Національний університет
водного господарства
та природокористування

Міністерство освіти і науки, молоді та спорту України
Національний університет водного господарства та природокористування
Кафедра водовідведення, теплогазопостачання та вентиляції

056-298

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до практичних занять з дисципліни
«Теоретичні основи водоочистки», частина 2,
для студентів напряму підготовки 6.060103
«Гідротехніка (водні ресурси)»
професійного спрямування «Водопостачання і водовідведення»
денної і заочної форм навчання

Рекомендовано
методичною комісією
за напрямком підготовки 6.060103
«Гідротехніка (водні ресурси)”
Протокол № 9 від 29.05.2012 р.

Рівне, 2012

Національний університет
водного господарства
та природокористування

Методичні вказівки до практичних занять з дисципліни “Теоретичні основи водоочистки”, частина 2, для студентів напряму підготовки 6.060103 «Гідротехніка (водні ресурси)» професійного спрямування “Водопостачання та водовідведення” денної та заочної форм навчання / Вижевська Т. В. – Рівне: НУВГП, 2012. – 28 с.

Упорядник: Т.В. Вижевська, канд. техн. наук, доцент,

Відповідальний за випуск: М.М. Гіроль, д-р техн. наук, професор,
завідувач кафедри водовідведення,
теплогазопостачання і вентиляції

Національний університет
водного господарства
та природокористування

ЗМІСТ

1. Розділення рідинних неоднорідних систем	3
2. Відстоювання	4
3. Фільтрування	6
4. Центрифугування	11
5. Адсорбція	13
6. Хімічні процеси	18
7. Біохімічні процеси	21
8. Література	28

© Т.В.Вижевська, 2012
© НУВГП, 2012

Національний університет водного господарства та природокористування

Практичні заняття проводяться з метою закріплення теоретичних знань студентів з дисципліни “Теоретичні основи водоочистки”. Для підготовки до їх виконання студенту необхідно вивчити відповідні розділи рекомендованої навчальної літератури і ці методичні вказівки.

Теми практичних занять: 1. Розділення рідинних неоднорідних систем. 2. Відстоювання. 3. Фільтрування. 4. Центрифугування. 5. Адсорбція. 6. Хімічні процеси. 7. Біохімічні процеси.

1. Розділення рідинних неоднорідних систем

Основні закономірності процесу розділення можна отримати, виходячи з його *матеріального балансу*. Для випадку розділення системи, яка складається з однорідної фази, в якій розподілені частки дисперсної фази, приймемо позначення:

- G_c, G_p, G_0 - відповідно, маси вихідної суміші, освітленої рідини та отриманого осаду;
- C_c, C_p, C_0 - вміст речовини у вихідній суміші, освітленій рідині та осаді, в масових долях.

За умови відсутності втрат рівняння матеріального балансу процесу матиме вигляд:

- для загальної маси речовин

$$G_c = G_p + G_0 \tag{1.1}$$

- для маси дисперсної фази (речовини)

$$G_c C_c = G_p C_p + G_0 C_0 \tag{1.2}$$

Спільне розв’язування рівнянь (1.1) та (1.2) дає рівняння для визначення маси освітленої рідини:

$$G_p = G_c \frac{C_0 - C_c}{C_0 - C_p}; \tag{1.3}$$

та маси осаду

$$G_o = G_c \frac{C_c - C_p}{C_0 - C_p}; \tag{1.4}$$

Приклад 1.1. Визначити масову долю твердої фази та вологість осаду відстійника, якщо загальна маса осаду G_o = 8 т, маса вихідної суспензії G_c = 80 т, концентрація твердої фази в ній 1,5г/л, а в освітленій воді 15 г/л.

Національний університет водного господарства та природокористування

Розв'язування. Визначаємо концентрації твердої фази у масових долях, зважаючи, що 1 г/л = 0,001 г/г, 1 мг/л = 10^{-6} г/г. Отже, масова доля твердої фази у вихідній суспензії C_c = 0,0015, а в освітленій воді C_p = 0,000015.

Запишемо систему рівнянь матеріального балансу (1,2):

$$80 = G_p + 8;$$

$$80_c \cdot 0{,}0015 = G_p \cdot 0{,}000015 + 8 \cdot C_o;$$

З першого рівняння системи $G_p = 72$ (т); з другого рівняння $C_o = 0{,}014865$ (г/г). Масову долю твердої фази можна знайти також за формулою (1.4) :

$$C_0 = (G_c \cdot (C_c - C_p)/G_0) + C_p = (80 \cdot (0{,}0015 - 0{,}000015)/8) + 0{,}000015 = 0{,}01486$$

Вологість осаду –

$$W_0 = 100 - C_0 \cdot 100 = 100 - 0{,}014865 \cdot 100 = 98{,}51\,\%.$$

Приклад 1.2. Визначити ефективність освітлення та концентрацію твердої фази освітленої води, якщо загальна маса осаду G_o = 0,2 т, маса вихідної суспензії G_c = 80 т, концентрація твердої фази в ній 150,0 мг/л, вологість осаду W_o = 95%.

Розв'язування.

Масова доля твердої фази у вихідній суспензії C_c = **0,00015**; в осаді C_o = **0,05 = (1 – 95/100)** .

Записуємо систему рівнянь матеріального балансу (1,2):

$$80 = G_p + 0{,}2;$$

$$80_c \cdot 0{,}00015 = G_p \cdot C_p + 0{,}2 \cdot 0{,}05;$$

З першого виразу знаходимо масу освітленої рідини - $G_p = 79{,}8$ т. Згідно із другим рівнянням балансу масова доля твердої фази в освітленій воді -

$$C_p = (G_c C_c - Q_o C_c)/G_p = 80 \cdot 0{,}00015 - 0{,}2 \cdot 0{,}05)/79{,}8) = 0{,}000025 \text{ (г/г)}$$

або 25 мг/л. Ефективність освітлення становить

$$E = 100 \cdot (C_c - C_p)/C_c = 100 \cdot (0{,}00015 - 0{,}000025)/0{,}00015 = 83{,}33\ \%.$$

2. Відстоювання

Залежно від умов, гравітаційне осідання може бути вільним або стисненим.

Вільне осідання характерне для малоконцентрованих сумішей, для яких допустимо знехтувати взаємним впливом сусідніх часток

Національний університет водного господарства та природокористування

дисперсної фази. В такому випадку частка речовини густиною ρ_m, яка має еквівалентний діаметр d, в стані рівноваги рухається в рідині густиною ρ рівномірно із швидкістю ω_{oc} під дією взаємно врівноважених сил:

- тяжіння (спрямована вертикально вниз) $\frac{\pi d^3}{6}\rho_m g$,

та спрямованих у протилежному напрямку :

- виштовхувальної (Архімедової) $-\frac{\pi d^3}{6}\rho g$,

- гідродинамічного опору $-\xi\frac{\pi d^2}{4}\cdot\rho\frac{\varpi_{oc}^2}{2}$.

Звідси швидкість осідання часток

$$\omega_{oc} = \sqrt{\frac{4gd(\rho_T - \rho)}{3\xi\rho}}; \qquad (2.1)$$

де ξ - коефіцієнт опору середовища, який залежить від режиму руху рідини (критерію Рейнольдса Re) та дійсної форми часток.

За найсприятливіших умов осідання (при ламінарному режимі, $Re \le 2$), тобто в області дії закону Стокса, коефіцієнт опору становить

$$\xi = \frac{24}{\mathrm{Re}} = \frac{24\mu}{\omega_{oc} d\rho}; \qquad (2.2)$$

Максимальний діаметр часток, які осядуть за умови $Re = 2$, дорівнює:

$$d_{\max} = \sqrt[3]{\frac{36\mu^2}{\rho g(\rho_m - \rho)}}; \qquad (2.3)$$

де μ - динамічна в'язкість середовища (рідини).

Для *стисненого осідання* швидкість зменшується через взаємний вплив часток за законом:

$$\omega_{cm} = \omega_{oc}\frac{0{,}123\nu^3}{1-\nu}; \quad \text{або} \quad \omega_{cm} = \omega_{oc}\nu^2 10^{-1{,}82(1-\nu^2)}; \qquad (2.4)$$

де ν – об'ємна частка рідини в неоднорідній системі (вологість) – $\nu = \frac{V_p}{V_p + V_m}$; V_p і V_m- відповідно, об'єми рідини і часток в системі.

Національний університет водного господарства та природокористування

Ефективність відстоювання в практиці водообробки визначається через початкову C_n та кінцеву $C_к$ концентрацію часток дисперсної фази (завислих речовин):

$$E = 100\frac{C_n - C_k}{C_n}; \qquad \% \qquad (2.5)$$

Приклад 2.1. Визначити максимальний розмір часток густиною 1,6 г/см^3, які осядуть у воді з коефіцієнтом динамічної в'язкості μ = 0,01 сПз та густиною 1,0 г/см^3 при ламінарному режимі течії.

Розв'язування.

За формулою (2.3) (підставляємо значення у системі одиниць СІ) максимальний розмір частинок становить, мм

$$d_{\max} = \sqrt[3]{\frac{36 \cdot 0{,}001^2}{1000 \cdot 9{,}8 \cdot (1600 - 1000)}} = 0{,}000183 \text{ (м)} = 0{,}183$$

Перевіримо швидкість осідання таких часток у воді за законом Стокса, м/с:

$$\varpi_{oc} = \frac{d^2(\rho_m - \rho)g}{18\mu} = \frac{0{,}000183^2 \times (1600 - 1000) \times 9{,}8}{18 \times 0{,}001} = 0{,}011$$

тобто 11 мм/с. Число Рейнольда за таких умов дорівнює:

$$\mathrm{Re} = \frac{\omega_o d\rho}{\mu} = \frac{0{,}011 \times 0{,}000183 \times 1000}{0{,}001} = 2{,}01$$

що з достатньою точністю задовольняє припущення, що **Re** = 2.

Приклад 2.2. Визначити швидкість стисненого осідання часток суспензії, якщо об'ємна частка твердої фази становить 0,1, а швидкість вільного осідання часток – 1,4 мм/с.

Розв'язування. Об'ємна частка рідини становить $\nu = 1 - 0{,}1 = 0{,}9$.

За формулою (2.4) швидкість стисненого осідання становить, мм/с:

$$\omega_{ст} = 1{,}4 \cdot 0{,}9^2 \cdot 10^{-1{,}82(1-0{,}9^2)} = 0{,}52 .$$

3. Фільтрування

Механізм процесу фільтрування визначається закономірністю зростання опору протягом фільтрування. За цією ознакою розрізняються декілька видів фільтрування, встановлення одного з яких в конкретному процесі здійснюється досить легко за прямолінійністю залежності якогось з експериментальних графіків, побудованих в певних координатах (табл.3.1).

Національний університет водного господарства та природокористування

Всі графіки (див. рис.3.1) будуються за даними одного і того ж експериментального фільтрування на лабораторній установці

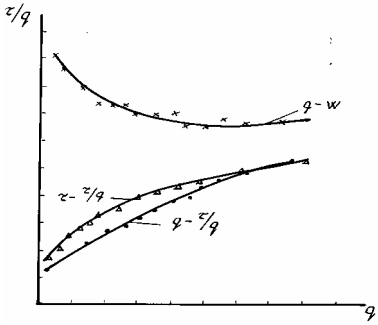

Рис. 3.1. Приклади побудови графіків для встановлення механізму фільтрування

Таблиця 3.1. Класифікація видів фільтрування

Координати, за яких графік процесу фільтрування є прямою лінією	Вид процесу фільтрування
q - τ/q	Утворення шару осаду на фільтрувальній перетинці
τ - τ/q	Поступове закупорювання пори кількома частками
q - ω	Повне закупорювання пори однією твердою часткою
τ - $1/\omega$	Проміжний вид фільтрування

Національний університет водного господарства та природокористування

тут: q - питомий об'єм одержаного фільтрату; ω - швидкість фільтрування; τ - тривалість фільтрування.

Основне рівняння фільтрування запропоноване Рутом-Карманом у такому вигляді:

$$\frac{dV}{Sd\tau} = \frac{\Delta P}{\mu (R_{oc} + R_{фп})} \qquad (3.1)$$

де V – об'єм фільтрату; S - площа поверхні фільтрування; τ - тривалість фільтрування; ΔP - втрати тиску безпосередньо на фільтрувальній перетинці (рушійна сила процесу); R_{oc} - опір шару осаду; $R_{фп}$ - опір фільтрувальної перетинки.

Перетворення рівняння (3.1) шляхом його інтегрування залежить від того, які умови і який механізм реалізується в конкретному процесі. Це рівняння узагальнює усі види практичного фільтрування: від освітлення рідин на фільтрах із шаром зернистого фільтраційного завантаження до зневоднення осадів на вакуум-

Національний університет водного господарства та природокористування

фільтрах чи фільтр-пресах, обладнаних суцільною фільтрувальною перетинкою.

Розглянемо для прикладу розв'язування рівняння (3.1) для поширеного в технології водообробки випадку *фільтрування з утворенням нестисливого осаду* на нестисливій фільтрувальній перетинці. При цьому $\mathbf{R_{фп}}$ залишається практично незмінним, а опір осаду залежить від товщини його шару:

$$R_{oc} = r_0 \; h_{oc} \tag{3.2}$$

де r_0 - питомий опір осаду; h_{oc} - товщина шару осаду.

Вважаючи, що об'єм осаду пропорційний об'ємові одержаного фільтрату,

$$h_{oc} = x_o \frac{V}{S} \tag{3.3}$$

де x_0 - об'ємний коефіцієнт пропорційності, отримаємо:

$$\frac{dV}{Sd\tau} = \frac{\Delta P}{\mu(r_0 x_0 \frac{V}{S} + R_{фп})} \tag{3.4}$$

Національний університет водного господарства та природокористування

Оскільки для нестисливого осаду r_0 та x_0 незмінні, та з урахуванням того, що процес реалізується при постійній різниці тиску, розділивши змінні в рівнянні (3.4) і проінтегрувавши його в інтервалі від 0 до, відповідно, τ і V, отримаємо:

$$V^2 + 2\frac{R_{фп} S}{r_0 x_0} V = 2\frac{\Delta P S^2}{\mu r_0 x_0}\tau \tag{3.5}$$

З урахуванням очевидного співвідношення $R_{фп} << r_0$, отримане рівняння спрощується до остаточного вигляду:

$$V^2 = 2\frac{\Delta P S^2}{\mu r_0 x_0}\tau \tag{3.6}$$

При *фільтруванні з поступовим закупорюванням пор* шар осаду не утворюється, в зв'язку з чим в рівнянні (3.1) залишається тільки опір фільтрувальної перетинки, початкова величина якого визначається за рівнянням Гагена-Пуазейля:

$$R_{фп} = \frac{8 l_k}{\pi r_k^4 N_k} \tag{3.7}$$

де l_k - довжина капіляра пори в напрямі фільтрування; r_k - еквівалентний радіус капіляра в момент початку фільтрування;

Національний університет
водного господарства
та природокористування

N_k - кількість однакових капілярів на одиниці площі поверхні фільтрування.

Враховуючи, що осад, відкладаючись на стінках капілярів, зменшує їх еквівалентний радіус пропорційно питомому об'єму фільтрату dq, отримаємо балансове рівняння:

$$x_0 dq = -N_k 2\pi r l_k dr \qquad (3.8)$$

де r - поточна величина радіуса капіляра

Інтегруючи рівняння (3.8), отримаємо:

$$q = \frac{N_k \pi l_k}{x_0}(r_k^2 - r^2) \qquad (3.9)$$

З рівняння Гагена-Пуазейля (3.7) швидкість фільтрування дорівнює:

$$\varpi = \frac{\pi \Delta P N_k r^4}{8 \mu l_k} \qquad (3.10)$$

звідки визначаються розміри капілярів:

$$r_k^4 = \frac{8\mu l_k \varpi_0}{\pi N_k \Delta P} \qquad (3.11) \qquad\qquad r^4 = \frac{8\eta l_k \varpi}{\pi N_k \Delta P} \qquad (3.12)$$

де ϖ_0 - швидкість фільтрування на початку процесу; ϖ - поточна швидкість фільтрування.

Приклад 3.1. Встановити механізм фільтрування, якщо за результатами експериментального фільтрування через фільтр площею 1 м^2 визначений об'єм V фільтрату через певні періоди часу:

V,мл	10	20	30	40	50	60	70	80	85
τ, с	0	15	50	120	210	330	480	650	900

Розв'язування.

Для побудови графіків розраховуємо значення точок у різних системах координат: $q - \tau/q$, $q - \omega$, $\tau - \tau/q$, $\tau - 1/\omega$

Питомий об'єм фільтрату q визначаємо як кількість V_t фільтрату, отриману за період часу τ, віднесену до площі фільтрування.

Швидкість фільтрування ω визначається як відношення витрати q_t, яка надійшла за час Δt, до цього проміжку часу.

Результати розрахунків наведені в табл. 3.2.

Національний університет
водного господарства
та природокористування

Таблиця 3.2. Результати розрахунків

τ	0	15	50	120	210	330	480	650	900
q	0	10	20	30	40	50	60	70	75
τ/q	0	1,5	2,5	4,0	5,25	6,6	8,0	9,3	12,0
q_t	0	10	10	10	10	10	10	10	5
Δt	0	15	35	70	90	120	150	170	250
$\omega=q_t/\Delta t$	0	0,67	0,29	0,14	0,11	0,083	0,067	0,059	0,02
$1/\omega$	-	1,5	3,5	7,0	9,0	12,0	15,0	17,0	50,0

Механізм фільтрування – з утворенням шару осаду, оскільки пряма лінія отримана в координатах τ - $1/\omega$.

Приклад 3.2 Визначити значення питомого опору фільтруванню осаду та фільтрувальної перетинки на підставі даних експериментального фільтрування на фільтрі з фільтруючою поверхнею S = 0,05 м^2, при перепаді тиску ΔP = 49100 Па, при температурі 20 ºС. Питомий об'єм осаду з 1м^3 фільтрату x_o = 0,012 м^3/м^3. В'язкість води μ = 0,001 Па.с

τ,с	70	145	225	335	455	770
V, л	10	15	20	25	30	40

Розв'язування. Підставляючи в рівняння (3.4) значення питомої витрати фільтрату $q=V/S$, отримаємо: $\frac{dq}{d\tau} = \frac{\Delta P}{\mu(r_0 x_0 q + R_{фп})}$;

Після інтегрування матимемо: $\frac{\tau}{q} = \frac{r_0 x_0 \mu}{2\Delta P} q + \frac{R_{фп}\mu}{\Delta P}$

За експериментальними даними розраховуємо точки графіка залежності τ/q від q :

q,м3/м2	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,8
τ/qсм2/м3	350	480	562	670	758	962

Згадуючи математику та подавши рівняння як

$$\frac{\tau}{q} = aq + b, \qquad \text{де} \qquad a = \frac{r_0 x_0 \mu}{2\Delta P}; b = \frac{R_{фп}\mu}{\Delta P};$$

визначимо a як тангенс кута β нахилу прямої до осі абсцис:

$$a = tg\beta = \frac{962 - 350}{0,8 - 0,2} = 1020;$$

Національний університет
водного господарства
та природокористування

$$\frac{r_0 x_0 \mu}{2\Delta P} = \frac{r_o \cdot 0{,}01 \cdot 0{,}001}{2 \cdot 49100} = r_0 \cdot 1{,}02 \cdot 10^{-10} = 1020,$$

отже, $r_0 = 10^{13}$ Па.с/м^2.

З умови, що при $q = 0{,}2, \frac{\tau}{q} = 350;$ та підставляючи ці значення в загальне рівняння: $350 = 1020 \cdot 0{,}2 + b$,

знаходимо $b = 146 = \frac{R_{фп}\mu}{\Delta P};$

Звідси $R_{фп} = \frac{146 \cdot 49100}{0{,}001} = 7{,}2 \cdot 10^9$ Па.с/м^2.

4. Центрифугування

Центрифугування здійснюється з використанням суцільних (відцентрове осадження) або фільтруючих (відцентрове фільтрування) поверхонь роторів центрифуги.

Відцентрова сила, яка діє на масу m при радіусі обертання r , дорівнює

$$F_u = m\omega^2 / r \qquad (4.1)$$

де ω - окружна швидкість обертання при кількості n обертів за секунду: $\omega = 2\pi nr$

З урахуванням цього, відцентрова сила визначається за формулою

$$F_u = 4\pi^2 m n^2 r \qquad (4.2)$$

На ту ж масу, що знаходиться в полі гравітації, діє сила тяжіння $F_n = mg$.

Відношення відцентрової сили до сили гравітації називається *фактором розділення* K_p, який показує, наскільки сили при центрифугуванні переважають сили, які діють при гравітаційному відстоюванні:

$$K_p = 4\pi^2 nr / g \approx 4n^2 r \qquad (4.3)$$

Здатність до розділення відстійних та фільтруючих центрифуг характеризується *індексом продуктивності* I_p, який відповідає площі відстійника (площі фільтру), що йому еквівалентна центрифуга з площею F циліндричної поверхні осадження в роторі центрифуги:

Національний університет
водного господарства
та природокористування

$$I_p = FK_p^m \qquad (4.4)$$

де m - коефіцієнт, який залежить від режиму осадження часток в роторі: m = 1 для ламінарного, m = 0,715 для перехідного і m = 0,5 для турбулентного режиму.

Площа поверхні центрифуги діаметром D довжиною L при середній товщині шару осаду h дорівнює: $F = \pi(D-h)L$. Відповідно фактор розділення та індекс продуктивності *відстійної* центрифуги при m = 1 визначають за формулами

$$K_p = 4n^2(D-h)/2; \qquad (4.5)$$

$$I_p = 2\pi L(D-h)^2 n^2 \qquad (4.6)$$

Зменшення дійсної продуктивності центрифуги $Q_д$ порівняно з теоретичною Q_m характеризується *коефіцієнтом ефективності*

$$\xi_u = Q_д / Q_p, \qquad (4.7)$$

який визначається експериментально для кожної конструкції центрифуг.

Відстійні та фільтруючі центрифуги розраховуються в такій послідовності:

- визначається середній радіус $r_{cp} = (r_p + r_c)/2$ центрифугування, виходячи з величини радіусу r_p ротора та r_c заповненої осадом центрифуги;
- визначається індекс продуктивності I_p вибраної центрифуги;
- розраховується теоретична продуктивність Q_m центрифуги:

$$Q_m = \alpha I_p; \qquad (4.8)$$

де α для *відстійних* центрифуг є бажаною швидкістю ω_{oc} осадження часток суспензії під дією сил тяжіння, а для *фільтруючих* центрифуг – сталою фільтрування, яка залежить від властивостей осаду і визначається експериментально;

- уточнюється дійсна продуктивність $Q_д$ центрифуги з відомим коефіцієнтом ξ ефективності апаратів вибраного типу;
- визначається потрібна кількість центрифуг для переробки заданої кількості Q суспензії: $N = Q/Q_д$. (4.9)

Приклад 4.1. Визначити індекс продуктивності фільтруючої центрифуги з радіусом ротора 0,35 м, довжиною 1,8 м, який обертається з швидкістю 3600 об/хв. Товщину шару осаду прийняти 6 см.

Національний університет водного господарства та природокористування

Розв'язування. Швидкість обертання ротора n = 3600/60 = 60 об/с.

Фактор розділення центрифуги з шаром осаду (середній радіус ротора r_{cp}=(0,35-0,06/2) = 0,32 м) знаходимо за формулою (4.2):

$$K_p = 4n^2 r_{cp} = 4 \cdot 60^{2\cdot} \cdot 0{,}32 = 4608$$

Площа фільтрування: $F = 2\pi r_{cp}L = 2 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}32 \cdot 1{,}8 = 3{,}617$ м^2.

Індекс продуктивності знаходимо за формулою (4.4) при m = 0,5 для турбулентного режиму: $I_p = 3{,}617 \cdot 4608^{0{,}5} = 246$

Приклад 4.2. Визначити теоретичну продуктивність осаджувальної центрифуги з ротором діаметром 0,3 м, довжиною 1,5 м, який обертається з швидкістю 3000 об/хв. Товщину шару осаду прийняти 6 см. Гідравлічна крупність часток, які затримуються центрифугою, 1,4 мм/с.

Розв'язування. Фактор розділення центрифуги з шаром осаду (середній радіус ротора r_{cp}=(0,3/2-0,06/2) = 0,12 м) знаходимо за формулою (4.2): $K_p = 4n^2 r_{cp} = 4 \cdot (3000/60)^2 \cdot 0{,}12 = 1200$

Площа фільтрування $F = 2\pi r_{cp}L = 2 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}12 \cdot 1{,}5 = 1{,}13$ м^2.

Індекс продуктивності знаходимо за формулою (4.4) при m = 0,5 для турбулентного режиму: $I_p = 1{,}13 \times 200^{0{,}5} = 39$

За формулою (4.8) теоретична продуктивність становить

$Q_m = 0{,}0014 \cdot 39 = 0{,}0585$ м^3/с = $210{,}6$ м^3/год.

5. Адсорбція

Адсорбція використовується для глибокого очищення води, яка підпадає під визначення розведених розчинів. Коефіцієнт розподілення для таких систем вважається сталою величиною:

$$K = \frac{A}{C} = const; \qquad (5.1)$$

де A і C - рівноважні концентрації розподіленої речовини відповідно в адсорбенті і у водному розчині.

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

Балансове рівняння процесу статичної адсорбції має вигляд

$$G_n^A A_n + G_n^B C_n = G_к^A A_к + G_к^B C_к; \qquad (5.2)$$

де $G_n^A, G_к^A, G_n^B, G_к^B$ - відповідно, маси адсорбенту і води до і після

Національний університет водного господарства та природокористування

процесу адсорбції; $A_n, A_к, C_n, C_к$ - відповідно, концентрації розподіленої речовини в адсорбенті і у воді до і після процесу адсорбції.

Враховуючи очевидні спрощення, ($G_n^A = G_к^A = G_A$; $G_n^B = G_к^B = G_B$) та виходячи з початкової умови $A_n = 0$, шляхом простого перетворення рівняння (5.2) отримаємо

$$C_n - C_к = (G_A / G_B) A_к \tag{5.3}$$

Позначивши як m питому витрату адсорбенту, $m = G_A / G_B$, і використовуючи значення коефіцієнта розподілу в процесі, $K = A_к / C_к$, визначимо ефект одноступеневого статичного адсорбційного очищення води

$$C_к / C_n = \frac{1}{1 + mK} \tag{5.4}$$

Для n-ступеневої послідовної статичної адсорбції з використанням в кожному ступені свіжого адсорбенту, питома витрата якого m, ефект очищення становитиме

$$C_к / C_n = \frac{1}{(1 + mK)^n} \tag{5.5}$$

Аналіз рівняння (5.5) свідчить, що здатність адсорбенту до поглинання значно повніше використовується при його багатоступеневому дробовому введенні, тому така технологія дозволяє отримати кращу якість очищеної води при однаковій витраті адсорбенту або суттєво зменшити його витрату при заданій якості очищеної води.

Адсорбент, який насичений до стану рівноваги в розчині певної концентрації, може додатково поглинати речовину, якщо його помістити в більш концентрований розчин тієї ж речовини. Цей висновок підтверджується характером кривої рівноваги і він є основою для *технології адсорбції з протитечією*.

Ефект n-ступеневого адсорбційного очищення з протитечією становить

$$C_к / C_n = \frac{mK - 1}{(mK)^{n+1} - 1}. \tag{5.6}$$

Цікаво, що останнє рівняння (а значить, і ступенева адсорбція з протитечією) мають певний фізичний сенс лише при значеннях $mK > 1$.

Національний університет водного господарства та природокористування

Кількість ступенів n для забезпечення бажаного ефекту очищення при послідовній адсорбції

$$n = -\frac{\ln(C_r / C_g)}{\ln(1 + mK)} \tag{5.7}$$

і при адсорбції з протитечією

$$n = \frac{\ln\left(\frac{C_n(mK - 1) + C_к}{C_к}\right)}{\ln(mK)} \tag{5.8}$$

Витрата адсорбенту при n-ступеневій послідовній адсорбції буде

$$m = \sqrt[n]{\frac{C_n}{C_к}} - \frac{1}{K} \tag{5.9}$$

а при адсорбції з протитечією визначається з рівняння:

$$(mK)^{n+1} - \frac{C_n}{C_к}(mK + 1) - 1 = 0 \tag{5.10}$$

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

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

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

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

Якби швидкість поглинання була нескінченно великою, адсорбція в наступних шарах проходила б лише після повного

Національний університет водного господарства та природокористування

насичення адсорбтивом попередніх шарів. Але через скінченне значення швидкості масопередачі розподіл адсорбтиву по товщині шару проходить плавно, з утворенням фронту адсорбції. Через деякий скінченний проміжок часу від початку процесу профіль фронту адсорбції стабілізується і стає практично незмінним. Тривалість роботи шару адсорбенту до такого насичення його лобової ділянки в періодичному процесі називається періодом формування фронту адсорбції і позначається через τ_0.

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

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

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

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

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

Рівняння режиму паралельного переносу з постійною швидкістю фронту адсорбції визначає тривалість $\tau_{пр}$ (проскоку) захисної дії шару адсорбенту

$$\tau_{пр} = \frac{l}{u} + \tau_0 \qquad (5.11)$$

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

Приклад 5.1. Визначити питому витрату адсорбенту на одноступеневу статичну адсорбцію при коефіцієнті розподілу

Національний університет водного господарства та природокористування

K_1=180, якщо для аналогічних умов питома витрата адсорбенту з коефіцієнтом розподілу K_2 = 160 становила m_2 = 0,05.

Розв'язування. Згідно з формулою (5.4) для обох випадків запишемо:

$$C_к / C_п = \frac{1}{1 + m_1 K_1} = \frac{1}{1 + m_1 \cdot 180};$$

$$C_к / C_п = \frac{1}{1 + m_2 K_2} = \frac{1}{1 + 0{,}05 \cdot 160} = \frac{1}{9};$$

Звідси питома витрата адсорбенту становить, кг/кг:

$$m_1 = m_2 \cdot \frac{K_2}{K_1} = 0{,}05 \frac{160}{180} = 0.044$$

Приклад 5.2. Визначити коефіцієнт очищення води триступеневою з протитечією адсорбцією, якщо коефіцієнт розподілу адсорбенту становить K=60, а його питома витрата дорівнює m=0,05. Визначити кінцеву концентрацію забруднювача у воді, якщо початкова становить $C_п$=2 мг/л.

Розв'язування. Згідно з формулою (5.6) коефіцієнт очищення води становить

$$C_к / C_п = (0{,}05 \cdot 60 - 1) / ((0{,}05 \cdot 60)^{3+1} - 1) = 0{,}025$$

Кінцева концентрація забруднювача у воді, мг/л:

$$C_к = 0{,}025 \times 2{,}0 = 0{,}05$$

Приклад 5.3. Визначити, як зміниться концентрація забруднень в очищеній воді при переході від одноступеневої до двоступеневої з послідовною та протитечією адсорбції, якщо забруднена вода містила $C_п$=25 мг/л забруднень, коефіцієнт розподілу адсорбенту K=150, загальна питома витрата адсорбенту m = 0,02.

Розв'язування. При одноступеневій адсорбції згідно з формулою (5.4) $C_к = 25/(1 + 0{,}02 \times 150) = 6{,}25$ мг/л

При двоступеневій послідовній адсорбції питома витрата сорбенту на 1 ступінь m = 0,02/2=0,01, тоді, згідно з формулою (5.5)

$$C_к = 25/(1 + 0{,}01 \times 150)^2 = 4{,}0 \text{ мг/л}$$

Концентрація забруднень зменшиться в 1,56 разів (6,25/4,0).

При двоступеневій адсорбції з протитечією вся витрата сорбенту подається в останній ступінь, тому, згідно з формулою (5.6)

$$C_к = (0{,}02 \times 150 - 1) / ((0{,}02 \times 150)^{2+1} - 1) = 0{,}077 \text{ мг/л}$$

Концентрація забруднень зменшиться у 81 раз (6,25/0,077)

Національний університет водного господарства та природокористування

порівняно з одноступеневою сорбцією, та в 52 рази (4,0/0,077) порівняно з двоступеневою послідовною сорбцією.

Приклад 5.4. Визначити тривалість захисної дії шару адсорбенту товщиною ***H***=1,5 м, якщо швидкість фронту адсорбції становить ***u***=0,01 м/год, і тривалість формування фронту адсорбції τ_o = 2,5 год.

Розв'язування. Тривалість захисної дії шару адсорбенту знаходимо за формулою (5.11) – $\tau_{пр} = (1{,}5/0{,}01) + 2{,}5 = 152{,}5$ годин.

6. Хімічні процеси

Згідно з відомим законом діючих мас, швидкість простої реакції

$$A + B \rightarrow C$$

визначається як

$$v = k[A][B]; \qquad (6.1)$$

де ***[A], [B]*** - молярні концентрації реагуючих речовин, умовно позначених в реакції як ***A, B; k*** - константа швидкості реакції.

Коли реакція має більше реагуючих речовин та ще із різними стехіометричними коефіцієнтами, наприклад,

$$aA + bB + cC \rightarrow D,$$

то її швидкість визначається як

$$v = k[A]^a[B]^b[C]^c \qquad (6.2)$$

Константа швидкості реакції суттєво залежить від температури, що визначається за рівнянням Арреніуса

$$k_T = k_0 e^{-E/RT}; \qquad (6.3)$$

де k_0 і k_T - відповідно, значення константи базове та при температурі ***T; e*** - основа натурального логарифма; ***E*** - енергія активації реакції; ***R*** - універсальна газова стала; ***T*** - абсолютна температура.

Практично вплив температури визначається *температурним коефіцієнтом* k_t, який відображає зміну швидкості реакції при зміні температури на $10^0 C$:

$$v_{t_2} / v_{t_1} = k_t^{(t_2 - t_1)/10} \qquad (6.4)$$

Значення цього коефіцієнта залежить від реакції і знаходяться в межах 2...4 (в середньому - 3), поступово зменшуючись і наближаючись до 1 при збільшенні температури.

Для оборотних реакцій, як для будь-якого оборотного процесу,

Національний університет водного господарства та природокористування

встановлюється *динамічна рівновага*. В стані такої рівноваги реакція фактично не припиняється, але швидкість прямої реакції дорівнює швидкості зворотної реакції, хоча зовні неможливо визначити хід цих процесів.

Таким чином, стан рівноваги відповідає умові

$$\vec{v} = \overleftarrow{v}; \qquad (6.5)$$

Оскільки для реакції $A + B \leftrightarrow C + D$ швидкості прямої та зворотної реакцій становлять $\vec{v} = \vec{k}[A][B]$ та $\overleftarrow{v} = \overleftarrow{k}[C][D]$, то в стані рівноваги

$$\vec{k}[A][B] = \overleftarrow{k}[C][D] \qquad (6.6)$$

Очевидні перетворення рівняння (6.6) дозволяють отримати в остаточному вигляді вираз для визначення *константи рівноваги* K зворотної реакції

$$K = \frac{\overleftarrow{k}}{\vec{k}} = \frac{[A][B]}{[C][D]} \qquad (6.7)$$

Національний університет водного господарства та природокористування

Рівняння (6.7) є базовим для розрахунку рівноваги реакцій з отриманням нерозчинних речовин, внаслідок чого стає можливим їх наступне гідромеханічне видалення з води.

Для реакції

$$ZnSO_4 + 2NaOH \leftrightarrow Zn(OH)_2 \downarrow + Na_2SO_4$$

з утворенням малорозчинного гідроокису цинку, яка в іонній формі має вигляд

$$Zn^{2+} + 2OH^- \leftrightarrow Zn(OH)_2 \downarrow$$

маємо рівняння стану рівноваги

$$K_{Zn(OH)_2} = [Zn^{2+}][OH^-]^2 / [Zn(OH)_2] \qquad (6.8)$$

Виходячи з міркувань, що розчинність гідроокису цинку досить обмежена, а у рівнянні (6.8) повинна враховуватись лише концентрація його розчинених недисоційованих молекул, можемо вважати, що, починаючи з найменшої наявності нерозчинного гідроокису цинку, матимемо в розчині сталу концентрацію гідроокису цинку: $[Zn(OH)_2] = const$.

Тому визначимо *показник (добуток) розчинності* $ПР_{Zn(OH)_2}$ як нову сталу величину

$$ПР_{Zn(OH)_2} = K_{Zn(OH)_2}[Zn(OH)_2] = [Zn^{2+}][OH^-]^2 = const \qquad (6.9)$$

Національний університет водного господарства та природокористування

Показники розчинності основних речовин наведені в хімічних довідниках і широко використовуються для розрахунку ефективності хімічних процесів і очищення води з утворенням малорозчинних сполук.

Приклад 6.1. Визначити температурний коефіцієнт хімічної реакції, швидкість якої збільшується у 2 рази при зміні температури з 12 до 32 град.

Розв'язування. Температурний коефіцієнт хімічної реакції знаходимо за формулою (6.4). Оскільки згідно із завдання $v_{t_2} = 2v_{t_1}$, можемо записати

$$k_t^{(32-12)/10} = 2 \text{, звідки} \qquad k_t = \sqrt{2}$$

Приклад 6.2. Визначити, при яких концентраціях іонів цинку та сульфід-іонів почнеться виділення в осад сульфіду цинку.

Розв'язування. Добуток розчинності сульфіду цинку

$Пр_{ZnS}$ =1,6x10^{-24}, тобто $Пр_{ZnS} = [Zn^{2+}][S^{-2}] = 1{,}6 \times 10^{-24}$.

Зважаючи, що у молекулі сульфіду цинку на один іон цинку припадає один іон сульфіду, молярні концентрації цих іонів будуть рівними, тому добуток розчинності перетвориться:

$$Пр_{Zn(OH)_2} = [Zn^{2+}][Zn^{2+}] = [Zn^{2+}]^2 = 1{,}6 \times 10^{-24},$$

і молярна концентрація іонів цинку $[Zn^{2+}] = 1{,}26 \times 10^{-12}$ г-моль/л.

Молярна маса цинку M_{Zn}=65 г. Концентрація іонів цинку

$$C_{Zn} = 1{,}26 \text{x} 10^{-12} \text{ x } 65 = 81{,}9 \text{x} 10^{-12} \text{ г/л} = 0{,}82 \text{x} 10^{-7} \text{мг/л.}$$

Молярна маса сульфід-іону M_S=32 г. Концентрація сульфід-іонів

$$C_S = 1{,}26 \text{x} 10^{-12} \text{ x } 32 = 40{,}3 \text{x} 10^{-12} \text{ г/л} = 0{,}40 \text{x} 10^{-7} \text{мг/л.}$$

При наявності у розчині зазначених концентрацій іонів починається осаджування осаду сульфіду цинку. Ці концентрації можна вважати залишковими для розчину після осаджування.

Приклад 6.3 Визначити, при яких концентраціях іонів цинку та гідроксид-іонів почнеться виділення в осад гідроксиду цинку.

Розв'язування. Добуток розчинності гідроксиду цинку $Пр_{Zn(OH)2}$=4,5x10^{-17}, тобто $Пр_{Zn(OH)_2} = [Zn^{2+}][OH^{1-}]^2 = 4{,}5 \times 10^{-17}$.

Зважаючи, що у молекулі гідроксиду цинку на один іон цинку припадає два іони гідроксиду, молярній концентрації іонів цинку відповідає дві молярні концентрації іонів гідроксиду, тому добуток розчинності перетвориться:

Національний університет
водного господарства
та природокористування

$$Пр_{Zn(OH)_2} = [Zn^{2+}][0{,}5Zn^{2+}]^2 = 0{,}25[Zn^{2+}]^3 = 4{,}5\times10^{-17},$$

і молярна концентрація іонів цинку $[Zn^{2+}] = 5{,}65\times10^{-6}$ г-моль/л.

Молярна маса цинку M_{Zn}=65 г. Концентрація іонів цинку

$$C_{Zn} = 5{,}65\text{x}10^{-6} \text{ x } 65 = 3{,}67\text{x}10^{-4} \text{ г/л} = 0{,}367 \text{ мг/л.}$$

Молярна маса гідроксид-іону $M_{он}$=17 г. Концентрація гідроксид-іонів $C_{OH} = 5{,}65\text{x}10^{-6} \text{ x } 17/2 = 0{,}48\text{x}10^{-4}$ **г/л=0,048 мг/л.**

Приклад 6.4 Визначити дозу вапняного молока для осаджування іонів цинку з розчину, де їх концентрація становить 25 мг/л. Активність товарного продукту 30%. Визначити кількість осаду, який утвориться при осаджуванні.

Розв'язування. Запишемо рівняння осаджування іонів цинку гідроксидом кальцію:

$$\underset{20}{\overset{65}{Zn^{+2}}} + \underset{x}{\overset{74}{Ca(OH)_2}} = \underset{y}{\overset{99}{Zn(OH)_2}}\downarrow + Ca^{+2}$$

Цифри над рівнянням означають молекулярну масу цинку (65), гідроксиду кальцію (74) та гідроксиду цинку (99), під рівнянням – робочу концентрацію цинку (20). Відповідно до стехіометричного рівняння отримаємо:

- потрібна кількість реагенту, мг/л: **x = 74 x 20/65 = 22,8** , враховуючи, що активна частина реагенту становить 30%, доза товарного вапна X = **22,8/0,3=75,9** мг/л.
- кількість осаду, який утвориться, мг/л: **y = 99 x 20/65 = 30,5.**

Приклад 6.5. Визначити дозу соди для нейтралізації кислоти, яка утвориться при введенні коагулянту глинозему дозою 200 мг/л. Визначити кількість осаду, який утвориться при коагуляції води.

Розв'язування. Запишемо рівняння гідролізу коагулянту :

$$\underset{200}{\overset{342}{Al_2(SO_4)_3}} + 6H_2O = 2\,\underset{y}{\overset{156}{Al(OH)_3}}\downarrow + 6\,\underset{x}{\overset{6}{H^+}} + 3\,SO_4^{-2}$$

Кількість надлишкових іонів водню, які будуть створювати кислу реакцію, мг/л: **x = 200 x 6 / 342 = 3,51** ,

кількість осаду, мг/л: **y = 200 x 156 / 342 = 89,5.**

Рівняння нейтралізації іонів водню содою:

$$\underset{z}{\overset{106}{Na_2CO_3}} + \underset{3{,}51}{\overset{2}{2H^+}} = 2Na^+ + H_2O + CO_2\uparrow$$

Потрібна кількість соди, мг/л: **z = 106 x 3,51 / 2 = 186 .**

Національний університет
водного господарства
та природокористування

7. Біохімічні процеси

Швидкість ферментативної реакції, визначена через утворення кінцевого продукту (комплексу ***ES*** фермент-субстрат), дорівнює

$$v = -\frac{d[ES]}{d\tau} = K_m[ES] \qquad (7.1)$$

або, враховуючи концентрації діючих речовин ферменту ***E*** та субстрату ***S***

$$v = \frac{K_m[E_0][S]}{K_m + [S]} \qquad (7.2)$$

Рівняння (7.2) носить назву *рівняння Міхаеліса-Ментен*. Коефіцієнт K_m називається *константою насичення.*

Ввівши поняття максимальної швидкості ферментативної реакції v_{max}, запишемо рівняння (7.2) у вигляді

$$v = v_{\max} \cdot \frac{[S]}{K_m + [S]} \qquad (7.3)$$

Неважко визначити, що при $v/v_{\max} = 0{,}5 \rightarrow K_m = [S]$. Це свідчить, що *константа насичення* кількісно дорівнює концентрації субстрату, при якій швидкість ферментативної реакції становить половину максимальної швидкості.

Швидкість росту біомаси $dx/d\tau$ пропорційна концентрації x біомаси

$$dx/d\tau = \mu x; \qquad (7.4)$$

де μ - питома швидкість росту біомаси.

Тоді для фази логарифмічного росту при $\mu = const$ при інтегруванні рівняння (7.4) маємо

$$\ln x = \ln x_0 + \mu\tau \qquad (7.5)$$

або

$$x = x_0 e^{\mu\tau} \qquad (7.6)$$

де x_0 - концентрація біомаси в момент $\tau = 0$ на початку логарифмічної фази.

Постійність питомої швидкості росту має лише окремий характер, оскільки біохімічний процес, як і будь-яка хімічна реакція, принципово є функцією концентрації реагуючих речовин, до яких відноситься і субстрат. Залежність питомої швидкості росту від концентрації субстрату описується *моделлю Моно*

Національний університет
водного господарства
та природокористування

$$\mu = \mu_{\max} \frac{s}{(K_S + s)}; \qquad (7.7)$$

де K_S - константа насичення і $\mu_{\max}$ - максимальна питома швидкість росту біомаси. Структурно рівняння аналогічне рівнянню Міхаеліса-Ментен.

Якщо для росту *періодичної культури* обмеженням є лише початкова концентрація субстрату і реалізується ріст в закритій системі, то математична модель процесу може бути сформована очевидними рівняннями:

$$dx / d\tau = \mu x;$$

$$\mu = \mu_{\max} \frac{s}{s + K_s}; \qquad (7.8)$$

$$x - x_0 = Y(s_0 - s);$$

де x_0, x - початкова та поточна концентрація біомаси в процесі; s_0, s - початкова та поточна концентрація субстрату; Y - економічний коефіцієнт (вихід біомаси).

Економічний коефіцієнт виходу біомаси визначається з рівняння

$$Y = \frac{\Delta x}{\Delta s}, \qquad (7.9)$$

в якому Δx - збільшення біомаси завдяки споживанню субстрату в кількості Δs.

Повну тривалість періодичного процесу для отримання максимальної продуктивності ферментера можна розрахувати за рівнянням

$$\tau_p = \frac{1}{\mu_m} \cdot \ln \frac{x}{x_o} + \tau_d; \qquad (7.10)$$

де τ_d - загальна тривалість допоміжних процесів в циклі роботи ферментера.

А максимальна *продуктивність* ферментера періодичної дії становитиме

$$P_p = \frac{x}{\tau_p} \qquad (7.11)$$

З останнього рівняння можна визначити вплив параметрів процесу на продуктивність ферментера.

Для *одностадійного хемостату* подача або стерильна, або має відносно невелику концентрацію біомаси, а тому доцільно вважати

Національний університет водного господарства та природокористування

$x_0 = 0$. Крім того, для більшості безперервних культур $\mu >> \alpha$ і тому складовою загибелі біомаси можна знехтувати. Тому швидкість приросту біомаси визначаємо за формулою

$$\frac{dx}{d\tau} = \mu x - \frac{Qx}{V} \tag{7.12}$$

Оскільки для сталого стану $dx/d\tau = 0$, остаточно матимемо

($D = \frac{x}{x_o} V$ – розведення) $\qquad D = \mu$ (7.13)

Матеріальний баланс лімітуючого субстрату має вигляд

$$Qs_0 - Qs - \frac{\mu x V}{Y} - mxV - \frac{pxV}{Y_p} = \frac{ds}{d\tau} \tag{7.14}$$

Відкинувши незначні за величиною витрати субстрату з огляду на їх незначний вплив на життєдіяльність біомаси і отримання кінцевого продукту, для сталого стану з нульовим накопиченням субстрату матимемо

$$D(s_0 - s) = \frac{\mu x}{Y} \tag{7.15}$$

або, з урахуванням рівняння (7.13),

$$x = Y(s_0 - s) \tag{7.16}$$

Замінивши в рівнянні Моно питому швидкість приросту на розведення, отримаємо його модифікацію для одностадійного хемостату

$$\mu = \mu_m \frac{s}{K_s + s} \rightarrow D = D_m \frac{s}{K_s + s} \tag{7.17}$$

звідки визначимо s

$$s = \frac{DK_s}{D_m - D}; \tag{7.18}$$

підставивши яке в рівняння (7.16), отримаємо вираз

$$x = Y(s_0 - \frac{DK_s}{D_m - D}); \tag{7.19}$$

в якому D_m - максимальна швидкість розведення, при якій вимивання не буде повним і ще дозволятиме функціонування хемостату.

Продуктивність в безперервній культурі визначається як

$$P_н = Dx; \tag{7.20}$$

Національний університет
водного господарства
та природокористування

або з врахуванням рівняння (7.19)

$$P_н = DY(s_0 - \frac{DK_s}{D_m - D}) \qquad (7.21)$$

Залежності, отримані для одностадійного хемостату, цілком справедливі і для першої стадії *багатостадійного* хемостату.

Складання матеріального балансу для другої стадії однопотокового хемостату:

- за біомасою

$$Qx_1 - Qx_2 + \mu_2 x_2 V = \frac{dx_2}{d\tau}; \qquad (7.22)$$

- за лімітованим субстратом

$$Qs_1 - Qs_2 - \frac{\mu_2 x_2 V}{Y} = \frac{ds_2}{d\tau}; \qquad (7.23)$$

Розв'язування цих рівнянь для *двостадійного однопотокового хемостату* дає рівняння:

- для першої стадії $\mu_1 = D_1$; (7.24)

$$x_1 = Y(s_0 - s_1); \qquad (7.25)$$

- для другої стадії $\mu_2 = D_2(1 - \frac{x_1}{x_2})$; (7.26)

$$x_2 = \frac{D_2}{\mu_2} \cdot Y(s_1 - s_2); \qquad (7.27)$$

Національний університет
водного господарства
та природокористування

Для другої стадії двохпотокового хемостату, в якому друга стадія має додаткову подачу суміші, залежності будуть суттєво іншими:

$$\mu_2 = D_2 - \frac{Q_1 x_1}{V_2 x_2}; \qquad (7.28)$$

$$x_2 = \frac{Y}{\mu_2} \cdot (\frac{Q_1 s_1}{V_2} + \frac{Q' s'}{V_2} - D_2 s_2). \qquad (7.29)$$

Для *схеми із затримкою* баланс біомаси в хемостаті описується рівнянням

$$\frac{dx}{d\tau} = \mu x - cDx - (1 - c)Dhx \qquad (7.30)$$

або

$$\frac{dx}{d\tau} = \{\mu - D[c(1 - h) + h]\}x; \qquad (7.31)$$

де c - частина вихідного потоку, яка не освітлюється ;
hx - концентрація біомаси у відфільтрованому потоці.

Національний університет
водного господарства
та природокористування

В стаціонарному стані при $\frac{dx}{d\tau} = 0$ отримаємо

$$\mu = AD; \tag{7.32}$$

де $A = c(1-h)+h$ - показник затримки.

Якщо вихідний освітлений потік відфільтровано повністю, то $h = 0$ і тоді $A = c$. Коли ж в цьому потоці біомаса зовсім не відділяється, то $h \to 1$ і $A = h = 1$.

Оскільки $c \le 1$ та $h \le 1$, то завжди $A \le 1$ і тому $\mu \le D$.

Підставивши в (7.32) значення μ з рівняння Моно, визначимо концентрацію субстрату на виході з хемостату

$$s = AK_s D(\mu_m - AD); \tag{7.33}$$

Концентрація біомаси, яка встановиться в хемостаті, становитиме

$$x = (s_0 - s)\frac{Y}{A}; \tag{7.34}$$

що свідчить про можливість шляхом затримки збільшити концентрацію біомаси в *1/A* разів.

Продуктивність одиниці об'єму хемостату буде

$$P_з = Dx[(1-c)h + c]; \tag{7.35}$$

Розглядаючи аналогічно *зовнішнє повернення біомаси*, отримаємо рівняння, відповідно, для концентрації субстрату, концентрації біомаси і продуктивності системи:

$$s = BD\frac{K_s}{\mu_m - BD}; \tag{7.36}$$

$$x = \frac{Y}{B}\cdot(s_0 - s); \tag{7.37}$$

$$P_в = BDx. \tag{7.38}$$

Приклад 7.1. Визначити економічний коефіцієнт біохімічного процесу, якщо доза мулу зросла з 2,0 г/л до 2,15 г/л, а концентрація субстрату за БПК зменшилась з 300 мг/л до 20 мг/л.

Розв'язування. Приріст біомаси в процесі дорівнює

$$x - x_0 = 2{,}15 - 2{,}0 = 0{,}15 (г/л),$$

а зменшення концентрації субстрату

$$s_0 - s = 300 - 20 = 280\ (мг/л) = 0{,}28\ г/л.$$

Економічний коефіцієнт виходу біомаси дорівнює

$$Y = 0{,}15/0{,}28 = 0{,}536.$$

Національний університет водного господарства та природокористування

Приклад 7.2. Визначити максимальну швидкість ферментативної реакції, якщо її швидкість при концентрації субстрату, яка кількісно дорівнює значенню константи насичення, становить 0,08 моль/хв.

Розв'язування. Виходячи з визначення константи насичення, за формулою (7.3) максимальна швидкість становить

$$\mathbf{v_{max} = v \cdot 2\frac{[S]}{[S]} = 0{,}08 \cdot 2 = 0{,}16} \text{ моль/хв.}$$

Приклад 7.3. Визначити питому швидкість росту біомаси в аеротенку, якщо за 3 год. аерації концентрація біомаси (доза мулу) збільшується з 1,5 г/л до 1,7 г/л.

Розв'язування. За формулою (7.5) питома швидкість росту біомаси становить

$$\mu = \frac{\ln 1{,}7 - \ln 1{,}5}{3} = 0{,}04 \text{ год}^{-1}$$

Приклад 7.4 Визначити максимальну питому швидкість v_{max} споживання субстрату та константу K_m насичення, якщо при концентрації субстрату S_1=120 мг/л питома швидкість споживання субстрату v_1 становить 0,05 год$^{-1}$, а при концентрації субстрату S_2=280 мг/л питома швидкість споживання субстрату v_2 становить 0,07 год$^{-1}$.

Розв'язування. За формулою (7.3) запишемо рівняння для питомої швидкості споживання субстрату у двох випадках:

$$0{,}05 = v_{max} \times \frac{0{,}120}{K_m + 0{,}120}$$

$$0{,}07 = v_{max} \times \frac{0{,}280}{K_m + 0{,}280}$$

Розв'язуючи цю систему рівнянь, отримаємо: $K_m = 0{,}120$ (г/л), $v_{max} = 0{,}1$ год$^{-1}$.

Національний університет
водного господарства
та природокористування

Література

1. В.В.Артамонов, Т.В.Вижевська. Процеси і апарати водообробки. Навч. посібник. Рівне, РДТУ, 1999.
2. А.Г.Касаткин. Основные процессы и аппараты химической технологии. «Химия», М., 1973.
3. А.А.Громогласов, А.С.Копылов, А.П.Пильщиков. Водоподготовка: процессы и аппараты. «Энергоатомиздат», М., 1990.
4. П.П.Романков. Практикум по процессам и аппаратам. М.: “Химия”, 1975.
5. В.А.Жужиков. Фильтрование. М.: “Химия”, 1971.
6. В.М.Лукьяненко. Промышленные центрифуги. М.: “Химия”, 1974.
7. В.В.Кафаров. Основы массопередачи. М.: “Высшая школа”, 1979.
8. А.В.Лыков. Теория сушки. М.: “Энергия”, 1968.
9. Н.В.Кельнов. Основы адсорбции. М.: “Химия”, 1984.
10. В.В.Кафаров и др. Моделирование биохимических реакторов. М.: “Лесная промышленность”, 1979.

Національний університет
водного господарства
та природокористування