

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ

**ХАРКІВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
МІСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА імені О. М. БЕКЕТОВА**

МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ

до практичних занять, самостійного вивчення та виконання розрахунково-
графічної роботи

з навчальної дисципліни

«МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ У ВОДНОДИСПЕРСНИХ СИСТЕМАХ»

*(для здобувачів першого (бакалаврського) рівня вищої освіти спеціальності
194 – Гідротехнічне будівництво, водна інженерія та водні технології
усіх форм навчання)*

Харків – ХНУМГ ім. О. М. Бекетова- 2021

Методичні вказівки до практичних занять, самостійного вивчення та виконання розрахунково-графічної роботи з навчальної дисципліни «Масообмінні процеси у воднодисперсних системах» (для здобувачів першого (бакалаврського) рівня вищої освіти спеціальності 194 – Гідротехнічне будівництво, водна інженерія та водні технології усіх форм навчання) / Харків. нац. ун-т. міськ. госп-ва ім. О. М. Бекетова; уклад. І. М. Чуб, В. О. Ткачов. – Харків : ХНУМГ ім. О. М. Бекетова, 2021. – 61 с.

Укладачі: канд. техн. наук, доц. І. М. Чуб, канд. техн. наук, доц. В. О. Ткачов

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 27.08.2020.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	4
1 ПРАКТИЧНА ЧАСТИНА.....	5
ЗМІСТОВИЙ МОДУЛЬ 1 ВОДНО-ДИСПЕРСНІ СИСТЕМИ	5
ЗМІСТОВИЙ МОДУЛЬ 2 МАСОПЕРЕНОС І МАСОПЕРЕДАЧА У ВОДНОДИСПЕРСНИХ СИСТЕМАХ.....	9
ЗМІСТОВИЙ МОДУЛЬ 3 МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ ВОДОПІДГОТОВКИ.	20
2 РОЗРАХУНКОВО-ГРАФІЧНА РОБОТА.....	33
2.1 Побудова лінії рівноваги.....	33
2.2 Принципові схеми взаємодії води і адсорбенту.....	34
2.3 Визначення дози АВ для сорбційних установок з прямим рухом вугілля і води.....	35
2.4 Установа з перехресним рухом води і вугілля.....	37
2.4.1 Двоступенева схема очищення.....	38
2.4.2 Триступенева схема очищення.....	40
2.5 Установа з рухом води і вугілля у протилежних напрямках.....	44
2.5.1 Двоступенева установка з рухом води і вугілля у протилежних напрямах.....	45
2.5.2 Триступенева схема очищення.....	48
3 ПИТАННЯ ДЛЯ САМОСТІЙНОГО ВИВЧЕННЯ	52
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ.....	58
ДОДАТОК А.....	59

ВСТУП

Мета викладання навчальної дисципліни «Масообмінні процеси у воднодисперсних системах» – 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.

Метою викладання навчальної дисципліни «Масообмінні процеси у воднодисперсних системах» є підготовка фахівців, які володітимуть знаннями, пов'язаними з аналізом і вибором необхідної апаратури для здійснення масообмінних процесів підготовки води та їх розрахунку залежно від конкретних умов. Дані методичні рекомендації розроблені для студентів першого бакалаврського рівня вищої освіти спеціальності 194 гідротехнічне будівництво, водна інженерія та водні технології усіх форм навчання, для виконання задач на практичних заняттях.

Практичні заняття проводяться з метою закріплення теоретичних знань. 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.

Обсяг методичних рекомендацій обмежений змістом навчальної програми за курсом і кількістю годин, що відводяться для його вивчення.. Для поглибленого вивчення курсу можна скористатися спеціальною літературою, на яку даються посилання у кінці методичних рекомендацій.

1 ПРАКТИЧНА ЧАСТИНА

ЗМІСТОВИЙ МОДУЛЬ 1 ВОДНО-ДИСПЕРСНІ СИСТЕМИ

Приклад 1.1 Розрахувати питому поверхню сферичних крапельок рідини (у $\text{м}^2/\text{м}^3$ і $\text{м}^2/\text{кг}$), а також діаметр крапельок, якщо густина рідини $13,54 \text{ г}/\text{см}^3$, дисперсність крапельок $0,5 \text{ мкм}^{-1}$.

Розв'язок

Дисперсність – це величина зворотна розміру (діаметру) частинки. Отже діаметр крапельок:

$$d = \frac{1}{D} = \frac{1}{0,5 \cdot 10^6} = 2 \cdot 10^{-6} \text{ м.}$$

Питома поверхня – це відношення загальної поверхні фази до її загального об'єму (або маси). Для частинок сферичної форми питому поверхню знаходять за формулами:

$$S_{\text{пит}} = 6D = \frac{6}{d} = \frac{6}{2 \cdot 10^{-6}} = 3 \cdot 10^6 \text{ (м}^2/\text{м}^3)$$

або

$$S_{\text{пит}} = 6D = \frac{6}{d\rho} = \frac{6}{2 \cdot 10^{-6} \cdot 13,54 \cdot 10^3} = 221,6 \text{ (м}^2/\text{кг)}$$

Відповідь: $3 \cdot 10^6 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $221,6 \text{ м}^2/\text{кг}$, $2 \cdot 10^{-6} \text{ м}$.

Таблиця 1.1 – Вихідні данні для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Густина рідини ρ , $\text{г}/\text{см}^3$,	11,64	14,19	12,33	12,74	13,95
Дисперсність крапельок $0,5 \text{ мкм}^{-1}$.	0,45	0,60	0,53	0,55	0,58

Приклад 1.2. Частинки бентоніту з радіусом $r = 0,6 \text{ мкм}$ осідають у водному середовищі (густина $1,0 \text{ г}/\text{см}^3$) під дією сили тяжіння. Визначити час, за який частинка пройде шлях 20 см , якщо густина бентоніту $2,1 \text{ г}/\text{см}^3$, а в'язкість середовища $2 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Розв'язок

Рівняння для швидкості седиментації сферичних частинок у гравітаційному полі таке:

$$u = \frac{2g(\rho - \rho_0)r^2}{9\eta},$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння, ρ – густина речовини частинок (дисперсної фази), ρ_0 – густина дисперсійного середовища, r – радіус частинок, η в'язкість середовища.

Проводимо обрахунки, переводячи всі розмірності у СІ:

Знаходимо час τ , за який частинка пройде шлях Δx , за допомогою елементарного рівняння:

$$u = \frac{\Delta x}{\tau} = \tau = \frac{\Delta x}{u} = \frac{20 \cdot 10^{-2}}{4,316 \cdot 10^{-7}} = 463392 \text{ (с)} = 128 \text{ год.}$$

Відповідь : 463 392 с.

Таблиця 1.2– Вихідні данні для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Густина бентоніту ρ , г/см ³	2,25	2,6	2,33	2,74	3,15
Радіус частинок бентоніту, г 0,6 мкм	0,7	0,6	0,8	0,75	0,5
Густина середовища ρ , г/см ³	0,45	0,60	0,53	0,55	0,58
В'язкість середовища, Па·с	$2 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$

Приклад 1.3 Розрахуйте, в якому випадку і у скільки разів інтенсивність розсіяного дисперсною системою світла більше: при освітленні синім світлом ($\lambda = 415 \text{ нм}$) чи червоним світлом ($\lambda = 625 \text{ нм}$).

Розв'язок

Відповідно до рівняння Релея інтенсивність світла, розсіяного дисперсною системою, зворотно пропорційна довжині хвилі світла: $I_p \sim \lambda^{-4}$ інтенсивність розсіяного синього світла більше, чим червоного у:

$$\frac{I_{p,1}}{I_{p,2}} = \left(\frac{\lambda_2}{\lambda_1} \right)^4 = \left(\frac{625}{415} \right)^4 = 5,14 \text{ разів.}$$

Відповідь: синє світло розсіюється сильніше, ніж червоне, у 5,14 разів.

Таблиця 1.3 – Вихідні данні для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Довжині хвилі світла, λ , нм	620	650	660	690	710
Довжині хвилі світла, λ , нм	390	415	420	395	440

Приклад 1.4 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:

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

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

$$\begin{aligned} \frac{Ca^{2+}}{20,04} + \frac{Mg^{2+}}{12,16} + \frac{Na^+}{23} &= \frac{HCO_3^-}{61,02} + \frac{SO_4^{2-}}{48,03} + \frac{Cl^-}{35,48} \\ 2,99 + 4,36 + 6,64 &= 3,8 + 4,1 + 6,09 \\ 13,99 &= 13,99. \end{aligned} \quad (1.5)$$

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

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

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

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

$$\begin{aligned} Жз &= [Ca^{2+}] + [Mg^{2+}] \text{ мг-екв/ дм}^3 \\ Жз &= 2,99 + 4,36 = 7,35 \text{ мг-екв/дм}^3 \end{aligned} \quad (1.7)$$

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 солів. (рис. 1.4):

2,99	4,36		6,64	
Ca ²⁺	Mg ²⁺		Na ⁺	
<i>Ca(HCO₃)₂</i>	<i>Mg(HCO₃)₂</i>	<i>MgSO₄</i>	<i>Na₂SO₄</i>	<i>NaCl</i>
HCO ₃ ⁻		SO ₄ ²⁻		Cl ⁻
3,8		4,1		6,06

Рисунок 1.4 – Діаграма передбачуваного складу солів 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 катіонітів 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'ягшення методом натрій-катіонування у воді практично відсутні катіони Ca²⁺ и Mg²⁺, а замість них присутні катіони Na²⁺. У зв'язку з цим змінюються солевий склад і сухий залишок води. При зображенні на діаграмі рис. 1.5 сольового складу води после 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 данні для самостійного вирішення

№ п/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

ЗМІСТОВИЙ МОДУЛЬ 2 МАСОПЕРЕНОС І МАСОПЕРЕДАЧА У ВОДНОДИСПЕРСНИХ СИСТЕМАХ

Складання рівнянь матеріального балансу для схем водопостачання та водообробки

Приклад 1.5. Визначити витрату води Q , що надходить у кільцеву водогінну мережу, і витрати на її окремих ділянках для схеми, наведеної на рис. 1.6. Витрати води, поданої споживачеві q для кожного вузла, наведені також на схемі, рисунок 2.1: $q_1=30 \text{ л/с}$, $q_2=20 \text{ л/с}$, $q_3=15 \text{ л/с}$, $q_4=30 \text{ л/с}$, $q_5=20 \text{ л/с}$, $q_6=25 \text{ л/с}$.

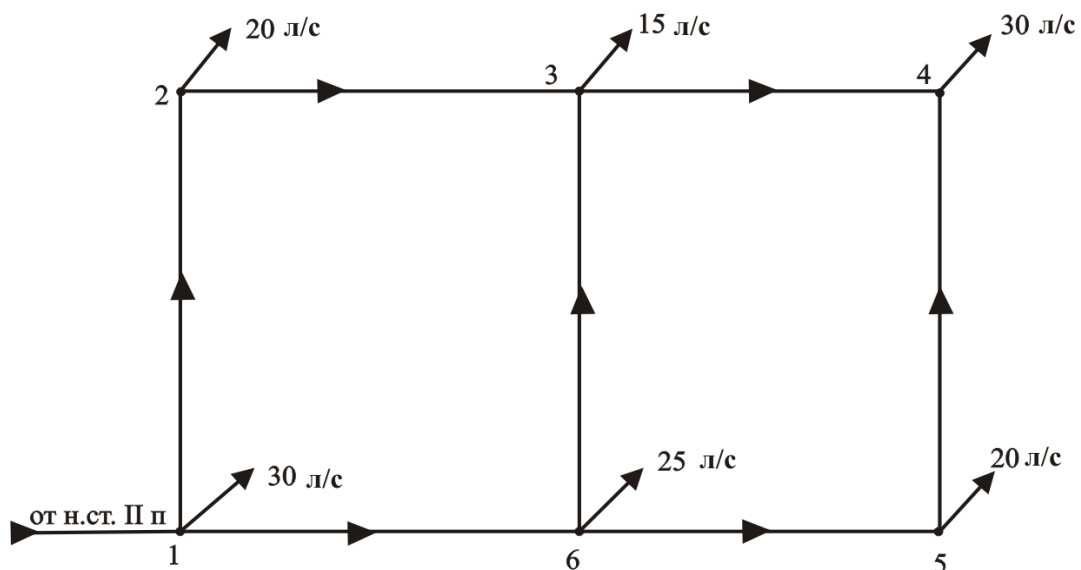


Рисунок 1.6 – Схема кільцевої водогінної мережі

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

$$Q = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6. \quad (1.12)$$

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 1.5 – Вихідні дані для самостійного вирішення

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 1.6. У резервуар – змішувач надходять три потоки забрудненої води з відомими кількісними і якісними показниками, рисунок 1.7. Визначити кількість і якість води, що виходить з резервуару на очищення.

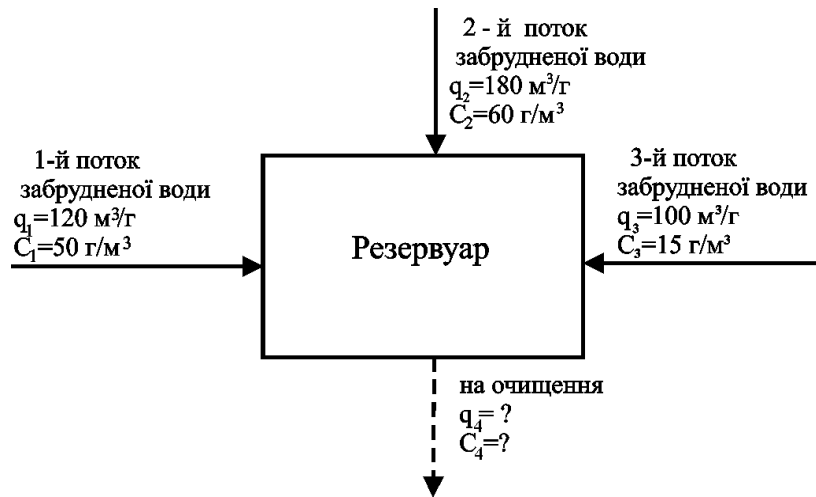


Рисунок 1.7 – Характеристика стічних вод з різних потоків, що надходять у резервуар-змішувач

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

$$q_1 C_1 + q_2 C_2 + q_3 C_3 = q_4 C_4. \quad (1.13)$$

За рівнянням матеріального балансу (1.13) знаходимо невідому концентрацію C_4 , тому що витрата q_4 – це сума витрат, які надходять у змішувач.

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

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

$$18300 = 400 \cdot C_4,$$

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

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

Таблиця 1.6 – Вихідні дані для самостійного вирішення

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 1.7. На опріснювальну установку надходить солоня вода з витратою 10 л/с і солевмістом 10000 мг/л. Із цієї витрати в опріснювач надходить x л/с. З опріснювача виходить $0,75 \cdot x$ л/с прісної води з солевмістом 100 мг/л і $0,25 \cdot x$ л/с розсолу з невідомою концентрацією y . Населенню необхідно постачати воду із солевмістом 500 мг/л. Для цього воду після опріснення змішують з солоню вихідною водою (витрата невідома) в

окремому резервуарі. Знайти невідому витрату води і концентрацію розсолу y .
 Схема опріснювальної установки наведена на рисунку 1.8.

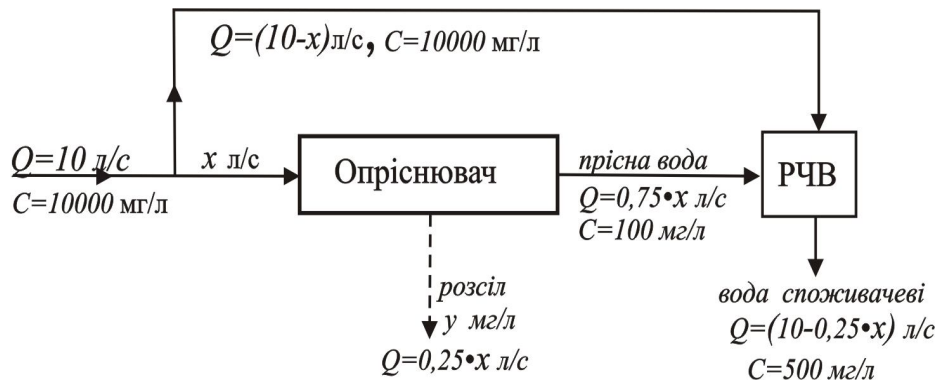


Рисунок 1.8 – Схема опріснювальної установки

Розв’язання.

- Для РЧВ складемо рівняння матеріального балансу за наведеною схемою:

$$(10 - x) \cdot 10000 + 0,75 \cdot x \cdot 100 = (10 - 0,25 \cdot x) \cdot 500 \quad (1.14)$$

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

$$9800 \cdot x = 95000,$$

$$x = 9,694.$$

Із цього рівняння $x=9,694$ л/с.

- Визначаємо витрату солоної води, поданої у РЧВ:
 $10 - x = 10 - 9,694 = 0,306$ л/с.
- Витрата прісної води, яка надходить у РЧВ:
 $0,75 \cdot x = 0,75 \cdot 9,694 = 7,27$ л/с.
- Витрата розсолу, що скидається:
 $0,25 \cdot x = 0,25 \cdot 9,694 = 2,424$ л/с.
- Подача питної води в місто:
 $10 - 0,25 \cdot x = 10 - 0,25 \cdot 9,694 = 7,576$ л/с.
- Концентрацію розсолу можна визначити або за рівнянням матеріального балансу всієї системи, або за рівнянням, складеним для опріснювача:
 $9,694 \cdot 10000 = 2,42 \cdot y + 7,27 \cdot 100,$
 $y = 39691,8$ мг/л.

Таблиця 1.7 – Вихідні дані для самостійного вирішення

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.	10 500	11 000	11 200	9 800	9 500
Витрата прісної води, л/с.	$0,74 \cdot x$	$0,75 \cdot x$	$0,7 \cdot x$	$0,78 \cdot x$	$0,75 \cdot x$
Витрата розсолу, л/с.	$0,26 \cdot x$	$0,25 \cdot x$	$0,3 \cdot x$	$0,22 \cdot x$	$0,25 \cdot x$

Приклад 1.8. 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:

$$a_i = \frac{(C_0 - C_i) \cdot V}{m} = \frac{(C_0 - C_i)}{D}, \quad (1.15)$$

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

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

Отримані значення адсорбції та вихідні дані надаємо у вигляді таблиці 1.8

Таблиця 1.8 – 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 1.8, рисунок 1.9.

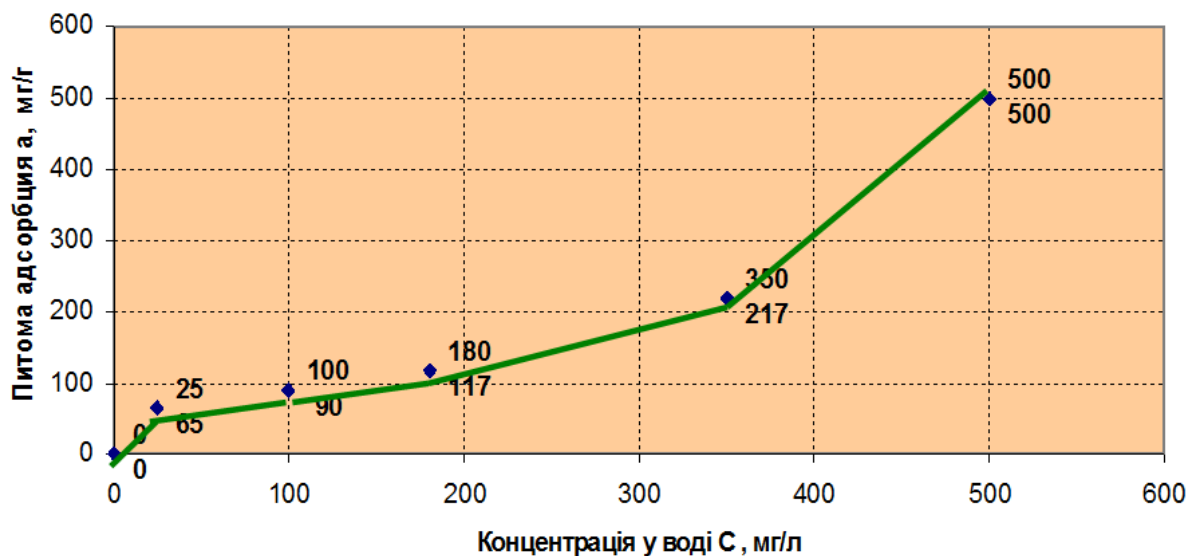


Рисунок 1.9 – Побудова ізотерми адсорбції

Таблиця 1.9 – 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, т, г	0,1	0,3	0,7	1	1,5

Приклад 1.9 Знайти дозу адсорбенту для протиточної двухступеневої установки, яка необхідна для очищення води від органічних речовин, обумовлених за біхроматною окислюваністю з 200 мгО/дм³ до 7 мгО/дм³, Початкова концентрація забруднюючих речовин у воді $C_0 = 200$, мг/дм³, коефіцієнт розподілу $K=0,77$, рисунок 1.10.

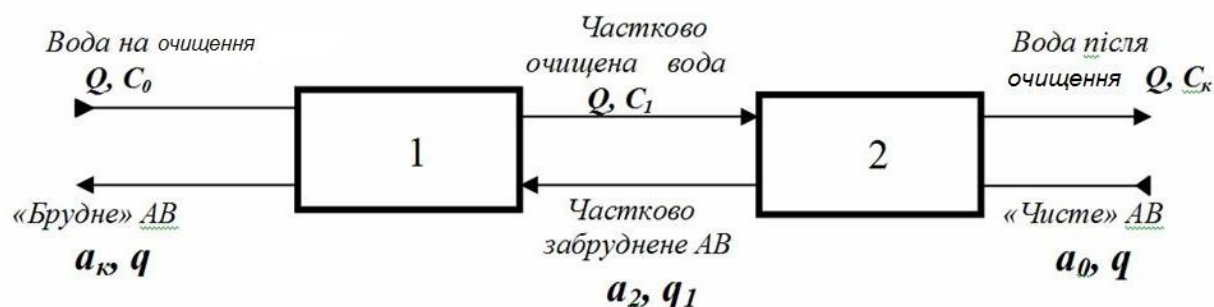


Рисунок 1.10 – Двоступенева установка з рухом води і вугілля в протилежних напрямках:

1 – перший ступінь очищення; 2 – другий ступінь очищення
 $C_0 > C_1 > C_k$ мг/дм³, при цьому витрата води Q , м³/год, не змінюється;
 $a_k > a_2 > a_0$ мг/г, при цьому витрата адсорбенту q не змінюється, кг/год.

Визначення дози АВ розрахунковим способом (аналітично):

$$1 - \text{й ступінь: } Q \cdot C_0 + q \cdot a_2 = Q \cdot C_1 + q \cdot a_{1(k)},$$

$$Q \cdot (C_0 - C_1) = q (a_{1(k)} - a_2); \quad (1.16)$$

$$D_1 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{(a_{1(k)} - a_2)}. \quad (1.17)$$

$$2 - \text{й ступінь: } Q \cdot C_1 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_{2(k)} + q \cdot a_2,$$

$$Q \cdot (C_1 - C_{2(k)}) = q \cdot a_2; \quad (1.18)$$

$$D_2 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_1 - C_{2(k)})}{a_2}. \quad (1.19)$$

Матеріальний баланс для всієї установки:

$$Q \cdot C_0 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_{k(2)} + q \cdot a_{k(1)}; \quad (1.20)$$

$$Q \cdot (C_0 - C_{k(2)}) = q \cdot a_{k(1)}; \quad (1.21)$$

$$D = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_k)}{a_k}. \quad (1.22)$$

Виходячи з рівності доз, прирівнюємо D всієї установки і D_2 другого ступеня:

$$\frac{(C_1 - C_2)}{a_2} = \frac{(C_0 - C_{2(k)})}{a_{1(k)}}; \quad (1.23)$$

$$a_2 = K \cdot C_k; C_2 = C_k; a_1 = a_k = KC_1 \text{ (див. рис. 1.10).}$$

$$\frac{(C_1 - C_k)}{K \cdot C_k} = \frac{(C_0 - C_k)}{K \cdot C_1}; \quad (1.24)$$

$$C_1 \cdot (C_1 - C_k) = C_k \cdot (C_0 - C_k); \quad (1.25)$$

$$C_1 \cdot (C_1 - 7) = 7 \cdot (200 - 7); \quad (1.26)$$

$$D = b^2 - 4 \cdot a \cdot c = 7^2 + 1351 \cdot 4 = 5453; \quad (1.27)$$

$$C_1 = \frac{7 + \sqrt{5453}}{2} = \frac{7 + 73.84}{2} = 40.42 \text{ мг/дм}^3; \quad (1.28)$$

$$a_{1(k)} = K \cdot C_1 = 0.77 \cdot 40.42 = 31.12 \text{ мг/г}; \quad (1.29)$$

$$D_1 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{(a_1 - a_2)} = \frac{200 - 40.42}{31.12 - 5.39} = 6.2 \text{ г/дм}^3; \quad (1.30)$$

Визначення дози АВ графічно показано на рис. 1.11.

$$D_1 = ctg\alpha_1; D_2 = ctg\alpha_2; D = ctg\alpha; \quad (1.31)$$

$$D_1 = \frac{q}{Q}; D_2 = \frac{q}{Q}; D = \frac{q}{Q}; \quad (1.32)$$

$$D_1 = D_2 = D. \quad (1.33)$$

Будують робочу лінію для всієї установки. Між робочою лінією та ізотермою вписують дві ступені. Починають з C_k і т.д.

На рисунку 1.11 визначають $ctg\alpha_1$; $ctg\alpha_2$; $ctg\alpha$:

$$D_1 = ctg\alpha_1 = \frac{200 - 40.42}{31.12 - 5.39} = 6.2 \text{ г/дм}^3; \quad (1.34)$$

$$D_2 = ctg\alpha_2 = \frac{40.42 - 7}{5.39} = 6.2 \text{ г/дм}^3; \quad (1.35)$$

$$D = ctg\alpha = \frac{200 - 7}{31.12} = 6.2 \text{ г/дм}^3. \quad (1.36)$$

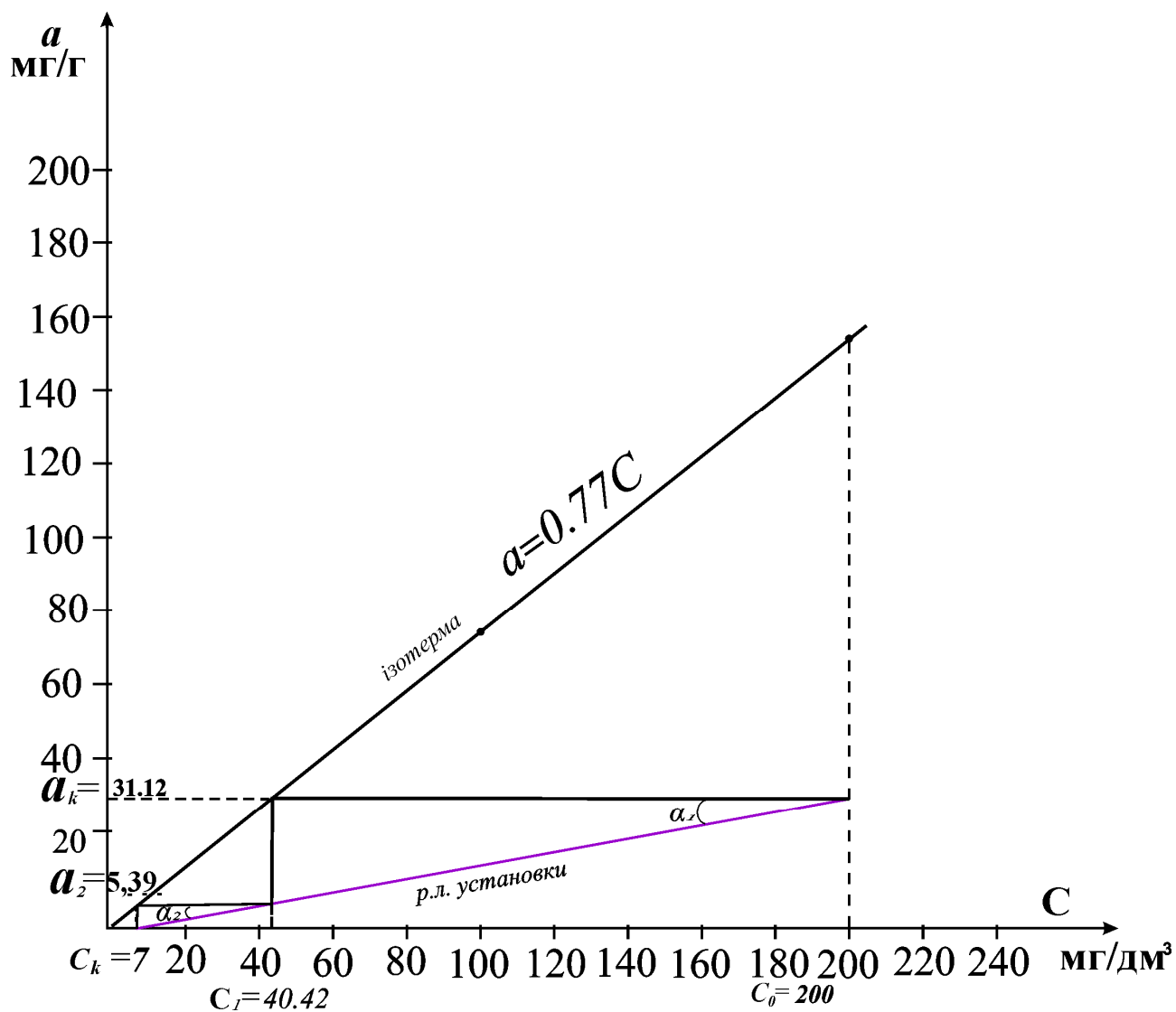


Рисунок 1.11– Ізотерма і робоча лінія для двоступеневої установки з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

Приклад 1.10. 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 мгО/дм^3 до 10 мгО/дм^3 , як показано на рисунку 1.12.

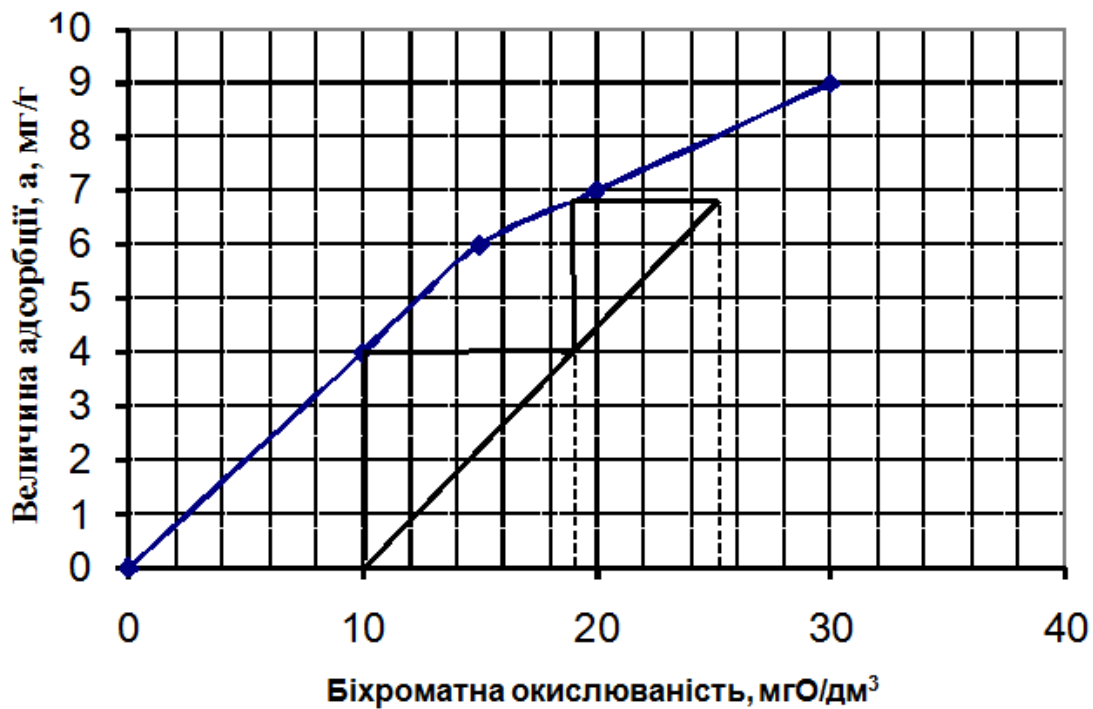


Рисунок 1.12 – Визначення дози адсорбенту для двоступеневої установки з рухом води і активованого вугілля БАУ у протилежних напрямках

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

$$D_1 = \frac{C_0 - C_1}{a_k - a_2}, \quad (1.37)$$

на другій ступені:

$$D_2 = \frac{C_1 - C_k}{a_2}, \quad (1.38)$$

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

$$D_{\text{заг}} = \frac{C_0 - C_k}{a_1}. \quad (1.39)$$

Таким чином, загальна доза активованого вугілля БАУ складе:

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

Таблиця 1.10 – 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

Приклад 1.11. Проектується натрій-катионітова установка продуктивністю 600 м³/год для ум'якшення води наступного складу: вихідна жорсткість $J_{ue} = 5,2$ 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:

$$T = \frac{e_p \cdot h_k}{v_k \cdot J_{ue}}, \quad (1.40)$$

де: h_k - вишина шару катіоніта в фільтрі, м;
 e_p – робочу питому обмінну ємкість, г-екв/м³;
 J_{ue} – 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 катионітових фільтрів згідно з рівнянням:

$$F_k = \frac{24 \cdot Q_{ок}}{v_k (24 - n_k t_k)}, \quad (1.41)$$

де $Q_{ок}$ – 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 складе:

$$q_c = e_p \cdot h_k \cdot \gamma_c \cdot f \cdot 10^{-3} \text{ ,кг,} \quad (1.42)$$

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 На-катіонування.

Таблиця 1.11– Вихідні данні для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Вихідна жорсткість $J_{\text{вг}}$ 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 у режимі регенерації, t_k	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8

ЗМІСТОВИЙ МОДУЛЬ 3 МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ ВОДОПІДГОТОВКИ

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

$$K = a / C = \text{const} , \quad (1.43)$$

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

$$\tau_{np} = (l/u) - \tau_0. \quad (1.44)$$

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

Приклад 1.12 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

$$v_k = \frac{R'_{e\vartheta} \cdot \gamma \cdot a_0 \cdot (1 - \varepsilon)}{4} \quad (1.45)$$

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

Ефективний критерій Архімеда Ar_ϑ визначаємо за формулою:

$$Ar_\vartheta = \frac{g}{\gamma^2} \left(\frac{6}{a_y} \right)^3 \cdot \frac{\rho_u - \rho}{\rho} \cdot (1 - \rho_i) \cdot \frac{\varepsilon^2}{(1 - \varepsilon)^2} \quad (1.46)$$

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 визнати критичну швидкість псевдорозрідження шару сорбенту:

$$v_k = \frac{1.469 \cdot 1 \cdot 10^{-6} \cdot 8.98 \cdot 10^3 \cdot (1 - 0.47)}{4} = 1,753 \cdot 10^{-3} \text{ м/с} = 10,55 \text{ см/хв.}$$

Таблиця 1.12 – 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 1.13. 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 (1.44):

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

Приклад 1.14. Визначити тривалість захисної дії адсорбенту з нерухомим щільним шаром, якщо висота завантаження становить $H = 1,8$ м, вихідна концен-трація 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, рис. 1.13:

Задаючись рядом значень C , проміжних між величинами C_n і C_k , будуємо криву залежності $\frac{1}{(C - C_p)}$ від C .

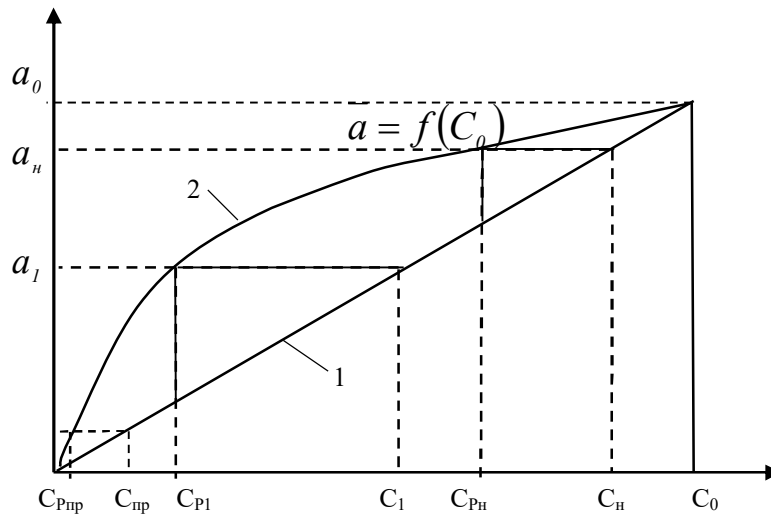


Рисунок 1.13– Побудова теоретичного ступеня:
1 – робоча лінія; 2 – ізотерма

Для цього використовуємо ізотерму і робочу лінію. За рисунку 1.13 для кожної взятої C знаходимо C_p , як це показано на графіку. Отримані значення наведені в таблиці 1.13.

Таблиця 1.13 – Значення концентрацій отриманих графічно

C	C_n	C_1	C_2	C_3	C_4	C_{\dots}	C_k
$C_p(a)$	C_{pn}	C_{p1}	C_{p2}	C_{p3}	C_{p4}	$C_{p\dots}$	C_{pk}
$C - C_p(a)$	$C_n - C_{pn}$	$C_1 - C_{p1}$	$C_2 - C_{p2}$	$C_3 - C_{p3}$	$C_4 - C_{p4}$	$C_{\dots} - C_{p\dots}$	$C_k - C_{pk}$
$\frac{1}{C - C_p}$	$\frac{1}{C_n - C_{pn}}$	$\frac{1}{C_1 - C_{p1}}$	$\frac{1}{C_2 - C_{p2}}$	$\frac{1}{C_3 - C_{p3}}$	$\frac{1}{C_4 - C_{p4}}$	$\frac{1}{C_{\dots} - C_{p\dots}}$	$\frac{1}{C_k - C_{pk}}$

За даними таблиці 1.13 будують криву і визначають ЧОП, як показано на рисунку 3.2.

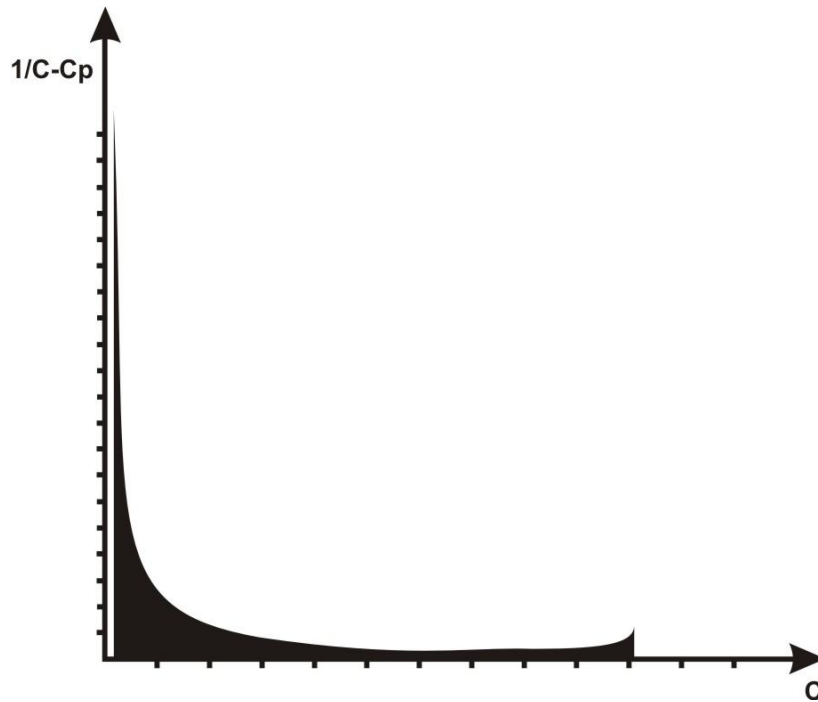


Рисунок 1.14 – Визначення числа одиниць переносу методом графічного інтегрування

За рисунку 1.14 вимірюємо площу, обмежену кривою, крайніми ординатами, що відповідають C_n і C_k , і віссю абсцис (площа, заштрихована на рис. 1.14). Після цього знаходимо величину інтеграла з урахуванням масштабів M_1 і M_2 , що виражають число одиниць в 1 мм на осі ординат і осі абсцис графіка:

$$\text{ЧОП} = n = \int_{C_k}^{C_n} \frac{dC}{C - C_p} = f M_1 M_2 = 11,5 \cdot 0,2 \cdot 2 = 4,6.$$

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 $a_{дин}$ 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 1.14 – Вихідні данні для самостійного вирішення

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 1.15. 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 $C_{np} = 0,1$ 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:

$$\tau = \frac{h_{cl}}{v \cdot \beta} - \frac{-\ln \varphi - 1}{0,92 \cdot v^{0,5} \cdot d_s^{-1,5} \cdot \beta^{0,5}}, \quad (1.47)$$

де τ – час фільтрування до заданого значення проскоку, ч;
 v – швидкість фільтрування, м/год; d_s – діаметр зерна катіоніта, мм;
 h_{cl} – висота шару катіоніту, м; $\varphi = C_\phi / C_0$; $\beta = C_0 / q_0$; C_0 і C_ϕ – 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 1.15 – Вихідні данні для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
$C_0 - \text{г-екв/м}^3$	5	6	8	7,5	6,3
$h_{\text{сл}} \text{ м}$	1,8	1,7	1,5	1,9	1,65
$d_k, \text{ мм}$	0,8	0,6	0,8	0,6	0,8
$Q, \text{ м}^3/\text{год}$	137	182	182	182	182
$C_{\text{пр}}, \text{ г-екв/м}^3$	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
$q_0, \text{ г-екв/м}^3$	1 000	1 100	980	990	1050

Приклад 1.16. 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 $y_p = 0,5 \times x$.

Знайти середню рушійну силу процесу ($\Delta y_{\text{cp}}, \Delta x_{\text{cp}}$), 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. 1.15).

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

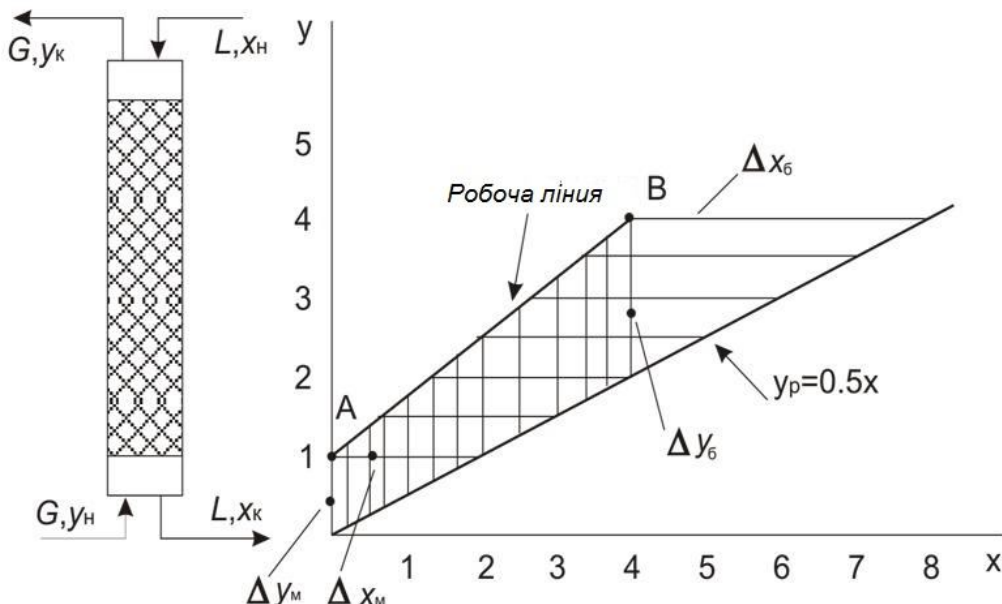


Рисунок 1.15 – Принципова схема процесу абсорбції з протилежним рухом взаємодіючих фаз і його зображення на $y-x$ діаграмі

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

$$m_y = \frac{y_H - y_K}{\Delta y_{cp}} = \frac{4-1}{1,5} = 2; \quad m_x = \frac{x_K - x_H}{\Delta x_{cp}} = \frac{4-0}{3} = 1,33.$$

4. Визначення L/G (з матеріального балансу)

$$L(x_K - x_H) = G(y_H - y_K)$$

$$\frac{L}{G} = \frac{y_H - y_K}{x_K - x_H} = \frac{4-1}{4-0} = 0,75.$$

Таблиця 1.16 – Вихідні дані для самостійного вирішення

Вихідні дані	Номери варіантів				
	1	2	3	4	5
Концентрація компонента, у газовій фазі y_H, y_K %, мас	$y_H = 4,5 \%$ $y_K = 1 \%$	$y_H = 5 \%$ $y_K = 1 \%$	$y_H = 4,2 \%$ $y_K = 1 \%$	$y_H = 4,8 \%$ $y_K = 1 \%$	$y_H = 5,5 \%$ $y_K = 1 \%$
Концентрація компонента, у рідкій фазі $x_H = 0, x_K = 4 \%$ мас.	$x_K = 4,5 \%$	$x_K = 5 \%$	$x_K = 4,3 \%$	$x_K = 4 \%$	$x_K = 5,5 \%$
Рівняння ізотерми	$y_p = 0,5x$	$y_p = 0,5x$	$y_p = 0,5x$	$y_p = 0,5x$	$y_p = 0,5x$

Приклад 1.17. За даними, наведеними в таблиці 3.6, 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 1.17 – Дані 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 табл. 3.6, побудувати залежність $L-\tau_{np}$, як це показано на рис. 1.16.

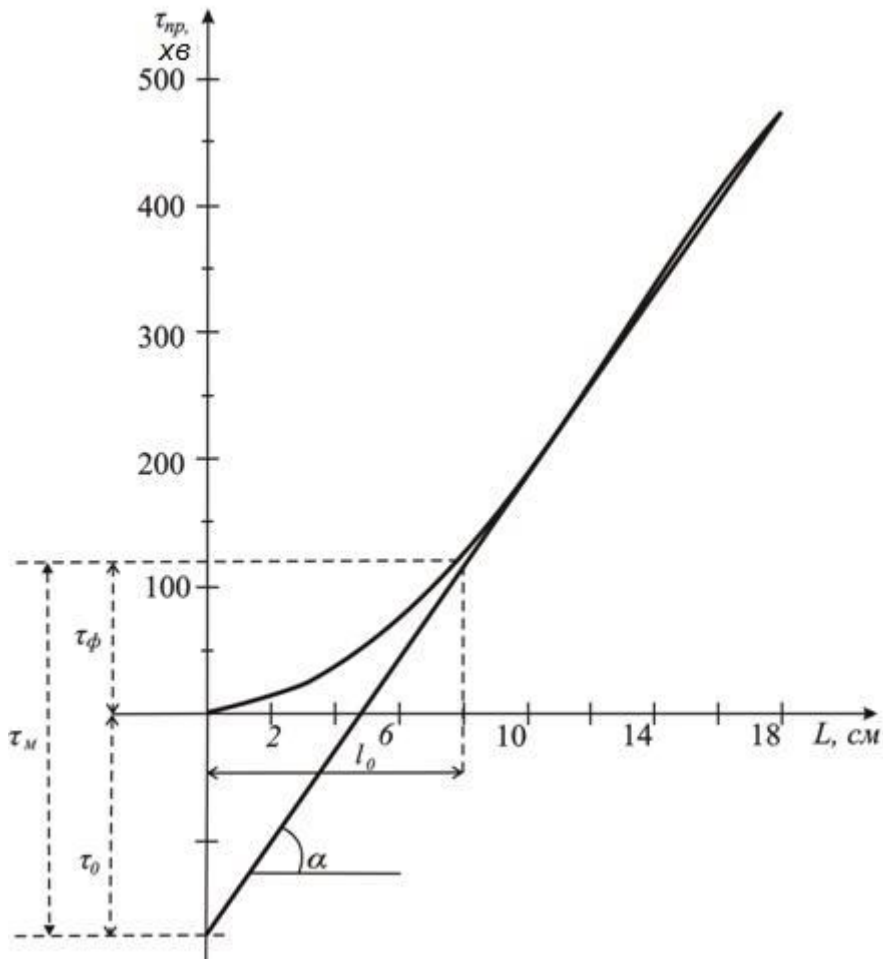


Рисунок 1.16 – Графічна інтерпретація зв'язку $L-\tau_{np}$

Провести дотичну лінію під кутом α , як показано на рисунку 1.16. За побудованим графіком визначаємо невідомі динамічні характеристики фільтруючого шару.

1. Знаходимо коефіцієнт захисної дії шару K :

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

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

2. За рисунком 1.16 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 1.18 – Вихідні дані для самостійного вирішення

Номери варіантів	Вихідні дані						
	2	3	4	5	6	7	8
1	$L, \text{ см}$	1	3	4	5	6	7
	$\tau_{np}, \text{ хв}$	12	38	72	110	270	500

Продовження таблиці 1.18

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

**Визначення дози активованого вугілля
для різних схем адсорбційного очищення природних вод**

Приклад 1.18. Використовуючи ізотерму адсорбції, знайти дозу адсорбенту для прямої установки, якщо початкове значення біхроматної окислюваності у воді становить 25 мгО/дм³, а після очищення – 10 мгО/дм³. На рис. 1.17 показані ізотерма і робоча лінія.

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

$$D = \frac{C_0 - C_k}{a_k}, \quad (1.48)$$

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

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

a_k – величина адсорбції, визначається за відповідним рисунком.

Для даної прямої установки дозу активованого вугілля БАУ (a_k – визначаємо за рисунку 1.17:

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

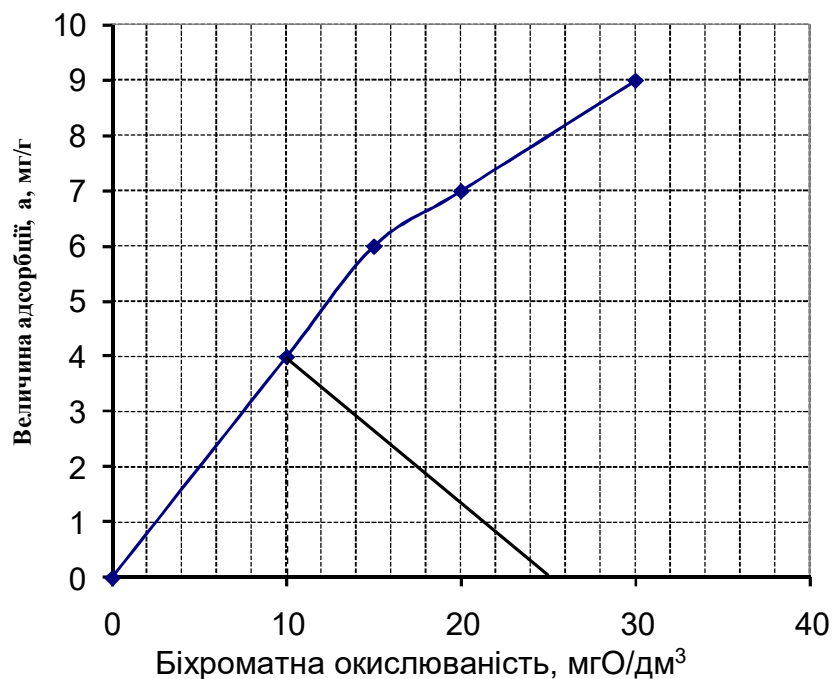


Рисунок 1.17 – Визначення дози адсорбенту для установки з прямоточним рухом води і активного вугілля БАУ

Приклад 1.19. 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 мгО/дм³ до 10 мгО/дм³, як показано на рисунку 1.18.

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

$$D_1 = \frac{C_0 - C_1}{a_1}, \quad (1.49)$$

на другому ступені

$$D_2 = \frac{C_1 - C_2}{a_2}, \quad (1.50)$$

на третьому ступені:

$$D_3 = \frac{C_2 - C_{\kappa}}{a_{\kappa}}, \quad (1.51)$$

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 1.18;

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 1.18.

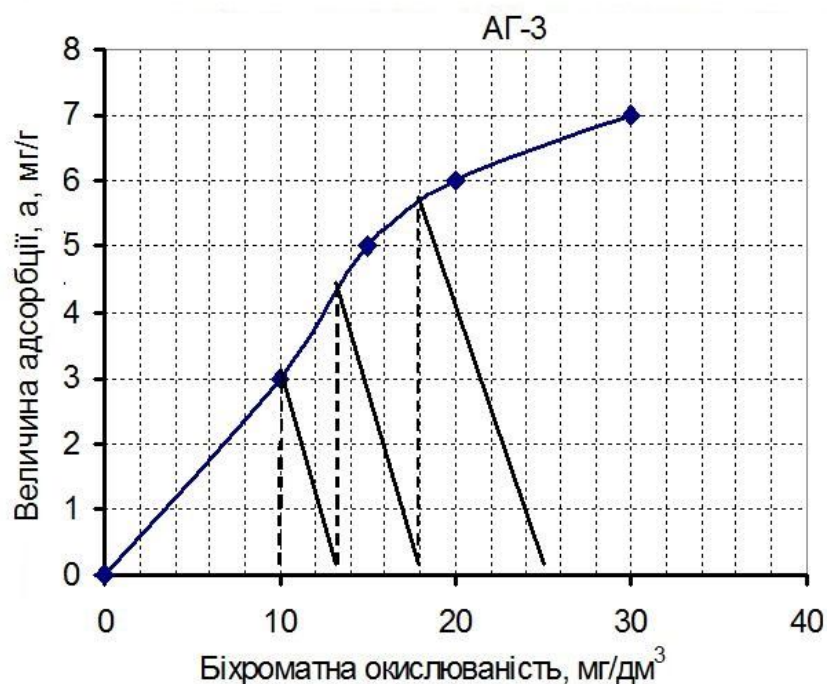


Рисунок 1.18 – Визначення дози адсорбенту для триступеневої установки з перехресним рухом води і активованого вугілля АГ-3

Для даного випадку доза активованого вугілля АГ-3 на першій ступені (a_k – визначаємо за рисунком 1.18):

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

на другій ступені:

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

на третій ступені:

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

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

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

Таблиця 1.19 – Вихідні дані для самостійного вирішення

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

Приклад 1.20. 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:

$$Q = \frac{V \times C_0 \times n}{100} \text{ кг/год} \quad (1.52)$$

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

Середня рушійна сила процесу десорбції визначається за рівнянням:

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p' - \Delta p''}{2,3 \times \lg \frac{\Delta p'}{\Delta p''}}, \text{ мм рт. ст.} \quad (1.53)$$

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

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

$$F' = \frac{Q}{K' \times \Delta p_{cp}} \quad (1.54)$$

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

Таблиця 1.20 – Вихідні данні 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

2 РОЗРАХУНКОВО-ГРАФІЧНА РОБОТА

2.1 Побудова лінії рівноваги

Розглянемо приклад з наступними вихідними даними:

1. Початкова концентрація забруднюючих речовин у воді $C_0=200$, мг/дм³.
2. Кінцева концентрація забруднюючих речовин у воді $C_k=7$, мг/дм³.
3. Коефіцієнт розподілу $K=0,77$.

Розрахунок будь-якої схеми адсорбційного очищення починають з побудови лінії рівноваги (ізотерми адсорбції) $a = f(C)$. Вона показує залежність концентрації речовини між фазами в рівноважних умовах. Знаючи закон розподілу концентрації речовини, що поглинається, між сорбентом і рідиною, можна визначити коефіцієнт $K = \frac{a}{C}$ розподілу і рівняння ізотерми, якщо вона прямолінійна:

$$a = K \cdot C \quad (2.1)$$

Знаючи рівноважну концентрацію органічних речовин в очищеній воді C_k , визначаємо рівноважну концентрацію у активованому вугіллі:

- графічно (за ізотермом) – $a_k = 5.39$ мг/г, (рис. 2.1);
- розрахунковим способом – $a_k = 0.77 \cdot 7 = 5.39$ мг/г.

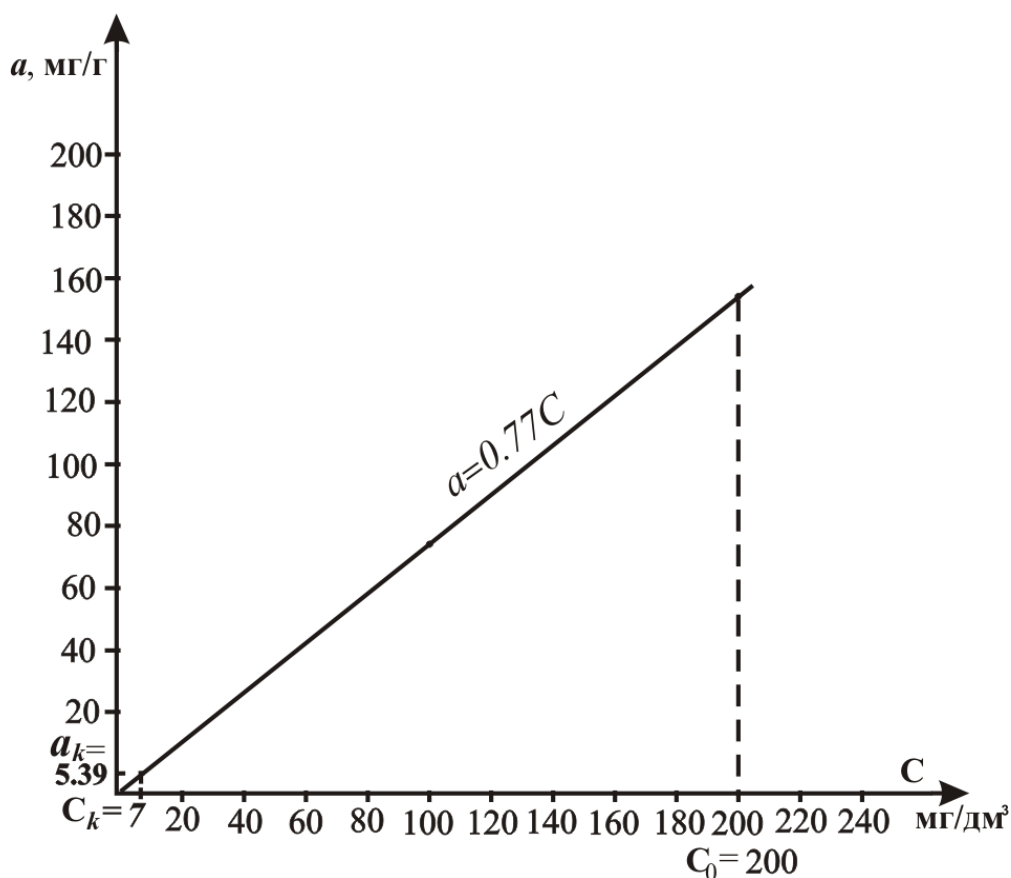


Рисунок 2.1 – Лінія рівноваги (ізотерма)

2.2 Принципові схеми взаємодії води і адсорбенту

Залежно від напрямку відносного руху фаз цієї схеми можна класифікувати в такий спосіб:

- 1) прямоточні (рис. 2.2);
- 2) з перехресним рухом (рис. 2.3);
- 3) протиточні (схеми, за якими вода і адсорбент рухаються у протилежних напрямках) (рис. 2.4).

Принципова схема прямоточної одноступеневої установки

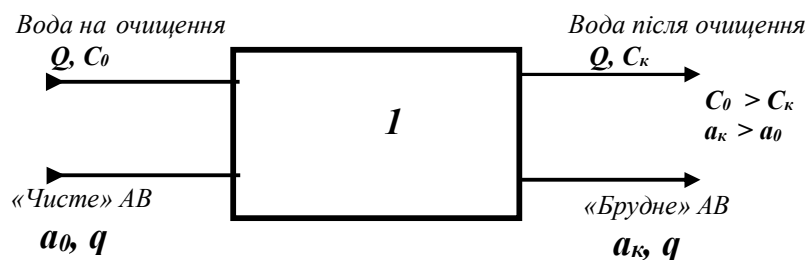


Рисунок 2.2 – Одноступенева прямоточна установка:

Q, q – витрати відповідно води і адсорбенту, м³/год, кг/год; C_0, a_0 – початкова (вихідна) концентрації компонента, що вилучається, у воді й АВ, мг/дм³, мг/г; C_k, a_k – кінцеві концентрації речовини, що вилучається, у воді й АВ, мг/дм³, мг/г.

Принципова схема двоступеневої установки з перехресним рухом фаз

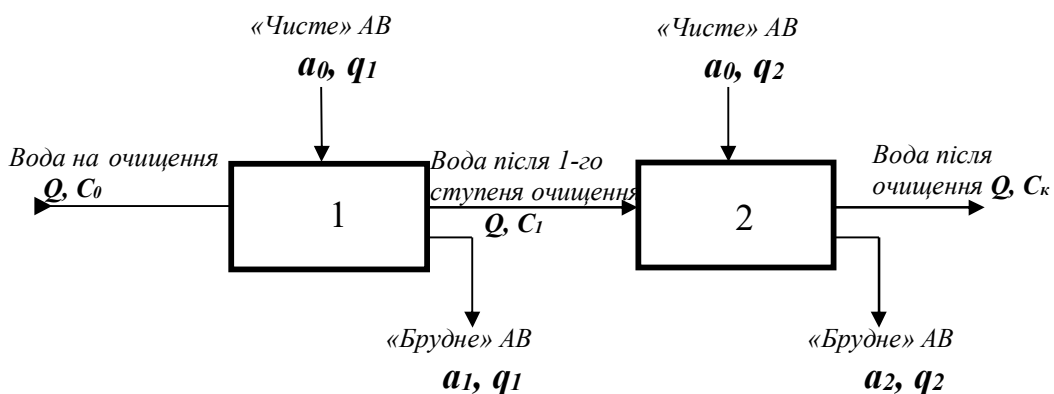


Рисунок 2.3 – Двоступенева установка з перехресним рухом фаз:

q_1, q_2 – витрати адсорбенту на першому і другому ступені;

$C_0 > C_1 > C_k$ мг/дм³, при цьому витрата води Q , м³/ч, не змінюється (постійна);

$$a_1 > a_2 > a_0 \text{ мг/г.}$$

Сумарна витрата адсорбенту:

$$q_{\text{пер.}} = q_1 + q_2, \text{ кг/год.}$$

Принципова схема двоступеневої установки з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

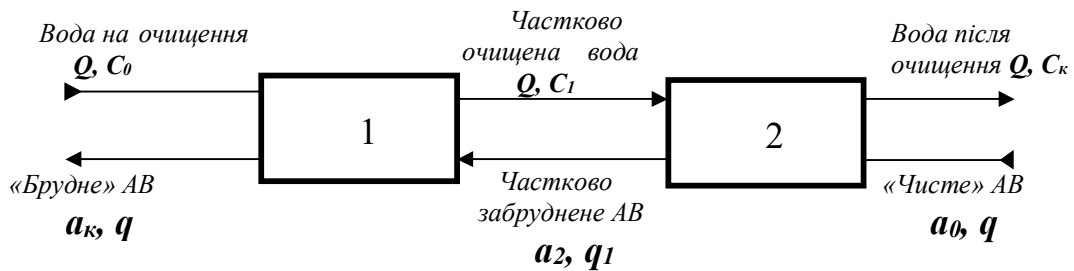


Рисунок 2.4 – Двоступенева установка з рухом води і вугілля у протилежних напрямках:

1 – перший ступінь очищення; 2 – другий ступінь очищення

$C_0 > C_1 > C_k \text{ мг/дм}^3$, при цьому витрата води Q , м³/год, не змінюється;
 $a_k > a_2 > a_0 \text{ мг/г}$, при цьому витрата адсорбенту q не змінюється, кг/год.

2.3 Визначення дози АВ для сорбційних установок з прямим рухом вугілля і води

У таких умовах взаємодіючі фази рухаються в одному напрямку, і по шляху їхнього руху відбувається адсорбція. Концентрація органічних (забруднюючих) речовин у воді буде зменшуватися від C_0 до C_k , а в адсорбенті збільшуватися від a_0 до a_k (рис. 2.5).

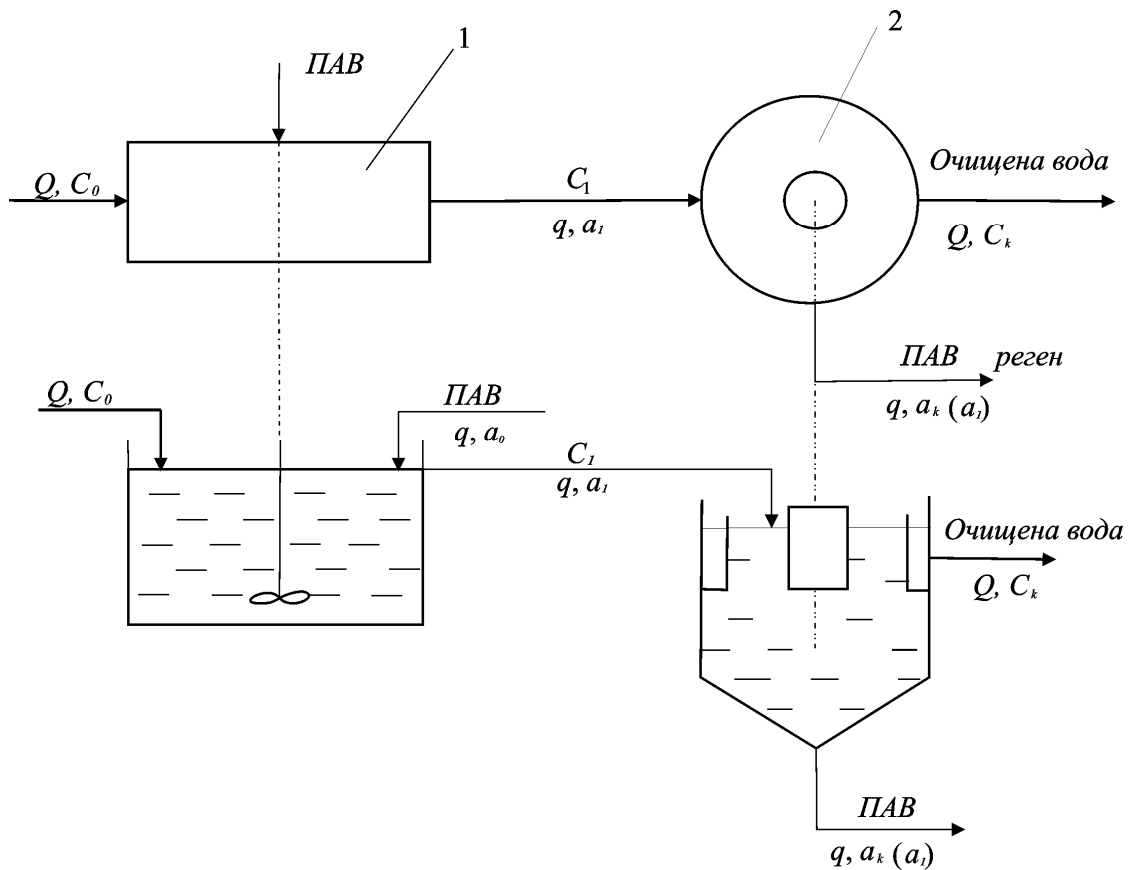


Рисунок 2.5 – Схема одноступеневої проточної установки:
1 – апарат з перемішуванням; 2 – відстійник

За законом збереження маси зберігається баланс речовини. Рівняння матеріального балансу для процесу адсорбції з прямим рухом фаз:

$$Q \cdot C_0 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_k + q \cdot a_k, \quad (2.2)$$

$$Q \cdot (C_0 - C_k) = q \cdot (a_k - a_0); \quad \frac{C_0 - C_k}{a_k - a_0} = \frac{q}{Q}. \quad (2.3)$$

На вході сорбент не містить забруднюючих речовин, що вилучаються із води, тому: $a_0 = 0$, $a_k = K \cdot C_k$. Таким чином, дозу активованого вугілля для одноступеневої проточної установки визначаємо за формулою

$$D = \frac{C_0 - C_k}{K \cdot C_k}, \quad \text{г/дм}^3, \quad (2.4)$$

$$D = \frac{200 - 7}{0.77 \cdot 7} = 35.8 \text{ г/дм}^3.$$

Визначення дози графічним способом. Для цього необхідно скористатися побудованою ізотермою і робочою лінією за вихідними даними (рисунок 2.6).

$$D = \frac{C_0 - C_k}{K \cdot C_k} = \text{ctg} \alpha = \frac{200 - 7}{5.39} = 35.8 \text{ г/дм}^3. \quad (2.5)$$

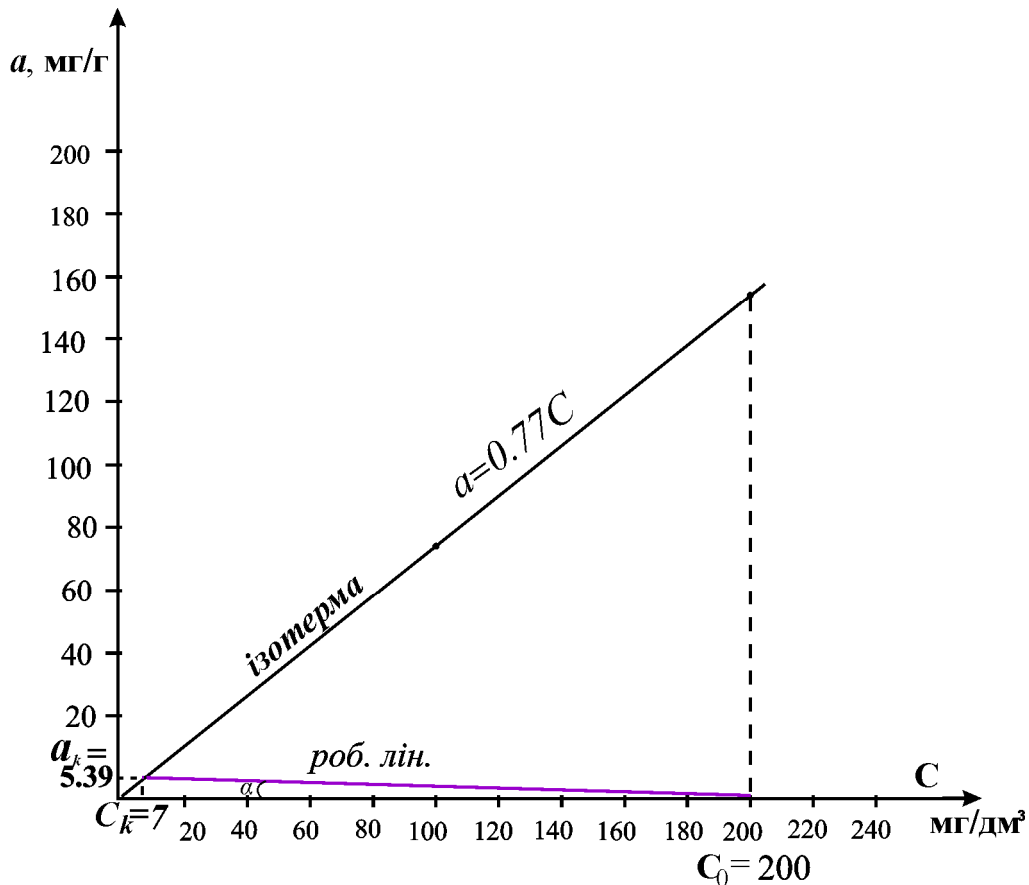


Рисунок 2.6 – Ізотерма і робоча лінія одноступеневої установки з прямим рухом фаз

Істотним недоліком прямоточних схем очищення води є висока витрата сорбенту, величина якого залежить від залишкової рівноважної концентрації речовини у воді на виході з апарату, отже чим нижче припустима концентрація речовини в обробленій воді, тим менше величина питомої адсорбції і більше доза активованого вугілля.

2.4 Установка з перехресним рухом води і вугілля

У такій установці вода послідовно проходить через два ступеня очищення. На кожний ступінь подається чисте АВ в рівних кількостях (рис.2.7). Міра насичення сорбенту на виході з першого і другого ступеня різна, тому що залежить від концентрації забруднюючій речовини у воді. На першому ступені подається вода з вихідною кількістю речовин. Вихідна вода з першого ступеня (після очищення) містить менше органічних забруднень у порівнянні з вихідною водою, що подається на другий ступінь, де контактує з чистим АВ і остаточно очищується. Адсорбент після кожного ступеня очищення відокремлюється від води у відстійнику, після чого відправляється на регенерацію. Адсорбційна ємкість активованого вугілля найбільш повно використовується у першому (по руху води) адсорбері.

2.4.1 Двоступенева схема очищення

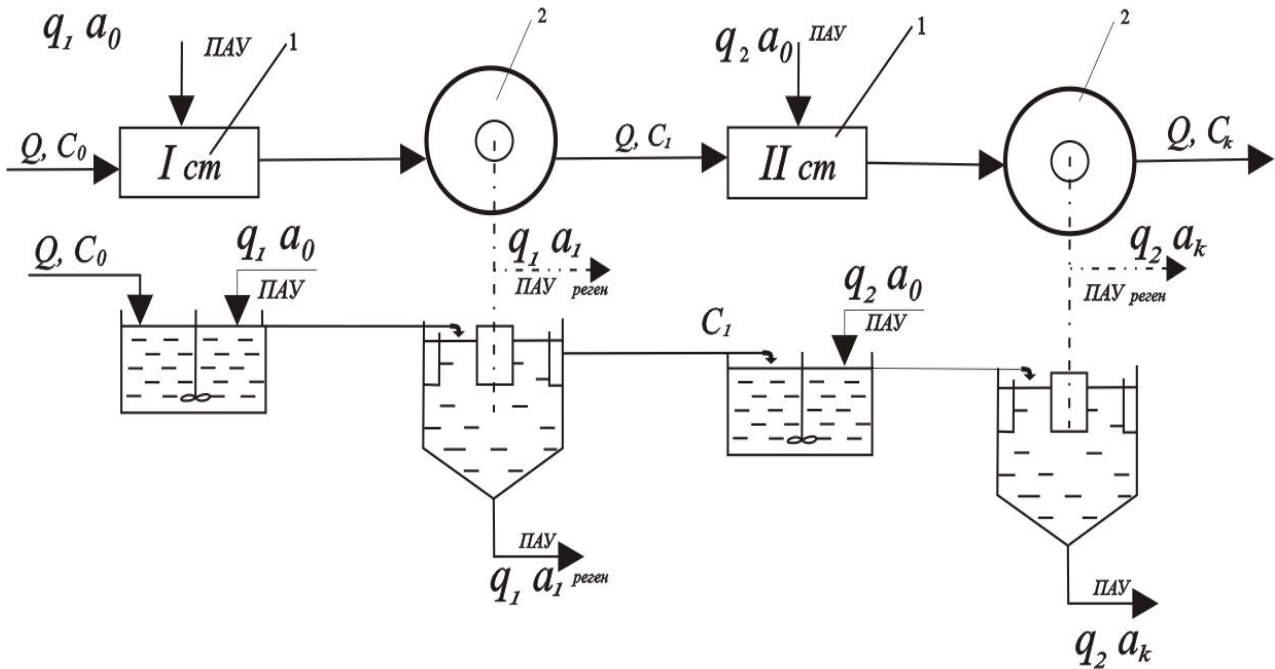


Рисунок 2.7 – Схема двоступеневого очищення з перехресним рухом активованого вугілля і води:

1 – апарат з перемішуванням; 2 – відстійник

Визначаємо дозу АВ, поданого на установку, вважаючи (умовно), що на кожний ступінь подаються однакові кількості активованого вугілля, тобто $q_1 = q_2$, кг/год:

$$D_1 = \frac{q_1}{Q}, \quad D_2 = \frac{q_2}{Q}, \quad (2.6)$$

$$D_1 = D_2 \quad (2.7)$$

Тоді загальна витрата вугілля буде $q = q_1 + q_2$, а загальна доза: $D = D_1 + D_2$. Матеріальний баланс на кожному ступені:

1-й ступінь:

$$Q \cdot C_0 + q_1 \cdot a_0 = Q \cdot C_1 + q_1 \cdot a_1; \quad (2.8)$$

$$Q \cdot (C_0 - C_1) = q_1 \cdot a_1; \quad (2.9)$$

$$D_1 = \frac{q_1}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{a_1} = \frac{(C_0 - C_1)}{K \cdot C_1}. \quad (2.10)$$

2-й ступень:

$$Q \cdot C_1 + q_2 \cdot a_0 = Q \cdot C_k + q_2 \cdot a_k; \quad (2.11)$$

$$Q \cdot (C_1 - C_k) = q_2 \cdot a_k; \quad (2.12)$$

$$D_2 = \frac{q_2}{Q} = \frac{(C_1 - C_k)}{a_k} = \frac{(C_1 - C_k)}{K \cdot C_k}, \quad (2.13)$$

$$D_1 = D_2$$

$$\frac{(C_0 - C_1)}{K \cdot C_1} = \frac{(C_1 - C_k)}{K \cdot C_k}; \quad (2.14)$$

$$(C_0 - C_1) \cdot K \cdot C_k = (C_1 - C_k) \cdot K \cdot C_1. \quad (2.15)$$

Розрахунок.

За формулі (2.9) і (2.10) визначаємо C_1 :

$$\frac{(C_0 - C_1)}{K \cdot C_1} = \frac{(C_1 - C_k)}{K \cdot C_k}; \quad (200 - C_1) \cdot 0.77 \cdot 7 = (C_1 - 7) \cdot 0.77 \cdot C_1,$$

$$(200 - C_1) \cdot 7 = C_1^2 - 7 \cdot C_1;$$

$$1400 - 7 \cdot C_1 = C_1^2 - 7 \cdot C_1;$$

$$C_1^2 = 1400; \quad C_1 = \sqrt{1400} = 37.41 \text{ мг/дм}^3.$$

$$D_1 = \frac{(200 - 37.41)}{0.77 \cdot 37.41} = 5.64 \text{ г/дм}^3; \quad D_2 = \frac{(37.41 - 7)}{0.77 \cdot 7} = 5.64 \text{ г/дм}^3.$$

$$D = D_1 + D_2 = 5.64 + 5.64 = 11.28 \text{ г/дм}^3.$$

Графічний спосіб. На рисунку 2.8 зображена лінія рівноваги (ізотерма) і робочі лінії для двоступеневої установки з перехресним рухом активованого вугілля і води. Нахил робочих ліній визначається $\text{ctg}\alpha_1$ і $\text{ctg}\alpha_2$.

Дози вугілля, які подають на кожний ступінь очищення, рівні, тому:

$$D_1 = D_2, \quad D_1 = \frac{q_1}{Q}, \quad D_2 = \frac{q_2}{Q}, \quad D_1 = \text{ctg}\alpha_1, \quad D_2 = \text{ctg}\alpha_2.$$

$$D_1 = \text{ctg}\alpha_1 = \frac{C_0 - C_1}{a_1} = \frac{200 - 37.41}{28.8} = 5.64 \text{ г/дм}^3;$$

$$D_2 = \text{ctg}\alpha_2 = \frac{C_1 - C_k}{a_k} = \frac{37.41 - 7}{5.39} = 5.64 \text{ г/дм}^3.$$

$$\text{Загальна доза: } D = D_1 + D_2 = 5.64 + 5.64 = 11.28 \text{ г/дм}^3.$$

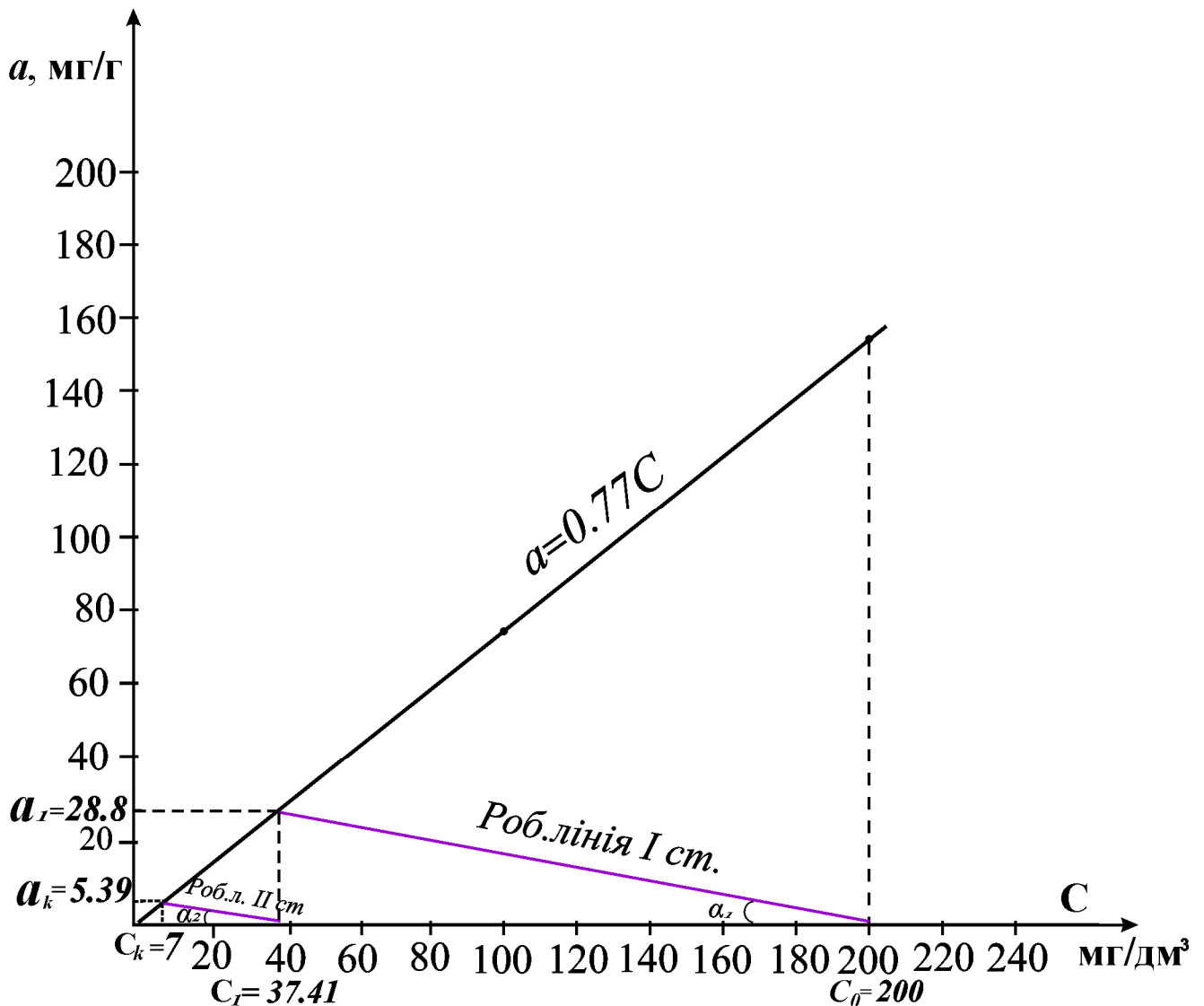


Рисунок 2.8 – Ізотерма і робоча лінія для двоступеневої схеми очищення з перехресним рухом активованого вугілля і води

2.4.2 Триступенева схема очищення

У такій установці вода послідовно проходить через три ступеня очищення. На кожний ступінь також подається чисте АВ в рівних кількостях (рис.2.9). Міра насичення сорбенту на виході з першого, другого і третього ступенів різна, тому що залежить від концентрації забруднюючій речовини у воді.

На перший ступень подається вихідна вода. Далі з першого ступеня (після очищення) вода містить менше органічних забруднень у порівнянні з вихідною водою та подається на другий ступень, де контактує з чистим АВ і віддає йому частину забруднень. З другого ступеня вода надходить на третій ступень очищення. Адсорбент після кожного ступеня очищення відокремлюється від води у відстійнику, після чого відправляється на регенерацію. Адсорбційна ємкість активованого вугілля найбільш повно використовується у першому (по руху води) адсорбері.

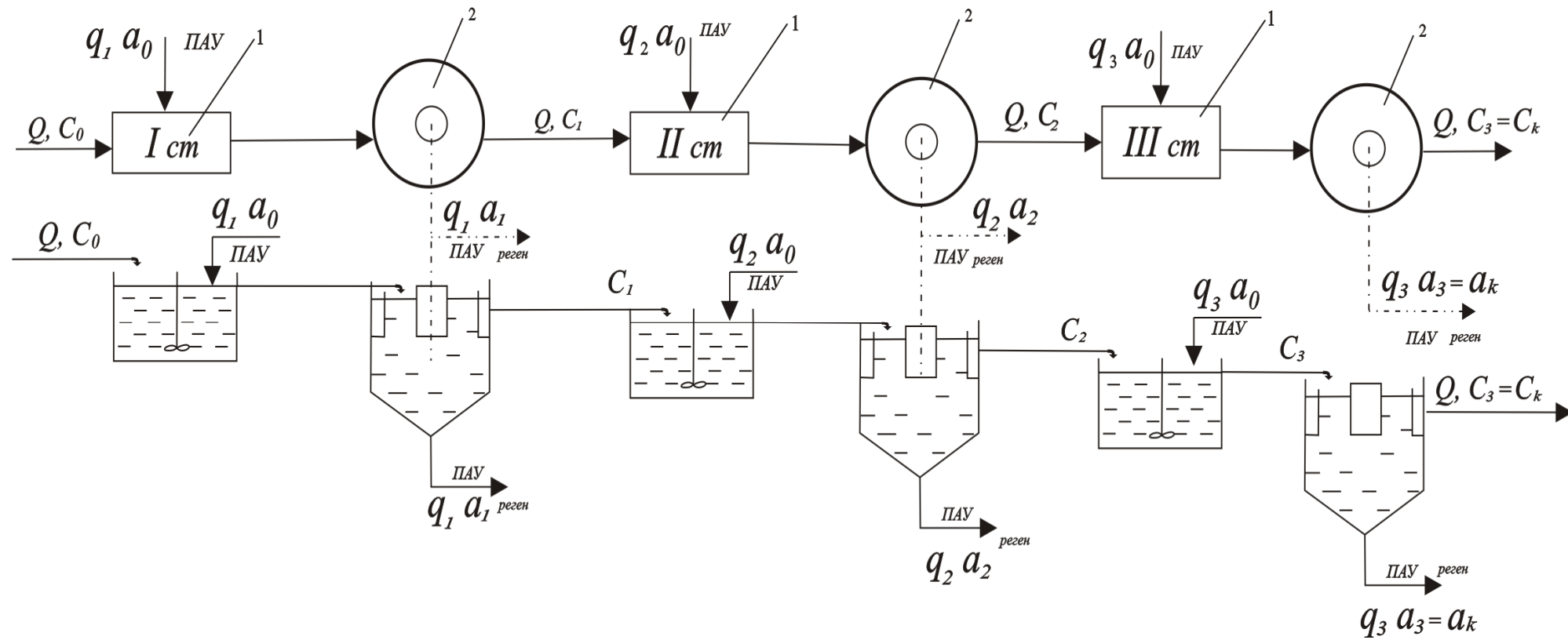


Рисунок 2.9 – Схема триступеневого очищення з перехресним рухом активованого вугілля і води:
 1 – апарат з перемішуванням; 2 – відстійник

Визначаємо дозу АВ з умов, що на кожний ступінь подається рівна кількість вугілля:

$$\begin{aligned} q_1 &= q_2 = q_3; \\ D_1 &= \frac{q_1}{Q}; D_2 = \frac{q_2}{Q}; D_3 = \frac{q_3}{Q}; \\ D_1 &= D_2 = D_3 \end{aligned} \quad (2.16)$$

Доза АВ, поданого на очищення, дорівнює:

$$\begin{aligned} D &= D_1 + D_2 + D_3, \\ D_1 &= \operatorname{ctg}\alpha_1, D_2 = \operatorname{ctg}\alpha_2, D_3 = \operatorname{ctg}\alpha_3. \end{aligned} \quad (2.17)$$

Аналiтичний спiсiб визначення дози адсорбенту (АВ)

1-й ступiнь: $Q \cdot C_0 + q_1 \cdot a_0 = Q \cdot C_1 + q_1 \cdot a_1$,

$$\begin{aligned} Q \cdot (C_0 - C_1) &= q_1 \cdot a_1, \\ D_1 &= \frac{q_1}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{a_1} = \frac{(C_0 - C_1)}{K \cdot C_1}, \\ D_1 \cdot K \cdot C_1 &= C_0 - C_1; \\ C_1 &= \frac{C_0}{D_1 K + 1}. \end{aligned} \quad (2.18)$$

2-й ступiнь: $Q \cdot C_1 + q_2 \cdot a_0 = Q \cdot C_2 + q_2 \cdot a_2$,

$$\begin{aligned} Q \cdot (C_1 - C_2) &= q_2 \cdot a_2, \\ D_2 &= \frac{q_2}{Q} = \frac{(C_1 - C_2)}{a_2} = \frac{(C_1 - C_2)}{K \cdot C_2}, \\ D_2 \cdot K \cdot C_2 &= C_1 - C_2; \\ C_2 &= \frac{C_1}{D_2 K + 1} = \frac{C_0}{(D_1 \cdot K + 1)(D_2 \cdot K + 1)} = \frac{C_0}{(D_2 \cdot K + 1)^2}. \end{aligned} \quad (2.19)$$

3- й ступiнь: $Q \cdot C_2 + q_3 \cdot a_0 = Q \cdot C_3 + q_3 \cdot a_3$,

$$\begin{aligned} Q \cdot (C_2 - C_3) &= q_3 \cdot a_3, \\ D_3 &= \frac{q_3}{Q} = \frac{(C_2 - C_3)}{a_3} = \frac{(C_2 - C_3)}{K \cdot C_3}, \\ D_3 \cdot K \cdot C_3 &= C_2 - C_3; \\ C_3(C_k) &= \frac{C_2}{D_3 K + 1} = \frac{C_0}{(D_1 \cdot K + 1)(D_2 \cdot K + 1)(D_3 \cdot K + 1)} = \frac{C_0}{(D_i \cdot K + 1)^3}. \end{aligned} \quad (2.20)$$

У загальному виглядi концентрацiя C_i для будь-якого i - го ступеня буде:

$$C_i = \frac{C_0}{(D_i \cdot K + 1)^i}, \quad (2.21)$$

$C_k = \frac{C_0}{(D_i \cdot K + 1)^3}$; $(D_i \cdot K + 1)^3 = \frac{C_0}{C_k}$, звiдки доза для одного ступеня:

$$D_i = \frac{\left(\sqrt[3]{\frac{C_0}{C_k}} - 1 \right)}{K}, \quad (2.22)$$

$$D_1 = D_2 = D_3 = \frac{\left(\sqrt[3]{\frac{C_0}{C_k}} - 1 \right)}{K} = \frac{\left(\sqrt[3]{\frac{200}{7}} - 1 \right)}{0.77} = 2,66 \text{ г/дм}^3.$$

Доза АВ, подаваного на очищення, у таких умовах дорівнює:

$$D = D_1 + D_2 + D_3 = 2,66 \cdot 3 = 7,98 \text{ г/дм}^3;$$

$$C_1 = \frac{C_0}{D_1 K + 1} = \frac{200}{2,66 \cdot 0,77 + 1} = 65,61 \text{ мг/дм}^3;$$

$$a_1 = K \cdot C_1 = 0,77 \cdot 65,61 = 50,52 \text{ мг/г};$$

$$C_2 = \frac{C_0}{(D_2 K + 1)^2} = \frac{200}{(2,66 \cdot 0,77 + 1)^2} = 21,52 \text{ мг/дм}^3.$$

$$a_2 = K \cdot C_2 = 0,77 \cdot 21,52 = 16,57 \text{ мг/г}.$$

Графічний спосіб визначення дози вугілля.

$D_1 = ctg\alpha_1$, $D_2 = ctg\alpha_2$, $D_3 = ctg\alpha_3$. Будуємо на графіку три робочі лінії з однаковим нахилом (рис. 2.10).

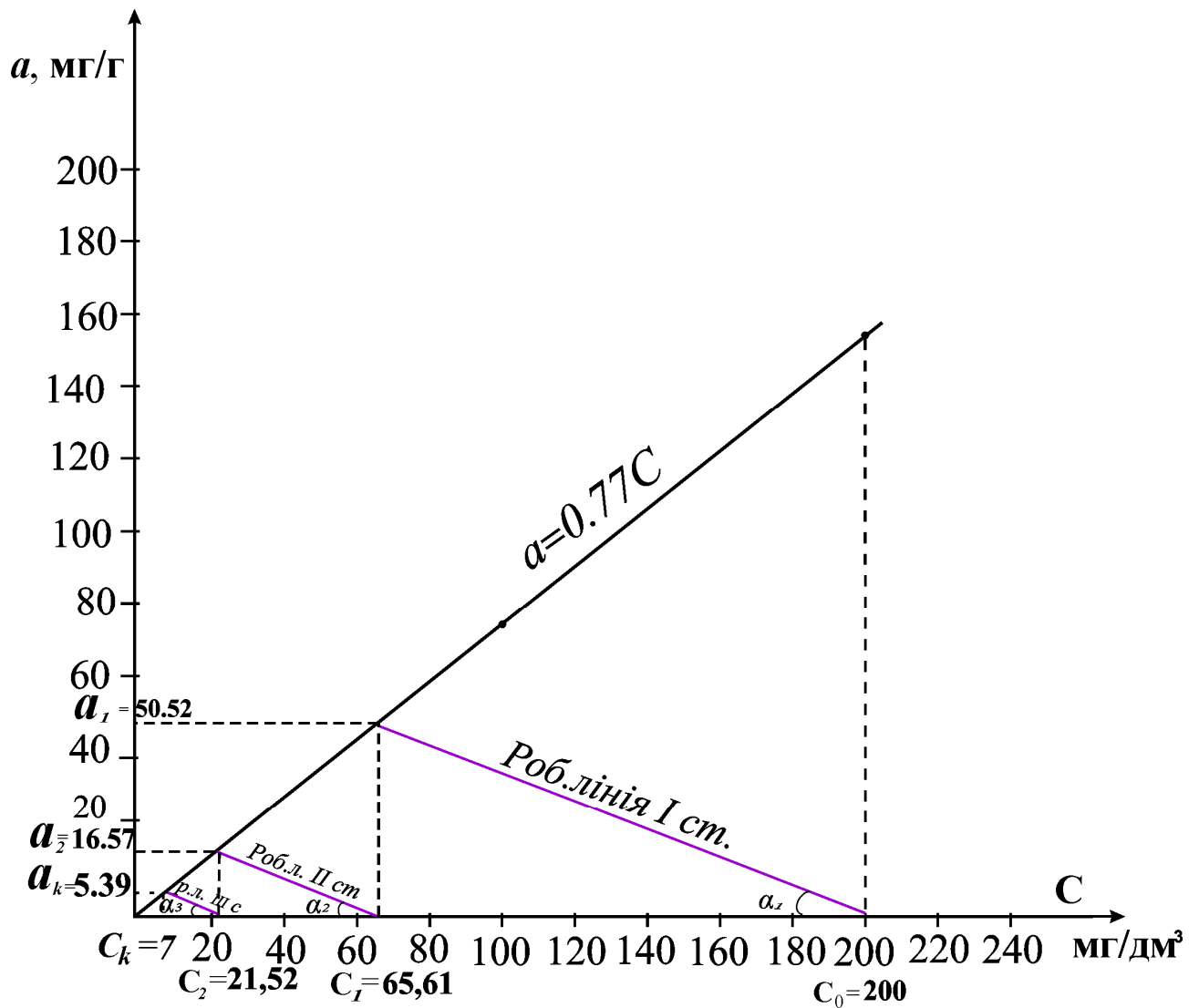


Рисунок 2.10 – Ізотерма і робоча лінія для триступеневої схеми очищення з перехресним рухом активованого вугілля і води

$$D_1 = \operatorname{ctg} \alpha_1 = \frac{200 - 65.61}{50.52} = 2.66 \text{ г/дм}^3; D_2 = \operatorname{ctg} \alpha_2 = \frac{65.61 - 21.52}{16.57} = 2.66 \text{ г/дм}^3;$$

$$D_3 = \operatorname{ctg} \alpha_3 = \frac{21.52 - 7}{5.39} = 2.69 \text{ г/дм}^3;$$

$$D = D_1 + D_2 + D_3 = 2.66 + 2.66 + 2.69 = 8.01 \text{ г/дм}^3.$$

2.5 Установка з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

Сорбент, насичений речовиною до стану рівноваги в розчині з однією концентрацією, може поглинати ще деяку кількість речовини, якщо його помістити в більш концентрований розчин тієї ж речовини.

Принцип роботи установки полягає в тому, що свіже АВ подається в апарат з мішалкою на останній ступінь очищення. Туди ж надходить вода з відстійника передостаннього ступеня. Свіже АВ вступає у контакт з водою, що

пройшла часткове очищення, і дочищає воду до потрібної концентрації (кінцевої). Потім АВ і очищена вода надходять у відстійник останнього ступеня, де відбувається розділення води і вугілля. АВ у вигляді концентрованої пульпи подається з відстійника останнього ступеня у апарат з мішалкою передостаннього ступеня, де так само поглинає забруднення у результаті контакту з водою. Відділення АВ від води здійснюється у відстійнику передостаннього ступеня, звідки прояснена вода надходить в апарати з мішалками кінцевої ступені, а АВ подається у апарат з мішалкою першого ступеня.

Таким чином, вода, що очищується, проходить послідовно всі ступені, а АВ рухається у зворотному напрямку (щодо руху води), досягаючи при виході з відстійника першого ступеня високого рівня насичення. Відпрацьоване АВ подається на регенерацію.

2.5.1 Двоступенева установка з рухом води і вугілля у протилежних напрямках
 Схема двоступеневої установки з рухом води і вугілля у протилежних напрямках наведена на рисунку 2.11. Визначення дози АВ наведено нижче.

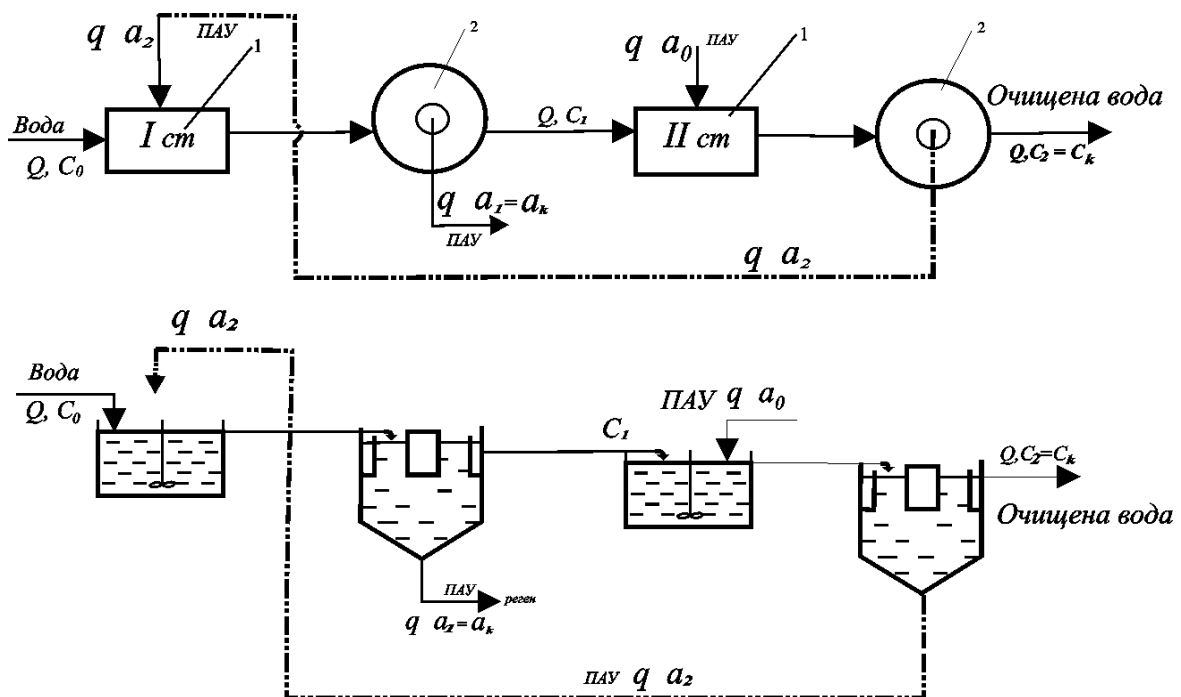


Рисунок 2.11 – Схема очищення двоступеневої установки з рухом води і вугілля у протилежних напрямках: 1– апарат з перемішуванням; 2 – відстійник

Визначення дози АВ графічно показано на рисунку 2.12.

$$D_1 = ctg\alpha_1; D_2 = ctg\alpha_2; D = ctg\alpha; \quad (2.23)$$

$$D_1 = \frac{q}{Q}; D_2 = \frac{q}{Q}; D = \frac{q}{Q}; \quad (2.24)$$

$$D_1 = D_2 = D. \quad (2.25)$$

Будують робочу лінію для всієї установки. Між робочою лінією та ізотермою вписують дві ступені. Починають з C_k і т.д.

На рисунку 2.12 визначають $ctg\alpha_1$; $ctg\alpha_2$; $ctg\alpha$:

$$D_1 = ctg\alpha_1 = \frac{200 - 40.42}{31.12 - 5.39} = 6.2 \text{ з/дм}^3; \quad (2.26)$$

$$D_2 = ctg\alpha_2 = \frac{40.42 - 7}{5.39} = 6.2 \text{ з/дм}^3; \quad (2.27)$$

$$D = ctg\alpha = \frac{200 - 7}{31.12} = 6.2 \text{ з/дм}^3. \quad (2.28)$$

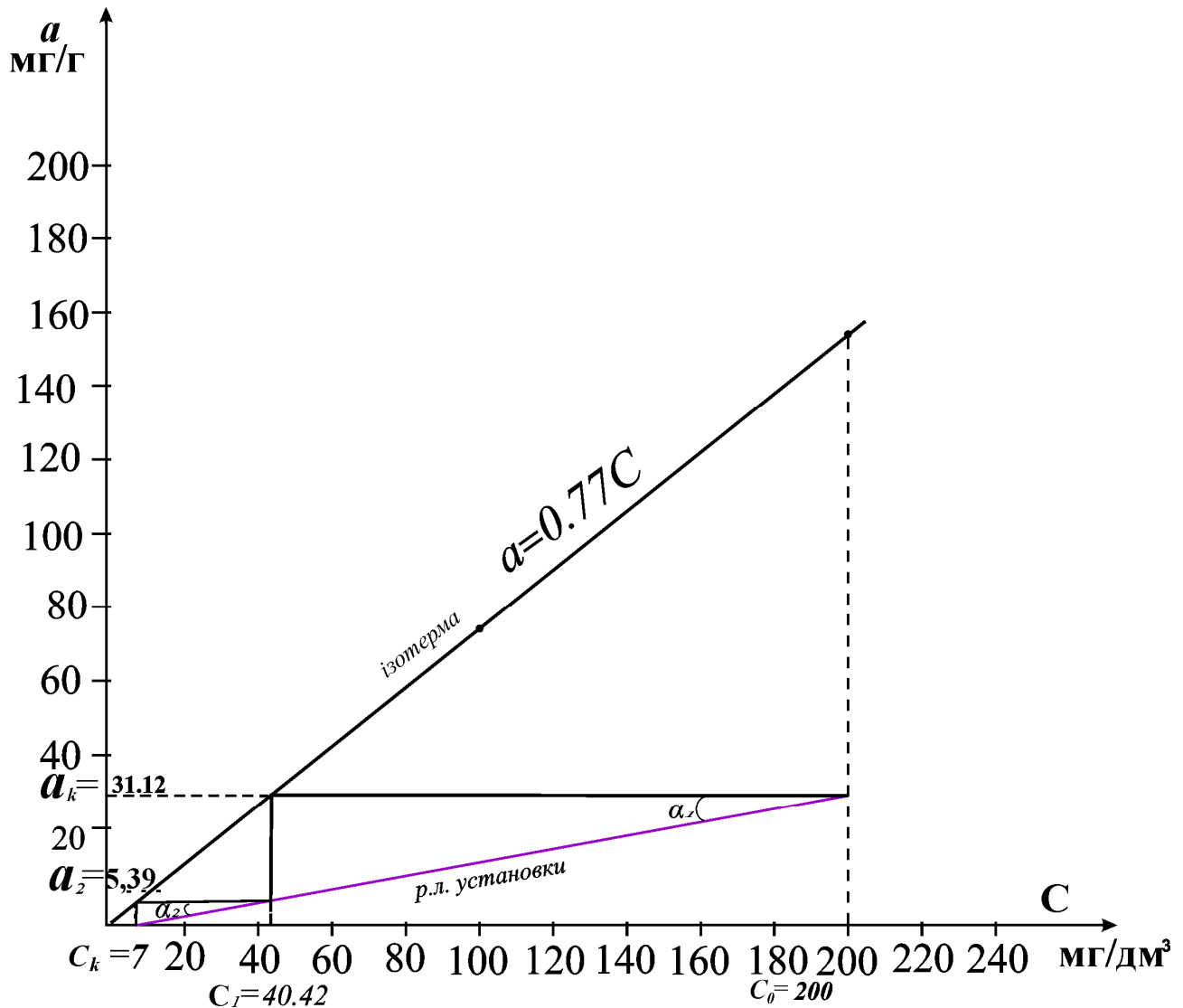


Рисунок 2.12 – Ізотерма і робоча лінія для двоступеневої установки з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

Визначення дози АВ розрахунковим способом (аналітично):

1-й ступінь: $Q \cdot C_0 + q \cdot a_2 = Q \cdot C_1 + q \cdot a_{1(k)}$,

$$Q \cdot (C_0 - C_1) = q (a_{1(k)} - a_2); \quad (2.29)$$

$$D_1 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{(a_{1(k)} - a_2)}. \quad (2.30)$$

$$2\text{-й ступінь: } Q \cdot C_1 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_{2(k)} + q \cdot a_2, \quad (2.31)$$

$$Q \cdot (C_1 - C_2) = q \cdot a_2; \quad (2.32)$$

$$D_2 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_1 - C_{2(k)})}{a_2}.$$

Матеріальний баланс для всієї установки:

$$Q \cdot C_0 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_{k(2)} + q \cdot a_{k(1)}; \quad (2.33)$$

$$Q \cdot (C_0 - C_{k(2)}) = q \cdot a_{k(1)}; \quad (2.34)$$

$$D = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_k)}{a_k}. \quad (2.35)$$

Виходячи з рівності доз, порівнюємо D всієї установки і D_2 другого ступеня:

$$\frac{(C_1 - C_2)}{a_2} = \frac{(C_0 - C_{2(k)})}{a_{1(k)}}; \quad (2.36)$$

$$a_2 = K \cdot C_k; \quad C_2 = C_k; \quad a_1 = a_k = KC_1 \quad (\text{див. рис. 2.11 і 2.12}).$$

$$\frac{(C_1 - C_k)}{K \cdot C_k} = \frac{(C_0 - C_k)}{K \cdot C_1}; \quad (2.37)$$

$$C_1 \cdot (C_1 - C_k) = C_k \cdot (C_0 - C_k); \quad (2.38)$$

$$C_1 \cdot (C_1 - 7) = 7 \cdot (200 - 7); \quad (2.39)$$

$$D = b^2 - 4 \cdot a \cdot c = 7^2 + 1351 \cdot 4 = 5453; \quad (2.40)$$

$$C_1 = \frac{7 + \sqrt{5453}}{2} = \frac{7 + 73.84}{2} = 40.42 \text{ мг/дм}^3; \quad (2.41)$$

$$a_{1(k)} = K \cdot C_1 = 0.77 \cdot 40.42 = 31.12 \text{ мг/г}; \quad (2.42)$$

$$D_1 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{(a_1 - a_2)} = \frac{200 - 40.42}{31.12 - 5.39} = 6.2 \text{ г/дм}^3; \quad (2.43)$$

$$D_2 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_1 - C_2)}{a_2} = \frac{40.42 - 7}{5.39} = 6.2 \text{ г/дм}^3; \quad (2.44)$$

$$D = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_k)}{a_k} = \frac{200 - 7}{31.12} = 6.2 \text{ г/дм}^3. \quad (2.45)$$

Визначаємо дозу розрахунковим способом:

$$1\text{-й ступінь: } Q \cdot C_0 + q \cdot a_2 = Q \cdot C_1 + q \cdot a_1,$$

$$Q \cdot (C_0 - C_1) = q \cdot (a_1 - a_2),$$

$$D_1 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_1)}{(a_1 - a_2)}; \quad (2.46)$$

$$2\text{-й ступінь: } Q \cdot C_1 + q \cdot a_3 = Q \cdot C_2 + q \cdot a_2,$$

$$Q \cdot (C_1 - C_2) = q \cdot (a_2 - a_3),$$

$$D_2 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_1 - C_2)}{a_2 - a_3}. \quad (2.47)$$

3-й ступінь: $Q \cdot C_2 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_3 + q \cdot a_3,$

$$Q \cdot (C_2 - C_3) = q \cdot (a_3 - a_0),$$

$$D_2 = \frac{q}{Q} = \frac{(C_2 - C_3)}{a_3}. \quad (2.48)$$

Матеріальний баланс для всієї установки:

$$Q \cdot C_0 + q \cdot a_0 = Q \cdot C_{k(3)} + q \cdot a_{k(l)}; \quad (2.49)$$

$$Q \cdot (C_0 - C_{k(3)}) = q \cdot a_{k(l)}, D = \frac{q}{Q} = \frac{(C_0 - C_{k(3)})}{a_{k(l)}}. \quad (2.50)$$

Доза для i -го ступеня:

$$D_i = \frac{q}{Q} = \frac{(C_{i-1} - C_i)}{a_i - a_{i+1}}; \quad (2.51)$$

Для останнього ступеня:

$$D_{\text{посл}} = \frac{(C_{i-1} - C_i)}{a_i} \quad (2.52)$$

Визначення дози графічно. На рисунку 2.14 визначаємо $C_1 = 71,5$ мг/дм³, $a_1 = 55$ мг/г; $C_2 = 25,8$ мг/дм³; $a_2 = 19,86$ мг/м.

$$\text{Доза всієї установки: } D = \text{ctg} \alpha = \frac{C_0 - C_k}{a_1} = \frac{200 - 7}{55} = 3,5 \text{ г/дм}^3.$$

2.5.2 Триступенева схема очищення

Схема триступеневої установки з рухом води і вугілля у протилежних напрямках наведена на рисунку 2.13. Вода, що очищується, проходить послідовно всі ступені, а АВ рухається у зворотному напрямку (щодо руху води), досягаючи при виході з відстійника першого ступеня високого рівня насичення. Визначення дози АВ наведено нижче.

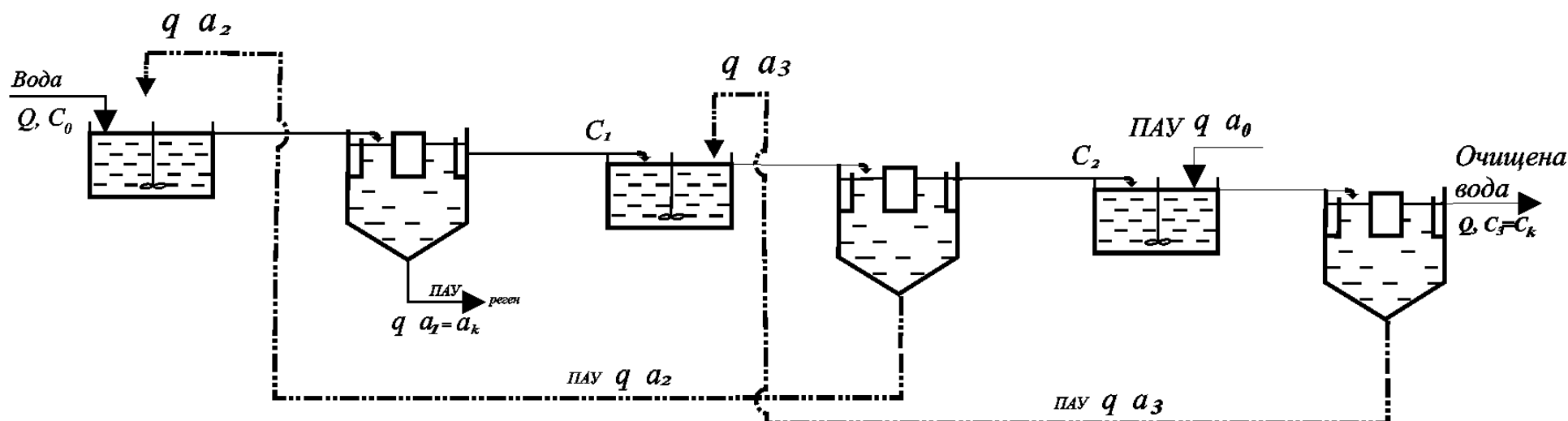
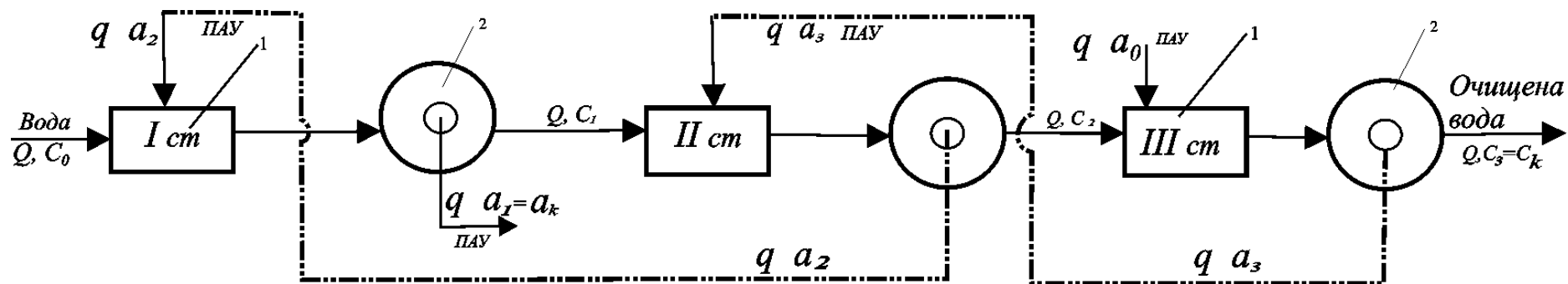


Рисунок 2.13 – Схема триступеневої установки очищення з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

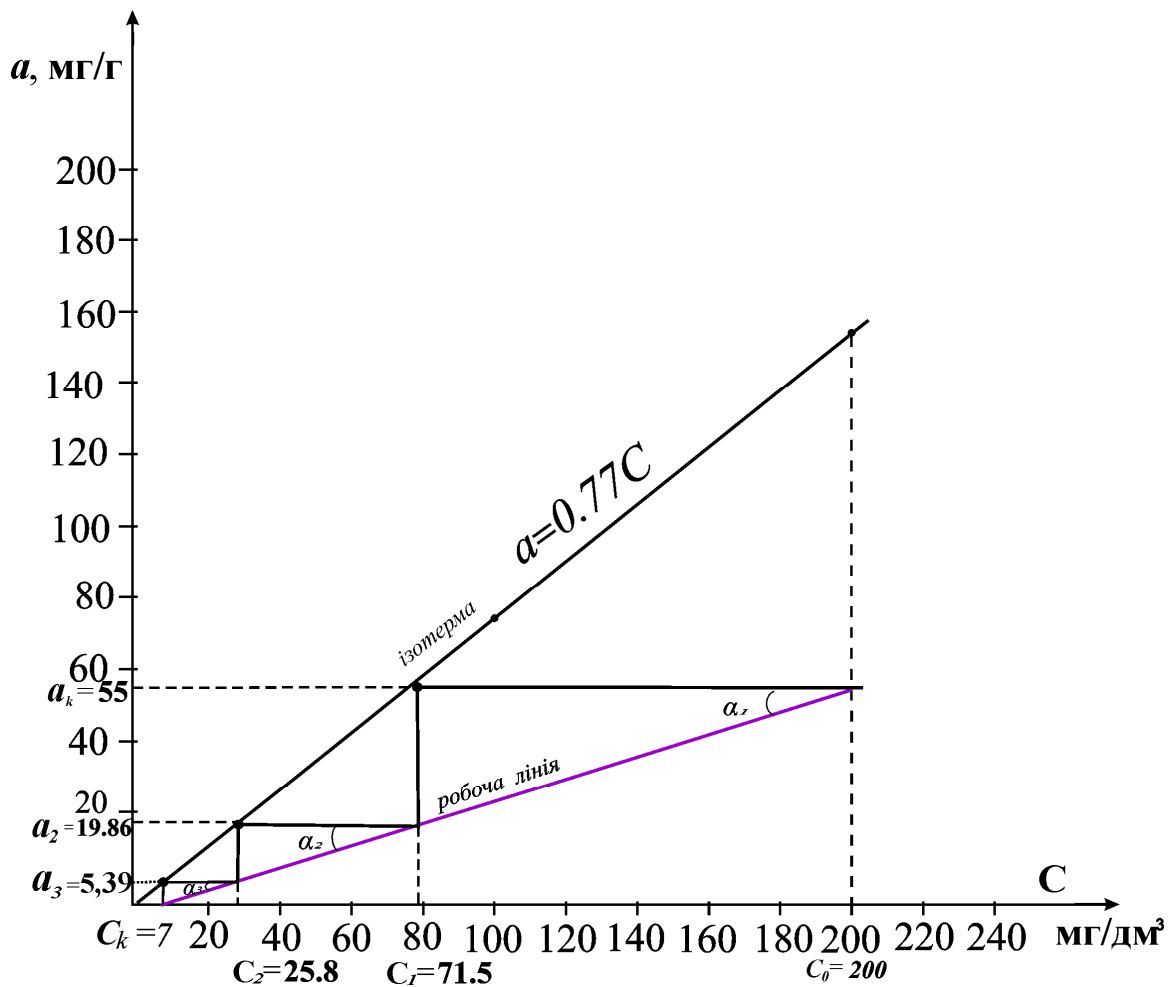


Рисунок 2.14 – Ізотерма і робоча лінія для триступеневої установки очищення води з рухом води і вугілля у протилежних напрямках

Після виконання всіх розрахунків, отримані результати розрахунковим та графічним способом переносимо у таблицю 2.1.

Таблиця 2.1 – Розрахункові значення дози активованого вугілля для різних схем адсорбційної очистки води

N п/п	Тип установки	Доза активованого вугілля, г/дм ³							
		Визначення графічним способом				Визначення розрахунковим способом			
		<i>D</i>	<i>D</i> ₁	<i>D</i> ₂	<i>D</i> ₃	<i>D</i>	<i>D</i> ₁	<i>D</i> ₂	<i>D</i> ₃
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Прямоточна: одноступінчаста	35,8	-	-	-	35,8	-	-	-

Продовження таблиці 2.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2	Перехресна:								
	двоступенева	11,28	5,64	5,64	-	11,28	5,64	5,64	-
	триступенева	8,01	2,66	2,66	2,69	7,98	2,66	2,66	2,66
3	Проти точно:								
	двоступенева	6,2	6,2	6,2	-	6,2	6,2	6,2	-
	триступенева	3,5	3,5	3,5	3,5	-	-	-	-

Порівняти дози АВ для всіх установок і зробити висновок. При якому типі установки найменша витрата вугілля?

Висновок: найменша витрата вугілля на триступеневій установці з рухом води і вугілля у протилежних напрямках.

3 ПИТАННЯ ДЛЯ САМОСТІЙНОГО ВИВЧЕННЯ

ТЕМА 1 КЛАСИФІКАЦІЯ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ. МОЛЕКУЛЯРНО-КІНЕТИЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ

Класифікація в залежності від розміру колоїдних частинок, потопографічним ознакам, агрегативному стану, по ступеню взаємодії частинок дисперсної фази. Методи одержання та очищення дисперсних систем. Методи диспергування та конденсації, конденсація хімічна, фізико-хімічна, та фізична. Методи очищення дисперсних систем: діаліз, ультрафільтрація. Броунівський р теорії броунівського руху частинок. Рівняння Ейнштейна-Смолуховського. Умови самодовільного диспергування. Розчини колоїдних поверхневоактивних речовин (ПАР). Термодинаміка і механізм міцелоутворення. Будова ліофільних міцел за Гартлем і Мак-Беном. Вплив різних чинників на критичну концентрацію міцелоутворення, методи визначення ККМ. Солубілізація. Застосування поверхнево-активних речовин (емульгатори, детергенти, змочувачі, диспергатори). Гідрофільно-ліпофільний баланс.

Питання для самоперевірки

1. Особливості дисперсних систем. Характеристика дисперсної фази, дисперсійного середовища.
2. Роздільність речовини. Параметри, що її характеризують. Розмір частинок дисперсної фази.
3. Класифікація дисперсних систем за агрегатним станом дисперсної фази та дисперсійного середовища, за характером взаємодії фаз, за розміром частинок.
4. Методи отримання ліофобних дисперсних систем.
5. Ефект Ребіндера (адсорбційне зниження тривкості тіл).
6. Пептизація.
7. Методи очищення золів від домішок електролітів.
8. Будова міцели ліофобних золів.
9. Броунівський рух. Формула Ейнштейна–Смолуховського для середнього зсуву частинок дисперсної фази.
10. Дифузія у золях. Закон Ейнштейна.

ТЕМА 2 ЗАГАЛЬНІ ПІДХОДИ ДО АНАЛІЗУ ПРОЦЕСІВ МАСОПЕРЕНОСУ

Аналіз процесу масоперееносу, його складові. Рівновага між фазами в гетерогенних системах. Основне рівняння перееносу речовини.

Диференційне рівняння перееносу 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 3 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 і 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 4 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 БЕТ, 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 5 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 6 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 ємкості 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 ємкості адсорбенту. Що позначає кожна з них?
9. Проаналізувати параметри рівняння матеріального балансу, складеного для робочої зони апарата зі щільним шаром.

ТЕМА 7 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 псевдорозрідженого шару.
5. Порівняйте роботу апарата із щільним і псевдорозрідженим шаром. Що загального і в чому розбіжності ?
6. Достойнства 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 8 ЕКСТРАКЦІЯ

Рідинна екстракція. Теоретичні основи процесу. Закони розподілу. Поняття рафінаду, маточника, екстрагента, 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 9 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. Стационарний 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 10 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 ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Чуб І. М. Масообмінні процеси водопідготовки: навч. посібник / І. М. Чуб ; Харків. нац. ун-т міськ. гос-ва ім. О. М. Бекетова. – Харків : ХНУМГ ім. О. М. Бекетова, 2021. – 161 с.
2. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии : учебник в 2-х книгах / [Айнштейн В. Г., Захаров М. К. Носов Г. А., и др] ; под ред. В. Г. Айнштейна. – М. : Логос, Высшая школа, 2006. – 1 часть, 872 с.
3. Шалугін В. С. Процеси та апарати промислових технологій: навч. посібник / В. С. Шалугін, В. М. Шмандій. – Київ : Центр учбової літератури, 2008. – 392 с.
4. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин – М : Химия, 1973.– 752 с.
5. Лукин В. Д. Циклические адсорбционные процессы : Теория и расчет / В. Д. Лукин, А. В. Новосельский. – Л. : Химия, 1989. – 256 с.
6. Когановский А. М. Адсорбция и ионный обмен в процессах водоподготовки и очистки сточных вод / А. М. Когановский. – Киев : «Наукова думка», 1983. – 240 с.
7. Серпионова Е. Н. Промышленная адсорбция газов и пара : учеб. пособие [для студ. высш. учеб. заведений] / Е. Н. Серпионова. – 2-е изд. переработ. – М. : Высшая школа, 1969. – 416 с.
8. Гринберг А. М. Обесфеноливание сточных вод коксохимических заводов – М : Metallurgia, 1968. – 212 с.
9. Коган В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии / В. Б. Коган – Л. : Химия, 1977. – 592 с.
10. Методичні вказівки до виконання курсової роботи та розрахунково-графічної роботи з навчальної дисципліни «Процеси і апарати водопідготовки» (для студентів 2-3 курсів денної та заочної форм навчання за напрямом підготовки 6.060101 – Будівництво фахове спрямування «Водопостачання та водовідведення») / Харків. нац. ун-т міськ. госп-ва ім. О. М. Бекетова ; уклад. І. М. Чуб. – Харків : ХНУМГ ім. О. М. Бекетова, 2016. – 44 с.
11. Процессы и аппараты / А. А. Громогласов, А. С. Копылов, А. П. Пильщиков; [под ред. О. И. Мартыновой]. – М : Энергоиздат, 1990. – 272 с.

ДОДАТОК А
Завдання на РГР

Вихідні дані	Номер варіанта								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
C_0	195	254	187	210	198	236	220	215	230
C_k	7	7	5	7	6	6	7	7	6
K	0,75	0,65	0,6	0,55	0,75	0,75	0,6	0,66	0,55

Вихідні дані	Номер варіанта								
	10	11	12	13	14	15	16	17	18
C_0	185	197	213	240	205	180	236	193	218
C_k	6	5	7	7	6	7	8	7	6
K	0,75	0,65	0,6	0,55	0,75	0,66	0,6	0,75	0,56

Вихідні дані	Номер варіанта								
	19	20	21	22	23	24	25	26	27
C_0	214	237	224	212	241	256	300	298	255
C_k	6	5	7	7	6	7	7	7	6
K	0,72	0,63	0,75	0,55	0,75	0,66	0,6	0,7	0,68

Вихідні дані	Номер варіанта								
	28	29	30	31	32	33	34	35	36
C_0	295	293	290	300	213	247	226	231	233
C_k	6	5	7	5	7	6	7	7	8
K	0,72	0,77	0,75	0,65	0,75	0,66	0,6	0,7	0,68

Вихідні дані	Номер варіанта								
	37	38	39	40	41	42	43	44	45
C_0	271	244	266	216	284	196	193	247	238
C_k	6	5	7	7	6	7	7	7	6
K	0,77	0,56	0,75	0,55	0,75	0,66	0,65	0,7	0,68

Вихідні дані	Номер варіанта								
	46	47	48	49	50	51	52	53	54
C_0	237	241	275	282	262	206	263	209	213
C_k	6	5	7	7	6	7	7	7	6
K	0,68	0,7	0,66	0,58	0,75	0,65	0,66	0,7	0,68

Виробничо-практичне видання

МЕТОДИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ

до практичних занять, самостійного вивчення та виконання розрахунково-графічної роботи
з навчальної дисципліни

«МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ У ВОДНОДИСПЕРСНИХ СИСТЕМАХ»

*(для здобувачів першого (бакалаврського) рівня вищої освіти спеціальності
194 – Гідротехнічне будівництво, водна інженерія та водні технології
усіх форм навчання)*

Укладачі: **ЧУБ** Ірина Миколаївна,
ТКАЧОВ В'ячеслав Олександрович

Відповідальний за випуск *Г. І. Благодарна*
За авторською редакцією
Комп'ютерне верстання *І. М. Чуб*

План 2021, поз. 165 М

Підп. до друку 20.10.2021. Формат 60×84/16

Електронне видання. Ум. друк. арк. 3,5.

Видавець і виготовлювач:

Харківський національний університет
міського господарства імені О. М. Бекетова,
вул. Маршала Бажанова, 17, Харків, 61002
Електронна адреса: office@kname.edu.ua
Свідоцтво суб'єкта видавничої справи:
ДК № 5328 від 11.04.2017.