псевдорозрідження. Структура ПОШ у газовому і водному потоках. Визначення часу роботи апарата з ПОШ. Секційні апарати з псевдорозрідженим шаром. Адсорбційні установки безперервної дії з ПОШ адсорбенту. Розрахунок апарату з ПОШ.

Питання для самоперевірки

- 1 Охарактеризувати механізм псевдорозрідження, за рахунок чого він досягається?
- 2 Як змінюються порозність і щільність шару при псевдорозрідженні.
- 3 Що являє собою відносне розширення псевдорозрідженого шару.
- 4 Охарактеризувати ширину і висоту робочої зони псевдо розрідженого шару.
- 5 Порівняйте роботу апарата із щільним і псевдорозрідженим шаром. Що загального і в чому розбіжності ?
- 6 Достоїнства і недоліки апаратів із псевдорозрідженим шаром.
- 7 Для чого розбивають апарат на секції ?Що цим досягається?
- 8 Як взаємозалежна висота робочої зони і час захисної дії апарата з ПОШ?

ТЕМА 7 ЕКСТРАКЦІЯ

Рідинна екстракція. Теоретичні основи процесу. Закони розподілу. Поняття рафінаду, маточника, екстрагенту, екстракту. Очищення стічних вод екстракцією. Вимоги, пропоновані до екстрагенту. Характеристика системи рідина-рідина. Основні конструкції екстракційних апаратів. Класифікація екстракційних апаратів: за принципом взаємодії контактуючих фаз, за розташуванням апарата (вертикальні, горизонтальні).

Основні схеми екстракції. Одноразова (одноступенева) екстракція. Порційна екстракція. Схема безперервної екстракції. Роторно-дисковий екстрактор. Пульсаційні колони з насадковими і сітчастими тарілками. Випадки, коли вони застосовуються. Колони з вібруючими тарілками. Відцентровий екстрактор. Екстрактори зі східчастим контактом фаз: секційні колони.

Питання для самоперевірки

- 1 Порівняти розподіл сумішей методами екстракції і ректифікації.
- 2 Охарактеризувати процес екстракції з погляду взаємодіючих фаз.
- 3 Охарактеризувати технологічну схему екстракції по стадіях (змішання, розподіл, виділення цільових компонентів з екстракту).
- 4 Охарактеризувати порційну (перехресну) екстракцію.
- 5 Порівняти порційну і безперервну екстракції.
- 6 Дати визначення екстрагенту, екстракту, рафінаду.
- 7 Порівняти горизонтальні і вертикальні екстрактори.
- 8 Охарактеризувати роботу екстрактора з безперервним контактом фаз.
- 9 Порівняти роботу екстракційної колони з насадковими і з сітчастими тарілками.

ТЕМА 8 МЕМБРАННІ ПРОЦЕСИ РОЗДІЛУ

Основні механізми переносу речовини через мембрани. Поняття мембрани. Напівпроникливі, проникливі мембрани. Схема мембранного осередку, її склад. Класифікація мембран: за природою, структурою, галуззю застосування. Основні механізми переносу речовини через мембрани. Кнудсенова дифузія. Рівняння масопередачі. Коефіцієнт проникливості. Стаціонарний перенос компонента через непористу і пористу мембрану. Селективність мембран. Відношення коефіцієнтів проникливості пари компонентів суміші.

Питання для самоперевірки

- 1 Проаналізувати процес мембранного розділу на прикладі опріснення води.
- 2 Проаналізувати схему мембранного осередку.
- 3 Охарактеризувати механізм переносу речовини через пористі мембрани.
- 4 Проаналізувати рівняння масопередачі при переносі речовини через мембрану.
- 5 Аналіз відношення коефіцієнтів проникливості пари компонентів. До чого воно повинно прагнути і чому ?
- 6 Що означає термін кнудсенова дифузія.

ТЕМА 9 ОСМОС

Фізика процесу. Зворотний осмос. Сутність методу. Осмотичний тиск. Надлишковий (робочий) тиск. Гіпотези, що пояснюють процес зворотного осмосу. Ситова гіпотеза. Енергетична гіпотеза. Капілярно-фільтраційна гіпотеза.

Питання для самоперевірки

- 1 Охарактеризувати процес осмосу. Ким було відкрите явище?
- 2 Сутність процесу зворотного осмосу.
- 3 Дати оцінку гіпотезам, що пояснюють процес зворотного осмосу.

СПИСОК ДЖЕРЕЛ

- 1 Гринберг А. М. Обесфеноливание сточных вод коксохимических заводов : навч. посібник / А. М. Гринберг – М. : Metallurgia, 1968. – 212 с.
- 2 Общий курс процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие Т.1 / [В. Г. Айштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов, В. В. Захаренко и др.] : – М. : Высш. шк., 2002. – 887с.
- 3 Романков П. Г. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой) / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов. – Л.: Химия, 1990. - 384 с.
- 4 Кульский Л. А. Технология очистки природных вод / Л. А. Кульский, П. П. Строкач – [2-е изд., перераб. и доп.] – Киев : Вища шк., 1986. – 352 с.
- 5 Когановский А. М. Адсорбция и ионный обмен в процессах водоподготовки и очистки сточных вод / А. М. Когановский – Киев : Наук. думка, 1983. – 240 с.
- 6 Громогласов А. А. Водоподготовка: Процессы и аппараты: учеб. пособие / [А. А. Громогласов, А. С. Копылов, А. П. Пильщиков] ; под ред. О. И. Мартыновой. – М. : Энергоатомиздат, 1990. – 272 с.
- 7 Кишневський В. А. Сучасні методи обробки води в енергетиці: [Навчальний посібник для студентів спеціальностей «Теплоенергетика», «Атомна енергетика» та експлуатаційного персоналу ТЕС и АЕС] / В. А. Кишневський. – Одеса : ОГПУ, 1999. – 196 с.
- 8 Коган В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии / В. Б. Коган – Л. : Химия, 1977. – 592 с.
- 9 ТОВАЖНЯНСКИЙ Л. Л. Процессы и аппараты химической технологии: [учебник в 2-х частях]. / Л. Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, А. П. ГОТЛИНСКАЯ. – Харьков : НТУ, «ХПИ», 2005. – 532 с.
- 10 Фрог Б. Н. Водоподготовка / [Б. Н. Фрог, А. П. Левченко] ; под ред. Г. И. Николадзе. – М. : МГУСА, 1996. – 678 с.
- 11 Кравчук А. Масопередача в спорудах систем водопостачання і водовідведення: навч. посібник / А. Кравчук. – Київ, 2000. – 168 с.
- 12 Серпионова Е. Н. Промышленная адсорбция газов и пара : учеб. пособие [для студ. высш. учеб. заведений] / Е. Н. Серпионова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 1969. – 416 с.
- 13 Кельцев Н. А. Промышленная адсорбция газов и паров / Н. А. Кельцев. – М.: Химия, 1976. – 511с.

Виробничо-практичне видання

Методичні рекомендації
для виконання практичних завдань та самостійного вивчення
з дисципліни

«ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ВОДОПІДГОТОВКИ»

*(для студентів курсів денної та заочної форм навчання
спеціальності 192 – Будівництво та цивільна інженерія
спеціалізація Гідротехніка (водні ресурси))*

Укладач **Чуб** Ірина Миколаївна

Відповідальний за випуск *К. Б. Сорокіна*

За авторською редакцією

Комп'ютерне верстання *К. А. Алексанян*

План 2016, поз. 146 М

Підп. до друку 07.06.2016. Формат 60x84/16

Друк. на різнографі. Ум. друк. арк. 1,0

Тираж 50 пр. Зам. №

Видавець і виготовлювач:

Харківський національний університет
міського господарства імені О. М. Бекетова,

вул. Маршала Бажанова, 17, Харків, 61002

Електронна адреса: rectorat@kname.edu.ua

Свідоцтво суб'єкта видавничої справи:

ДК № 5328 від 11.04.2017 р.