

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

03-06-150М

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
до практичних занять та самостійної роботи
з навчальної дисципліни
**«Обладнання та проектування в біоенергетиці та
водоочищенні»**
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 ННІ БАД
Протокол № 1 від 28.08.2025 р.

Рівне – 2025

Методичні вказівки до практичних занять та самостійної роботи з навчальної дисципліни «Обладнання та проектування в біоенергетиці та водоочищенні» 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. – 48 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. Розрахунок та вибір обладнання для виробництва біодизеля з ліпідів мікроводоростей	4
2	Тема 2. Розрахунок основних технологічних і конструктивних параметрів біогазової установки.	8
3	Тема 3. Визначення основних конструктивних та енергетичних показників ферментатора для виробництва біоетанолу.	16
4	Тема 4. Розрахунок технологічного обладнання для підвищення бар'єрної ролі водоочисних станцій.	21
5	Тема 5. Розрахунок технологічного обладнання при гідравлічному перевантаженні водоочисних споруд. Тонкошарові відстійники, флотокамери, сатуратори.	29
6	Тема 6. Розрахунок ежекційних та гідрокомпресорних установок.	36
7	Тема 7. Розрахунок аеротенка-нітрифікатора при наявності біорозкладних органічних речовин.	37
8	Тема 8. Вивчення технологічних схем ерліфтної циркуляції активного мулу і мулової суміші. Розрахунки ерліфтів для циркуляції активного мулу.	41
9	Тема 9. Розрахунок блочно-модульних установок заводського виготовлення, обладнаних системою гідро автоматичної промивки.	44
10	Самостійна робота	
	10.1. Рекомендовані завдання для самостійної роботи	44
	10.2. Оформлення звіту про самостійну роботу	
	Рекомендована література	46

ВСТУП

Основною метою даних методичних вказівок є надання здобувачам теоретичних знань та практичних навичок в галузі розрахунку, проектування та експлуатації сучасного технологічного обладнання яке застосовується в біоенергетиці та водоочищенні, приймати ефективні проектні рішення враховуючи особливості об'єкта у відповідності до існуючої нормативно-правової бази, що дозволить здобувачам в подальшому кваліфіковано використовувати обладнання та прилади, забезпечуючи їх безперебійну роботу із розумінням технологічних режимів роботи біогазових установок і споруд для водоочищення.

Тема 1. Розрахунок та вибір обладнання для виробництва біодизеля з ліпідів мікроводоростей

Середня потужність біодизельного підприємства складає 10 000 т біодизеля на рік. Розробити технологічну схему для виробництва біодизеля з ліпідів мікроводоростей для виробництва 11 111 м³/рік біодизеля (в перерахунок на густину 900 кг/м³).

Метою розрахунку є вибір реактора для змішування олії та реагентів для проведення процесу переестерифікації.

Лімітуючою за часом стадією є культивування мікроводоростей *Nannochloropsis oculata*, яка триває 12 діб. Проектна продуктивність підприємства, при безперервному режимі роботи, враховуючи 30 днів на зупинки, ремонти, очищення обладнання:

$$Q_{\text{пр}} = \frac{V}{T} \cdot t = \frac{11111}{335} \cdot 12 = 398 \text{ м}^3/\text{партію}, \quad (1)$$

де $Q_{\text{пр}}$ – проектна продуктивність підприємства, м³/партію;
 V - загальна запланована потужність підприємства на рік, м³/рік;
 T – тривалість календарного року; - час культивування, днів.

Продуктивність виробництва за 1 добу:

$$Q_1 = \frac{Q_{\text{пр}}}{t} = \frac{398}{12} = 33,17 \text{ м}^3/\text{добу} \quad (2)$$

В реакторі, окрім біодизеля буде знаходитись 16 % реагентів, які залишились після реакції переестерифікації. Тобто, проектна продуктивність реакторів для переестерифікації становить 462 м³/партію, або 38,5 м³/добу.

Для реакторів номінальним об'ємом 50 м³, що використовуються на виробництві при обраному режимі роботи, продуктивність складає 35 м³ завантаження на партію (при заповненості в 0,7). Необхідна кількість реакторів для забезпечення виробництва 10 000 т біодизеля:

$$N = V_3/V_K = 462/35 = 13,2 \sim 14 \text{ шт} \quad (3)$$

де, V_3 – загальний об'єм продуктів переестерифікації, м³;
 V_K – номінальний об'єм реактора, м³

Для стандартної технології одержання біодизелю з ліпідів коефіцієнт перерахунку ліпідів на метилові естери жирних кислот складає 95%. Кількість ліпідів, що необхідна для виробництва такої кількості біодизеля:

$$m_{\text{ліп}} = \frac{m_{\text{бд}}}{w_{\text{ліп} \rightarrow \text{бд}}} = \frac{33,17}{0,95} = 35 \text{ т.} \quad (4)$$

де, $m_{\text{ліп}}$ – маса ліпідної фракції, т; $m_{\text{бд}}$ – маса біодизелю яку необхідно одержати, т; $w_{\text{ліп} \rightarrow \text{бд}}$ – відсоток переходу ліпідів до естерів.

За запропонованою технологією культивування вміст ліпідів складає 51%. Тому кількість біомаси, яку необхідно наростити:

$$m_{\text{ліп}} = \frac{m_{\text{бд}}}{w_{\text{ліп} \rightarrow \text{ліп}}} = \frac{35}{0,51} = 68,5 \text{ т.} \quad (5)$$

де $m_{\text{бм}}$ – суха біомаса мікроводоростей, т; $m_{\text{ліп}}$ – маса ліпідів, яку необхідно одержати, т; $w_{\text{бм} \rightarrow \text{ліп}}$ – вміст ліпідів у біомасі *Nannochloropsis oculata*.

Конструктивний розрахунок

Вихідні дані для розрахунку: загальний об'єм апарату:
 $V_{\text{заг}} = 50 \text{ м}^3$; коефіцієнт заповнення: $K_3 = 0,7$;
Розраховуємо робочий об'єм апарата:

$$V_p = V_{\text{заг}} \cdot K_3 = 50 \cdot 0,7 = 35 \text{ м}^3 \quad (6)$$

Внутрішній діаметр апарата приймаємо $D_{\text{вн}} = 3,2 \text{ м}$;

Висота корпусу $H = 6,8 \text{ м}$.

Розрахунок висоти рівня рідини в апараті

$$\frac{4 \cdot (V_p - V_{\text{дн}})}{\pi \cdot D^2} + h_{\text{дн}} = \frac{4 \cdot (35 - 5,0738)}{3,14 \cdot (3,2)^2} + 0,9 = 4,62 \text{ м} \quad (7)$$

де $V_{\text{дн}}$ – об'єм рідини в днищі, м^3 ; $h_{\text{дн}}$ – висота днища, м

Повний об'єм реактора V розраховуємо за формулою:

$$V = V_{\text{ц}} + 2 \cdot V_{\text{дн}} \quad (8)$$

Звідки знаходимо об'єм циліндричної частини апарату:

$$V_{\text{ц}} = V - 2 \cdot V_{\text{дн}} = 50 - 2 \cdot 5,0738 = 39,85 \text{ м}^3 \quad (9)$$

Висота циліндричного апарату:

$$H_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{ц}}}{F_{\text{пер}}} = \frac{V_{\text{ц}} \cdot 4}{\pi \cdot D_{\text{вн}}^2} = \frac{39,85 \cdot 4}{3,14 \cdot 3,2^2} = 4,95 \text{ м}; \quad (10)$$

Загальна висота апарату без приводу, без штуцерів, без опор складає:

$$H_{\text{заг}} = H_{\text{ц}} + 2 \cdot (h_{\text{в}} + h_1) + 2S = 4,95 + 2 \cdot (0,8 + 0,1) + 2 \cdot 0,04 = 6,83 \text{ м}$$

Висота рівня рідини в апараті:

$$H_p = \frac{4 \cdot (V_p - V_{\text{дн}})}{\pi \cdot D_{\text{вн}}^2} + h_{\text{дн}} = \frac{4 \cdot (35 - 5,0738)}{3,14 \cdot 3,2^2} + 0,9 \quad (11)$$

Розрахунок перемішуючого пристрою. Стандартні параметри відкритої турбінної мішалки:

$$\frac{D}{d_M} = 3 - 4; \quad \frac{h_M}{d_M} = 0,2; \quad \frac{h_M}{d_M} = 0,4 - 1; \quad \frac{l}{d_M} = 0,25; \quad \frac{b}{d_M} = 0,1; \\ \zeta_M = 8,4$$

Знайдемо діаметр турбінної мішалки:

$$d_M = \frac{D_{BH}}{4} = \frac{3,2}{4} = 0,8 \text{ м} \quad (12)$$

Приймаємо стандартну мішалку діаметром $d_M = 800 \text{ мм}$.

Перевіряємо співвідношення $D_{BH}/d_M = 3,2/0,8=4$ м. Воно є допустимим.

Приймаємо висоту мішалки:

$$h_M = 0,2 \cdot 0,8 = 0,16 \text{ м.}$$

Відстань мішалки до днища:

$$h = 0,5 \cdot d_M = 0,5 \cdot 0,8 = 0,4 \text{ м}$$

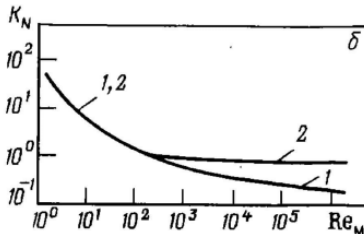
Довжину лопаті мішалки:

$$l = d_M \cdot 0,25 = 0,8 \cdot 0,25 = 0,2 \text{ м}$$

Товщину відбивної перегородки:

$$b = d_M \cdot 0,1 = 0,08 \text{ м}$$

Розрахунок потужності, що витрачається на перемішування



Число $K_N = f(Re_M)$: 1 – без відбивних перегородок; 2 – з відбивними перегородками

Потужність, що витрачається на перемішування визначають за формулою:

$$N_M = K_N \cdot \rho_p \cdot n^3 \cdot d_M^5 \quad (13)$$

де K_N – критерій потужності, що залежить від інтенсивності перемішування і характеризується центробіжним критерієм Рейнольдса:

$$Re = \frac{n \cdot d_M^2 \cdot \rho_p}{\mu} = \frac{19,167 \cdot 0,8^2 \cdot 900}{4,5 \cdot 10^{-3}} = 2,4 \cdot 10^6 \quad (14)$$

За графіком нормалі з рисунку 1 знаходимо значення $K_N = f(Re_w)$: $K_N = 0,25$.

Тоді потужність, що споживається, становить :

$$N_m = 0,25 \cdot 900 \cdot 19,167^3 \cdot 0,8^5 = 520 \text{ кВт.}$$

Рекомендована література [5, 11, 17, 19].

Тема 2. Розрахунок основних технологічних і конструктивних параметрів біогазової установки.

Для розрахунку основних параметрів біогазової установки необхідно знайти значення основних показників: добового та річного виходів субстрату, його вологість, вміст сухих речовин, вихід біогазу та інших.

Добовий вихід гною:

$$Q_{г.д} = (M_E + K \cdot M_E) \cdot \frac{n}{1000} = (55 + 2 \cdot 55) \cdot \frac{300}{1000} = 49,5 \text{ т,} \quad (15)$$

де M_E – добова маса екскрементів від однієї голої ВРХ (55 кг); K – коефіцієнт, що залежить від системи видалення відходів ($K=2$); n – кількість голів ВРХ.

$$Q_c = Q_{г.д} + Q_k = 49,5 + 4,2 = 53,7 \text{ т,} \quad (16)$$

де Q_k – кількість силосу кукурудзи, що використовують як ко-субстрат для зброджування.

$$Q_{\text{с річний}} = 53,7 * 365 = 19600,5 \text{ т}$$

Розрахунок впливу якісних параметрів гнойової біомаси на вихід біогазу.

Вологість гною:

$$W_{\Gamma} = \frac{(W_E + 100Z)}{1+Z} = \frac{86 + 100 * 2,5}{1 + 2,5} = 96\%, \quad (17)$$

де Z – показник, який враховує кількість води, що потрапляє в систему гноєвидалення ($Z = 2,5$)

Вологість субстрату:

$$W_{\text{с}} = \frac{W_{\Gamma} * Q_{\Gamma, \text{д}} + W_{\text{к}} * Q_{\text{к}}}{Q_{\text{с}}} = \frac{96 * 49,5 + 19,6 * 4,2}{53,7} = 90\%, \quad (18)$$

де $W_{\text{к}}$ – вологість кукурудзи.

Вміст сухої речовини ($P_{\text{а.с.р.}}$) та органічної речовини ($O_{\text{р}}$) за рік визначається розрахунковим методом:

$$P_{\text{а.с.р.}} = Q_{\text{с річний}} * \frac{100 - W_{\text{с}}}{100} = 19600,5 * \frac{100 - 90}{100} = 1960,1 \text{ т};$$

$$O_{\text{р}} = P_{\text{а.с.р.}} * 0,8 = 1568 \text{ т};$$

Визначення основних параметрів систем анаеробного зброджування

Добова продуктивність реактора, або його пропускна здатність щодо вихідного гною визначається за кількістю вихідної гнойової біомаси:

$$G_{\text{доб}} = Q_{\text{річн}} / (t_{\text{річн}} - t_{\text{з}}) = Q_{\text{річн}} / 365 - 30 = Q_{\text{річн}} / 335 \quad (20)$$

$$G_{\text{доб}} = \frac{19600,5}{335} = 58,5 \frac{\text{т}}{\text{добу}};$$

Добовий об'єм завантаження метантенка дорівнює добовому виходу з ферми гною вологістю 88-92% і розраховується за формулою:

$$Q_{\text{доб}} = \frac{W_{\text{с}} * Q_{\text{с}}}{W_{\Gamma}^1 * q_{\Gamma}}, \quad (21)$$

$$Q_{\text{доб}} = 90 * \frac{53,7}{90 * 1,06} = 50,4 \text{ т};$$

W_r^1 – приймаємо за 90%, тоді $q_r = 1,06$ т.

Об'єм бродильної камери визначається за формулою:

$$V_k = Q_{\text{доб}} * \frac{100}{pq} \quad (21)$$

$p=7\%$ (для мезофільного процесу), коефіцієнт завантаження q приймаємо 0,8.

$$V_k = 50,4 * \frac{100}{7 * 0,8} = 900 \text{ м}^3;$$

Отже, за типовим проектом обираємо 2 метантенка об'ємом резервуару 1000 м^3 [19].

Річний вихід біогазу розраховується за формулами з врахуванням вмісту в гнойовій біомасі органічної речовин:

$$V_r = 21\,211,5 * 1000 * 0,3 * 0,4 = 235206 \text{ м}^3$$

де V_r – річний вихід біогазу, м^3 ;

$P_{\text{а.с.р.}}$ – добова або річна кількість сухої речовини, кг;

p - вихід біогазу з 1 кг органічної речовини, кг;

K – коефіцієнт зброджування органічної речовини (0,3).

$$M_{\text{ш річн}} = 19600,5 * \frac{99 - 90}{99 - 50} = 3600,1 \text{ т.}$$

Відносний вихід шламу:

$$M_{\text{ш річн відн}} = \frac{M_{\text{ш річн}} * 100}{Q_{\text{с річн}}} = 3600,1 * \frac{100}{19600,5} = 18,4\% \quad (22)$$

Річний вихід рідкої фракції визначається за формулою:

$$M_{q \text{ річн}} = Q_{c \text{ річн}} * \frac{W_c - W_{ш}}{W_q - W_{ш}} = 19600,5 * \frac{90-50}{99-50} = 16000,4 \text{ т} \quad (23)$$

де $M_{q \text{ річн}}$ – річна маса рідкої фракції, т.

Відносна кількість рідкої фракції:

$$M_{q \text{ річн відн}} = \frac{M_{q \text{ річн}} * 100}{Q_{r \text{ річн}}} = 81,6 \% \quad (24)$$

Визначення виходу залишкової продукції

$$M_{ш \text{ річн}} = Q_{c \text{ річн}} * \frac{W_q - W_c}{W_q - W_{ш}}, \quad (25)$$

де $M_{ш \text{ річн}}$ – річна маса шламу, т; $Q_{c \text{ річн}}$ – річний вихід субстрату, т; W_q – вологість рідкої фази, % (99%); W_c – вологість субстрату, що завантажується, %; $W_{ш}$ – вологість шламу після розділення, приймаємо 50%.

Визначення виходу товарного біогазу

Товарний біогаз – це частка біогазу від загальної кількості біогазу, який отримують в процесі анаеробного зброджування, з якого можна одержати теплову або електроенергію, або замінити біогазом природні носії енергії (природний газ, нафту, дизпаливо, бензин тощо). Частина отриманого біогазу використовується для підігрівання біомаси, що зброджується.

Вихід товарного біогазу залежить від: 1. кількості біогазу, який використовується для підігрівання зброджуваної біомаси; 2. витрат теплової енергії при анаеробному бродінні, які у свою чергу залежать від природно-кліматичних умов розміщення господарства, режиму роботи складу і конструкційних особливостей БГУ.

Кількість теплової енергії, необхідної для підігрівання біомаси:

$$\varepsilon_{\text{бгу}} = C * Q_{\text{г річн}} * \Delta t, \quad (26)$$

де $\varepsilon_{\text{бгу}}$ – теплова енергія, необхідна для підігріву гною до температури бродіння, МДж; $Q_{\text{г річн}}$ – річна кількість гною, яка виходить з ферми; Δt – різниця температури зброджування і температури гною ($t_{\text{збр}} - t_{\text{гною}}$), °C; C – питома теплоємність рідкого гною (4,19 кДж/кг·град).

Примітка: $t_{\text{збр}}$ залежить від режиму роботи БГУ, а t вихідного гною складає у теплий період року (245 діб) в середньому +20 °C; в холодний - +10 °C (120 діб).

Цей показник визначається спочатку окремо для теплового і холодного періоду року за формулами:

$$\begin{aligned} \varepsilon_{\text{бгу тепл період}} &= C * (Q_{\text{с річн}} * 245) * \Delta t = 4,19 * (53,7 * 245) * 25 \\ &= 675009 \text{ МДж} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \varepsilon_{\text{бгу холодн період}} &= C * (Q_{\text{с річн}} * 120) * \Delta t = 4,19 * (53,7 * 245) * 15 \\ &= 826886 \text{ МДж}; \end{aligned}$$

$$\varepsilon_{\text{бгу річний}} = \varepsilon_{\text{бгу тепл період}} + \varepsilon_{\text{бгу холодн період}} = 1501895 \text{ МДж.}$$

Кількість біогазу необхідного для підігріву біомаси визначається за формулою:

$$Q_{\text{бгу}} = \frac{\varepsilon_{\text{бгу}}}{q} = \frac{1501895}{22} = 68268 \text{ м}^3 \quad (29)$$

де $Q_{\text{бгу}}$ – кількість необхідного для підігріву біомаси біогазу, м³; q – чиста теплотворна здатність біогазу ($q = 22 \text{ МДж/м}^3$).

Частка біогазу, необхідного для підігріву гною, визначається за формулою:

$$\eta_{\text{н}} = \frac{Q_{\text{бгу}}}{V_{\text{г річн}}} = \frac{68268}{254538} = 0,27 \quad (30)$$

де $Q_{\text{бгу}}$ – необхідна кількість біогазу для підігріву біомаси, м³; $V_{\text{г річн}}$ – річний вихід біогазу м³.

Максимальний теоретичний коефіцієнт виходу товарного біогазу визначається таким чином:

$$K_{\text{тб}} = 1 - \eta_{\text{н}} = 1 - 0,27 = 0,73 \quad (31)$$

де $K_{\text{тб}}$ – коефіцієнт товарного біогазу.

Вихід товарного біогазу:

$$V_{\text{тг}} = V_{\text{г річн}} * K_{\text{тб}} = 254538 * 0,73 = 186270 \text{ м}^3 \quad (32)$$

Коефіцієнту ефективності БГУ, який характеризує енергетичний і техніко-технологічний рівень визначається за формулою:

$$K_{\text{еф}} = \frac{V_{\text{г річн}} * q + \varepsilon_{\text{бгу}}}{Q_{\text{бгу}}} = \frac{254538 * 22 + 1501895}{68268} = 82\%.$$

Визначення теплової енергії, необхідної для підігрівання біомаси.

$$E_{\text{бгу}} = C * Q_{\text{г. річн}} * \Delta t, \quad (33)$$

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

$$E_{\text{бгу тепл період}} = C * (Q_{\text{г. доб}} * 245) * \Delta t \quad (34)$$

$$E_{\text{бгу тепл період}} = 4,19 * (49,6 * 245) * 20 = 1018337,6 \text{ МДж} \quad (35)$$

$$E_{\text{бгу хол період}} = C * (Q_{\text{г.доб}} * 120) * \Delta t;$$

$$E_{\text{бгу хол період}} = 4,19 * (49,6 * 120) * 20 = 498777,6 \text{ МДж}; \quad (36)$$

$$\begin{aligned} E_{\text{бгу річний}} &= E_{\text{бгу тепл період}} + E_{\text{бгу хол період}} \\ E_{\text{бгу річний}} &= 1018337,6 + 498777,6 = 1517115,2 \text{ МДж}. \end{aligned} \quad (37)$$

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:

$$K_{\text{тб}} = 1 - \eta_{\text{н}}, \quad (40)$$

де $K_{\text{тб}}$ – коефіцієнт виходу товарного біогазу.

$$K_{\text{тб}} = 1 - 0,24 = 0,76$$

Визначення виходу товарного біогазу:

$$V_{\text{тг}} = V_{\text{г річн}} * K_{\text{тб}} \quad (41)$$

Коефіцієнт ефективності характеризує енергетичний і техніко-технологічний рівень БГУ.

$$K_{\text{еф}} = \frac{Q_{\text{бгу повн}} + E_{\text{бгу}}}{Q_{\text{бгу повн}}}, \quad (42)$$

де $Q_{\text{бгу повн}}$ – повна теплова енергія, яка виробляється БГУ, МДж; $E_{\text{бгу}}$ – теплова енергія, необхідна для підігріву гною до температури бродіння, МДж.

$$Q_{\text{бгу повн}} = Q_{\text{г.річн.}} * q, \quad (43)$$

де q – чиста теплотворна здатність біогазу ($q = 22$ МДж/м³).

$$Q_{\text{бгу повн}} = 281309499 * 22 = 6188808978 \text{ МДж}$$

$$K_{\text{еф}} = \frac{6188808978 + 1514056500}{6188808978} = 1,2$$

Рекомендована література [2, 5, 9, 11, 20].

Тема 3. Визначення основних конструктивних та енергетичних показників ферментатора для виробництва біоетанолу.

Дані для розрахунку: об'єм виробництва 9 300 м³/рік; кількість робочих днів на рік – 365 днів; вихід біоетанолу з 1 м³ культуральної рідини – 0,18 кг/м³

Об'єм виробництва біоетанолу за добу:

$$Q_1 = \frac{Q}{\tau} = \frac{9\,300}{365} = 25,5 \text{ м}^3/\text{добу} \quad (44)$$

де Q – об'єм виробництва біоетанолу за рік; τ – кількість робочих днів на рік.

Кількість культуральної рідини за добу (Q_2), що необхідна для забезпечення річного об'єму виробництва:

$$Q_2 = \frac{Q_1}{q} = \frac{25,5}{0,18} = 141,7 \text{ м}^3/\text{добу} \quad (45)$$

де Q_1 – об'єм виробництва за добу; q – вихід біоетанолу з 1 м³ культуральної рідини.

Обираємо ферментер об'ємом 100 м³, попередньо визначивши приблизну кількість культуральної рідини з однієї ферментації з врахуванням коефіцієнта заповнення – 0,7. В ході ферментації 10% об'єму – втрати, тому робочий об'єм становить:

$$Q_3 = V_{\phi} * 0,95 * 0,7 = 100 * 0,9 * 0,7 = 63 \text{ м}^3 \quad (46)$$

Кількість виробничих процесів:

$$n = \frac{Q_2}{V_p} = \frac{141,7}{63} = 2,24 = 3 \quad (47)$$

Кількість культуральної рідини в рік (Q_4):

$$Q_4 = \frac{Q}{q} = \frac{9\,300}{0,18} = 51\,666,7 \text{ м}^3 \quad (48)$$

Розрахунок необхідної кількості меляси

Меляса містить 75% сухих речовин, тому для виробничого біосинтезу її розбавляють до 32-34%.

Культуральна рідина містить також посівний матеріал (10%), поживні речовини (близько 1%) та решта – розчин меляси (близько 89%). Для приготування розчину меляси з вмістом 32% сухих речовин, необхідно розвести її водою (для спрощення розрахунків приймаємо відношення води питної до меляси 1:1).

Необхідна кількість посівного матеріалу м³/рік;

$$Q_{п.м} = Q_4 * 0,1 = 5166,7 \text{ м}^3/\text{рік} \quad (49)$$

Необхідна кількість поживних речовин м³/рік:

$$Q_{п.р} = Q_4 * 0,01 = 51\,666,7 * 0,01 = 516,7 \text{ м}^3/\text{рік} \quad (50)$$

Кількість розчину меляси:

$$Q_{р.м} = Q_4 - Q_{п.м} - Q_{п.р} = 51\,666,7 - 5166,7 - 516,7 = 45983,3 \text{ м}^3/\text{рік} \quad (51)$$

Кількість меляси за рік:

$$Q_{м} = \frac{Q_{р.м}}{2} = \frac{45\,983,3}{2} = 22991,65 \text{ м}^3/\text{рік} \quad (52)$$

Кількість меляси за добу:

$$Q_{\frac{м}{доба}} = \frac{Q_{р.м}}{\tau} = \frac{22991,65}{365} = 63 \frac{\text{м}^3}{\text{добу}} \quad (53)$$

Тривалість циклу (обороту) одного ферментера (τ_i). Повний цикл роботи одного ферментера складається з блоків стандартних робіт підготовчого характеру та основного виробництва, які визначені в завданні або приймаються на підставі ОВТС:

- Тривалість виробничої ферментації 34 годин;
- Злив (вивантаження) культуральної рідини 2 години;
- Миття/дезінфекція ферментера 2 години;
- Перевірка ферментеру на герметичність 1 година;

- Стерилізація ферментера 1 година;
- Заповнення ферментеру поживним середовищем 1,5 год.
- Засів посівним матеріалом 0,5 години.

Максимальна кількість робочих годин на рік:

$$\tau_2 = 365 * 24 = 8760 \text{ год} \quad (54)$$

Необхідна кількість ферментерів:

$$N = \frac{Q_4 * \tau_1}{Q_3 * \tau_2} = \frac{51666,7 * 42}{63 * 8760} = 3,9 \approx 4 \quad (55)$$

Отже, приймаємо 4 ферментаторів, об'ємом 100 м³.

Конструкційний розрахунок апарату

Вихідні дані: температура в апараті: $t_c = 29 \text{ }^\circ\text{C}$; початкова температура: $t_v' = 10 \text{ }^\circ\text{C}$; Кінцева температура води: $t_v'' = 35 \text{ }^\circ\text{C}$

Холодний теплоносіє - вода.

Загальний об'єм апарату: $V_n = 100 \text{ м}^3$; Коефіцієнт заповнення: $\phi = 0,7$; тривалість культивування: 34 год; температура поживного середовища: $t = 30 \text{ }^\circ\text{C}$; номінальний об'єм апарату 100 м³; стандартний внутрішній діаметр апарату складає $D = 3600 \text{ мм} = 3,6 \text{ м}$, висота апарату $H = 10400 \text{ мм} = 10,4 \text{ м}$. було обрано апарат з еліптичним днищем і еліптичною кришкою.

Розраховуємо основні розміри ферментеру

При коефіцієнті заповнення – 0,7, робочий об'єм становить:

$$V_p = V_n * \phi = 100 * 0,7 = 70 \text{ м}^3 \quad (56)$$

Висоту еліптичної частини днища розраховуємо за формулою:

$$h_B = 0,25 * D = 0,25 * 3,6 = 0,9 \text{ м}$$

Оскільки днища є стандартизованими, то за ГОСТ 6533-78 знаходимо решту конструктивних розмірів днища апарату:

- ємність еліптичного днища: $V_{\text{дн}} = 7097,1 \text{ дм}^3 = 7,0971 \text{ м}^3$;
- товщина стінки еліптичного днища: $S_d = 30 \text{ мм} = 0,03 \text{ м}$;

- висота основи еліптичного днища: $h_1 = 0,1$ м;
- внутрішня поверхня еліптичного днища: $F = 15,18$ м³;

Повна висота днища апарату:

$$h_{\text{дн}} = h_1 + h_{\text{в}} = 0,1 + 0,9 = 1 \text{ м} \quad (58)$$

Повний об'єм ферментера:

$$V = V_{\text{ц}} + 2 * V_{\text{дн}} = 100 \text{ м}^3 \quad (59)$$

Звідси знаходимо об'єм циліндричної частини:

$$V_{\text{ц}} = V - 2 * V_{\text{дн}} = 100 - 2 * 7,0971 = 85,806 \text{ м}^3 \quad (60)$$

Висота циліндричної частини:

$$H_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{ц}}}{F} = \frac{V_{\text{ц}} * 4}{\pi * D_{\text{вн}}^2} = \frac{85,806}{3,14 * 3,6^2} = 8,43 \text{ м} \quad (61)$$

Висота апарату без штуцерів, без опор:

$$H_{\text{заг}} = H_{\text{ц}} + 2 * h_{\text{дн}} = 8,43 + 2 * 1 = 10,43 \text{ м} \quad (62)$$

Висота рівня рідини в апараті:

$$H_{\text{р}} = \frac{4 * (V_{\text{р}} - V_{\text{дн}})}{\pi * D^2} + h_{\text{дн}} = \frac{4 * (70 - 7,0971)}{3,14 * 3,6^2} + 1 = 7,18 \text{ м} \quad (63)$$

Діаметр перемішуючого пристрою визначаємо за:

$$\frac{D}{d_{\text{м}}} = 1,05 - 1,30$$

$$d_{\text{м}} = \frac{D}{1,3} = \frac{3600}{1,3} = 2770 \text{ мм}$$

Знайдене значення діаметра мішалки $d_{\text{м}}$ округляємо до стандартного (ГОСТ 20680-75): $d_{\text{м}} = 2800 \text{ мм} = 2,8 \text{ м}$

Для обраної мішалки такі основні співвідношення розмірів [29]:

$$\frac{h_{\text{м}}}{d_{\text{м}}} = 0,2$$

$$\frac{h}{d_M} = 0,4 \div 1,0$$

$$\frac{b}{d_M} = 0,1$$

$$\xi_M = 1,2$$

Висота перемішуючого пристрою:

$$h_M = 0,2 * d_M = 0,2 * 2,8 = 0,56 \text{ м} \quad (64)$$

Ширина лопаті перемішуючого пристрою:

$$b = d_M * 0,1 - 2,8 * 0,1 = 0,28 \text{ м} \quad (65)$$

Висота від днища до мішалки:

$$h = d_M * 0,4 = 2,8 * 0,5 = 1,12 \text{ м} \quad (66)$$

Висота прикріплення мішалки:

$$h_{\text{пр}} = d_M * 0,9 = 2,8 * 0,9 = 2,61 \text{ м} \quad (67)$$

Знаходимо глибину воронки.

Параметр висоти завантаження апарата:

$$\gamma = 8 * \frac{H_p}{D} + 1 = 8 * \frac{7,18}{3,6} + 1 = 16,95 \quad (68)$$

Модифікований критерій Рейнольдса:

$$Re_c = \frac{n * d_M^2}{V_c} = \frac{0,5 * 2,8^2}{1,73 * 10^{-6}} = 2,3 * 10^6 \quad (69)$$

де n – частота обертів мішалки ($0,5 \text{ с}^{-1}$); V_c – коефіцієнт кінематичної в'язкості середовища ($1,73 * 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$)

Параметр гідравлічного опору мішалки:

$$E = \frac{\gamma}{\xi_M * e_M * K_c^{0,25}} = \frac{16,95}{1,2 * 1 * (2,3 * 10^6)^{0,25}} = 0,36 \quad (70)$$

За значенням параметру E , знаходимо параметр розподілення швидкості ψ_1 . Виходячи з графіка: $\psi_1=0,8$

Глибину воронки знаходять за формулою:

$$h_{\text{в}} = \frac{B \cdot n^2 \cdot d_M^2}{2} = \frac{5 \cdot 0,5^2 \cdot 2,8^2}{2} = 4,9 \text{ м} \quad (71)$$

Гранично допустима глибина воронки:

$$h_{\text{гр}} = H_{\text{р}} - h = 7,18 - 1,12 = 6,06 \text{ м} \quad (72)$$

Якщо виконується співвідношення

$$h_{\text{в}} > h_{\text{гр}} = 4,9 < 6,06,$$

то в апараті необхідно встановлювати перегородки. В прикладі умова не виконується, тому в апараті перегородки не встановлюються.

Рекомендована література [2, 5, 11].

Тема 4. Розрахунок технологічного обладнання для підвищення бар'єрної ролі водоочисних станцій.

Сучасне техногенне суспільство має великий антропогенний вплив на навколишнє середовище. Тільки за останні п'ятдесят років людство розробило більш ніж 100 мільйонів нових органічних та неорганічних сполук, які надходять до навколишнього середовища із недостатньо очищеними стоками промислових підприємств та населених пунктів, інфільтраційними водами. До найбільш розповсюджених та небезпечних забруднень слід віднести: сполуки амонійного нітрогену, фосфору, фенолів, нафту та нафтопродукти, пестициди, галогеновмісні органічні сполуки, поверхнево активні речовини (ПАР), поліциклічні ароматичні вуглеводні (ПАВ), хлорорганічні сполуки. Традиційні методи та технологій водоочищення не спроможні до ефективного вилучення наведених вище інгредієнтів (Табл. 1).

Таблиця 1

Ефективність очищення води яка містить антропогенні домішки, на традиційних очисних спорудах

Назва показників	Концентрації у вихідній воді, мг/дм ³	Ефект очистки, %	ГДК, Держсанпін
Нафтопродукти	1-5	20-40	0,1
Феноли	0,05 – 0,2	Не видаляються	0,001
ПАР	1,5 – 2,5	25 - 50	0,5
Пестициди:			
-хлорорганічні ДДТ	0,02 -0,1	80-95	0,002
фосфороорганічні тіофос		Не видаляються	0,003
карбофос	1-5	50	0,05
метафос		10	0,02

Сучасні методи видалення біогенних елементів із природних вод: сорбційні; баромембранні; іоннообмінні; комбіновані. Метод сорбції називається статичним. Основна розрахункова величина при проектуванні вузла вуглевання є доза сорбенту, мг/л:

$$D = \frac{C_{en} - C_{ex}}{a}, \quad (73)$$

де C_{en} , C_{ex} – концентрація забруднень у воді до і після очищення, мг/л; a – рівноважна (по відношенню до C_{ex}) концентрація забруднень в сорбенті, мг/л.

Приклад. Визначити дозу активного вугілля УАФ-3 для видалення з річкової води фенолів. Вихідна концентрація фенолу $C_{en} = 0,006$ мг/л; кінцева (після очищення) $C_{ex} = 0,001$ мг/л.

Рішення:

$$a = 31,6 \cdot 0,001^{0,3} = 3,98 \text{ мг/л.}$$

$$D = \frac{0,006 - 0,001}{3,89} = 1,3 \text{ мг/л}$$

Оскільки в оброблюваній воді зазвичай присутні конкуруючі молекулярно розчинені домішки, доза ПАВ повинна уточнюватися експериментально.

Дози ПАВ при усуненні СПАР, присмаків і запахів води досягають декількох десятків мг/л.

Приклад. Визначити розміри камер реакції і баків для приготування суспензії, якщо доза ПАВ становить $D=50$ мг/л, а

розрахункова продуктивність водопровідної станції дорівнює $1000 \text{ м}^3/\text{год}$.

Рішення.

1. Визначаємо робочу місткість установки для приготування суспензії (приймаємо: концентрація ПАВ $P=6\%$; кількість затворів на добу $n=6$):

$$W = 0,0024 \frac{D \cdot Q}{P \cdot n} = 0,0024 \cdot \frac{50 \cdot 1000}{6 \cdot 6} = 3,3 \text{ м}^3. \quad (74)$$

Місткість баків–камер реакції. Кількість баків $m=2$ (тривалість контакту ПАВ з водою приймаємо 15 хвилин, (0,25 годин):

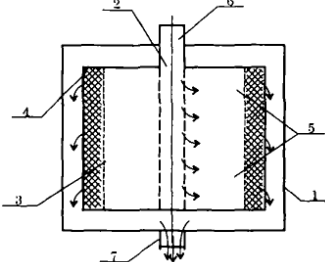
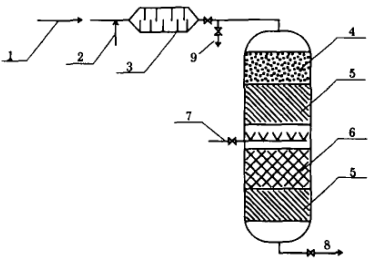
$$W = \frac{Q \cdot t}{m} = \frac{1000 \cdot 0,25}{2} = 125 \text{ м}^3. \quad (75)$$

Баки обладнуються системою барботажу, що перешкоджає випаданню осадів.

Якщо сорбційне очищення потрібне постійно або більшу частину року, воду фільтрують через шар гранульованого сорбенту крупністю 1,5-3,00 мм (динамічна сорбція). Сорбційні фільтри використовуються як в безнапірному, так і в напірному виконанні. Товщина шару завантаження залежить від швидкості фільтрації залежністю:

$$H = V \cdot t, \quad (76)$$

де H і V – товщина шару, м, i швидкість фільтрації, м/год; t – тривалість контакту сорбенту із забрудненою водою, год.

Рис. 2. Сорбційний фільтр з гранульованим активованим вугіллям	Рис. 3. Схема конструкції прямоточного освітлювально-сорбційного фільтра
	
1- корпус; 2 – перфорований канал; 3 – сітка; 4 – зовнішній елемент з мікропористої вугільної тканини; 5 – гранульоване активоване вугілля; 6, 7 – вхідний та вихідний патрубки	1 – подача вихідної води; 2 – введення коагулянту; 3 – змішувач; 4 – шар піску; 5 – підтримуючі шари; 6 – шар адсорбента; 7 – подача води на промивку; 8 – відведення очищеної води; 9 – відведення промивної води

Вибір марки адсорбційного матеріалу полягає у підборі параметрів його пористої структури в залежності від розмірів молекул речовин які адсорбуються.

- Речовини з низькою молекулярною масою (феноли, азот амонійний, азот нітритний) мають розмір молекул $\tau = 0,63$ нм. Вони найкраще сорбуються в мікропорах ($\tau < 0,63 - 0,7$ нм) та супермікропорах ($0,6 - 0,7 < \tau < 1,5 - 1,6$ нм).
- Нафтопродукти, СПАР, гумінові кислоти мають розміри молекул $> 1,8$ нм., краще сорбуються в мезопорах ($1,5 - 1,6 < \tau < 100 - 200$ нм).
- Якщо у воді присутня суміш низько- та високомолекулярних сполук (нафтопродукти, СПАР, феноли, азот амонійний), то дані речовини найефективніше сорбуються на адсорбентах, які мають структуру мікропор та мезопор.

Підбір технологічних характеристик сорбційного шару стаціонарного адсорбера в залежності від типу та концентрації антропогенних забруднень

Тип забруднень	Розмір молекул, нм	Тип пор вугілля	Рекомендований тип сорбента	Крупність гранул, мм	Час контакту, хв
Азот амонійний	0,63	Мікропори, супермікропори	АГ-3, МАУ-100	0,5 -1,5	10-11
				0,5 - 1	11-12
Феноли	0,71	Мікропори, супермікропори	АГ-3, МАУ-100	0,5 -1,5	10-11
				0,5 -1	11-12
Нафтопродукти	1,8	Мезопори	СГН-30	0,5 -1,5	15-16
				0,5-1	16-17
СПАР	2,4	Мезопори	СГН-30	0,5 -1,5	15-16
				0,-1	16-17
Азот амонійний, феноли	0,63 -0,71	Мікропори, супермікропори	АГ-3, МАУ-100	0,5 -1,5	10-11
				0,5 -1	11-12
Нафтопродукти, СПАР	1,8 -2,4	Мезопори	СГН-30	0,5 -1,5	15-16
				0,5 -1	16-17
Азот амонійний, феноли, нафтопродукти, СПАР	0,63- 2,4	мікропори, супермікропори, мезопори	АГ-3, МАУ-100	0,5 -1,5	15-16
				0,5 -1	16-17

Режим промивки (частота, інтенсивність, ступінь розширення вугілля, тривалість) уточняється експериментально.

Приклад. Визначити основні габарити і кількість сорбційних фільтрів для наступних умов: продуктивність $Q=1000 \text{ м}^3/\text{год}$; вміст розчинених нафтопродуктів початкове $C_{\text{ен}}=0,3 \text{ мг/л}$; кінцевих $C_{\text{ек}}=0,1 \text{ мг/л}$; рівноважна концентрація в сорбенті при $C_{\text{ек}} a=100 \text{ мг/г}$, або $0,10 \text{ т/т}$, завантаження – активоване вугілля АГ-3 із середнім розміром фракцій 2 мм , з насипною щільністю $\gamma=340 \text{ кг/м}^3$. Експериментально встановлено, що при швидкостях фільтрування, менших $10\text{-}15 \text{ м/год}$, товщина не повністю відпрацьованого шару становить $0,4 \text{ м}$. Тривалість контакту води із завантаженням $t=0,3 \text{ год}$.

Рішення.

1. Виходячи з конкретних умов реконструкції, приймаємо 4 фільтра розміром в плані $6 \times 6 \text{ м}^2$; загальна площа фільтрації $F=4 \cdot 6 \cdot 6=144 \text{ м}^2$.
2. Швидкість фільтрації:

$$V = 1000/144 = 6,9 \text{ м/год.}$$

Товщина відпрацьованого шару завантаження:

$$H = 6,9 \cdot 0,3 = 2,23 \text{ м}$$

Прийнято $2,3 \text{ м}$

4. Кількість забруднень, що сорбуються у відпрацьованому шарі перед заміною сорбенту:

$$G = H \cdot F \cdot \gamma \cdot h \cdot a = 2,3 \cdot 144 \cdot 340 \cdot 0,33 \cdot 0,1 = 3,75 \text{ т.} \quad (77)$$

5. Тривалість циклу:

$$T_{\text{ц}} = \frac{G}{(C_{\text{ен}} - C_{\text{ек}}) \cdot Q} = \frac{3,75 \cdot 10^6}{(0,3 - 0,1) \cdot 1000} = 18,5 \cdot 10^3 \text{ год або } 2,1 \text{ роки} \quad (78)$$

Заміна завантаження проводиться в міру необхідності, але не рідше, ніж через $2,1 \text{ року}$.

6. Товщина шару завантаження (повна):

$$H_{\text{пов}} = H + 0,4 = 2,7 \text{ м.} \quad (79)$$

7. Втрати напору при фільтрації ($i=0,05 \text{ м/м}$):

$$h_l = H_{\text{пов}} \cdot i = 2,7 \cdot 0,05 = 0,135 \text{ м.} \quad (80)$$

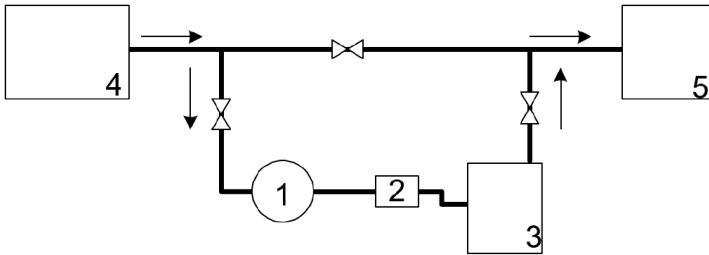


Рис. 4. Схема включення сорбційних фільтрів: 1 – проміжний резервуар; 2 – насосні установки; 3 – сорбційні фільтри; 4 – існуючі фільтри; 5 – РЧВ

Деструктивна очистка.

Для досягнення конкретної мети (дезінфекції, деструкції, окиснення, видалення забруднень) схеми АОР можуть бути використані в різних комбінаториках: $\text{УФ} + \text{H}_2\text{O}_2$; $\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O}_2$; $\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O}_2 + \text{УФ}$ (табл. 3).

Таблиця 3

Основні процеси та можливі рішення АОР технологій

	Процес	Мета обробки
Складові АОР	УФ	- Знезараження. - Руйнування специфічних чутливих до ультрафіолетового опромінювання забруднень
	Озон (O_3)	- Знезараження. - Руйнування легкоокисних органічних речовин
	Пероксид водню (H_2O_2)	Необхідний для утворення $\text{OH}^{\bullet}$ радикалів у воді.

Можливі рішення АОР	$\text{УФ} + \text{H}_2\text{O}_2$	- Знезараження. - Фотохімічні процеси. - Утворення $\text{OH}^{\bullet}$ - радикалів у воді.
	$\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O}_2$	- Знезараження. - Руйнування легкоокисних речовин у воді. - Утворення $\text{OH}^{\bullet}$ - радикалів у воді.
	$\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O}_2 + \text{УФ}$	- Знезараження. - Фотохімічні процеси. - Руйнування легкоокисних речовин у воді. - Утворення $\text{OH}^{\bullet}$ - радикалів у воді.

Дані щодо ефективності застосування різних окиснювачів, які використовуються при очищенні питної води наведено в табл. 4.

Таблиця 4

Ефективність використання дезинфікуючих засобів

Бактерицидна дія	O_3	Cl_2	ClO_2	Хлора міни	Ультрафіолетове опромінювання
Бактерицидне + антивірусне	+++	++	++	+	++
Цисти простіших	+	0	0	0	+++
Залишкова дія	0	+	++	+++	0

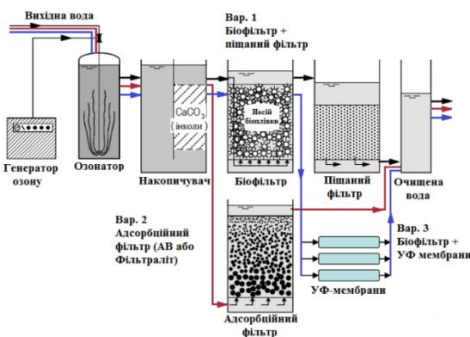


Рис. 5. Варіанти схем для видалення природних органічних речовин за допомогою озонування/біофільтрації

Рекомендована література [1, 3, 4, 5, 10, 12].

Тема 5. Розрахунок технологічного обладнання при гідравлічному перевантаженні водоочисних споруд.

Камери утворення пластівців і горизонтальні відстійники.

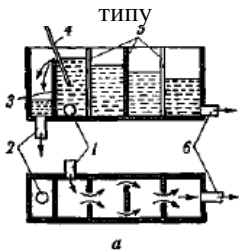
Збереження стійкого ефекту очищення води у відстійниках і освітлювачах зі зваженим осадом при гідравлічному перевантаженні в значній мірі залежить від якості пластівців, що утворюються при коагуляції, їх кількості і щільності.

В оптимізації процесу утворення пластівців важливу роль відіграє процес змішування води з реагентами: він повинен бути короточасним і проходити в умовах інтенсивного перемішування зі значеннями градієнта більше 200-300 1/с.

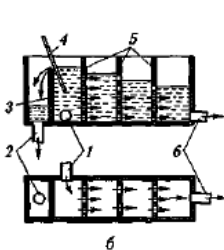
За принципом дії пристрої змішувачів діляться на два основні типи:

- **гідравлічні**, в яких турбулізація створюється за рахунок звуження і зміни напрямку потоку води і пристроїв, що підвищують утворення вихорів (*коридорного типу з вертикальним або горизонтальним переміщенням води, з перегородками і розподілом потоку, діркові та вихрові*);
- **механічні**, в яких турбулізація потоку досягається обертанням лопатей або пропелерів.

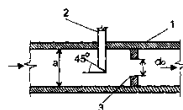
Змішувачі лоткового типу



Дірчастий змішувач



Шайбовий змішувач



1, 6 – відповідно подавання і відведення води;
2 – скидання зайвої води; 3 – водозлив;
4 – подавання реагенту; 5 – перегородки

1 – трубопровід;
2 – патрубок введення реагентів; 3 – шайба

Рис.6. Сучасні конструкції змішувачів гідравлічного типу

У трубчастих змішувачах відсутні дірчасті пристрої, через які подається реагент. Змішення в них досягається за рахунок різкої

зміни напрямку руху потоку води. Швидкий розподіл коагулянта в об'ємі оброблюваної води в момент введення реагенту дозволяє отримати економію коагулянта на 10-20 % або добитися кращого очищення води.

Методика розрахунку шайбового змішувача

Втрата напору в шайбі може бути визначена за формулою:

$$h_{\text{ш}} = (\omega / ((\omega_0 \cdot \varepsilon) - 1))^2 \cdot v^2 / 2g, \text{ м}, \quad (81)$$

де ω - площа живого перерізу труби, м^2 ; ω_0 - площа отворів шайби, м^2 ; ε - коефіцієнт стиснення струменя, визначаємо за формулою:

$$\varepsilon = 0,57 + 0,043 \cdot (1,1 - \omega_0/\omega) \quad (82)$$

Для обчислень використовують таблицю:

Таблиця 5

ω_0/ω	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
ε	0,613	0,618	0,623	0,631	0,642	0,656	0,677	0,713	0,785

Діаметр отворів діафрагми визначають за формулою:

$$d_0 = d \cdot \sqrt{\omega_0/\omega}, \text{ мм} \quad (83)$$

де ω_0 визначається з формули Q/v_0 , а втрати напору в діафрагмі приймаються рівними 0,2 – 0,3 м.

Механічні змішувачі. Найкращий ефект змішування досягається у високошвидкісних механічних змішувачах турбінного або пропелерного типу, в яких відбувається миттєвий розподіл реагенту в усьому об'ємі води. Швидкість обертання зазвичай не перевищує 80 хв^{-1} для турбінних мішалок і до 1750 хв^{-1} – для пропелерних.

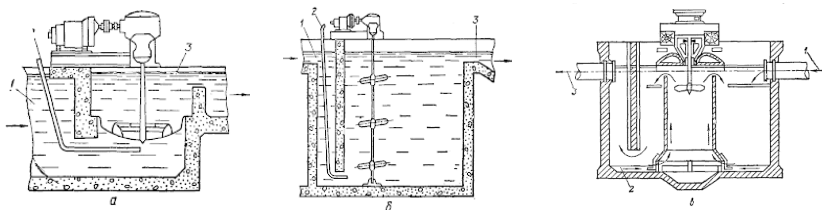


Рис. 7. Конструкція механічних змішувачів турбінного (а), лопатевого (б), пропелерного (в) типів: 1,5 – відповідно подавання і відведення води; 2 – введення реагенту; 3 – вісь мішалки; 4 – камера змішування

Діаметр мішалки визначається за формулою:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_n}{0,94 \cdot \pi \cdot v_0}}, \text{ м} \quad (84)$$

де v_0 - швидкість просочування води через пропеллер;
 $v_0 = 1,5 - 2 \text{ м/с}$.

Число оборотів пропелера мішалки за 1 хв. знаходять за формулою:

$$n_m = \frac{27,2 \cdot v_0}{D \cdot \text{tg} \varphi \cdot \cos^2 \varphi}, \text{ об/хв}, \quad (85)$$

де φ - кут нахилу лопасті гвинта (приймаємо рівним 27°).

Напір, який розвивається пропелером, дорівнює:

$$H = \frac{1}{\eta_n} \cdot \left(h + \frac{v_0^2}{2 \cdot g} \right), \text{ м} \quad (86)$$

де η_n – гідравлічний ККД пропелера, рівний $0,8 - 0,9$;
 h - втрати напору в мішалці, м; $h = 0,2 \text{ м}$.

Інноваційні конструкції відстійників з рециркуляцією осаду.

Пластівцеутворення поліпшується у псевдозрідженому шарі зернистого матеріалу, на поверхні частинок якого відбувається процес контактної коагуляції. Збільшення контактуючої маси (концентрації C) призводить до підвищення вірогідності зіткнень часток усередині реактора.

Збільшити масу осаду в зоні флокуляції можна двома різними способами:

рециркуляція осаду, здійснюється за допомогою вбудованої або зовнішньої системи, яка постійно поставляє в зону флокуляції концентрований осад з дна відстійника;

формування зваженого шару осаду в споруді з висхідним потоком; у зваженому шарі встановлюється рівновага між швидкістю висхідного потоку води і швидкістю осідання осаду, що гальмується сфолульованими частками. Починаючи з деякої концентрації цих часток формується шар осаду, який виконує одночасно роль флокулятора і "флюїдизованого фільтру" та забезпечує інтенсивний процес флокуляції та оптимального відстоювання.

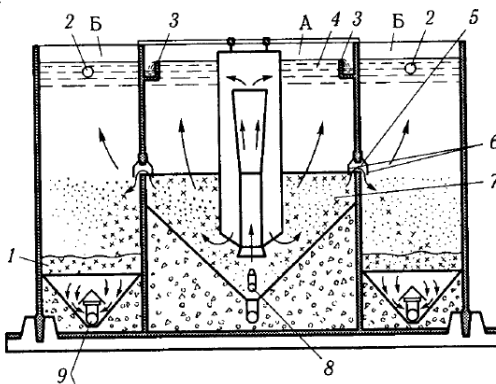


Рис. 8. Прояснювач із рециркуляцією осаду коридорного типу: А – робочий коридор прояснювача; Б – вертикальні осадующільнювачі, 1 – шар ущільненого осаду; 2 – перфоровані труби для збирання проясненої води; 3 – водозбірні жолоби; 4 – зона прояснення води; 5 – вікна для відведення шламів; 6 – захисні козирки; 7 – шар завислого осаду; 8 – перфоровані телескопічні водорозподільні труби; 9 – труби скидання осаду; 10 – збірна бічна кишеня; 11 – засувки регулювання примусового відсмоктування осаду; 12 – відведення води на фільтри

Тонкошарові відстійники. Зростання гідравлічного навантаження призводить до збільшення горизонтальної швидкості і довжина відстійника виявляється недостатньою, потрібний ефект очищення не досягається.

Установка тонкошарових модулів у верхній зоні освітленої води в контактних відстійниках (з рециркуляцією або із зваженим шаром осаду) дозволяє:

- при рівній швидкості висхідного потоку поліпшити якість освітленої води в результаті утримання в модулях залишкових флокул, що залишають шар осаду;
- при рівній якості освітленої води збільшити продуктивність відстійника (приклад: відстійники **Pulsatube, Densadeg**).

Аналогічно, при установці похилих пластинів в зваженому шарі осаду спостерігається прискорення процесу відстоювання всередині цього шару: сповзання осаду по верхніх поверхнях пластин не сповільнюється висхідним потоком води, оскільки вода переважно проходить уздовж їх нижніх поверхонь (рис. 9-10); в результаті формуються потоки "щільності", що дозволяють прискорити процес відділення твердої фази від рідини.



Рис. 9. Циркуляція осаду між пластинами

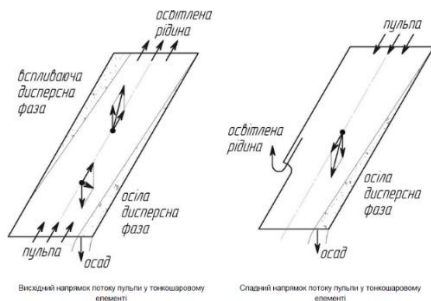


Рис.10. Розподіл потоків між пластинами тонкошарового відстійника

Основним вузлом тонкошарового відстійника є касети з тонкошаровими елементами, утвореними паралельними пластинами або трубчастими каналами, які дозволяють розвинути

поверхню осадження відстійника і організувати оптимальні гідродинамічні умови розділення неоднорідних систем.

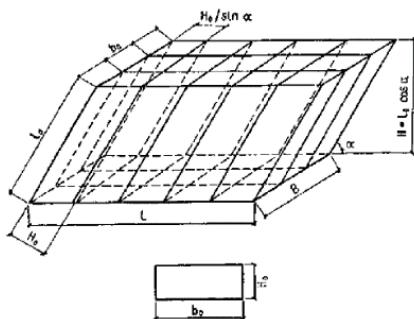


Рис.11. Конструктивні параметри тонкошарових елементів у блоці:
 l_0 – довжина тонкошарового елемента; b_0 – ширина тонкошарового елемента; H – висота тонкошарового елемента; L - довжина тонкошарового сотоблоку; B – ширина тонкошарового сотоблоку

Таблиця 6
Характеристика тонкошарових модулів

Тип тонкошарового модуля відстійника	Плоскі пластини	Плоскі пластини	Трубки круглого перетину, які укладені в ряд	Трубки круглого перетину, які укладені в шаховому порядку	Трубки квадратного перетину	Трубки шестигранного перетину
Еквівалентний гідралічний діаметр, мм	80мм (40мм між пластинами)	160мм (80мм між пластинами)	80мм	80мм	80мм	80мм
Конфігурація						
Еквівалентна площа відстоювання	16,2	8,1	6,4	7,4	8,1	10,8

Порядок розрахунку тонкошарових відстійників.

$$l_o = K_2 \cdot H_o \cdot \left(\frac{q_{yd} \cdot K_1}{u_o \cdot \beta \cdot K_{ar}} - 1 \right) \quad (87)$$

$$K_1 = \frac{1}{K_{ст} \cdot K_{o.i.} \cdot K_K}; \quad (88)$$

$$K_2 = \frac{\varphi \cdot K_\phi \cdot K_{ст}}{\sin \alpha \cdot \cos \alpha} \quad (89)$$

Коефіцієнт φ слід визначати за даними таблиці 3.4, в якій b_o – ширина тонкошарового елемента, H_o – висота тонкошарового елемента.

Таблиця 7

Характеристика тонкошарового елемента

Характеристика тонкошарового елемента	Значення b_o/H_o			
	1,0-2,5	2,5-5,0	5,0-10	10
Величина φ	1,25	1,15	1,05	1,0

K_ϕ – коефіцієнт, що враховує форму поперечного перерізу тонкошарових елементів (для перерізу прямокутної форми $K_\phi = 1,0$; круглої – 0,785; трикутної – 0,5; шестикутної – 0,65-0,75; при використанні труб та міжтрубного простору - 0,5).

H_o – висота тонкошарового елемента;

u_o – розрахункова швидкість осадження суспензії, м/год;

α – кут нахилу тонкошарових елементів до горизонту, (50–60°); β – коефіцієнт, що враховує стиснене осадження суспензії під тонкошаровими елементами;

K_{ar} – коефіцієнт агломерації. $\beta \times K_{ar}$ (1,15-1,3).

$K_{ст}$ – коефіцієнт, що враховує стиснення перерізу потоку в тонкошаровому елементі сповзаючим осадом. $K_{ст}$ (0,7-0,8. $K_{o.i.}$ – коефіцієнт, що враховує гідравлічну досконалість тонкошарової споруди та ступінь її об'ємного використання ставлення фактичного до розрахункового часу перебування води ($K_{o.i.} = 0,6–0,75$).

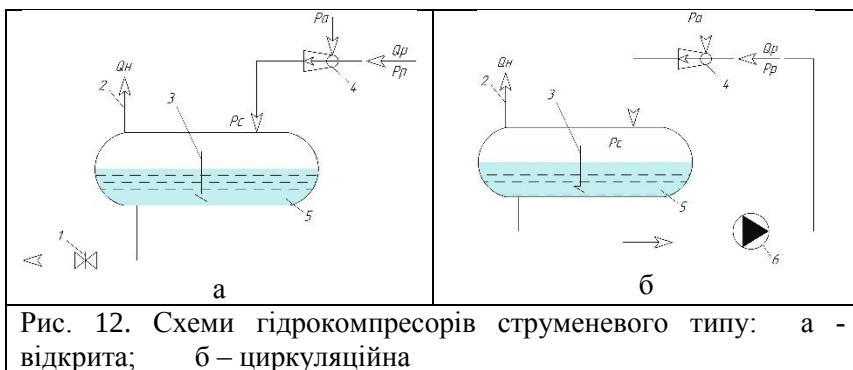
K_k – конструктивний коефіцієнт, що дорівнює відношенню фактичної відкритої для руху води площі тонкошарових елементів до загальної площі дзеркала води відстійної споруди (0,7–0,95).

Рекомендована література [1, 3, 4, 6, 8, 12].

Тема 6. Розрахунок ежекційних та гідрокомпресорних установок

Здатність всмоктувати гази із атмосфери та підвищувати їх тиск дозволяє застосовувати гідроструменеві апарати (гідрокомпресори) в установках для подачі стислого повітря. В галузі водопостачання - водовідведення гідрокомпресорні установки можуть застосовуватися для подачі стислого повітря в біофільтри, аеротенки, флотатори, замість повітродувки на станціях очистки природних і стічних вод. Установка забезпечує більшу надійність подачі повітря ніж звичайні повітродувки.

Можливі варіанти схем струменевих гідрокомпресорних установок



Установки (рис.12) працюють наступним чином: робоча рідина з витратою Q_p та тиском p_p подається до сопла гідроструменевого ежектора 4, який підсмоктує повітря із атмосфери з тиском p_n та об'ємними витратами Q_n . Повітряна суміш надходить до баку-ресивера 5, де повітря відділяється від води. Для поліпшення розділу повітря та води служить перегородка

3. Повітря через вантуз 2 поступає до споживачів, а вода через засувку 1 скидається або поступає для повторного використання.

Розрахунок гідрокомпресорних установок наведено [15 стор. 6-9]. Розрахунок ежектора [15 стор. 10-11].

Рекомендована література [15].

Тема 7. Розрахунок аеротенка-нітрифікатора при наявності біорозкладних органічних речовин.

Вихідні дані: витрата стічних вод 48000 м³/добу; БСК стічних вод $L_{en}=150$ мг/л; амонійний азот $C_{nep}=50$ мг/л; в очищеній воді: $L_{ex}=8$ мг/л, $C_{nex}=2$ мг/л; температура рідини 20°C; концентрація кисню в аеротенку – 2 мг/л; pH=7,8. Характер органічних забруднень аналогічний міським стічним водам. Значення констант при окисленні органічних речовин і забезпеченні глибокої нітрифікації: $\rho_{max}=70$ мгБСК_п/г·год; $K_I=65$ мг/л; $\varphi=0,14$ л/год; $K_O=0,625$ мг/л.

За формулою (90) знаходимо μ_n :

$$\mu_n = K_{pH} \cdot K_T \cdot K_{oc} \cdot K_c \cdot \mu_{max} \cdot N / (K_n \cdot N), \quad (90)$$

де K_{pH} – коефіцієнт, що враховує вплив pH; K_T – коефіцієнт, що враховує вплив температури рідини;

pH	6	6,5	7	7,5	8	8,4	9
K_{pH}	0,15	0,31	0,5	0,6	0,87	1	1,23

°C	10	15	20	25	30
K_T	0,32	0,56	1,0	1,79	3,2

K_{oc} — коефіцієнт, що враховує вплив концентрації розчиненого кисню, що визначається за формулою:

$$K_{oc} = C_o / (K_o + C_o) \quad (91)$$

K_c – коефіцієнт, що враховує вплив токсичних компонентів; (μ_{max} — максимальна швидкість росту нітрифікуючих мікроорганізмів, що дорівнює $1,77 \text{ доб}^{-1}$ при $\text{pH}=8,4$ і температурі 20°C ; K_n – константа напівнасичення, $\text{мг N-NH}_4/\text{л}$; N – концентрація амонійного азоту в очищеній рідині. C_o – концентрація розчиненого кисню в муловій суміші, мг/л ; K_o — константа напівнасичення, що дорівнює $2 \text{ мгO}_2/\text{л}$.

Коефіцієнт K_c визначається за формулою:

$$K_c = J/(J + C_i), \quad (92)$$

$$\mu = 1 \cdot 0,78 \cdot \frac{2}{2+2} \cdot 1 \cdot 1,77 \cdot \frac{2}{25+2} = 0,051 \text{ доб}^{-1}.$$

Мінімальний вік мулу визначається за формулою:

$$1/\mu = 1/0,051 = 19,6 \text{ доб}^{-1}. \quad (93)$$

Питома швидкість окислення органічних речовин визначається за формулою (94):

$$\rho = K_e + 0,0417 \cdot K_p/\theta, \quad (94)$$

де K_e — енергетичний фізіологічний коефіцієнт, $\text{гБСК}_n/(\text{г} \cdot \text{год})$; K_p — фізіологічний коефіцієнт росту мікроорганізмів активного мулу, $\text{мгБСК}_n/\text{рік}$; θ – вік мулу, діб. Для міських стічних вод: $K_e=3,7 \text{ мгБСК}_n/(\text{г} \cdot \text{год})$; $K_p=864 \text{ мгБСК}_n/\text{рік}$.

Концентрація беззольної частини активного мулу a_i визначається за формулою (В.9) ДБН В.2.5-75:2013, де для міських стічних вод $\rho_{\max}=70 \text{ мгБСК}_n/(\text{г} \cdot \text{год})$; $K_i=65 \text{ мгБСК}_n/\text{л}$, $\varphi=0,14 \text{ л/г}$; $K_o=0,625 \text{ мг/л}$.

$$\rho = 3,7 + \frac{(864 - 0,0417)}{19,6} = 5,54 \text{ мг БПК}_n/(\text{г} \cdot \text{год}),$$

За формулою (В.9) ДБН В.2.5-75:2013, знаючи ρ , знаходимо концентрацію беззольної частини активного мулу при $L_{ex}=8$ мг/л:

$$5,54 = 70 \cdot \frac{8 \cdot 2}{8 \cdot 2 + 65 \cdot 2 + 0,635 \cdot 8} \cdot \frac{1}{1 + 0,14 \cdot a_i};$$

$$5,54 + 5,54 \cdot 0,14 \cdot a_i = 7,41$$

$$a_i = \frac{7,41 - 5,54}{5,54 \cdot 0,14} = 2,42 \text{ г/л}$$

Тривалість аерації стічних вод t_{atm} , год, в аеротенку-змішувачі з нітрифікацією амонійного азоту визначається за формулою:

$$t_{atm} = (L_{en} - L_{ex}) / a_i \cdot \rho. \quad (95)$$

$$t_{atm} = \frac{150 - 8}{2,42 \cdot 5,54} = 10,6 \text{ год}.$$

Концентрація нітрифікуючого мулу в муловій суміші при віці мулу 19,6 діб визначається за даними табл. 8 з використанням формули:

$$a_{in} = 1,2 a_{is} \cdot \Delta \cdot C_n / t \quad (96)$$

$$a_{in} = 1,2 \cdot 0,055 \cdot \frac{50 - 2}{10,6} = 0,3 \text{ г/л}$$

Загальна концентрація беззольного мулу в муловій суміші аеротенків складає $a_i + a_{in} = 2,42 + 0,3 = 2,72$ г/л, з урахуванням 30% зольності доза мулу за сухою речовиною складатиме $a = 2,72 / 0,7 = 3,88$ г/л.

Таблиця 8

Концентрація нітрифікуючого мулу

Приріст мулу, мг/мг N-NH ₄	Вік мулу, Т, діб	Концентрація мікроорганізмів, a _{is} , г/л	Питома швидкість окислення p, мг/(г·год)
0,17	5	0,017	49,0
0,17	10	0,034	24,5
0,16	15	0,048	17,4
0,138	20	0,055	15,2
0,09	25	0,048	17,4
0,055	30	0,033	25,2
0,03	35	0,021	39,7
0,02	40	0,016	52,1
0,048	50	0,048	17,4
0,044	60	0,053	15,7
0,018	70		

Питомий приріст надлишкового мулу K_g визначається за формулою:

$$K_g = 41,7 \cdot a \cdot t_{\text{atm}} / (L_{\text{en}} - L_{\text{ex}}) \cdot \theta \quad (97)$$

де a – концентрація мулу по сухій речовині, г/л.

$$K_g = \frac{4,17 \cdot 3,88 \cdot 10,6}{(150 - 8) \cdot 19,6} = 0,62 \text{ мг/мгБСК}_\text{п}.$$

Добова кількість надлишкового мулу за формулою:

$$G = K_g \cdot (L_{\text{en}} - L_{\text{ex}}) \cdot Q / 1000. \quad (98)$$

$$G = \frac{0,62 \cdot (150 - 8) \cdot 48000}{1000} = 4226 \text{ кг/доб.}$$

Об'єм аеротенків-нітрифікаторів:

$$W = \frac{48000 \cdot 10,6}{24} = 21200 \text{ м}^3.$$

$$W_n = Q \cdot t / 24 = \frac{48000 \cdot 10,6}{24} = 21200 \text{ м}^3$$

Рекомендована література [3 стор. 74-97; 8, 10, 13, 14].

Тема 8. Вивчення технологічних схем ерліфтно́ї циркуляції активного мулу і мулової суміші. Розрахунки ерліфтів для циркуляції активного мулу.

Струминні аератори. Принцип дії гідропневматичних струминних аераторів полягає у залученні атмосферного повітря в мулову суміш струминою робочої рідини, що рухається з великою швидкістю. Серед усіх відомих типів струминних аераторів найширше використовуються поверхневі (рис. 13а) та занурені (рис. 13б) ежекторні аератори.

Рис. 13а. Струминний аератор «кільцеве сопло»: 1 - конічний корпус; 2 - сопло аератора; 3- повітряна трубка; 4 - підведення робочої рідини	Рис. 13б. Струминний аератор фірми Flygt серії JA

Принцип роботи цих аераторів ґрунтується на використанні енергії робочої рідини, що рухається лінійно з великою швидкістю через сопло певної форми й розмірів.

Для циркуляції активного мулу між аеротенками і вторинними відстійниками можливо використовувати: ерліфти або мулової насосної станції з пропелерними насосними агрегатами (рис. 14).

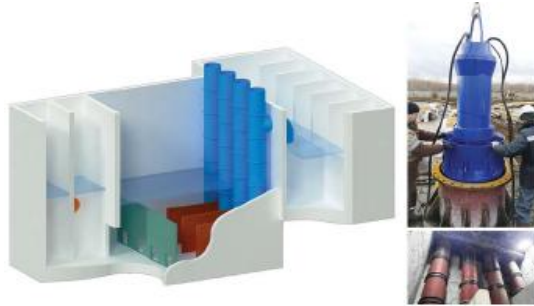


Рис.14. Проектна 3D модель мулової насосної станції з елементами її практичної реалізації

Компактні підземні споруди обладнані зануреними насосами з осьовими робочими колесами які забезпечують можливість роботи агрегатів на знижених напорах ($H = 3,6-5,7$ м) в порівнянні з типовими станціями з традиційною сухою установкою звичайних насосів, розвиваючих тиск 15-20 м. Заміна ерліфтів (ККД не більше 30%) насосними станціями (загальний ККД 74-76% у всьому діапазоні регулювання) з рівномірної системою розподілу мулової суміші між аеротенками не тільки знижує енерговитрати на перекачування мулу, а й дозволяє усунути насичення киснем повітря зворотної мулової суміші перед її подачею до аноксидної зони аеротенків.

Ефективність роботи ерліфта залежить від величини відносного занурення:

$$k = h / (H + h) \cdot k, \quad (99)$$

де h — глибина занурення ерліфта (від рівня в камері до місця підведення повітря) м, H — висота підйому рідини (від її рівня в камері до зливного отвору) м. Коефіцієнт k 0,5—0,6.

Питома витрата стисненого повітря на одиниці об'єму рідини, що підкачується, залежить від відношення L/H і визначається з наступної розрахункової залежності [3]:

$$\lg \frac{Q}{q} = \frac{2}{\sqrt{L/H}} - 1, \quad (100)$$

де $L = H + h$ — довжина ерліфта, м; Q — витрата повітря, $\text{м}^3/\text{с}$, q — витрата рідини, $\text{м}^3/\text{с}$. Залежність спостерігається при $H < 5$ м і відношенні $H/L > 2$.

Мінімальний тиск стисненого повітря, Па,

$$P_{\min} > h \cdot \gamma \cdot 10^4, \quad (101)$$

де h — глибина занурення ерліфта, м; γ — об'ємна маса рідини, що відкачується, $\text{т}/\text{м}^3$.

Швидкість плинущої рідини на вході у ерліфт звичайно дорівнює 1,2 — 2 м/с, а швидкість руху водовітряної суміші у вихідного отвору не слід приймати більше 6 — 7 м/с. Швидкість руху стисненого повітря в трубопроводі, що підводить повітря, приймається 10 — 20 м/с

Витрата мулової суміші 500 $\text{м}^3/\text{год}$. Висота підйому рідини $H = 300$ мм. Тиск повітря 5 м вод. ст. Прийнемо $K = 5,0$.

$$0,5 = h/(H + h) \quad \text{або} \quad 0,5 = h/(300 + h),$$

$$h = 0,5/(300 + h),$$

$$h = 150 + 0,5 \cdot h,$$

$$h = 150/0,5 = 300 \text{ мм}.$$

Якщо прийняти $L = 300 + 300 = 600$ мм.

Питома витрата повітря

$$\lg \frac{Q}{q} = \frac{2}{\sqrt{600/300}} - 1 = 2/\sqrt{2} - 1 = 2/1,43 - 1 = 0,4 \quad (105)$$

$$\lg \frac{Q}{500} = 0,43.$$

$$Q/500 = 10^{0,43} = 2,69.$$

$$Q = 2,69 \cdot 500 = 1345,0 \text{ м}^3/\text{год}.$$

$$q = 500 \text{ м}^3/\text{год}; \quad h = 0,3\text{м}.$$

Рекомендована література [10 с. 103-124; 13, 15].

Тема 9. Розрахунок блочно-модульних установок заводського виготовлення, обладнаних системою гідро автоматичної промивки.

Рекомендована література [12, 15, 18].

10. 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 «Обладнання та проектування в біоенергетиці та водоочищенні» є складання письмового звіту за питаннями, що не розглядаються під час аудиторних занять.

10.1. Завдання для самостійної роботи

1. Біотехнологічне отримання електричної енергії. Мікробні паливні елементи.
2. Проектування біогазових установок.
3. Потенціал виробництва біогазу в ряді галузей АПК України.
4. Ультразвукові проточні реактори для виробництва біодизеля.
5. Характеристика методів очистки стічних вод від фосфоровмісних речовин.

6. Використання рослин і водоростей для очищення забруднених вод.
7. Екологічні та соціальні наслідки одержання біоетанолу на коротко- та довгострокову перспективу.
8. Біофільтри з м'яким або рулонним завантаженням.
9. Охорона праці при експлуатації ферментаторів та бродильних апаратів.
10. Світова практика використання реакторів для виробництва біонафти.
11. Основні параметри та характеристики, тенденції науково-технічного розвитку виробництва теплової енергії з біомаси.
12. Заходи з охорони праці при відновленні трубопроводів та експлуатації.
13. Допоміжне обладнання для флотаційних установок.
14. Шахтні аеротенки. Оксітенки. Біотенки.
15. Технологічний контроль за роботою каналізаційних очисних споруд.
16. Газгольдини в очистці стічних вод.
17. Аналіз та оцінювання ефективності впровадження біореакторів нового покоління на коротко- та довгострокову перспективу.
18. Системи біологічного очищення стічних вод на установці BIOTAL.
19. Допоміжні приміщення, розташування під'їзних та пішохідних доріг, трасування комунікацій.

10.2. 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 (210x297) 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 самостійної 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. Фізико-хімічні методи очищення води. Управління водними ресурсами. Проект «Water Harmony» / Астрелін І. М, Герасимов Е., Гіроль А. та ін. К. : Ніка-центр, 2015. 614 с.
2. Біоенергетичні системи в аграрному виробництві / Голуб Г. А., Кухарець С. М., Марус О. А., Павленко М. Ю., Сера К. М., Чуба В. В. К. : НУБіП України, 2016. 226 с.
3. Долина Л. Ф., Машихіна П. Б., Козачина В. А. Реконструкція систем водопостачання та водовідведення : монографія: Дніпро : Журфонд, 2021. 220 с.
4. Орлов В. О., Литвиненко Л. Л., Квартенко О. М. Обладнання та експлуатація систем водопостачання та водовідведення. Навчальний посібник. Рівне : НУВГП, 2011. 288 с. URL: <http://ep3.nuwm.edu.ua/2175/>
5. Обладнання та проектування в біоенергетиці та водоочищенні та управління безпекою праці : підручник для студ. ВНЗ спец. «Біотехнології та біоінженерія», рекомендованою Вченою радою КПП 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.
6. Орлов В. О., Мартинов С. Ю., Зошук А. М. Проектування станцій прояснення та знебарвлення води : навчальний посібник. Рівне : НУВГП, 2007. 252с.

Нормативно-правова

7. 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>
8. 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

9. Веремчук Т. В. Дипломний проєкт на здобуття ступеня бакалавра за освітньо-професійною програмою «Екологічна біотехнологія та біоенергетика» спеціальності 162 «Біотехнології та біоінженерія» на тему: «Технологія виробництва біогазу з відходів тваринництва та рослинництва». Національний Технічний Університет України «КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО». Київ, 2020.

10. Удосконалення технології біологічної очистки стічних вод / Волошин М. Д., Щербак О. Л., Черненко Я. М., Корнієнко І. М. Дніпродзержинськ : Дніпродзержинський державний технічний університет, 2009. 230 с.

11. Голуб Н. Переробка біомаси. Київ, 2013. 204 с.

12. DEGRÉMONT, G. Water Treatment Handbook, 1&2, 7 th Edition, Sringer Verlag, 2007.

13. Долина Л. Ф. Реактори для очистки стічних вод. Дніпропетровськ : Дніпропетровський державний технічний університет залізничного транспорту, 2001. 82 с.

14. Ковальчук В. А. Очистка стічних вод : навч. посіб. Рівне : БАТ «Рівненська друкарня», 2002. 622 с. URL: <http://ep3.nuwm.edu.ua/15447/>

15. 03-06-115. Методичні вказівки до практичних занять та самостійної роботи з навчальної дисципліни «Обладнання та експлуатація систем водопостачання і водовідведення» для здобувачів вищої освіти другого (магістерського) рівня за освітньо-професійною програмою «Водопостачання і водовідведення» спеціальності 192 «Будівництво та цивільна інженерія» всіх форм навчання. [Електронне видання] / Квартенко О. М. Рівне : НУВГП, 2020. 20 с. URL: <http://ep3.nuwm.edu.ua/18375/>

16. Методичні вказівки до розрахунку насадкової ректифікаційної колони періодичної дії з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV-V курсів усіх спеціальностей та форм навчання / Укл.: В. В. Івашкевич, Т. В. Гриднева. Дніпропетровськ : УДХТУ, 2006. 26 с.

17. Степанчук А. В. Дипломний проект на здобуття ступеня бакалавра за освітньо-професійною програмою «Екологічна біотехнологія та біоенергетика» спеціальності 162 «Біотехнології та біоінженерія» на тему: Технологія біодизельного палива із зелених водоростей *Acutodesmus dimorphus*. Національний Технічний Університет України «КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО». Київ, 2023.
18. Орлов В. О., Квартенко О. М., Мартинов С. Ю., Гордієнко Ю. І. [Знезалізнення підземних вод для питних цілей](#) : монографія. Рівне : УДУВГП, 2003. 155 с.
19. Перспективи використання мікрководоростей у біотехнології / О. К. Золотарьова, Є. І. Шнюкова, О. О. Сиваш, Н. Ф. Михайленко; Під ред. О.К. Золотарьової. К. : Альтерпрес, 2008. 234 с.
20. Таргоня В., Оверченко В., Щербак Б. Визначення обсягів вторинної сировини та розрахунок можливого виходу біогазу на тваринницьких фермах та комплексах. Київ : Видавничий центр НУБіП України, 2013.