

Міністерство освіти і науки України
Національний університет водного господарства та
природокористування
Кафедра водопостачання, водовідведення та бурової справи

03-06-182М

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до практичних занять та самостійної роботи
з навчальної дисципліни

**«Експлуатація технологічного обладнання та споруд в
галузі біотехнології води та біотехнологічних об'єктів»**
для здобувачів вищої освіти другого (магістерського) рівня
за освітньо-професійною програмою «Біотехнології»
спеціальності G21 «Біотехнології та біоінженерія»
денної форми навчання

Рекомендовано
Науково-методичною радою
з якості ННІБАД
від 28.08.2025 р. № 1

Рівне – 2025

Методичні вказівки до практичних занять та самостійної роботи з навчальної дисципліни «Експлуатація технологічного обладнання та споруд в галузі біотехнології води та біотехнологічних об'єктів» для здобувачів вищої освіти другого (магістерського) рівня за освітньо-професійною програмою «Біотехнології» спеціальності G21 «Біотехнології та біоінженерія» денної форми навчання [Електронне видання] / Квартенко О. М. – Рівне : НУВГП, 2025. – 63 с.

Укладач: Квартенко О. М., д-р.техн.наук, доцент, професор кафедри водопостачання, водовідведення та бурової справи.

Відповідальний за випуск: Мартинов С. Ю., д-р.техн.наук, професор, завідувач кафедри водопостачання, водовідведення та бурової справи.

Керівник групи забезпечення ОП:
G21 «Біотехнології та біоінженерія»

Грицина О. О.

© О. М. Квартенко, 2025
© НУВГП, 2025

ЗМІСТ

	Вступ	3
1	Тема 1. Визначення результатів гідравлічних випробувань біореакторів, біофільтрів, аеротенків, вторинних відстійників. Оцінювання седиментаційних властивостей завислих речовин у стічній воді.	4
2	Тема 2. Визначення витрат реагентів на станції очищення поверхневих вод які зазнали антропогенного забруднення.	6
3	Тема 3. Розрахунок витрат реагентів для регенерації установок іонного обміну.	10
4	Тема 4. Особливості застосування реагентів при експлуатації мембранних технологій	16
5	Тема 5. Пошук та усунення несправностей які виникають при експлуатації анаеробних біореакторів та метантенків. Розрахунок кількості метану який виділяється при експлуатації метантенків.	16
6	Тема 6. Пошук та усунення несправностей які виникають при експлуатації споруд із вільноплаваючим біоценозом, вторинних відстійників	20
7	Тема 7. Підтримання кисневого режиму при експлуатації аеротенків	28
8	Тема 8. Аналіз результатів технологічного контролю та оцінка якості роботи біофільтра.	33
9	Тема 9. Особливості конструкції та експлуатації мембранних біореакторів в галузі біотехнології очищенням стічних вод	37
10	Тема 10. Вивчення конструкційних особливостей, принципу роботи та умов експлуатації апаратів для стерилізації обладнання	42
11	Тема 11. Вивчення конструкційних особливостей, основ розрахунку та умов експлуатації типових ферментерів.	46
12	Тема 12. Вивчення конструкційних особливостей, принципу роботи та умов експлуатації апаратів для розділення неоднорідних сумішей (відстійники, фільтри, центрифуги).	50
13	Тема 13. Вивчення явищ на яких базуються хроматографічні методи розділення органічних сполук. Форми ізотерм сорбції.	49
14	Тема 14. Розрахунок кількості реакторів-змішувачів для приготування середовища для виробничого біосинтезу в ферментері.	53
15	Тема 15 Визначення основних технологічних параметрів обладнання для очищення стічних вод біотехнологічних виробництв.	54
16	Самостійна робота	
	16.1. Рекомендовані завдання для самостійної роботи	60
	16.2. Оформлення звіту про самостійну роботу	
	Рекомендована література	61

ВСТУП

Основною метою даних методичних вказівок є надання здобувачам теоретичних знань та практичних навичок з вивчення особливостей конструкцій, принципів розрахунку та експлуатації технологічного обладнання та споруд в галузі біотехнології поверхневих і підземних вод, підготовки деіонізованої, надчистої, стерильної та апірогенної води; вивчення проблем які виникають при експлуатації споруд біологічної очистки та шляхів щодо їх усунення; вмінню працювати з мембранними реакторами та біореакторами нового покоління UASB, EGSB, IC, ASB; BFB; проводити вибір типового ферментаційного обладнання, в залежності від поставлених вихідних умов, опанувати методами виділення та очистки цільових продуктів – отримати кінцеві форми продуктів біосинтезу – мікробні культури здатні проводити деструкцію складних органічних сполук техногенного походження.

Тема 1. Визначення результатів гідравлічних випробувань біореакторів, біофільтрів, аеротенків, вторинних відстійників. Оцінювання седиментаційних властивостей завислих речовин у стічній воді.

Приклад. Обумовити чи пройшов випробування горизонтальний відстійник (з/б), якщо спостерігається зволоження ґрунту по периметру основи, а виток за добу складає 500л. Розміри відстійника: довжина 6м, ширина 6м, глибина води 8 м.

Рішення. Визначаємо площу змоченої поверхні горизонтального відстійника: $6 \times 8 \times 2 + 6 \times 8 \times 2 + 6 \times 6 = 228 \text{ м}^2$. Визначаємо виток з горизонтального відстійника на м^2 змоченої поверхні: $500 / 228 = 2,19 \text{ л/м}^2$. Значення витрат менше допустимого, що означає: відстійник витримав випробування.

Приклад. Визначити хід випробувань біофільтра при розмірах: діаметр 12м, глибина води 7м. Витоки у швах і при основі відсутні, виток за добу складає 600л.

Рішення. Визначаємо об'єм води, який втратив резервуар на протязі доби: 600 л/добу . Визначаємо площу змоченої поверхні: $3.14 \times 12 \times 12 / 4 + 2 \times 3.14 \times 6 \times 7 = 113 + 263,8 = 376,8 \text{ м}^2$.

Визначаємо виток з резервуара за добу на м^2 змоченої поверхні стін та дна: $600/376,8=1,59\text{л}/\text{м}^2$. Порівнюємо отримане значення з допустимим: 1,59 є менше ніж допустиме значення ($3\text{л}/\text{м}^2$ за добу). Випробування резервуар пройшов.

Приклад. Визначити чи витримає гідравлічні випробування на щільність резервуар діаметром 10м і максимальною глибиною води 7м якщо за 3 доби рівень в резервуарі понизився на 2м.

Рішення. Визначаємо об'єм води, який втратив резервуар на протязі доби: $(3,14 \times 10^2/4) \times 2/3 = 156,4/3 = 52,1 \text{ м}^3/\text{добу}$.

Визначаємо площу змоченої поверхні:
 $(3,14 \times 10 \times 10/4 + 3,14 \times 10 \times 7) = 298,3 \text{ м}^2$.

Визначаємо виток з резервуара за добу на м^2 змоченої поверхні стін та дна: $52,1/298,3 = 0,175 \text{ м}^3/\text{м}^2$. Порівнюємо отримане значення з допустимим: $175\text{л}/\text{м}^2$ є більше ніж допустиме значення ($3\text{л}/\text{м}^2$ за добу). Випробування резервуар не пройшов.

Приклад. Визначити пониження рівня води в резервуарі при гідравлічних випробуваннях. Виток з резервуару чистої води за добу складає 1000л. Діаметр резервуару 20м, глибина рівня води в резервуарі 10м.

Рішення. Визначаємо площу резервуара: $3,14 \times 20^2/4 = 314 \text{ м}^2$.
Визначаємо на скільки понизився рівень води в резервуарі: $1/314 = 0,0032 \text{ м}$.

Приклад. Визначити хід гідравлічних випробувань аеротенку. Розміри аеротенку: довжина 20м, ширина 10м, глибина води в резервуарі 6м. За добу рівень води понизився на 1.0м

Рішення. Визначаємо об'єм води, який втратив резервуар на протязі доби: $20 \times 10 \times 1 = 200 \text{ м}^3/\text{добу}$; визначаємо площу змоченої поверхні: $20 \times 6 \times 2 + 10 \times 6 \times 2 + 20 \times 10 = 560 \text{ м}^2$; визначаємо виток з резервуара за добу на м^2 змоченої поверхні стін та дна: $200/560 = 0,357 \text{ м}^3$, або $357\text{л}/\text{м}^2$ за добу. Порівнюємо отримане значення з допустимим: 357 є більше ніж допустиме значення ($3\text{л}/\text{м}^2$ за добу).

Випробування резервуар не пройшов.

Рекомендована література [6, 9, 10].

Тема 2. Визначення витрат реагентів на станції очищення поверхневих вод які зазнали антропогенного забруднення.

Приклад. Визначення доз реагентів для станції очищення поверхневих вод продуктивністю 20000 м³/добу, кольоровістю 54 град., каламутністю 750 мг/дм³, лужністю 2,3 ммоль/дм³.

Рішення. За табл. 17 ДБН В.2.5-74:2013 знаходимо дозу коагулянту за каламутністю води. При вихідній концентрації 750 мг/дм³ приймаємо дозу $D_k' = 57 \text{ мг/дм}^3$.

Таблиця 1

Доза неорганічного коагулянту за безводною речовиною для обробки каламутних вод

Каламутність вихідної води, НОК (мг/дм ³)	Доза D_k , мг/дм ³
До 172 (100) включ.	25 -35
Від 172 (100) до 345 (200) включ.	30-40
Від 345 (200) до 690 (400) включ.	35 -45
Від 690 (400) до 1034 (600) включ.	45-50
Від 1034 (600) до 1379 (800) включ.	50-60
Від 1379 (800) до 1724 (1000) включ.	60-70
Від 1724 (1000) до 2586 (1500) включ.	70-80

По кольоровості:

$$D_k'' = 4 \cdot \sqrt{C} = 4 \cdot \sqrt{54} = 29,4 \text{ мг/дм}^3 \quad (1)$$

Приймаємо більшу дозу $D_k' = 57 \text{ мг/л}$.

Для підлужування стічної води приймаємо вапно, дозу підлужуючого реагенту визначаємо по [11. п.6.19]:

$$D_{\text{щ}} = K_{\text{щ}} \cdot \left(\frac{D_k}{e_k} - \text{Щ}_0 + 1 \right) = 28 \cdot \left(\frac{57}{57} - 2.3 + 1 \right) = -8.4 \text{ мг / л} \quad (2)$$

Знак мінус свідчить про те, що лужність води достатня і вапно не потрібне.

Розрахунок реагентного господарства

Використовують 2 способи зберігання та приготування коагулянту: сухий та мокрий. При продуктивності до 20000 м³/добу застосовують сухий метод, при більшій – мокрий. Приймаємо сухий спосіб зберігання коагулянту.

Згідно цього способу коагулянт зберігається на складі, звідки забирається у витратні баки, де розріджується водою до робочої концентрації. Розчин коагулянту подається у змішувач насосом дозатором.

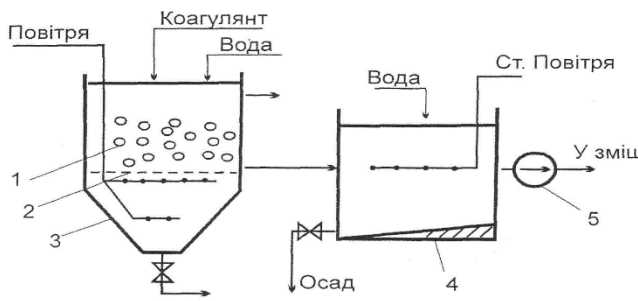


Рис.1. Схема споруд для зберігання і розчинення коагулянту: 1 - коагулянт; 2 - решітка; 3 - розчинний бак; 4 - витратний бак; 5 - насос дозатор.

Об'єм розчинного баку:

$$W_p = \frac{g_r \cdot n \cdot D_k}{10000 \cdot b_p \cdot \gamma} = \frac{208.3 \cdot 10 \cdot 57}{10000 \cdot 20 \cdot 1.1} = 0.54 \text{ м}^3 \quad (3)$$

g_r – продуктивність станції, м³/год; n – тривалість на яку готується розчин коагулянту (10-12 год) [11, п.6.22]; D_k – доза коагулянту, мг/дм³; b_p – концентрація розчину коагулянту [11, п.6.21];

γ - об'ємна вага коагулянту, $\gamma = 1,1 \text{ т/м}^3$.

Об'єм витратного баку:

$$W_B = \frac{W_p \cdot b_p}{b} = \frac{0.54 \cdot 20}{12} = 0.9 \text{ м}^3 \quad (4)$$

b – Концентрація розчину у витратному баку, b = 12% [11, п.6.21].

Добова витрата коагулянту:

$$q_{\kappa} = \frac{Q_{\text{доб}} \cdot D_{\kappa}}{10000 \cdot P_c} = \frac{5204 \cdot 57}{10000 \cdot 40.3} = 0.99 \text{ т/добу} \quad (5)$$

де $P_c = 40.3\%$ – вміст активної частини в коагулянті.

Кількість витратних і розчинних баків приймається згідно [11, п.6.22]. Приймаємо 3 розчинних і 2 витратних баки.

$$W_{\epsilon}^i = \frac{W_p \cdot b_p}{b} = \frac{0.54 \cdot 20}{12} = 0.9 \text{ м}^3 \quad (6)$$

Підбір дозатора.

Витрата розчинного коагулянту який подається у змішувач визначається:

$$q_p = \frac{D_{\kappa} \cdot Q_{\epsilon}}{\gamma \cdot P_c \cdot \epsilon \cdot 100} = \frac{57 \cdot 5204}{1.1 \cdot 40.3 \cdot 12 \cdot 100} = 5.58 \text{ м}^3 / \text{год} \quad (7)$$

Марку насоса – дозатора приймаємо по його продуктивності.

Приклад. Визначити витрату реагентів на протязі року по станції освітлення продуктивністю $20000 \text{ м}^3/\text{добу}$, при каламутності води 600 мг/л , кольоровості 100 град . На станції необхідно попереднє хлорування, коагулянт прийняти сірчаноокислий алюміній.

Рішення. Визначаємо витрату коагулянту по каламутності 50 мг/л . Визначаємо витрату коагулянту по кольоровості: 40 мг/л . Приймаємо більше значення 50 мг/л . Визначаємо витрату хлору для первинного хлорування 6 мг/л . Перераховуємо значення доз реагентів на середнє значення: по алюмінію $0,6 \times 50 = 30 \text{ мг/л}$; по хлору: $0,6 \times 6 = 3,6 \text{ мг/л}$. Витрата реагентів на рік буде дорівнювати: по алюмінію сірчаноокислому $20000 \times 30 \times 365 / 100000 = 219 \text{ т/рік}$; по хлору: $20000 \times 3,6 \times 365 / 1000000 = 26,28 \text{ т/рік}$.

Приклад. Визначити кількість рідкого хлору для знезараження води. Продуктивність станції $5000 \text{ м}^3/\text{добу}$.

Хлорування проводиться у дві стадії. Доза первинного хлорування 5 мг/дм³; доза вторинного хлорування – 3 мг/дм³.

Рішення. Витрата хлору на первинне хлорування:

$$q_{x1} = \frac{Q \cdot D_{x1}}{24 \cdot 1000} = \frac{5000 \cdot 5}{24 \cdot 1000} = 1,04 \text{ кг / год} \quad (8)$$

де Q - добова витрата м³/доба; D_x = 3-5 мг/л доза хлору на первинне хлорування;

2. Витрата хлору на вторинне хлорування:

$$q_{x2} = \frac{Q \cdot D_{x2}}{24 \cdot 1000} = \frac{5000 \cdot 3}{24 \cdot 1000} = 0.625 \text{ кг / год} \quad (9)$$

де Q - добова витрата м³/доба; D_x = 2-3 мг/л доза хлору на вторинне хлорування;

3. Загальні витрати хлору на добу:

$$q_x = (q_{x1} + q_{x2}) \cdot 24 = (1.04 + 0.625) \cdot 24 = 39.96 \text{ кг / доба}$$

4. Підбираємо необхідну кількість балонів або бочок з хлором на добу:

$$n_{x1} = \frac{q_{x1} \cdot 24}{V_{\phi} \cdot 1.25} = \frac{1.04 \cdot 24}{80 \cdot 1.25} = 0.25 \text{ шт / добу.} \quad (10)$$

де V_φ = 80 л. об'єм балонна з хлором, який підбирається за загальною витратою хлору на добу;

$$n_{x2} = \frac{q_{x2} \cdot 24}{V_{\phi} \cdot 1.25} = \frac{0.625 \cdot 24}{80 \cdot 1.25} = 0.15 \text{ шт / добу.} \quad (11)$$

Кількість балонів визначається із розрахунку на 30 діб.

$$n_x = (n_{x1} + n_{x2}) \cdot 30 = (0.25 + 0.15) \cdot 30 = 12 \text{ шт.}$$

Приклад. Розрахунок витрат озону для станції продуктивністю 48 500 м³/добу. Максимальна доза озону 5 г/м³.

Рішення.

Дози озону: максимальна $q_{\text{оз}}^{\text{макс}} = 5 \text{ г/м}^3$

і середня річна $q_{\text{оз}}^{\text{ср}} = 2,6 \text{ г/м}^3$.

Максимальна розрахункова витрата озону:

$$C_{\text{оз}} = \frac{Q_{\text{доб}} \cdot q_{\text{оз}}^{\text{макс}}}{1000} = \frac{48500 \cdot 5}{1000} = 242,5 \text{ кг/доб}, \text{ або } 10,1 \text{ кг/год.}$$

Тривалість контакту води з озоном: $t = 6 \text{ хв.}$

Розрахунок контактної камери для змішування озono-повітряної суміші з водою. Необхідна площа поперечного перетину контактної камери в плані:

$$F_{\text{к}} = \frac{Q_{\text{год}} \cdot T}{n \cdot H}, \quad (13)$$

$Q_{\text{год}}$ – витрата води, яка підлягає озонуванню в $\text{м}^3/\text{год.}$;
 T – тривалість контакту озону з водою; приймаємо в межах 5- 10 хв; n - кількість контактних камер; H – глибина шару води в контактній камері в м; приймаємо зазвичай 4,5 – 5 м;

При $Q_{\text{год}} = 2020 \text{ м}^3/\text{год.}$, $T=0,1 \text{ год.}$, $n=2$ і $H=5 \text{ м.}$

Рекомендована література [4, 5, 6, 10].

Тема 3. Розрахунок витрат реагентів для регенерації установок іонного обміну.

Приклад. Розрахункова продуктивність установки для пом'якшення води становить $Q_{\text{пом.}}=300 \text{ м}^3/\text{доб.}$ Загальна жорсткість вихідної води $Ж_3=6,5 \text{ ммоль/дм}^3$. Допустима жорсткість пом'якшеної води $Ж_{\text{п}}=1,5 \text{ ммоль/дм}^3$. В якості катіоніту використовуємо сульфовугілля.

Рішення. Робоча обмінна ємність катіоніту визначаємо за формулою:

$$E_{\text{Na}} = \alpha_e \cdot \beta_{\text{Na}} \cdot E_{\text{нов}} - 0,5 q_{\text{нит}} \cdot Ж_3, \text{ ммоль/дм}^3 \quad (13)$$

де α_e - коефіцієнт ефективності регенерації, що враховує неповноту регенерації катіоніта, згідно [11, с.87] при $D_c = 150$ г/г-екв $\alpha_e = 0,74$;

β_{Na} – коефіцієнт, що враховує зниження обмінної ємності катіоніту по Ca^{2+} і Mg^{2+} внаслідок часткового затримання катіонів Na^+ . Так як перед пом'якшенням вода проходила стабілізацію і для цього використовувався розчин Na_2CO_3 , то при визначенні коефіцієнта β_{Na} враховуємо введення у воду додаткових катіонів Na^+ .

Кількість введених катіонів Na^+ при стабілізації води визначаємо за формулою:

$$D_{Na} = \frac{D_c \cdot [Na_2^+]}{[Na_2CO_3]}, \text{ мг/дм}^3 \quad (15)$$

де D_c - доза соди при стабілізації води $15,9$ мг/дм³,

$$D_{Na} = \frac{15,9 \cdot 46}{106} = 6,9 \text{ мг/дм}^3$$

Загальна концентрація іонів натрію у воді, яка поступає на пом'якшення буде складати:

$$C_{Na} = \frac{C_{Na}^{вих} + D_{Na}}{23} = \frac{15 + 6,9}{23} = 0,952 \text{ ммоль/дм}^3 \quad (16)$$

Тоді β_{Na} визначаємо за формулою:

$$\beta_{Na} = 1 + 0,5 \frac{C_{Na}^2}{C_{Ca}} \left(1 - \sqrt{2 \frac{C_{Ca}}{C_{Na}^2} + 1} \right) \quad (17)$$

де $C_{Ca} = 108/20,4 = 5,29$ ммоль/дм³ – концентрація кальцію у воді яка поступає на пом'якшення.

$$\beta_{Na} = 1 + 0,5 \frac{0,95}{5,29} \left(1 - \sqrt{2 \frac{5,29}{0,95^2} + 1} \right) = 0,78$$

$E_{нов}$ – повна обмінна ємність (для сульфовугілля 500 ммоль/дм³); [7]

q_{num} – питомі витрати води на відмивання катіоніту, $4 \text{ м}^3/\text{м}^3$;

J_3 – загальна жорсткість води яка подається на помякшення, 6,5 ммоль/дм³;

$$E_{Na}=0,74 \cdot 0,78 \cdot 500 - 0,5 \cdot 4 \cdot 6,5 = 275,6 \text{ ммоль/дм}^3$$

Необхідний об'єм катіоніту (сульфовугілля) складас:

$$W_K = \frac{Q_{\text{пом}} \cdot J_3}{n \cdot E_{Na}}, \text{ м}^3 \quad (18)$$

n - кількість регенерацій за добу, шт. n=2;

$$W_K = \frac{300 \cdot 6,5}{2 \cdot 275,6} = 3,54 \text{ м}^3$$

Розрахункова швидкість фільтрування на Na – катіонітових фільтрах дорівнює:

$$\begin{aligned} v_{\text{роз}}^{Na} &= \frac{E_{\text{роб}}^{Na} \cdot h_k}{T_m \cdot J_3 + 0,02 \cdot E_{\text{роб}}^{Na} \cdot d_{80}^2 \cdot (\ln J_3 - \ln J_n)} = \\ &= \frac{275,6 \cdot 2,0}{6,5 \cdot 6,5 + 0,02 \cdot 275,6 \cdot 0,8^2 \cdot (\ln 6,5 - \ln 1,5)} = 11,6 \text{ м/год} \end{aligned} \quad (19)$$

де d_{80} – 80% - ний калібр зерен катіонітового завантаження, $d_{80} = 0,8 \dots 1,2$ мм; J_n - допустима жорсткість пом'якшеної води, $J_n = 1,5$ мг-екв/л; T_m - тривалість міжрегенераційного періоду, год. h_k – висота катіонітового завантаження, м.

$$T_m = \frac{16}{2} \cdot (t_{\text{зрх}} + t_{\text{рег}} + t_{\text{пром}}) = \frac{16}{2} \cdot (0,25 + 0,42 + 0,83) = 6,5 \text{ год} \quad (20)$$

де $t_{\text{зрх}}$ – тривалість зрхлення катіоніту, 0,25 год; $t_{\text{рег}}$ - тривалість регенерації катіоніту, 0,42 год; $t_{\text{пром}}$ - тривалість промивки катіоніту, 0,83 год.

Необхідна площа Na – катіонітових фільтрів дорівнює:

$$F_{Na} = \frac{W_K}{h_k} = \frac{3,54}{2,0} = 1,77 \text{ м}^2 \quad (21)$$

$$D_{\Phi}^{Na} = \sqrt{\frac{F_{Na}}{0,785}} = \sqrt{\frac{1,77}{0,785}} = 1,5 \text{ м} \quad (22)$$

Приймаємо фільтр діаметром 1,5м.

Фактична швидкість фільтрування при нормальному режимі:

$$v_{\Phi}^{Na} = \frac{Q_{Na}}{N_{роб} \cdot f'_{Na}} = \frac{18,75}{1 \cdot 1,77} = 10,6 \text{ м/год} \quad (23)$$

Приймаємо 1 робочий і 1 резервний катіонітовий фільтр ФІПаІ-1,5-0,6-На.

Діаметр фільтра 1,5 м, висота завантаження 2,0 м.

При виключенні робочого фільтра на регенерацію (форсований режим) у роботу вступає резервний фільтр.

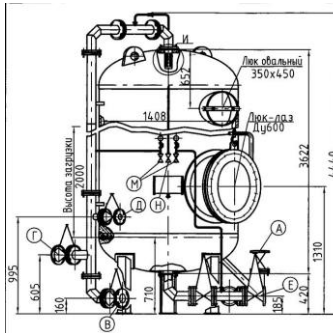


Рис. 1. Катіонітовий фільтр ФІПаІ-1,5-0,6-На.

Розрахунок споруд для регенерації На-катіонітового фільтра

Витрата технічної солі на одну регенерацію На – катіонітового фільтра дорівнює:

$$G_c = \frac{f_{Na} \cdot h_k \cdot E_{роб}^{Na} \cdot D_C}{1000} = \frac{1,77 \cdot 2,0 \cdot 275,6 \cdot 150}{1000} = 146,3 \text{ кг} \quad (24)$$

де D_c – питома витрата солі для регенерації, 150 г/моль
Добова витрата солі для регенерації, т

$$G_{доб} = \frac{G_c \cdot n \cdot N}{1000} = \frac{146,3 \cdot 1 \cdot 2}{1000} = 0,2926 \text{ т} \quad (25)$$

Ємкість резервуара для мокрого зберігання солі приймаємо з розрахунку 1,5 м³ на 1т солі, та m - денним запасом:

$$W_{p.c} = \frac{1,5 G_{доб} \cdot m}{1000} = \frac{1,5 \cdot 292,6 \cdot 25}{1000} = 10,97 \text{ м}^3 \quad (26)$$

де m – кількість днів, на яку передбачається запас солі ($m = 25$ днів); b_c - концентрація насиченого розчину солі, b_c - 26%.

Приймаємо резервуар ємкістю 11 м³, висотою 2,5 м.

Добова витрата солі при 1 – ї регенерації фільтра дорівнює:
 $S_C = 35,9 \cdot 1 = 35,9$ кг.

Необхідна ємність бака для розведення розчину солі:

$$W_{p.p.c} = \frac{G_{доб}}{10 \cdot C \cdot \gamma} = \frac{292,6}{10 \cdot 8 \cdot 1,0585} = 3,45 \text{ м}^3 \quad (27)$$

де C - концентрація розведеного розчину солі, $C = 8$ %;
 γ - питома вага 8 % - вого розчину солі, $\gamma = 1,0585$.

Приймаємо бак ємністю 3,5 м³, висотою 2,0 м, діаметром 1,5 м. Для перекачки 8 % - го розчину солі встановлюємо два насоса (1 робочий, 1 резервний), продуктивністю:

$$Q_{nac} = \frac{v_c \cdot f_{Na} \cdot C}{b_c} = \frac{5 \cdot 1,77 \cdot 8}{26} = 2,27 \text{ м}^3 / \text{год} \quad (28)$$

де v_c - швидкість руху розчину солі через катіонітове завантаження, $v_c = 3\text{-}5$ м/год.

Приймаємо насос марки Grundfos серії MQ 3-35 (автоматична установка з багато ступінчастими режимами роботи, мембранною ємкістю, вмонтований захист від «сухого ходу», з

автоматичним перезапуском, комплектувана зворотнім клапаном) з характеристиками: - максимальна подача – 3,2 м³/год; максимальний напір – 35м; - потужність двигуна – 0,85 кВт.

Об'єм бака з водою для розпушування сульфовугілля в Na – катіонітовому фільтрі приймаємо згідно формули:

$$W_{б.роз} = \frac{\omega_{роз} \cdot f_i \cdot 60 \cdot t_{роз}}{1000} = \frac{3 \cdot 1,77 \cdot 60 \cdot 15}{1000} = 4,78, м^3 \quad (29)$$

Приймаємо бак діаметром 1,8 м, висотою 2 м, об'ємом 5 м³.

Розрахунок витрат води на власні потреби Na – катіонітової установки

Ця витрата води складається з наступних величин:

- витрата води на промивку (розпушування) катіонітового завантаження:

$$q_{роз} = \frac{\omega_{роз} \cdot f_i \cdot 60 \cdot t_{роз}}{1000} = \frac{3 \cdot 1,77 \cdot 60 \cdot 15}{1000} = 4,78, м^3 \quad (30)$$

- витрата води на відмивку катіонітового завантаження від продуктів регенерації:

$$q_{відм} = \omega_{відм} \cdot f_i \cdot h_k, м^3 \quad (31)$$

де $\omega_{відм}$. - інтенсивність відмивки, 4-5м³ на 1м³ катіонітового завантаження.

$$q_{відм.Na} = 4 \cdot 1,77 \cdot 2 = 14,16 м^3$$

- витрата води на розчинення солі в резервуарі мокрого зберігання:

$$q_{рег} = \frac{100 \cdot G_C}{b_C \cdot 1000} = \frac{100 \cdot 292,6}{26 \cdot 1000} = 1,13 м^3 \quad (32)$$

- витрата води на приготування регенераційного розчину:

$$q_{pez} = \frac{G_{доб} \cdot bc}{C \cdot 1000} = \frac{292,6 \cdot 26}{8 \cdot 1000} = 0,95 м^3 \quad (33)$$

Рекомендована література [7, 10].

Тема 4. Особливості застосування реагентів при експлуатації мембранних технологій.

Рекомендована література [3, стор. с. 128-138].

Тема 5. Пошук та усунення несправностей які виникають при експлуатації анаеробних біореакторів та метантенків.

Розрахунок кількості метану який виділяється при експлуатації метантенків.

Метантенки - це резервуари для анаеробного зброджування сирого осаду, надлишкового активного мулу чи біоплівки, а також їх сумішей. У метантенках здійснюється підігрівання осадів до 33 - 53 °С, їх інтенсивне перемішування та утилізація біогазу який утворився. Схема метантенку наведена на рис. 2.

Приклад. Визначення виходу товарного біогазу.

Рішення. 1. Визначення теплової енергії, необхідної для підігрівання біомаси:

$$E_{бгу} = C \cdot Q_{г.річн.} \cdot \Delta t, \quad (34)$$

де: $E_{бгу}$ - тепла енергія, необхідна для підігріву гною до температури бродіння, МДж; $Q_{г.річн.}$ - річна кількість гною, яка виходить з ферми, кг; Δt - різниця температури зброджування і температури вихідного гною ($t_{збр} - t_{гною}$), °С; $t_{збр}$ залежить від режиму роботи БГУ, а $t_{гною}$ складає у теплий період року (245 діб) в середньому +20°С; в холодний - +10°С (120 діб). C - питома теплоємність рідкого гною (4,19 кДж/кг град).

$$E_{бгу} = 4,19 \cdot 1000 \cdot 18067,5 \cdot 20 = 1514056500 \text{ МДж.}$$

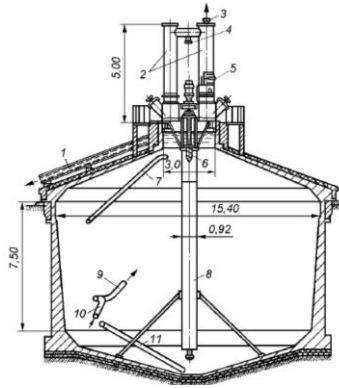


Рис. 2. Метантенк з нерухомим незатопленим перекриттям: 1 - газопровід; 2 - газові ковпаки; 3 - випуск газу в атмосферу; 4 - блок для монтажу мішалки; 5 - пристрій для автоматичного зниження тиску газу; 6 - пропелерна мішалка; 7 - трубопровід для завантаження зброджуваного осаду; 8 - центральна труба; 9, 10 - відповідно напірний та всмоктуючий трубопроводи інжекторного підігрівача; 11- трубопровід для вивантаження зброженого осаду

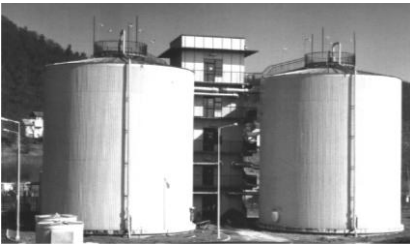


Рис. 3. Металеві метантенки очисної станції м. Ясло (Польща)



Рис. 4. Залізобетонні метантенки очисної станції Галле-Норд (Німеччина)

Визначається спочатку окремо для теплої і холодної періоду року:

$$E_{\text{бу,тепл.період}} = C \cdot (Q_{\text{г,доб}} \cdot 245) \cdot \Delta t; \quad (35)$$

$$E_{\text{бгу.тепл.період}} = 4,19 \cdot (49,6 \cdot 245) \cdot 20 = 1018337,6 \text{ МДж};$$

$$E_{\text{бгу.тепл.період}} = C \cdot (Q_{\text{г.доб}} \cdot 120) \cdot \Delta t; \quad (36)$$

$$E_{\text{бгу.тепл.період}} = 4,19 \cdot (49,6 \cdot 120) \cdot 20 = 497777,6 \text{ МДж};$$

$$E_{\text{бгу.річн}} = E_{\text{бгу.тепл.пер.}} + E_{\text{бгу.хол.пер.}} \quad (37)$$

$$E_{\text{бгу.річн}} = 1018337,6 + 498777,6 = 1517115,2 \text{ МДж}$$

Визначення кількості біогазу, необхідного для підігріву біомаси:

$$Q_{\text{бг}} = \frac{E_{\text{бгу}}}{q}, \quad (38)$$

де: $Q_{\text{бг}}$ - кількість необхідного для підігріву біомаси біогазу, м^3 ;
 q - чиста теплотворна здатність біогазу ($q=22 \text{ МДж/м}^3$)

$$Q_{\text{бг}} = \frac{1514056500}{22} = 68820750 \text{ м}^3.$$

Частка біогазу, необхідного для підігріву гною:

$$\eta_{\text{Н}} = \frac{Q_{\text{бг}}}{V_{\text{г.річн}}}, \quad (39)$$

де: $Q_{\text{бг}}$ – необхідна кількість біогазу для підігріву біомаси, м^3 ; $V_{\text{г.річн.}}$ – річний вихід біогазу, м^3 .

$$\eta_{\text{Н}} = \frac{68820750}{281309499} = 0,24$$

Максимально-теоретичний коефіцієнт виходу товарного біогазу:

$$K_{\text{мб}} = 1 - \eta_{\text{Н}}, \quad (40)$$

де $K_{\text{мб}}$ - коефіцієнт виходу товарного біогазу.

$$K_{\text{мб}} = 1 - 0,24 = 0,76$$

Вихід товарного біогазу:

$$V_{mг} = V_{г.річн.} \cdot K_{mб} \quad (41)$$

$$V_{mг} = 281309499 \cdot 0.75 = 213795219 \text{ м}^3$$

Фактори які впливають на процес метаногенезу при експлуатації метантенків.

Температура яка залежить від типу бродіння (психрофільний, мезофільний, термофільний) і стадії процесу (гідроліз, ацидогенез, ацетатогенез і метаногенез).

Реакція рН - мікроорганізми, відповідальні за етапи гідролізу та ацидогенезу, функціонують найбільш ефективно при рН від 4,5 до 6,3. На стадіях ацетатного та метаногенезу мікроорганізми функціонують належним чином за межами діапазону 6,8-7,5.

Постачання поживних речовин. Оптимальне співвідношення C/N коливається від 10 до 30. Фосфор (P) і сірка (S) також мають велике значення, отже, співвідношення C:N:P:S має бути 600:15:5:1.

Інгібітори які впливають на виробництво біогазу (табл. 2).

Таблиця 2

Інгібітори та їх токсичні концентрації

Інгібітор	Концентрація	Інгібітор	Концентрація
Натрій	6 - 30 г/л	Сірка	> 50 мг/л H ₂ S, 100 мг/л S ₂ - 160 мг/л Na ₂ S (в культурах що пристосувалис до 600 м г/л Na ₂ S і 1000 мг/л H ₂ S)
Калій	>3 г/л		
Кальцій	>2,8 г/л CaCl ₂	Важкі метали	як вільні іони від 10 мг/л Ni; від 40 мг/л Cu; від 130 мг/л Cr; від 340 мг/л Pb; від 400 мг/л Zn у формі карбонату; від 160 мг/л Zn; від 170 мг/л Cu; від 180 мг/л Cd; від 530 мг/л Cr ³⁺ ; від 1750 мг/л Fe
Магній	>2,4 г/л MgCl ₂		
Іон амонію	2,7-10 г/л		
Аміак	>0,15 г/л	жирні кислоти	ізомасляна кислота: виступає в якості інгібітора вже від 50 г/л

Правила безпечної експлуатації метантенків. Біогаз, який складається переважно із метану та діоксиду вуглецю, при визначених концентраціях є вибухонебезпечним.

Метан – безбарвний, нерозчинний у воді газ, пригнічує ЦНС і впливає на рухливі функції, удушливо діє при концентраціях

вище 5%. Метантенки, газгольдери і виробничі приміщення при них відносяться до категорії пожежо- та вибухонебезпечних споруд.

Кожен метантенк повинен бути забезпечений засувками, гідрозатворами, які могли б його відключити від магістрального газопроводу біогазу. Газ, який виділяється в процесі бродіння, повинен мати вільний вихід із метантенку в газопровід. При підвищенні тиску біогазу в системі вище встановленої технологічним регламентом норми необхідно забезпечити автоматичне скидання тиску.

В приміщеннях при метантенках електричне обладнання і апаратура повинні бути виконанні в вибухонебезпечному режимі, мати надійне заземлення

Обслуговуючий персонал повинен слідкувати за якістю повітря за допомогою газоаналізаторів. В приміщеннях, де виявлений витік біогазу, повинні бути прийняті термінові міри по її усуненню. Витік газу в комунікаціях виявляється мильними розчином (1л рідини – 25-30г мила), який наноситься на місця з'єднання, де можливий витік газу. Поява бульбашок мильної піни вказує на витік газу.

Рекомендована література [3, 5, 7, 10, 17].

Тема 6. Пошук та усунення несправностей які виникають при експлуатації споруд із вільноплаваючим біоценозом, вторинних відстійників

Після закінчення будівельно-монтажних робіт і становлення необхідного технологічного обладнання та контрольно-вимірювальної апаратури починається період експлуатації який поділяється на наступні етапи:

етап пусконаладжувальних робіт, який складається з гідравлічних випробувань, періоду нарощування активного мулу та утворення необхідного, для очищення стоку з певними якісними та кількісними показниками забруднень, біоценозу;

етап експлуатації аеротенку із виконанням операцій технологічного регламенту, дотриманням всіх необхідних вимог щодо виробничого та технологічного контролю, а також управлінням процесом очищення;

етапи планово-профілактичного огляду та планово-попереджувального ремонту; етап капітального ремонту.

При пусконаладжувальних роботах, після налагодження систем циркуляції мулу та аерації, проводиться нарощування активного мулу та утворення необхідного для очищення стоку біоценозу. Виведення аеротенку до нормального режиму експлуатації проводиться при поступовому збільшенні витрат води після того, як об'єм мулу в пробі мулової суміші становитиме 25–30 %, у воді з'являться нітрати та розчинний кисень. Термін нарощування активного мулу триває від 2–3 діб до місяця.

Приклад. Об'єм аеротенка $W_{at} = 1200 \text{ м}^3$, вміст активного мулу (за беззольною частиною) $a_i = 100 \text{ г/м}^3$, БПК₅ стічної води після механічної очистки $L_{en} = 150 \text{ г/м}^3$, тривалість подачі освітленої води в аеротенк для нарощування біомаси $t = 3$ години на добу, навантаження на беззольну частину осаду $d = 0,3 \text{ г/м}^3$ за БПК₅. Визначити витрати стічної води для нарощування біомаси.

Рішення.

1. Маса осаду в аеротенку:

$$M = a'_i \cdot W_{at} = 100 \cdot 1200 = 120000 \text{ г.} \quad (43)$$

2. Кількість стічної води, що додається:

$$W_b = \frac{M_d}{L_{en}} = \frac{120000 \cdot 0,3}{150} = 240 \text{ м}^3. \quad (43)$$

3. Годинна витрата стічної води, що додається:

$$Q = \frac{240}{3} = 80 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Приклад. Визначити тривалість процесу нарощування дози активного мулу $\Delta a = 1,0 \text{ г/л}$, якщо $\Delta L = 100 \text{ мг/л}$ або $0,1 \text{ г/л}$.

Рішення.

$$t_{\text{нарощ}} = \frac{\Delta a}{0,85 \Delta L} \quad (44)$$

де ΔL – розрахункове зниження БПК стічної води в аеротенці; $t_{\text{нарощ}}$ - тривалість процесу нарощування, год.

$$t_{\text{нарощ}} = \frac{1,0}{0,85 \cdot 0,1} = 12 \text{ год.}$$

Кількість повітря, що подається до аеротенка, залежить від забрудненості і температури води, концентрації активного мулу та інших факторів. Схема зі змінним місцем введення стоків по довжині аеротенку (рис. 5) дещо згладжує нерівномірність у споживанні кисню.

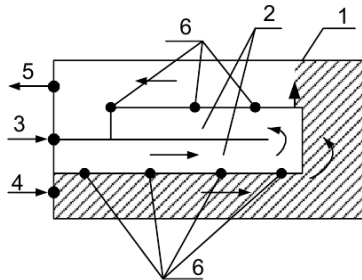


Рис. 5. Схема зі змінним місцем введення стічної води: 1-аеротенк; 2 – лоток для стічної води; 3 – подача стічної води; 4 – подача активного мулу; 5 - відведення мулової суміші у вторинний відстійник; 6 – шибери для вікон подачі стічної води

Перелік робіт які виконують оператори при експлуатації аеротенків:

- регулюють розподіл стічної води та циркулюючого активного мулу між аеротенками, та мулової суміші між вторинними відстійниками; змінюють витрати циркулюючого активного мулу; видаляють надлишковий активний мул; регулюють витрати повітря, що подається для аерації в коридори аеротенків;
- змінюють місця подачі стічної води до коридорів аеротенку, змінюючи цим об'єми регенераторів; проводять гасіння піни у випадках її утворення; ліквідують спухання активного мулу; включають та вимикають окремі секції аеротенків; включають, вимикають та регулюють роботу обладнання на мулових насосних

станціях.

Оператори ведуть спостереження за процесом аерації, звертаючи увагу як на місця інтенсивного виділення повітря, що свідчить про пошкодження в розподільчій системі повітря, так і на місця млявого виділення повітря (засмічення системи). Особливої уваги потребує регулювання та розподіл повітря. Концентрація кисню в муловій суміші не повинна бути меншою за 1,5–2,0 мг/л, оскільки можливе зниження ефекту очищення.

Оператори за допомогою щупів або приладів стежать за підтримкою активного мулу у зваженому стані в межах аеротенка. Утворення відкладень мулу неприпустимо і найчастіше пов'язане з недостатньою інтенсивністю аерації.

Залежно від змін якості води аеротенки частина року можуть працювати з регенераторами або без них, причому місткість регенераторів змінюється за рекомендаціями технолога.

У двокоридорних аеротенках під регенератор може бути виділений перший коридор ($\beta = 0,5$), в трикоридорних – перший і другий коридори ($\beta = 0,33$ або $0,66$), у чотирьокоридорних – перший, перші два чи три коридори ($\beta = 0,25; 0,50; 0,75$). На рис. 5 наведена схема двокоридорного аеротенку з подачею води в одну з точок (2, 4, 5, 6, 7, 8), за рахунок чого об'єм регенераторів може змінитися в широких межах. На малюнку заштрихована область регенерації за умов подачі води до точки 5. Відкриття відповідних шиберів на лотку подачі води здійснюється за рекомендаціями технолога.

Тривалість перебування активного мулу в зоні ущільнення має бути достатньою для зниження його вологості до 99,9–99,95 % та не перевищувати 40–45 хв за умов збереження аеробних умов.

Проблеми які виникають при експлуатації споруд біологічної очистки із вільноплаваючим біоценозом і шляхи їх вирішення.

Однією із проблем з якою стикається обслуговуючий персонал є проблема спухання активного мулу яка виникає внаслідок його низької здатності до осадження. Основною причиною виникнення явища є розвиток філаментних форм мікроорганізмів (рис. 6, Табл. 3).

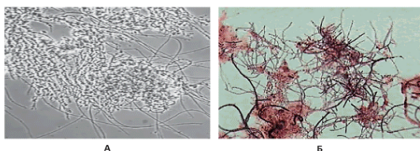


Рис.6. Філаментні бактерії в активному мулі (а) та філаментні бактерії *M. parvicella* (б)

Процеси спухання (Табл. 4) характеризуються відсутністю піни на поверхні споруд. При цьому седиментаційних властивості активного мулу різко погіршуються (рис. 7).

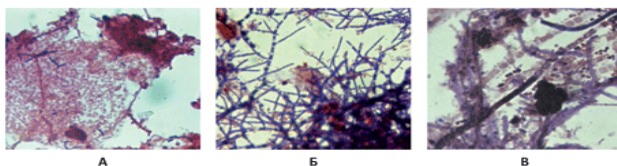


Рис. 7. Мікроскопічна картина стану активного мулу: А – Здоровий активний мул; Б - розпухлий активний мул; В - піна активного мулу.

Таблиця 3

Типи філаментних мікроорганізмів як індикаторів причин вслухання активного мулу

Типи філаментних мікроорганізмів	Причини розвитку філаментних мікроорганізмів
<i>Sphaerotilus natans</i> , type 1701 and <i>Haliscomenobacter hydrossis</i>	Низька концентрація розчиненого кисню (менше 1,0 мг/дм ³)
<i>M. parvicella</i> , <i>Nocardia</i> spp., <i>Nostocoida limicola</i>	Низьке навантаження на активний мул за органічними сполуками менше 150 мг БСК)
<i>Thiothrix</i> , <i>Beggiotoo</i> spp., <i>N. imicola</i>	Скид збродженого осаду/висока концентрація органічних кислот
<i>Thiothrix I and II</i> type 021N, <i>N. limicola</i>	Нестача біогенних елементів (азот, фосфор) у стічних водах які надходять на очисні споруди (БСК _{повне} : N >20; БСК _{повне} : P >100)
Гриби	Низьке значення рН (рН<6,0 – 6,5)
<i>Nocardia</i> spp., <i>M. parvicella</i> ,	Високі концентрації жирів та нафтопродуктів (>25 мг/дм ³)

Таблиця 4

Причини появи та заходи ліквідації спухання активного мулу

Причини які сприяють спуханню активного мулу	Заходи ліквідації спухання активного мулу
Істотні коливання навантажень за органічними сполуками (+/- 70%)	Збільшити витрату зворотного активного мулу на 30-50%;
Концентрації розчиненого кисню в аеробних зонах аеротенка < 1,0 мг/л	Максимально задіяти наявні потужності аераційної системи і забезпечити концентрацію розчиненого $O_2 > 1,0$ мг/л;
Величини рН мулової суміші менше 6,0–6,5	Передбачити можливість регулювання рН
Наявність токсичних речовин в стічних водах	Збільшити подачу повітря в аеротенки для забезпечення концентрації розчиненого кисню близько 1,5-2,0 мг/л і збільшити витрату надлишкового активного мулу на 30-50%.
При значеннях відносин $BCK_{повн} : N : P$ більш ніж 100: 5: 1	Передбачити систему дозування азоту і фосфору
При низьких навантаженнях на активний мул	Знизити дозу активного мулу в аеротенках

Іншою проблемою при експлуатації є процес утворення піни.

При експлуатації очисних споруд слід розрізняти як справжні процеси піноутворення, пов'язані з розвитком бактерій роду *Nocardia* і *Microthrix* (рис. 8 а, б), так і явища «білої» піни, пов'язаної з масовим надходженням на очисні споруди у складі стічних вод синтетичних поверхнево-активних речовин (СПАР) (рис. 8 в).

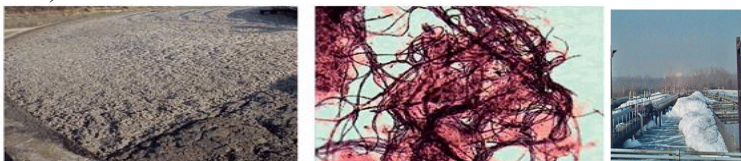


Рис.8. Піна, викликана розвитком мікроорганізмів типу *Nocardia* (а), бактерії типу *Nocardia* (б); в) «біла» піна, пов'язана з масовим надходженням на очисні споруди СПАР

До основних причин утворення піни слід віднести: низьке навантаження за органічними сполуками на активний мул (менш 80-100 мг $BCK_{повн}$ /г/добу); низьку концентрацію

розчиненого кисню в аеробних зонах (менш 0,6-0,8 мг/л); різку зміну температурного режиму стічних вод; нестачу біогенних елементів ($\text{БСК}_{\text{полн}} : \text{N} > 20$, а $\text{БСК}_{\text{повн}} : \text{P} > 100$).

Заходи щодо попередження і блокування розвитку процесів утворення піни:

- зниження віку активного мулу до 3-5 діб при реалізації на очисних спорудах тільки технологій окислення органічних сполук і до 7-9 діб при реалізації технологій нітрифікації;
- зменшення дози активного мулу при низьких навантаженнях на мул за вмістом органічних сполук;
- збільшення концентрації розчиненого кисню до 1,5-2,5 мг/л;
- дозування біогенних елементів (в разі їх нестачі);
- хлорування зворотного активного мулу; додавання піногасників;
- обприскування розчином хлорного вапна безпосередньо піни;
- механічне видалення піни.

Сплиття активного мулу. Причиною сплиття активного мулу на поверхню вторинних відстійників (рис. 9) є процес денітрифікації, який розвивається в шарах активного мулу що осів у вторинних відстійниках, в результаті якого виділяється газоподібний азот, який піднімаючись вгору, захоплює хлопки активного мулу.



Рис. 9. Сплиття активного мулу на поверхню вторинних відстійників

Заходи щодо попередження та ліквідації сплиття активного мулу: збільшення витрат зворотного активного мулу до проектного значення; зменшення рівня осаду у вторинних відстійниках до 0,2 м;

забезпечення концентрації розчиненого кисню на виході з аеротенків не менше 2,5-3,0 мг/л.

Технологічний контроль. Крім вимірювань витрат води, активного мулу, мулової суміші, стиснутого повітря та електроенергії, що виконуються операторами блоку біологічного очищення та відносяться до виробничого контролю, необхідно оцінювати також стан процесу очищення (Табл. 5).

Таблиця 5

Технологічний контроль роботи аеротенків та вторинних відстійників

Показник	Частота відбору, вид проб
Стічна вода яка надходить до аеротенків	
Витрата	Середньогодинна
Температура	Разова, щодобова
ХСК	Відбираються щогодини через пробовідбірники в накопичувальну пробу*
Загальний азот	Аналізується як середньодобова концентрація
Концентрація розчиненого кисню	Разова, щодобова
Повітря яке подається	
Витрата	Середньогодинна
Температура атмосферного повітря	
Мулова суміш на виході з аеротенків	
Концентрація розчиненого кисню	Два рази в період вимірювань кожно добу, а також за даними датчиків
Концентрація сухої речовини мулу	Щодоби
Надлишковий активний мул	
Витрата	Сумарна за добу
Концентрація сухої речовини	Три рази на добу
Очищена стічна вода	
ХСК	Відбір проводиться щогодини через пробовідбірники в накопичувальну пробу *. Аналізується як середньодобова
Азот амонійний	
Азот нітратів	

Висновки щодо стану біоценозу, при експлуатації споруд, можна робити за результатами прямого мікроскопування оцінюючи

стан індикаторних організмів. Про хороший стан мулу свідчить різноманітність найпростіших. Завжди відзначається присутність інфузорій *Aspilisca* та зооглів. Найпростіші перебувають у жвавому рухому стані. Відібрані проби мулу щільні і компактні, що приводить до швидкого розділу фаз. Мул відібраний із регенераторів характеризується підвищеним вмістом прикріплених інфузорій та зооглів. При надмірній регенерації та розвитку процесу автолізу спостерігається збільшення вмісту великих, вільно плаваючих інфузорій, а також руйнування пластівців мулу. «Голодному» мулу притаманно зменшення розмірів найпростіших, а частина інфузорій перетворюється на цисти. Зооглеї та пластівці мулу прозорі, при осіданні залишається тонка завись.

Перевантаженому мулу властива одноманітність складу найпростіших, при явній перевазі двох-трьох видів, а також присутність значної кількості дрібних інфузорій. У пластівцях мулу спостерігаються різноманітні неперероблені включення. Пластівці на вигляд є доволі щільними, мають темний колір, а після розділу фаз над мулом спостерігається опалесценція води.

При нестачі кисню у воді більшість найпростіших перебувають у нерухомому стані, а інфузорії *Vorticella* роздмухуються і лопаються. Залишаються лише інфузорії *Paramecium Candatum*, а також різноманітні джгутикові.

Рекомендована література [1, 2, 6, 9, 17].

Тема 7. Підтримання кисневого режиму при експлуатації аеротенків

Організми активного мулу є мікроаерофілами тому критичною концентрацією розчиненого кисню вважається $0,2 \text{ мг/дм}^3$, задовільною – $0,5 \text{ мг/дм}^3$. Але слід відзначити, що при порушенні масообміну в пластівцях активний мул починає гинути від власних метаболітів. Тому передбачені норми на вміст розчиненого кисню (не менше ніж $1,0\text{--}2,0 \text{ мг/дм}^3$ у будь-якій точці аеротенка) припускають забезпечення інтенсивного перемішування мулової суміші з метою ліквідації покладів мулу.

Побутові стоки – це відносно слабкий живильний розчин, в якому швидкість поглинання кисню перевищує швидкість поглинання поживних речовин, тому кисень рідко лімітований на спорудах очищення побутових стоків.

У концентрованих промислових стічних водах із високим вмістом легкоокиснюваних органічних речовин швидкість поглинання бактеріями поживних речовин перевищуватиме швидкість поглинання кисню, що є лімітуючим фактором.

Таким чином, необхідна аерації повинна насамперед враховувати навантаження за забруднюючими речовинами, а не за гідравлічним навантаженням. Підвищення вмісту розчиненого кисню в аеротенках більше ніж 3,5–4,0 мг/дм³ мало впливає на ефективність біохімічного окиснення, але збільшує енергетичні затрати.

Умови погіршення надходження кисню до клітин мікроорганізмів активного мулу: зменшення подачі стислого повітря; засміченням аераторів (фільтросних пластин, дірчастих труб, дрібнопухирцевих диспергаторів); підвищенням питомих навантажень на активний мул за рахунок зростання вмісту розчинених органічних речовин у стічній воді; дією токсикантів; перевищенням оптимальної концентрації зворотного мулу (нестача кисню виникає при збільшенні біомаси активного мулу).

Поліпшення аераційних умов досягається налагодженням технологічного режиму експлуатації та збільшенням відсотка використання кисню повітря активним мулом за рахунок зміни елементів аерації.

При застосуванні аераторів із розміром отворів 5–6 мм використання кисню активним мулом становить – 6–7 %. При зменшенні розміру отворів до 2–2,5 мм використання кисню збільшується до 8–12 %, а при застосуванні дифузорів із розмір отворів – 200–500 мкм) – до 15–18 %. Для досягнення ефекту дрібно-бульбашкової аерації в останні роки широкого застосування набули пластмасові пористі дифузори як у вигляді окремих перфорованих аераційних труб довжиною 2 м, з'єднаних між собою муфтами (рис. 10), так і у вигляді тарілчастих мембранних аераторів (рис. 11).



Рис.12. Вигляд трубчастої (а) та мембранної (б) системи аерації в роботі

Наведемо розрахунки для найчастіше застосовуваної пневматичної системи (рис. 12).

Витрату повітря на очищення 1 м³ стічних вод:

$$D_{1\text{м}^3} = \frac{D_{\text{сер.доб}}}{Q_{\text{сер.доб}}} , \quad (45)$$

де $D_{\text{сер. доб}}$ – середньодобова витрата повітря, м³/доб;
 $Q_{\text{сер. доб}}$ – середньодобова витрата стічних вод, м³/доб.

Приклад.

$$D_{1\text{м}^3} = \frac{21294 \text{ м}^3/\text{добу}}{2340 \text{ м}^3/\text{добу}} = 9,1 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Витрата повітря на очищення м³ стічних вод може становити від 3,5 до 15 м³/м³.

Витрату повітря на 1 кг знятої органіки, що характеризується показником БСК₅ :

$$D_{\text{БСК}_5} = \frac{D_{1\text{м}^3}}{L_{\text{пост}} - L_{\text{очищ}}} , \quad (46)$$

де $L_{\text{пост}}$ – вміст БСК_п у стічних водах, що надходять на очищення, мг/дм³; $L_{\text{очищ}}$ – вміст БСК₅ в очищених водах, мг/дм³
 $D_{1\text{м}^3}$ – витрата повітря на очищення 1 м³ стічних вод, м³/м³.

Приклад.

$$D_{\text{БСК}_5} = \frac{9,1 \text{ м}^3/\text{м}^3}{0,214 \text{ кг}/\text{м}^3 - 0,013 \text{ кг}/\text{м}^3} = 45,2 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Інтенсивність аерації J , $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$, розраховуємо за формулою:

$$J = \frac{D_{1\text{м}^3} \cdot H}{T}, \quad (47)$$

де J – глибина аеротенків або регенераторів, пісковловлювачів, мінералізаторів, м; T – період аерації, год.

Приклад.

$$J = \frac{9,1 \text{ м}^3 \cdot 4,4 \text{ м}}{7,5 \text{ год}} = 5,3 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год}).$$

загальне споживання кисню, витраченого на біохімічне окиснення органічних забруднюючих речовин, нітрифікацію та насичення киснем очищених стічних вод, що скидаються в природну водойму. Витрата повітря:

$$D_{1\text{м}^3} = \frac{N}{Q_{\text{сер.доб}}}, \quad (48)$$

де N – добова продуктивність повітродувки, $\text{м}^3/\text{доб}$; $Q_{\text{сер. доб}}$ – середньодобова витрата стічних вод, $\text{м}^3/\text{доб}$.

Витрата повітря на 1 кг знятої органіки, що характеризується показником БСК_5

$$D_{\text{БСК}_5} = \frac{N}{L_{\text{утіл}}}, \quad (49)$$

де $L_{\text{утіл}}$ ($L_{\text{утіл}} = L_{\text{пост}} - L_{\text{очищ}}$) – кількість утилізованої органіки, що характеризується показником БСК_5 за 1 добу, кг.

Приклад.

За 1 добу витрата повітря становила 240 000 м³.
Перероблено органіки за БСК₅ 4 000 кг, тоді:

$$240000 \text{ м}^3 : 4000 \text{ кг} = 60 \text{ м}^3 \text{ на } 1 \text{ кг БСК}_5.$$

Інтенсивність аерації:

$$J = \frac{D_1}{F_{\text{аер.спор}}}, \quad (50)$$

де D_1 – годинна витрата повітря, м³/год; $F_{\text{аер.}}$ – площа аеротенка, м².

Приклад.

$$F_{\text{аер.}} = 2572 \text{ м}^2, D_1 = 10008 \text{ м}^3/\text{год},$$
$$J = 10008 \text{ м}^3/\text{год} : 2572 \text{ м}^2 = 3,89 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год}).$$

Інтенсивність аерації на об'єм (W , м³) аеротенка $W = 12\,860 \text{ м}^3$:
 $10008 \text{ м}^3/\text{год} : 12860 \text{ м}^3 = 0,78 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{год}).$



Рис. 13. Сумісна робота дискових аераторів з низько обертовими мішалками



Рис. 14. Схеми розташування горизонтальних мішалок Flygt в коридорах аеротенку за технологію УСТ- процесу

Розрахунок відсотка використання кисню повітря на 1 кг знятої органіки, що характеризується показником БСК₅.

Приклад.

Використано 60 м^3 повітря на 1 кг БСК₅. Переведемо об'єм повітря в одиниці маси. Маса 1 м^3 повітря за $t = 0 \text{ }^\circ\text{C}$ і тиску 760 мм рт. ст. становитиме $1,29 \text{ кг/м}^3$, тому маса 60 м^3 повітря:

$$60 \text{ м}^3 \cdot 1,29 \text{ кг/м}^3 = 77,4 \text{ кг.}$$

У повітрі міститься $20,99 \%$ кисню, звідси на 1 кг знятої органіки, що характеризується показником БСК₅, використано кисню:

$$77,4 \text{ кг} \cdot 0,21 = 16,3 \text{ кг.}$$

Розрахуємо відсоток використання кисню повітря на 1 кг знятої органіки, що характеризується показником БСК₅:

$$\frac{1 \text{ кг}}{16,3 \text{ кг}} \cdot 100\% = 6,13\%.$$

Рекомендована література [1, 2, 89 с. 151-160; 9, 17].

Тема 8. Аналіз результатів технологічного контролю та оцінка якості роботи біофільтра.

Приклад. Проведення технологічного контролю.

Для оцінки якості очищення необхідно не рідше двох разів на тиждень визначати прозорість очищеної води, вміст завислих речовин, вміст розчиненого кисню в очищеній воді після вторинних відстійників; і не рідше одного разу на тиждень – величин БСК, ХСК, сполук азоту до та після біофільтрів (до – азот-аммонійного NH_4^+ , після – нітритів NO_2^- і нітратів NO_3^-). Для перевірки правильності оцінки призначення коефіцієнтів рециркуляції (рис. 15) відбираються проби після змішування стічної та рециркуляційної води (визначення у суміші вмісту завислих речовин та БСК).

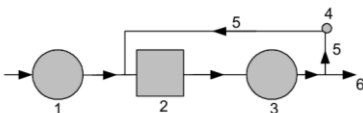


Рис. 15. Схема рециркуляції води у біофільтра: 1 – первинний відстійник; 2 – біофільтр; 3 – вторинний відстійник; 4 – циркуляційний насос; 5 – рециркуляційна лінія; 6 – вода після очищення

Рециркуляція дозволяє: уникнути засмічення завантаження у години надходження мінімальних витрат стічних вод; забезпечити більш рівномірний розподіл біомаси у межах завантаження біофільтрів; усереднити якість стічної води за рахунок розведення в години надходження на очищення найбільш забруднених вод; збагатити вхідний стік біоплівкою, яка виноситься з біофільтра.

Значення БСК очищеної води повинні відповідати нормованим, а процес нітрифікації вважається задовільним, при вмісті нітратів 3–5 мг/л.

Аналіз результатів технологічного контролю та оцінка якості роботи біофільтра. Критеріями оцінки якості роботи біофільтрів є: проектний ступінь очищення води за БСК, суспензією; наявність розчиненого кисню та нітратів;

- обмежене виділення сірководню в повітряне середовище; вологість та зольність мулу, що випадає у вторинних відстійниках.

Виробничі роботи та контроль. Операторами виконуються наступні роботи:

- включення та вимкнення окремих біофільтрів при виконанні профілактичних або ремонтних робіт;
- розподіл стічних вод між окремими біофільтрами;
- спостереження за умовами та підтримкою режиму зрошення завантаження;
- управління системою вентиляції біофільтрів, перехід від природного до примусового режиму вентиляції та, навпаки, від примусового до природного;
- управління (включення, вимикання, регулювання витрат) системою рециркуляції;
- спостереження за станом та промивання дна піддреної частини біофільтрів;
- утримання вторинних відстійників (розподіл витрат, спостереження за процесом відстоювання, випуск мулу і т. д.);
- підтримання санітарно-гігієнічних умов на робочому місці; спостереження за роботою систем життєзабезпечення (вентиляція, опалення, освітлення, водопостачання);
- проведення оперативного контролю та ведення робочих журналів.

Для створення необхідного переривчастого режиму зрошення біофільтри обладнуються спринклерними системами.

Необхідний для роботи спринклерів напір створюється баком-дозатором, який обладнано сифоном спеціальної конструкції (сифоном Мюллера) рис. 16. Цей пристрій складається з гідравлічного затвора висотою h м, приєднаного до ковпака і має перелив, висотне положення якого при регулюванні може бути змінено. У верхній частині ковпака 6 знаходиться повітря, яке стискується під час підйому рівня води в баку.

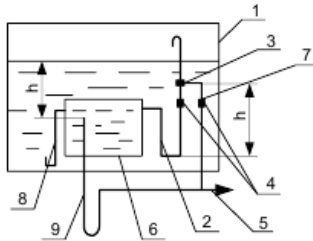


Рис. 16. Схема бака-дозатора: 1 – бак; 2 – гідравлічний затвор; 3 – перелив; 4 – регулюючі муфти; 5 – подача води у спринклерну систему; 6 – ковпак; 7 – переливна труба; 8 – роз'єднувальна муфта; 9 – відвідна труба.

При максимальному рівні води в баці-дозуваторі 1 рівень під ковпаком 6 досягне краю відвідної труби 9, а в правому коліні гідравлічного затвора 2 підніметься на висоту h , відповідну точці приєднання переливу 3. У наступний момент відбувається прорив гідравлічного затвора, тиск повітря під ковпаком знизиться спочатку до атмосферного, потім до вакуумметричного. Вода з бака почне надходити в ковпак і далі в відвідну трубу. Рівень у баку знижуватиметься до рівня роз'єднувальної трубки 8, що викличе зрив вакууму і припинить підсмоктування води під ковпак. Коли під ковпаком створюється гідравлічний вакуум, затвор підсмоктує воду по 7 з 5 і заповнюється водою. При зміні, за допомогою муфт 4, висотного положення переливу 3 відбувається зміна h – положення максимального рівня, а отже і корисний об'єм бака.

Якщо проміжок часу між двома зрошеннями буде занадто великим, погіршаться умови живлення біомаси та якість очищення. Тоді корисну місткість бака слід зменшити. Якщо "спрацювання" бака буде занадто частим, погіршиться аерація

біомаси, що так само є небажаним. У цьому випадку корисна місткість бака має бути підвищена.

Оператор стежить за рівномірним зрошенням усієї поверхні біофільтрів, для того, щоб спринклерами створювалися однакові за площею сегменти, які взаємно перетинаються.

Персонал повинен постійно стежити за заряджанням гідравлічного затвора бака. Дозування порушується при нещільному з'єднанні ковпак з трубами, що призводить до виходу повітря при заповненні дозуючого бака. Порушення виникає, якщо після спрацювання сифона повітря у потрібній кількості не встигає надійти під ковпак.

При слабкому припливі води в дозуючий бак, сифон може не зарядитися і вода зі спринклерів буде витікати безперервно. У наведених випадках дозуючий бак, тимчасово відключається, що дозволяє заповнити ковпак повітрям і залити гідравлічний затвор з технічного водопроводу.

Оператор повинен постійно спостерігати за станом поверхні завантаження. Поява на ній після зрошення калюж свідчить про засмічення. На ділянках, які погано зрошуються, з'являються характерні біологічні обростання.

Система примусової вентиляції аерофільтрів включається періодично при розрахункових або близьких до розрахункових витратах та забрудненості води. В усіх інших випадках здійснюється природна вентиляція.

Режим роботи вентиляції встановлюється технологом та вказується у технологічних картах. Критерієм для переходу від одного режиму аерації до іншого є призначена технологом норма вмісту кисню в пробі, наприклад, 4-6 мг/л. При зменшенні вмісту кисню інтенсивність аерації необхідно збільшити.

Режим рециркуляції призначається залежно від витрат води та її забруднення. Рециркуляція проводиться переважно в години мінімальної витрати стічних вод або в періоди, коли до споруд надходить найбільш забруднений стік.

Графік включення та вимикання циркуляційних насосів встановлюється технологом та вказується у технологічних картах.

Крім того, при лабораторному дослідженні осадів із вторинних відстійників визначається вологість та зольність мулу.

Рекомендована література [1, 2, 6, 9, 17].

Тема 9. Особливості конструкції та експлуатації мембранних біореакторів в галузі біотехнології очищенням стічних вод.

Мембранний біореактор представляє собою комбінацію процесів біологічної очистки і ультрафільтрації (рис. 17).

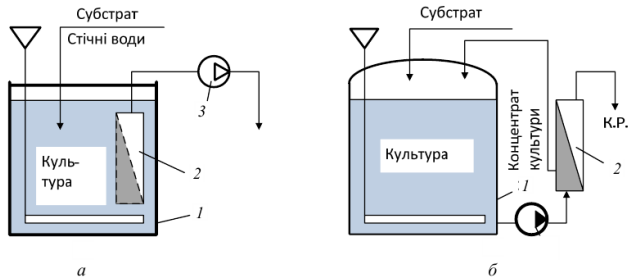


Рис. 17. Принципова схема роботи мембранного біореактора: а — з зануреними мембранними модулями; б — з виносними мембранними модулями; 1 — біореактор; 2 — мембранний модуль; 3 — вакуумний рідинний насос; об'ємний рідинний насос

Модуль МБР складається з полімерних мембран (рис. 18а) між якими розташовуються шар пластівців біоплівки (рис. 18б). Вода під тиском проходить через водопроникні поволоконні мембрани з розміром пор від 0,03 мікрон до 0,5 мікрон (рис. 18в). В залежності від розміру пор мембран можна отримати воду якості ультрафільтрації чи мікрофільтрації.

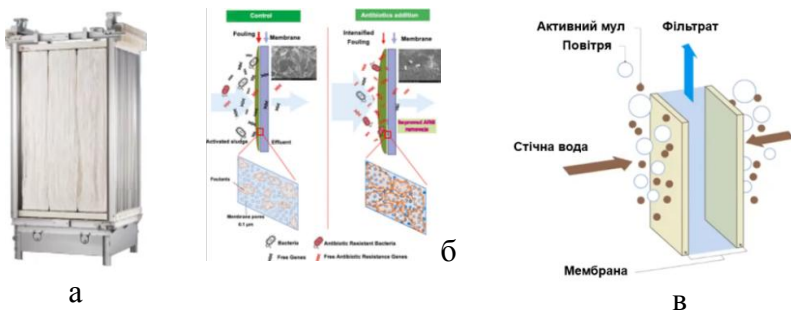


Рис. 18. Складові схеми МБР: а) модуль з полімерних мембран; б) шар пластівців біоплівки [8]; в) схема роботи осередку модуля

Технологія була розроблена ще в 60-х роках. Але справжній розвиток на ринку вона отримала в останні 20-30 років в результаті появи цілого спектру недорогих матеріалів для мембран.

В теперішній час всі існуючі мембранні модулі для МБР систем можливо поділити на три типи: порожнистоволоконні, плоскорамні та мультитрубні (рис. 19).



Рис. 19. Типи мембранних модулів: а) порожнисто-волоконні; б) плоскорамні; в) мультитрубні

Пермеат, практично не містить ферментів або мікроорганізмів, що майже повністю затримуються напівпроникною мембраною.

В основу розрахунку мембранного біореактора покладена концепція лімітуючого забруднення. Тривалість окиснення i -го забруднення визначається за формулою:

$$t_i = \frac{C_{en\ i} - C_{ex\ i}}{a_i \cdot (1-s) \cdot \rho_i}, \quad (51)$$

де $C_{en\ i}$, $C_{ex\ i}$ — концентрації i -го забруднення на вході і на виході з очисних споруд, мг/л; a_i — концентрація активного мулу, г/л; s — зольність, г/л; ρ_i — питома швидкість окиснення i -го забруднення, мг/(г·год)

Необхідна площа мембран розраховується на основі даних виробника з урахуванням середніх, максимальних і пікових витрат стічних вод. Постійна проникність мембран підтримується частотним приводом пермеатного насоса. По мірі зростання трансмембранного тиску частота струму живлення зростає. Для уникнення складнощів з подальшим хімічним

промиванням мембран максимальний термін роботи мембранних біореакторів між промивками складає 24 години.

Циркуляція активного мулу в МБР зазвичай виконує дві функції: підтримання масообміну в системі і подача нітратів в аноксидну зону. Кратність нітратного рециркулю може бути визначена за формулою:

$$R_{DN} = \frac{t_{DN} \cdot \rho_{DN} \cdot a_i - (N - NO_3)_{en}}{(N - NO_3)_{ex}}, \quad (52)$$

де t_{DN} — тривалість перебування в зоні денітрифікації, год; ρ_{DN} — питома швидкість денітрифікації, мг/(г·год); $N - (NO_3)_{en}$ — концентрація азоту нітратів на вході очисних споруд, мг/л; $(N - NO_3)_{ex}$ — концентрація азоту нітратів на виході з очисних споруд, мг/л. Якщо кратність за формулою (52) виходить менше трьох, для подальших розрахунків приймається триразова циркуляція.

Підвищені дози активного мулу (8 - 12 г/дм³) дозволяють забезпечуючи стабільну якість очищення і стійкий до зовнішніх чинників біоценоз активного мулу. Ступінь очищення стічних вод в мембранному біореакторі становить за показниками БСК - 98,7 - 99,7%, ХСК - 80 - 90%, азоту амонійному - 98,5 - 99,8%, фосфору - 90 - 95 % [1]. Ефективність видалення бактерій – 99,99 %, вірусів – 99 % [1, 4]. В таблиці 6 наведено порівняння показників якості води за технологіями: «аеротенки-вторинні відстійники» та МБР.

Таблиця 6

Порівняльні характеристики експлуатації технологічних схем
(рис. 20)

МБР і зануреним модулем фільтрації	МБР і зовнішнім модулем фільтрації
Дешевша вартість МБР модулів та споживання електроенергії	Дорожча вартість МБР модулів та споживання електроенергії
Складніше в обслуговуванні (використання хімічних реагентів для регенерації мембран негативно впливає на розвиток біомаси)	Простий при обслуговуванні та заміні модулів. Гнучкість режимів роботи та промивок.
Придатний для великих установок	Придатний для використання на невеликих об'єктах

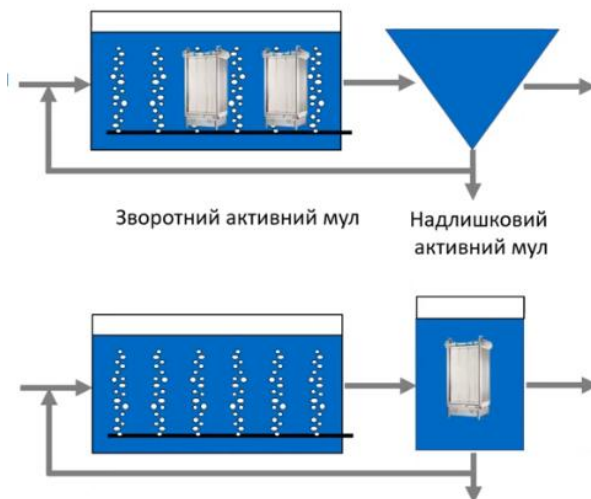


Рис. 20. Схеми використання МБР реакторів при реконструкції діючих очисних споруд за технологією «аеротенки-вторинні відстійники»: а) МБР і зануреним модулем фільтрації; б) МБР із зовнішнім модулем фільтрації

Основні етапи експлуатації МБР:

1. Запуск та стабілізація системи:

- о Забезпечення оптимальних умов для розвитку мікроорганізмів, що беруть участь у біологічному очищенні (поживне середовище, температура, рН).
- о Адаптація мікроорганізмів до складу стічних вод та умов експлуатації.
- о Моніторинг параметрів системи для оцінки стабільності процесу (концентрація розчиненого кисню, рН, температура).

2. Поточна експлуатація:

- о Регулювання потоку стічних вод та обсягу повітря: підтримка оптимального навантаження на систему та забезпечення необхідного рівня аерації для біологічного процесу.
- о Контроль параметрів процесу: регулярний моніторинг концентрації активного мулу, вмісту розчиненого кисню, рН, температури та інших показників, що впливають на ефективність очищення.

о Очищення мембран: мембрани з часом забруднюються, що призводить до зменшення їхньої пропускної здатності. Необхідно регулярно проводити хімічне або фізичне очищення мембран для відновлення їхньої ефективності.

о Видалення надлишкового мулу: збільшення концентрації активного мулу в МБР досягається за рахунок тривалого утримування його в системі. Необхідно видаляти надлишковий мул для підтримки оптимальної концентрації та ефективності роботи.

3. Профілактичне обслуговування та ремонт:

о Перевірка обладнання: регулярна перевірка насосів, компресорів, мембранних модулів та інших компонентів системи на предмет зносу та пошкоджень.

о Планова заміна обладнання: заміна мембран та інших компонентів системи після закінчення терміну їхньої експлуатації.

о Калібрування та налаштування обладнання: регулярна перевірка та налаштування датчиків та інших приладів для забезпечення точності вимірювань.

4. Технічне обслуговування та контроль:

о Забезпечення безпеки: дотримання правил безпеки при роботі з хімічними реагентами та обладнанням.

о Навчання персоналу: підготовка кваліфікованого персоналу для обслуговування та ремонту системи.

о Ведення документації: облік всіх операцій з експлуатації, обслуговування та ремонту системи.

Одним із найскладніших питань експлуатації мембранних біореакторів є своєчасне видалення забруднень з поверхні та пор мембрани. Складність завдання полягає в тому, що високий вік мулу призводить до накопичення в водному середовищі інертних сполук завдяки його мінералізації, а розчинені мікробні продукти або розчинні фракції мулової суміші відповідають за блокування пор мембрани, що не видаляється фізичною очисткою і, таким чином, значно знижує проникність мембрани [4, 5].

Крім того, в процесі роботи мембранних модулів в порах та на поверхні мембрани утворюється динамічний шар відкладень, який сприяє фізичному видаленню значної кількості макромолекул, колоїдних речовин, ферментів, позаклітинних полімерних речовин, що збільшує загальну ефективність очистки стічних вод в середньому на 10 – 20 % [1]. На забруднення мембран

також впливають: доза мулу, розмір пластівців мулу, в'язкість, позаклітинні полімерні речовини, відносна гідрофобність і поверхневий заряд.

Унаслідок досліджень було встановлено, що товщина шару біоплівки становила 5-12 мм. Верхній її шар, окисна зона світло-коричньового кольору, мав товщину біля 1 мм, нижній – відновна зона темного кольору мала товщину до 11 мм.

В налипаннях було виявлено велика кількість макропластику (частинок розміром $> 5\text{мм}$): 29 г/кг (сухої ваги налипань) та мікропластику (розміром $\leq 5\text{мм}$): 4,33 г/кг, або 1940 шт/кг. В налипаннях на мембранах виявлено також високу зольність – 62,2 %. Серед зольних елементів переважали сполуки кальцію – до 21 % золи або 12,7 % сухої речовини налипань.

Всі забруднення мембран діляться на три основні типи: забруднення, які можуть бути видалені фізичною очисткою; забруднення, які можуть бути видалені хімічною очисткою; безповоротні забруднення, які не можуть бути видалені.

У зв'язку з цим при експлуатації мембранних біореакторів застосовують продувку повітрям зовнішньої поверхні мембран; зворотну промивку впродовж 30-120 с кожні 10-25 хв. роботи; хімічну очистку гіпохлоритом натрію або гідроксидом натрію для видалення гумінових речовин, білків, вуглеводів та органічну кислотну очистку для видалення неорганічних забруднень. При наявності великої кількості забруднень на поверхні мембрани, її видаляють з реактору та замочують у слабоконцентрованому розчині гіпохлорита натрію на протязі 12 – 30 год.

Для зменшення забруднення мембран також використовують періодичну зупинку процесу фільтрування. В цей момент потоки рідини та повітря навколо мембрани уносять з її поверхні частинки забруднень, а дифузійний та конвективний потоки – розчинені та колоїдні домішки.

Рекомендована література [3, 4, 6].

Тема 10. Вивчення конструкційних особливостей, принципу роботи та умов експлуатації апаратів для стерилізація обладнання

Найбільш надійним способом забезпечення біобезпеки біотехнологічних виробництв є організація виробництва з

додержанням правил асептики - комплекс інженерно-технологічних заходів, спрямованих на:

- запобігання потраплянню сторонньої мікрофлори в технологічний процес, що забезпечує ефективність технології та одержання продукту необхідної якості;
- запобігання потраплянню культивованого біологічного об'єкта з повітряними викидами і техногенними потоками в довкілля.

Асептичні умови виробництва забезпечуються спеціальним устаткуванням і технологією. Характеристика способів стерилізації наведена в таблиці 7.

До стерилізаторів періодичної дії відносяться вертикальні і горизонтальні стерилізатори - автоклави. Вертикальний автоклав Б4-КАВ-3. Корпус 3 автоклаву (рис 21) виготовлений із вуглецевої сталі Ст3 у вигляді пустотілого циліндру з товщиною стінки 6 мм. З низу і зверху корпус закритий дном і кришкою напівсферичної форми товщиною стінки 8 мм. Герметичність з'єднання кришки 4 з корпусом 3 забезпечується прокладкою із промасленого азбесту, встановленому на кільці. Над днищем автоклаву встановлений хрестоподібний барботер 11, в центрі днища приєднана спускна труба. На опорному кільці встановлені корзини 10. На кришці розміщені продувний 6 і запобіжний клапани 5. До циліндричної частини приєднана коробка, на якій встановлений термометр і манометр. Коробка з'єднана з нижньою частиною автоклаву для правильної циркуляції води. Кришка має противагу 1 і притискується до корпусу за допомогою гайок барашок, або за допомогою кільцевого затискача 2.

Таблиця 7

Методи стерилізації

Метод	Процедура	Сфера застосування	Запобіжний захід	Обмеження
Сухий жар	Пряма дія сухої спеки +190°C (80 хв) або +160°C (130–160 хв)	Скляні лаборат. прилади та вироби з матеріалу	Висока температура може пошкодити вироби з тонкого прокату або тонкого дроту	високотемпературна експозиція може призвести до небажаних змін властивостей матеріалу
Автоклавування (перегрітий пар під тиском)	діючі компоненти: температура, водяна пара і тиск. +121 °C (15 хв) або +126 °C (10 хв)	Скло, тканини, рідини за умови стійкості компонентів до високої T +121 °C	Не рекомендується для стерилізації більшості звичайних пластиків	Необхідність забезпечення вільного відходження повітря з виробів до початка стерилізації;
Газовий (етиленоксид)	Використовується індивідуально, у суміші з фреоном або карбондіоксидом. +55–60°C (2–3 год) або +27–33 °C (5 год 30 хв)	Практично будь-які матеріали, за деякими винятками	Необхідна постстерилізаційна вентиляція для видалення залишків токсичних газів	Етиленоксид токсичний і вибухонебезпечний газ; процедура стерилізації не економічна
Хімічний (формальдегід)	Речовина у вигляді пари	Мінімально використовується у промисл.	Токсичний	Потребує спеціального обладнання

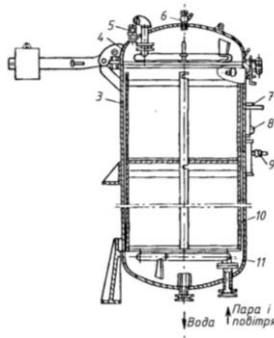


Рис. 21. Вертикальний автоклав Б6-КАВ-2: 1 – протизага; 2 – швидкодіючий затискач; 3 – корпус; 4 – кришка; 5 – запобіжний клапан; 6 – продувний клапан; 7 – термометр; 8 – манометр; 9 – штуцер; 10 – корзина; 11 – барботер

При стерилізації консервів з протитиском в автоклавному відділенні повинна бути насосна станція (рис. 22), яка включає багатоступеневий відцентровий насос, запасний паровий насос, ємності для води, компресор з ресивером (при використанні стиснутого повітря) вентилів.

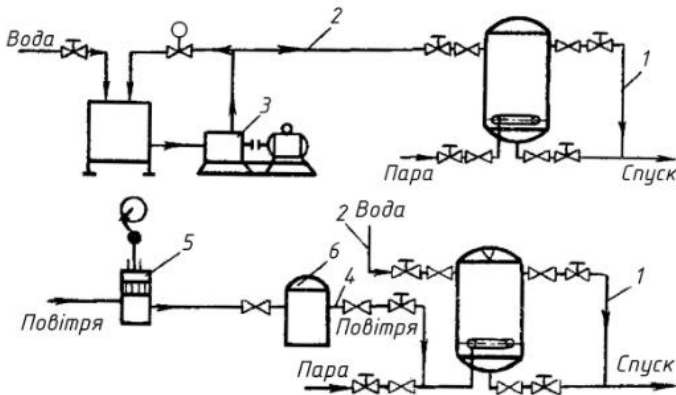


Рис. 22. Комунікація автоклава: 1, 2 і 4 - трубопроводи; 3-відцентровий насос; 5 - компресор; 6 - ресивер зі стисненим повітрям

Якщо автоклави працюють при надлишковому тиску то комунікації автоклаву повинні забезпечувати подачу стиснутого повітря або води під тиском.

В випадку використання стиснутого повітря воно подається в барботер через комунікації для пари. Трубопроводи до автоклава кріпляться за допомогою фланців. Вентилі встановлюються зі сторони фронту обслуговування на віддалі 500-700мм від рівня підлоги з подовженими стержнями. Віддаль між вентилями повинна бути така, щоб вони обслуговувались з одного місця.

У всіх автоклавах, які працюють при підвищеному тиску між автоклавом і вентилям встановлюють клапани односторонньої дії, які запобігають зниженню тиску в автоклаві. Манометри і термометри встановлюють на рівні очей. Велике значення має дотримання нормальних умов охолодження.

Як відомо скло краще працює на тиск чим на розтяг. Напруження, при яких проходить руйнування скла складають (в МПа): на стиснення 650-1750, на розтяг 35-80. Найбільш небезпечним є режим охолодження від температури стерилізації до 70 °С.

Для автоматичного контролю і регулювання використовують пневматичні і електричні програмні теплорегулятори з використанням реле часу, звукової і світлової сигналізації, з автоматичним записом в часі температури і тиску в автоклаві.

Розрахунок автоклавів

Рекомендована література [14 с. 154-158; 15].

Тема 11. Вивчення конструкційних особливостей, основ розрахунку та умов експлуатації типових ферментерів.

У загальному виді будь-який біотехнологічний процес включає три основні стадії: передферментаційну, ферментаційну й постферментаційну. Стадія ферментації є основною стадією в біотехнологічному процесі, тому що в її ході відбувається взаємодія продуцента із субстратом і утворення цільових продуктів (біомас, ендо- і екзопродуктів). Ця стадія здійснюється в біохімічному реакторі (ферментері) і може бути організована залежно від особливостей використовуваного продуцента й вимог

до типу і якості кінцевого продукту різними способами. Ферментація може проходити в строго асептичних умовах і без дотримання правил стерильності (так звана "незахищена" ферментація); на рідких й на твердих середовищах; анаеробне й аеробне. Аеробна ферментація, у свою чергу, може протікати поверхневого або глибинного (у всій товщі живильного) середовища.

Конструкції типових ферментерів наведено [11 стор. 27-46]. В біотехнології, для перемішування в промислових ферментерах, використовуються швидкісні – лопатеві, гвинтові та турбінні мішалки, які працюють при в'язкості КР не більше 50 Па•с (рис. 23).

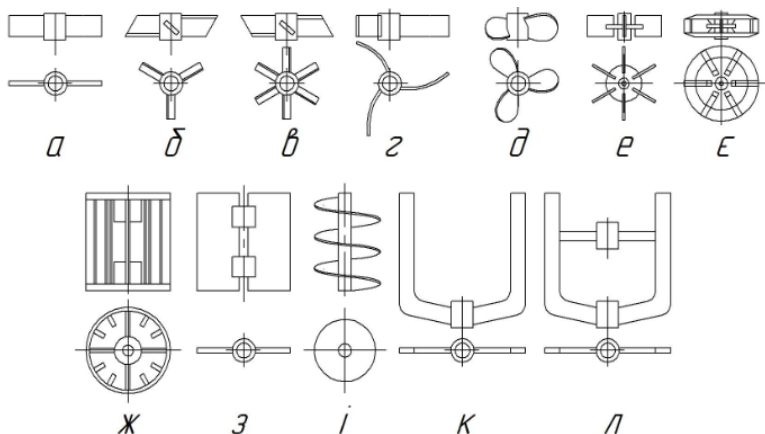


Рис. 23. Конструкції механічних мішалок: а – лопатева мішалка; б – трьохлопатева мішалка; в – шестилопатева мішалка; г – спірально-лопатева мішалка; д – гвинтова мішалка; е – відкрита турбінна мішалка; є – закрыта турбінна мішалка; ж – клітьова мішалка; з – листова мішалка; і – шнекова мішалка; к – якорна мішалка; л – рамна мішалка

В промислових ферментерах використовують механічні мішалки з обертальним рухом. Під час роботи яких виникає складний тривимірний рух рідини - тангенціальний, радіальний, аксіальний (рис. 24). Перемішування рідкої фази відбувається за рахунок вихорів, що виникають на краях мішал

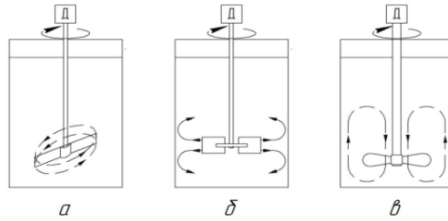


Рис. 24. Профіль руху рідини при тангенціальному а, радіальному б і осьовому в русі рідини

Приклад. Для ферментеру з номінальним об'ємом $V_n = 100 \text{ м}^3$ з кількох можливих діаметрів обираємо найменший $D = 3600 \text{ мм}$.

Розрахуємо об'єм робочого розчину, враховуючи, що коефіцієнт заповнення апарату $K_z = 0,6$:

$$V_p = V_n \cdot K_z = 100 \cdot 0,6 = 60 \text{ м}^3 \quad (53)$$

Турбінні мішалки використовують у випадках, коли необхідно інтенсивне перемішування рідин, що значно розрізняються за в'язкістю. На кожні 20 м^3 рідини рекомендовано встановлювати одну мішалку. Тож використаємо 3.

Діаметр мішалки розрахуємо за формулою:

$$d_m = 0,25D = 0,25 \cdot 3,6 = 0,9 \text{ м} \quad (54)$$

Із стандартного ряду приймаємо, що $m = 900 \text{ мм}$.

Геометричні розміри турбінної мішалки розрахуємо за наступними формулами:

Висота лопасті мішалки:

$$h_l = 0,2 \cdot d_m = 0,2 \cdot 0,9 = 0,18 \text{ м} \quad (55)$$

Ширина лопасті мішалки:

$$L_l = 0,25 \cdot d_m = 0,25 \cdot 0,9 = 0,225 \text{ м} \quad (56)$$

Частоту обертання мішалки приймаємо із стандартного ряду $n = 2,67 - 3,33 \text{ с}^{-1}$. Приймаємо, що $n = 3 \text{ с}^{-1}$.

$$h = 0,7 \cdot d_m = 0,7 \cdot 0,9 = 0,63 \text{ м}. \quad (57)$$

Далі визначаємо висоту рідини у ферментері:

$$H_p = H_{\text{цр}} + H_{\text{дн}} \quad (58)$$

$$V_{\text{ц}} = V_{\text{н}} - 2V_{\text{дн}} = 100 - 2 \cdot 6,69 = 86,62 \text{ м}^3, \quad (60)$$

де $V_{\text{дн}}$ табличне значення відповідно до D, за ГОСТ 6533-78 $V_{\text{дн}} = 6,69 \text{ м}^3$.

$$H_{\text{дн}} = h + h_1 = 0,9 + 0,06 = 0,96 \text{ м}, \quad (61)$$

де $h = 0,25 \cdot D = 0,9 \text{ м}$, а $h_1 = 0,06 \text{ м}$ - табличне значення відповідно до $V_{\text{дн}}$.

$$H_{\text{цр}} = \frac{4 \cdot (V_p - V_{\text{дн}})}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot (60 - 6,69)}{3,14 \cdot 3,6^2} = 5,24 \text{ м} \quad (62)$$

$$H_p = H_{\text{цр}} + H_{\text{дн}} = 0,96 + 5,24 = 6,2 \text{ м} \quad (63)$$

Розрахунок потужності та теплового балансу наведено [11 стор. 24-28]

Рекомендована література [11, 12].

Тема 12. Вивчення конструкційних особливостей, принципу роботи та умов експлуатації апаратів для розділення неоднорідних сумішей (відстійники, фільтри, центрифуги).

Рекомендована література [14, стор. 78-86].

Тема 13. Вивчення явищ на яких базуються хроматографічні методи розділення органічних сполук. Форми ізотерм сорбції.

Хроматографія – фізико-хімічний метод розділення рідких або газоподібних сумішей, що базується на різній сорбції компонентів цих сумішей з рухомої фази, що рухається відносно сорбенту (нерухомої фази).

Сорбція – поглинання газів, пари або розчинених речовин (сорбатів) твердими або рідкими поглиначами (сорбентами).

Зворотній процес називають десорбцією. Розрізняють адсорбцію, абсорбцію і хемосорбцію.

Адсорбція – концентрування речовини (адсорбату) на межі розподілу фаз, що викликане фізико-хімічною взаємодією адсорбату з поверхнею. Речовину, що адсорбує, називають адсорбентом. Переважна більшість адсорбентів – тверді речовини, і в цьому випадку адсорбція відбувається на межі тверде тіло – газ або тверде тіло – рідина.

Абсорбція – поглинання речовини (абсорбату) з розчину або газової фази рідиною або твердим тілом (абсорбентом) в об’ємі. Переважна більшість абсорбентів – рідини.

Хемосорбція – сорбція, що супроводжується хімічною реакцією.

Таблиця 8

Класифікація хроматографічних методів

Тип сорбції	Тип хроматографії	Назва хроматографічного методу	Система сорбент-середовище	Техніка виконання розділення
А д с о р б ц і я	Молекулярна	Адсорбційна рідинна хроматографія	Тверда фаза-рідина	Колоночна за високого та низького тиску. В тонкому шарі на площині.
		Гель-фільтрування та Гель-проникнення	Тверда фаза- вода або органічний розчинник	Колоночна за високого та низького тиску
		Адсорбційна газова хроматографія	Тверда фаза-газ	Колоночна за підвищеного тиску
	Іонообмінна	Іонообмінна хроматографія	Тверда фаза-рідина	Колоночна за високого та низького тиску. В тонкому шарі на площині.
		Іон-парна хроматографія	Те ж	Те ж
А б с о р б ц і я	Тільки молекулярна	Розподільча рідинна хроматографія	Рідина-рідина	Колоночна за низького тиску. В тонкому шарі на площині. На папері.
		Розподільча газорідинна хроматографія	Рідина-газ	Колоночна за підвищеного тиску. Капілярно-колоночна

Явища, на яких базуються хроматографічні методи [14, стор. 7-15]
Форми ізоTERM сорбції

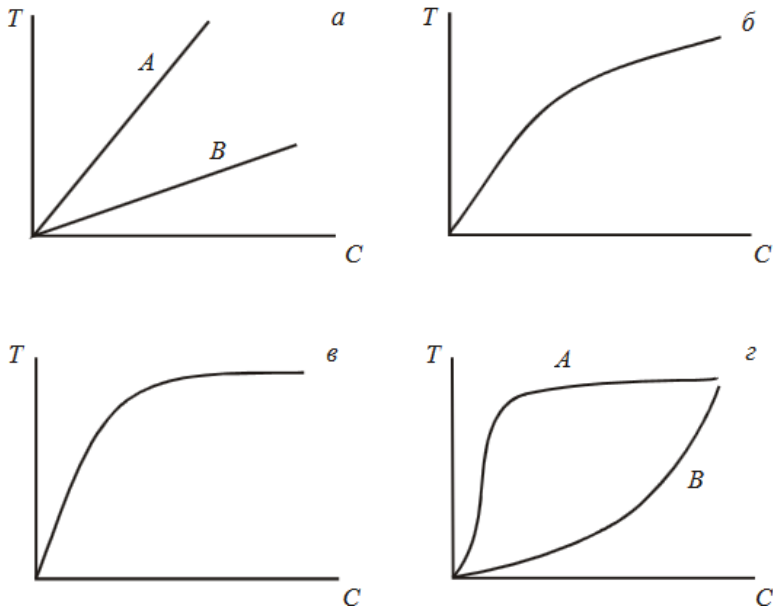


Рис. 25. Ізотерми адсорбції: а – лінійна ізоТЕРМА; б – ізоТЕРМА Фрейндліха; в – ізоТЕРМА Ленгмюра; г – S-подібна (A) та ввігнута (B) ізоТЕРМИ

Приклад.

Після екстракції 100 мл водного розчину речовини (концентрація 0,1 М) органічним розчинником, в 50 мл органічної фази було виявлено 0,05 моль речовини. Визначте коефіцієнт розподілу.

Рішення.

$C_{\text{водн}} = 0,1$ моль/л; Об'єм водного розчину = 100 мл = 0,1 л;

Кількість речовини у водній фазі = 0,1 л * 0,1 моль/л = 0,01 моль;

$C_{\text{орг}} = 0,05$ моль / 0,05 л = 1 моль/л

Коефіцієнт розподілу: $D = C_{\text{орг}} / C_{\text{водн}} = 1 \text{ моль/л} / 0,1 \text{ моль/л} = 10$

Відповідь: $D = 10$

Приклад.

Екстракція проводиться з використанням 50 мл органічного розчинника і 100 мл водного розчину. У водному розчині до

екстракції містилося 0,5 г речовини, а після екстракції у водній фазі залишилося 0,1 г. Визначте коефіцієнт розподілу, якщо об'єм органічної фази після екстракції склав 50 мл.

Рішення.

Кількість речовини у водній фазі до екстракції = 0,5 г

Кількість речовини у водній фазі після екстракції = 0,1 г

Кількість речовини в органічній фазі після екстракції: 0,5г - 0,1г = 0,4 г

$$C_{\text{водн}} = 0,1 \text{ г} / 0,1 \text{ л} = 1 \text{ г/л}$$

$$C_{\text{орг}} = 0,4 \text{ г} / 0,05 \text{ л} = 8 \text{ г/л}$$

$$D = 8 \text{ г/л} / 1 \text{ г/л} = 8$$

Відповідь: $D = 8$

Приклад.

Кількість речовини А, поглинена на 0,5 г адсорбенту, дорівнює $2,7 \cdot 10^{-2}$ ммоль за її концентрації $3,8 \cdot 10^{-4}$ моль/л у розчині, що перебуває в рівновазі з адсорбентом. Розрахуйте коефіцієнт Генрі.

Рішення.

Кількість адсорбованої речовини знаходиться за законом Генрі.

$$\Gamma = K \times C, \frac{\text{моль}}{\text{кг}} \quad (65)$$

де K – коефіцієнт Генрі; C – рівноважна концентрація речовини в розчині, моль/л

Відповідно до умови задачі кількість адсорбованої речовини, яку поглинає 1 кг адсорбенту дорівнює:

$$\Gamma = \frac{2,7 \times 10^{-2} \times 1000}{0,5} = 54 \frac{\text{ммоль}}{\text{кг}} = 0,054 \frac{\text{моль}}{\text{кг}}$$

Коефіцієнт Генрі дорівнює:

$$K = \frac{\Gamma}{C} = \frac{0,054}{3,8 \times 10^{-4}} = 142$$

Приклад.

До 50 мл розчину речовини А з концентрацією $1,5 \cdot 10^{-4}$ моль/л додали 1,0 г адсорбенту й перемішували до встановлення сорбційної рівноваги, після чого концентрація А в розчині становила $6 \cdot 10^{-5}$ моль/л. Розрахуйте коефіцієнт Генрі.

Рішення.

Кількість адсорбованої речовини визначають використовуючи рівняння Генрі.

$$\Gamma = K \times C, \quad \frac{\text{моль}}{\text{кг}}$$

де K – коефіцієнт Генрі; C – рівноважна концентрація речовини в розчині, моль/л

Величину адсорбції можливо визначити за різницею початкової та рівноважної концентрації адсорбата в розчині:

$$\Gamma = \frac{(C_0 - C) \times V}{m}, \quad \frac{\text{моль}}{\text{кг}} \quad (66)$$

де, C_0 – початкова концентрація адсорбата, моль/л; C – рівноважна концентрація адсорбата, моль/л; V – об'єм розчину з якого відбувається адсорбція, л; m – маса адсорбента, кг.

$$\Gamma = \frac{(1,5 \times 10^{-4} - 6 \times 10^{-5}) \times 0,05}{0,001} = 4,5 \times 10^{-3} \quad \frac{\text{моль}}{\text{кг}}$$

$$K = \frac{\Gamma}{C} = \frac{4,5 \times 10^{-3}}{6 \times 10^{-5}} = 75 \quad (67)$$

Рекомендована література [14].

Тема 14. Розрахунок кількості реакторів-змішувачів для приготування середовища для виробничого біосинтезу в ферментері.

Рекомендована література [12, 13, 16].

Тема 15 Визначення основних технологічних параметрів обладнання для очищення стічних вод біотехнологічних виробництв.

Системи очищення стічних вод біотехнологічних виробництв включають комбінацію механічних, фізико-хімічних та біологічних методів. Призначені для очищення стоків від: фармацевтичної, харчової, хімічної, нанобіотехнологічної промисловості, сільського господарства.

Основні методи очищення. **Механічна очистка** - видалення механічних частинок (залишки сировини), за допомогою решіток, сит та відстійників. **Фізико-хімічна очистка:** коагуляція та флокуляція для видалення колоїдних частинок та дрібних зависей; адсорбція для видалення розчинених забруднень за допомогою сорбентів (активованого вугілля, цеолітів); флотація для видалення забруднень, які мають низьку щільність нафтопродукти, мастила), шляхом їх винесення на поверхню бульбашками повітря; іонний обмін для видалення іонів важких металів та катіонів солей жорсткості; електрохімічні методи (електрокоагуляція та електродіаліз); біологічні методи (рис. 26).

В останні десятиліття отримав розвиток напрямок очищення природних та стічних вод від ксенобіотиків за допомогою мікроорганізмів-деструкторів.

Біознешкодження ксенобіотиків відбувається декількома шляхами (рис. 27).

Залежно від кінцевого результату їх перетворення розрізняють: повну деградацію (мінералізацію, повну деструкцію), неповну деградацію (трансформацію, часткову мінералізацію, часткову деструкцію), зв'язування політантів або їх метаболітів з іншою речовиною - матрицею (полімеризація, кон'югація, конденсація).

В таблиці 9 наведено перелік основних видів мікроорганізмів здатних до утилізації нормальних та розгалужених вуглеводнів, пестицидів, ПАВ, ПАР, галогенорганічних сполук.

У виробництві антибіотиків, крім води, використовують вуглеводи і вуглеводні продукти, масла, соєве борошно, кукурудзяний екстракт, нітрати, солі амонію, сірко- і фосфоровмісні сполуки, можливі попередники антибіотиків

(наприклад, амід фенілоцтової кислоти як попередник пеніциліну; н-пропанол як попередник еритроміцину і т. д.), неорганічні кислоти і луги, органічні екстрагенти та ін. Відмінною особливістю біотехнологічних процесів, що ґрунтуються на виділенні метаболітів із культуральних рідин, є нерівномірне співвідношення цільового продукту і рідини (рідкого середовища), в якій він перебуває (частіше – 1:100, 1:200, тобто 1 %, 0,5 % і менше). У подібних виробництвах кількість рідких відходів помітно більша, ніж твердих.



Рис. 27. Схема перенесення та трансформації ксенобіотиків в навколишньому середовищі

Стічні води на підприємствах містять 1–2 % органічних речовин і 98–99 % води. При використанні мікробного оброблення таких стоків в аеротенках (наприклад, за участі сапрофітних бактерій із роду *Afthrobacter*, *Corynebacterium*, *Mycobacterium*, *Nocardia* і деяких інших) можна одержувати цінні мікробні добрива.

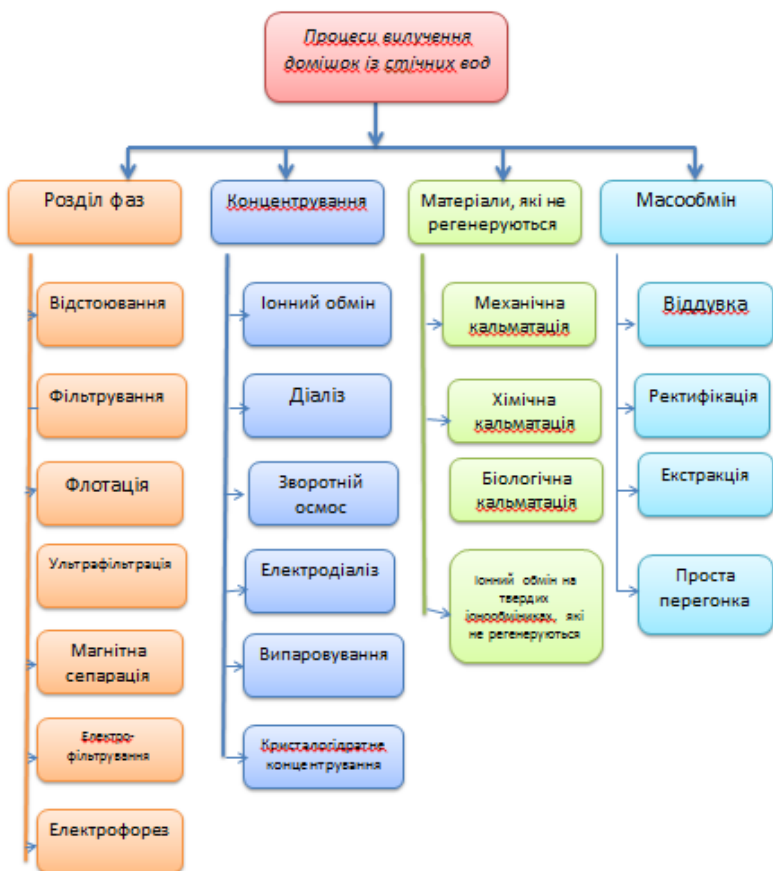


Рис. 26. Методи та процеси очищення води

Усі рідинні стоки виробництва можуть бути поділені на потоки основного й допоміжного виробництва. До стічних вод основного виробництва належить, передусім, відпрацьована культуральна рідина, що утворюється при відокремленні біомаси від рідкої фази, яка становить 80 % від загального обсягу стоків виробництва. До цієї групи належать також потоки зрошувальної води системи газоочищення, скрубєрів Вентурі, промивні води зі стадії сепарації, вода від промивання устаткування, вода з охолоджувальних систем.

Таблиця 9

«Природні» мікроорганізми – деструктори ксенобіотиків

Клас ксенобіотику	Мікроорганізми-деструктори
Гідроксидування стероїдів	Гриби
Ізомеризація альдоз	Бактерії <i>pp. Streptomyces, Arthrobacter, Bacillus, Lactobacillus</i>
Окислювальні трансформації спиртів та вуглеводів, окислення поліолів, <i>тіогліколей</i>	Оцтовокислі бактерії <i>pp. Acetobacter, Gluconobacter</i>
Епоксидация	Бактерії <i>pp. Bacillus, Pseudomonas, Mycobacterium, Micromonospora, Nocardia</i> , гриби <i>pp. Aspergillus, Penicillium</i>
Окиснення різноманітних вуглеводів, окиснення к-алканів	Бактерії <i>pp. Pseudomonas, Acinetobacter, Corynebacterium, Mycobacterium, Alcaligenes, Arthrobacter, Bacillus, Nocardia, Pseudomonas</i> , дріжджів <i>pp. Candida, Rhodotorula</i> ,
Розщеплення ПАР	Бактерії <i>pp. Pseudomonas, Mycobacterium, Nocardia, Arthrobacter, Alcaligenes</i>
Руйнування гідразинів	Бактерії <i>p. Alcaligenes</i>
Гідроксидування кільця ароматичних сполук	Бактерії <i>pp. Pseudomonas, Arthrobacter, гриби Aspergillus</i>
Окиснення аміногруп	Бактерії <i>p. Streptomyces</i>
Трансформації пов'язані і розщепленням ароматичного кільця	Бактерії <i>pp. Pseudomonas, Arthrobacter, Bacillus, Nocardia, Micrococcus, Rhodococcus, Rhodobacter, Mycobacterium, Corynebacterium</i> , плісняві <i>гриби</i>
Тансформації хлорованих та поліхлорованих ароматичних сполук	Бактерії <i>pp. Pseudomonas, Arthrobacter, Rhodococcus, Acinetobacter, Arthrobacter</i> , плісняві <i>гриби Aspergillus, Phanerochaete, Fusarium</i>
Анаеробне окиснення ароматичних вуглеводів	Бактерії <i>pp. Thauera, Azoarcus, Geobacter, Desulfobacula, Desulfobacterium</i>
Анаеробне окиснення фенолів	Бактерії <i>pp. Pseudomonas, Paracoccus</i>
Деструкція ПАВ	Бактерії <i>pp. Pseudomonas, Nocardia</i> ,

Стоки допоміжного виробництва після очищення можуть використовуватися для підживлення оборотних охолоджувальних

систем водопостачання у виробництві, а, також, для компенсації втрат води при випаровуванні та краплинному винесенні на градирнях.

Хімічні методи базуються на введенні в стоки відповідного хімічного реагенту в певній концентрації за оптимальних умов довкілля: температури, масоперенесення, величини рН і тривалості експозиції та ін. Установлено, що хімічні методи інактивації навіть вегетативних форм мікроорганізмів вимагають значних концентрацій хімічного реагенту в оброблюваному середовищі під час усього процесу, адекватного змішування його зі стоками, підвищених температури і тривалих експозицій.

Після завершення оброблення стоків хімічними реагентами перед скиданням їх у каналізацію і відправленням на біологічне очищення надлишок хімічного агента, що не прореагував, необхідно нейтралізувати для збереження необхідної активності мікрофлори біофільтрів або активного мулу.

Все це робить хімічну обробку досить ненадійною і неекономічною, тому вона не стала поширеною у мікробіологічних виробництвах. Із фізичних методів можуть використовуватися: іонізувальна радіація, ультрафіолетове випромінювання, вплив ультразвуком, зворотний осмос та ультрафільтрація, термічне парове оброблення.

Найбільшою технічною складністю при очищенні стічних вод підприємств із виробництва біомаси мікроорганізмів є їх звільнення від біогенних елементів – азоту, фосфору та аніонів сильних кислот (сульфатів і хлоридів), що входять до складу живильного середовища при культивуванні біооб'єкта. За оцінюванням експертів, витрати на очищення стічної води можуть досягати 30–40 % вартості підприємства.

Виходячи з цього, очевидно, що підвищення ефективності очищення рідинних потоків біотехнологічних виробництв пов'язане з удосконаленням основного технологічного процесу. Одним із таких підходів є повторне використання відпрацьованої культуральної рідини на стадії культивування, що призводить до зниження загальної витрати водоспоживання у виробництві, сировини (елементів мінерального живлення) і

поток, що надходить на стадію біологічного очищення. Однак обсяг культуральної рідини, що повертається, обмежений – не більше ніж 70 % – унаслідок накопичення в середовищі культивування продуктів метаболізму.

Принциповим вирішенням цієї проблеми є розроблення процесу одержання біомаси мікроорганізмів при замкненому циклі водовикористання. Реалізація такої технології вимагає регулювання складу живильного середовища, особливо регулювання подачі у ферментер біогенних елементів.

Під час замкненого циклу водовикористання стадія біологічного очищення стічних вод розглядається як друга стадія ферментації.

Розробляються режими подачі елементів мінерального живлення, очищення стоків, повернення очищених рідинних потоків на стадію ферментації в умовах єдиної технологічної системи.

Рекомендована література [4, 8].

16. САМОСТІЙНА РОБОТА

Самостійна робота здобувача вищої освіти є невід’ємною складовою освітнього процесу. Це основа навчання, спрямована на формування самостійності майбутнього фахівця, уміння здійснювати самостійний пошук, системний аналіз та узагальнення навчально-методичної та наукової інформації, професійно важливих дій до самопідготовки у процесах виробничої практики, здатності приймати конструктивні рішення тощо.

Метою самостійної роботи є підвищення конкурентоспроможності майбутніх фахівців на світовому ринку праці через формування їхніх вмінь та ключових навичок.

Підсумком самостійної роботи над вивченням дисципліни «Експлуатація технологічного обладнання та споруд в галузі біотехнології води та біотехнологічних об’єктів» є складання письмового звіту за питаннями, що не розглядаються під час аудиторних занять.

16.1. Завдання для самостійної роботи

1. Біологічні методи дезактивації пестицидів.
2. Контроль за роботою фільтрів та її регулювання.
3. Особливості експлуатації обладнання для виготовлення надчистої води.
4. Технологічний контроль та управління процесом, планово-профілактичний огляд та планово-попереджувальний ремонт аеротенків.
5. Лабораторно-виробничий контроль експлуатації біофільтрів.
6. Характеристика забруднень мембран, сучасні технології їх регенерації.
7. Охорона праці при експлуатації новітніх біореакторів в галузі біотехнології води
8. Управління складними процесами при експлуатації флотаційних біокоагуляторів.
9. Апарати для автоматичного приготування та стерилізації середовищ.
10. Одержання апірогенної води.
11. Використання сучасних антисептиків (полімерних похідних гуанідину) для інактивації очищеного стоку та консервації технологічних трубопроводів та устаткування.
12. Оцінювання санітарно-мікробіологічного стану довкілля біотехнологічних виробництв.
13. Стерилізація апаратури та комунікацій.
14. Використання принципів і правил асептики при виготовленні біотехнологічної продукції фармацевтичного призначення.
15. Значення асептики при виговленні біотехнологічної продукції.
16. Ферментатор для нестерильних процесів культивування мікроорганізмів.
17. Ферментери для стерильного культивування.
18. Ферментери з ежекційною системою аерації.
19. Ферментер з інтенсивним масообміном.

16.2. Оформлення звіту про самостійну роботу

Підсумком самостійної роботи над вивченням дисципліни є складання письмового звіту за темами, вказаними в пункті 7.1.

Звіт оформлюється на стандартному папері формату А4 (210х297) з одного боку. Поля: верхнє. праве – 10 мм, нижнє – 17 мм, лівє – 20 мм. У тексті повинні бути зазначені посилання на використану літературу.

Звіт може бути рукописним або друкованим і виконується українською мовою.

На титульній сторінці звіту мають бути зазначені назва кафедри, тема самостійно ї роботи, прізвище та ініціали здобувача вищої освіти, група, прізвище та ініціали викладача, який приймає роботу, посада.

Загальний обсяг звіту – 10-15 сторінок. Звіт включає план, основну частину, висновки, список використаної літератури та додатки.

Здача звіту про самостійну роботу відбувається у терміни, спільно обумовлені викладачем і здобувачем вищої освіти.

Рекомендована література

Базова

1. Долина Л. Ф., Машихіна П. Б., Козачина В. А. Реконструкція систем водопостачання та водовідведення : монографія. Дніпро : Журфонд, 2021. 220 с.
2. Ковальчук В. А. Очистка стічних вод: навч. посіб. Рівне : ВАТ «Рівненська друкарня», 2002. 622 с. URL: <http://ep3.nuwm.edu.ua/15447/>
3. Сучасні шляхи до чистої води. Частина 1. : колективна монографія / під редакцією Т. Є. Мітченко; автори: Андрусишина Ф. М., Василюк С. Л., Косогіна І. В., Мітченко Т. Є., Орестов Є. О. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2024. 176 с. С. 128–138.
4. Обладнання та проектування в біоенергетиці та водоочищенні та управління безпекою праці : підручник для студ. ВНЗ спец. «Біотехнології та біоінженерія», рекомендовано Вченою радою КПІ ім. Ігоря Сікорського / Саблій Л. А., Бунчак О. М., Жукова В. С., Кононцев С. В. ; під ред. Л. А. Саблій ; 2-е вид., перероб. і доп. Рівне : НУВГП, 2018. 377 с.

5. Орлов В. О., Мартинов С. Ю., Зошук А. М. Проектування станцій прояснення та знебарвлення води : навчальний посібник. Рівне : НУВГП, 2007. 252 с.
6. Орлов В. О., Литвиненко Л. Л., Квартенко О. М. Обладнання та експлуатація систем водопостачання та водовідведення : навчальний посібник. Рівне : НУВГП, 2011. 288 с.
7. Орлов В. О., Литвиненко Л. Л., Орлова А. М. Водопостачання промислових підприємств : навчальний посібник. К. : Знання, 2014. 278 с.
8. Пляцук Л. Д., Черниш Є. Ю. Екологічна біотехнологія: принципи створення біотехнологічних виробництв : навчальний посібник. Суми : Сумський державний університет, 2018. 293 с.

Нормативно-правова

9. ДБН В.2.5-75:2013. Каналізація. Зовнішні мережі та споруди. Основні положення проектування: Київ, Міністерство регіонального розвитку, будівництва та житлово-комунального господарства України, 2013. 128 с. [Чинний від 2014-01-01].
URL: <https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/z0056-18#Text>
10. ДБН В.2.5-74:2013. Водопостачання. Зовнішні мережі та споруди. Основні положення проектування. Міністерство регіонального розвитку, будівництва та житлово-комунального господарства України. Київ, 2013. 287 с.

Допоміжна

12. Методичні вказівки щодо виконання практичних зайнять з дисципліни «Процеси, апарати та устаткування виробництв галузі» модуль 2 «Устаткування виробництв у галузі» для студентів напряму 6.051401 - «Біотехнологія» денної форми навчання. Новохатько О. В. Кременчук, 2016
13. Методичні вказівки до практичних занять з дисципліни «Основи проектування» для здобувачів першого (бакалаврського) рівня вищої освіти зі спеціальності 162 «Біотехнології та біоінженерія» / Укладач: Гуляєв В. М. Кам'янське : ДДТУ, 2019. 71 с.
14. Методичні вказівки до вивчення курсу “Хроматографічні методи розділення органічних сполук” для студентів спеціальності “Хімічна технологія органічних речовин” / Укладачі: О. Г. Юрченко, В. М. Родіонов. К. : ІВЦ “Видавництво «Політехніка”», 2008. 130 с.

15. Технологічне обладнання біотехнологічної і фармацевтичної промисловості : підручник для вищ. навч.закл. / Стасевич М. В., Миляннич А. О., Стрельников Л. С., Крутських Т. В., Бучкевич І. Р., Зайцев О. І., Гузьова, І. О., Стрілець О. П., Гладух Є. В., Новіков В. П. Львів : «Новий Світ – 2000», 2018. 410 с.
16. Шинкарик М. М., Ворощук В. Я. Технологічне обладнання консервної промисловості : навч. посібник. Тернопіль : ФОП Паляниця В. А., 2023. 284 с.
17. Фельбер Г., Фішер М. Посібник оператора каналізаційних очисних споруд / спільно зі спеціальним комітетом DWA БЦ-2 «Базові курси»; пер. з нім. О. Галеми, Г. Котовські, Ю. Теребушка. Львів : ПАІС, 2020. 520 с.