

УДК 628.35

ТЕОРІЯ І РОЗРАХУНКИ БІОЛОГІЧНОЇ ОЧИСТКИ СТІЧНИХ ВОД В АЕРОТЕНКАХ ЗІ ЗВАЖЕНИМ (ВІЛЬНОПЛАВАЮЧИМ) І ЗАКРІПЛЕНИМ НА ДОДАТКОВИХ ПРИСТРОЯХ БІОЦЕНОЗОМ

О. Я. ОЛІЙНИК, Т. С. АЙРАПЕТЯН

Інститут гідромеханіки НАН України, Київ
03680 Київ – 180, МСП, вул. Желябова, 8/4
kurganska@ukr.net

Харківський національний університет міського господарства ім. О. М. Бекетова

Получено 23.05.2015

Наведені теоретичне обґрунтування і методи розрахунку біологічної очистки стічних вод від органічних забруднень (ОЗ) в аеротенках зі зваженим (вільноплаваючим) біоценозом у вигляді пластівців активного мулу і закріпленим біоценозом у вигляді біоплівки, утвореної на поверхні додаткового завантаження. При цьому розглядаються особливості моделювання і розрахунку очистки в аеротенках-змішувачах і аеротенках-витискувачах.

КЛЮЧОВІ СЛОВА: біологічна очистка, органічні забруднення, модель, аеротенк-змішувач, аеротенк-витискувач, активний мул, біоплівка, кінетика реакцій, завантаження

Приводится теоретическое обоснование и методы расчета биологической очистки сточных вод от органических загрязнений (ОЗ) в аэротенках со взвешенным (свободноплавающим) биоценозом в виде хлопьев активного ила и закрепленного биоценоза в виде биопленки, образованной на поверхности дополнительной загрузки. При этом рассматриваются особенности моделирования и методы расчета очистки в аэротенках-смесителях и аэротенках-вытеснителях.

КЛЮЧЕВЫЕ СЛОВА: биологическая очистка, органическое загрязнение, модель, аэротенк-смеситель, аэротенк-вытеснитель, активный мул, биопленка, кинетика реакций, загрузка

The mathematical model and calculation methods of biological clearance of waste waters from the organic pollutions in the aerotanks with suspended free flow biocenosis as flakes of the active silt and with fixed biocenosis as a biofilm formed on the surface of an additional loading are presented. The characteristic properties of the modeling of clearance in an ideal mix aeration tank and a plug flow aeration tank are considered.

KEY WORDS: biological clearance, organic pollutions, model, ideal mix aeration tank, plug flow aeration tank, biofilm, active silt, kinetic of reaction, loading

ЗАГАЛЬНІ ПИТАННЯ

В практиці очищення міських, побутових і подібних за складом стічних вод найбільше поширення набули біологічні методи очистки. Класичною технологічною схемою такої очистки є система споруд, основною складовою якої є біореактор-аеротенк. Як відомо, в аеротенку відбувається вилучення (біоокислення) сорбованих на плаваючих пластівцях активного мулу, який складається переважно із мікроорганізмів, завислих чи розчинених у воді органічних забруднень (ОЗ). Нагадаємо, що активний мул поступає у відстійник, в якому звільнюється від очищеної води, звідки частково надходить знову в аеротенк для подальшого проведення очистки. Проте згідно [1] при $L_e > 150$ БПК_{пов}/л активний мул після відстійника спочатку надходить в регенератор, де звільняється від зайвих речовин різного походження (зокрема, мертвих клітин і продуктів авто-

лізу), відновляє свою попередню активність. Після цього у вигляді активної біомаси, яка складається переважно із дисперсних бактерій і пластівців, поступає в аеротенк. Більш детально процеси і механізми, які відбуваються при біологічній очистці стічних вод у системі аеротенк-відстійник-регенератор, описані, зокрема, в роботах [2–10]. В залежності від гідродинамічного режиму руху рідини біореактори-аеротенки поділяються на аеротенки-змішувачі і аеротенки-витискувачі [7, 9]. Так, в аеротенку-змішувачу поступаючи стічні води, активний мул і кисень майже миттєво перемішуються між собою і тому концентрації мікроорганізмів і забруднень, а також розчиненого кисню приймаються однаковими по всьому об'єму реактора. В аеротенку-витискувачі відсутнє перемішування, стічна вода разом з активним мулом рухаються в реакторі, в результаті окислення концентрація забруднень зменшується по довжині реактора. Особливо це зменшення спостеріга-

ється на початкових ділянках. При цьому швидкість окислення забруднень і в зв'язку з цим потреба кисню можуть бути нерівномірні по довжині споруди і тому на практиці використовуються аеротенки-витискувачі з рівномірною і нерівномірною аерацією по довжині споруди [7, 10]. В сучасних умовах більш повно і ґрунтовно з використанням математичного моделювання розроблені методи розрахунку аеротенків-змішувачів і недостатньо аеротенків-витискувачів, хоча останні переважно з пневматичною системою аерації мають суттєві переваги при очистці стічних вод [7, 10].

Виконаний аналіз показав, що ефективність вилучення ОЗ в аеротенках, особливо з останніми підвищеними вимогами до якості очистки, можна значно підвищити, якщо перед зваженим біоценозом (активним мулом) забезпечити влаштування в об'ємі аеротенка додаткового завантаження у вигляді різних сіток, насадок та ін., на поверхні яких утворюється біоплівка з високою концентрацією мікроорганізмів. Якщо механізми вилучення ОЗ активним мулом ґрунтовно досліджені і наведені зокрема в роботах [11–14], то вилучення ОЗ закріпленим біоценозом у вигляді біоплівки останнім чином широко досліджуються при фільтруванні очисної рідини в краплинних і затоплених фільтрах [12–17]. При цьому розглянуті і вивчені динаміки формування біоплівки на поверхні завантаження і механізми вилучення нею ОЗ. Відзначаючи значні переваги вилучення ОЗ закріпленим біоценозом, особливо з останніми підвищеними нормативними вимогами до якості очистки, на думку спеціалістів така комбінована біологічна очистка стічних вод у спорудах з закріпленим і зваженим біоценозом має ряд суттєвих технологічних переваг і при цьому ефективність їхньої роботи може бути значно підвищена [13, 18]. Враховуючи вищесказане для аналізу і оцінки сумісного вилучення ОЗ зваженим і закріпленим біоценозом в аеротенках змішувачах і витискувачах у наведеній статті побудована і реалізована загальна математична модель, яка зводиться до реалізації наступних рівнянь матеріального балансу, записаних відносно зміни концентрації органічних забруднень в аеротенку L_a . При цьому вважається, що процес біохімічного окислення в достатній кількості забезпечений киснем, тобто надходження кисню не буде лімітувати кінетику біоокислення, як зваженого, так і закріпленого біоценозу [10, 12, 15], про що буде розглянуто нижче:

$$\frac{\partial L_a}{\partial t} = D_a \frac{\partial^2 L_a}{\partial x^2} - V \frac{\partial L_a}{\partial x} - R, \quad (1)$$

$$R = \lambda_a N + \varepsilon R_a - \varepsilon R_c, \quad (2)$$

де R , R_a , R_c – відповідно швидкості загальної реакції, утилізації ОЗ зваженим біоценозом (активним мулом) і виділених речовин при відмиранні мулу; N – потік (транспорт) ОЗ через поверхню біоплівки для їх утилізації закріпленим біоценозом (біоплівкою); L_a – концентрація ОЗ в аеротенку; D_a – коефіцієнт дифузії (дисперсії) в рідині аеротенку; $V = Q_a/F$ – середня швидкість потоку в аеротенку; F – поперечна площа аеротенку; Q_a – витрата рідини в аеротенку; l – робоча довжина аеротенка; λ_a – конструктивний параметр;

$$\varepsilon = 1 - \frac{W_\delta}{W_a} = \frac{W_p}{W_a}; \quad (3)$$

W_a – робочий об'єм аеротенка; W_p – об'єм рідини в аеротенку; W_δ – об'єм встановленого завантаження (насадка) із закріпленим біоценозом.

В практичних розрахунках достатньо розглянути рівняння (1) в стаціонарних умовах. Приведемо його до такого безрозмірного вигляду:

$$\frac{1}{Pe} \frac{\partial^2 L_a}{\partial \bar{x}^2} - \frac{\partial L_a}{\partial \bar{x}} - RT = 0, \quad (4)$$

де $\bar{x} = x/l$, $T = 1/V$, $Pe = Vl/D_a$ – відомий дифузійний критерій Пекле.

1. МОДЕЛЮВАННЯ І РОЗРАХУНКИ АЕРОТЕНКА-ЗМІШУВАЧА ЗІ ЗВАЖЕНИМ І ЗАКРІПЛЕНИМ БІОЦЕНОЗОМ

Як відомо, загальне рівняння матеріального балансу забруднень в аеротенку-змішувачу має вигляд [7, 13]

$$W \frac{\partial L_a}{\partial t} = Q_a(L_0 - L_a) - F_{\delta l} N - R_a W_p, \quad (5)$$

$$W_p = \varepsilon W_a, \quad F_{\delta l} = F_\delta l,$$

де $F_{\delta l}$ – загальна площа поверхні біоплівки (завантаження) в аеротенку; F_δ – площа поверхні біоплівки на одиницю довжини аеротенка l .

Для практичних розрахунків рівняння (5), а також рівняння (4) при $Pe \ll 1$, тобто при значних значеннях $1/Pe$ можна спростити до вигляду, як для ідеального аеротенка-змішувача:

$$L_0 - L_a - R_3 = 0, \quad (6)$$

$$R_3 = \lambda_a N + (R_a - R_c) T_a, \quad (7)$$

$$\lambda_a = \frac{F_{\delta l}}{Q_a}, \quad T_a = \frac{W_p}{Q_a}.$$

В подальшому будемо використовувати рівняння (6), (7) для розробки інженерних розрахунків.

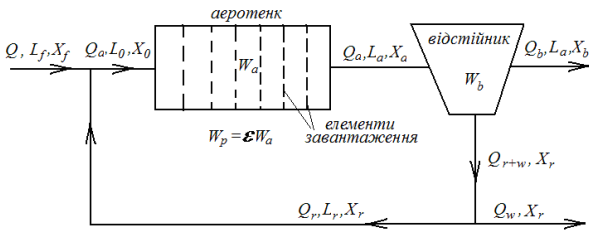


Рис. 1. Балансова схема аеротенка-змішувача з розташованим повністю закріпленим біоценозом

В залежності від розташування системи завантаження в об'ємі (площі) аеротенка розглянемо наступні випадки.

1. Елементи завантаження (насадки, сітки і т.п.) розташовані по всьому об'єму (довжині) аеротенка (рис. 1). В цьому випадку площа $F_{\delta l}$ буде загальною площею поверхні завантаження в аеротенку; $F_{\delta n} = F_{\delta l}/W_a$ – питомою площею завантаження. В цьому випадку, згідно рівняння (6), вилучення забруднень відбувається в біоплівці закріпленим біоценозом і в об'ємі рідини аеротенка зваженим біоценозом. Для визначення забруднень закріпленим біоценозом потрібно визначити потік забруднень, які поступають в біоплівку N :

$$N = -D_L \frac{\partial L}{\partial z} = K_L (L_a - L|_{z=0}), \quad (8)$$

$$L|_{z=0} = L_\delta,$$

де L, L_δ, L_a – відповідно концентрації ОЗ в біоплівці, на поверхні біоплівки і в аеротенку; D_L – коефіцієнт молекулярної дифузії в біоплівці; K_L – коефіцієнт масо-переносу ОЗ в рідинній плівці.

В залежності від виду швидкості кінетичних реакцій, які приймаються в біоплівці з закріпленим біоценозом і зваженим біоценозом (активним мулом) в об'ємі аеротенка, розглянемо такі варіанти (технологічні схеми) вилучення ОЗ в цілому.

При цьому зазначимо, що кінетика реакцій R першого і нульового порядків з зваженим і закріпленим біоценозом відповідають різним входним концентраціям ОЗ. Згідно [19] в практичних розрахунках це відповідає відношенням $\beta_L = K_m/L_0 > 2$ і $\beta_L < 0.25$. В межах $0.25 < \beta_L < 2.0$ при розрахунках кінетики реакцій R необхідно використовувати відоме нелінійне рівняння Моно, прикладу використання якого наведено нижче.

В якості прикладу розглянемо випадок, коли швидкість реакції в біоплівці приймається першого порядку, а саме:

$$R_L = kL, \quad k = \frac{\mu_m X}{Y K_{mL}} = \frac{\rho_m}{K_{mL}}, \quad (9)$$

а в аеротенку – швидкість реакції нульового порядку, а саме:

$$R_a = w_a, \quad w_a = \rho_{ma} = \frac{\mu_{ma} X_a}{Y_a}. \quad (10)$$

Тут μ_m, μ_{ma} – питомі максимальні швидкості росту мікроорганізмів у біоплівці і в об'ємі аеротенка; X, X_a – відповідно концентрації закріпленої і зваженої біомаси мікроорганізмів; K_{mL} – коефіцієнт насичення (напівпосилення); $Y = dX/dL$ – стехіометричний коефіцієнт приросту біомаси в біоплівці.

Таку технологічну схему очистки можна використати зокрема при доочистці стічних вод закріпленим біоценозом, після основної очистки активним мулом в аеротенку. Значення потоку ОЗ через поверхню біоплівки N знаходиться в результаті вирішення рівняння, яке характеризує вилучення ОЗ утвореною на поверхні матеріалу завантаження біоплівкою, насиченою мікроорганізмами концентрацію X :

$$D_L \frac{\partial^2 L}{\partial z^2} - R_L = 0 \quad (11)$$

при граничних умовах: N при $z = 0$ і $\partial L/\partial z = 0$ при $z = \delta$. Таке рішення одержане в роботі [15], яке дозволяє визначити зміну концентрації по товщині біоплівки $L(z)$ і, головне, необхідну для подальших розрахунків концентрацію L_δ на поверхні біоплівки

$$L_\delta = L_a - AL_a, \quad (12)$$

де

$$A = \frac{1 + e^{-\varphi}}{(1 + e^{-\varphi}) + \eta(1 - e^{-\varphi})}, \quad \varphi = 2\sqrt{\alpha}, \quad (13)$$

$$\alpha = \frac{k\delta^2}{D_L}, \quad \eta = \frac{\sqrt{kD_L}}{K_L}.$$

За формулою (13) в роботі [15] побудовано розрахунковий графік $A = L_\delta/L_a = f(\psi, \eta)$. Згідно (8) потік ОЗ в біоплівку буде

$$N = K_L L_a (1 - A) \quad (14)$$

або

$$N = -D_L \left. \frac{\partial L}{\partial z} \right|_{z=0} = D_L \frac{th\sqrt{\alpha}}{a_0} L_\delta = k_1 L_\delta, \quad (15)$$

$$k_1 = \frac{th\sqrt{\alpha}}{\alpha_0}, \quad \alpha_0 = \sqrt{\frac{D}{k}}.$$

Використовуючи рівняння (6), яке в даному випадку буде мати вигляд

$$L_0 - L_a - \lambda_1 L_a (1 - A) - T_a w_a = 0, \quad (16)$$

$$\lambda_1 = \frac{F_{\delta l}}{Q_a} K_L = \lambda_a K_L,$$

одержимо залежність для визначення концентрації в аеротенку L_a в умовах вилучення ОЗ закріпленим і зваженим біоценозом:

$$L_a = \frac{L_0 - T_a w_a}{1 + \lambda_a K_L (1 - A)}. \quad (17)$$

Як правило, аеротенки працюють у режимі рециркуляції. В цьому випадку при коефіцієнті рециркуляції r значення вихідних параметрів, які входять у рівняння і залежності, необхідно приймати такими [2, 7]:

$$Q_0 = Q(1 + r), \quad L_0 = \frac{L_f}{1 + r} + \frac{rL_a}{1 + r} \approx \frac{L_f}{1 + r},$$

$$T = \frac{T_a}{1 + r}, \quad T = \frac{W_p}{Q},$$

$$T_a = \frac{W_p}{Q_a} = \frac{W_p}{Q(1 + r)},$$

$$X_0 = \frac{rX_r}{1 + r}, \quad X_f = 0.$$

Тут Q – витрата, яка надходить у споруди очистки; L_f, X_f – концентрації ОЗ і активного мулу на вході в споруди очистки ($X_f \approx 0$); X_r – концентрація активного мулу, яка поступає в аеротенк від відстійника; X_0 – концентрація мікроорганізмів на вході в аеротенк; b_a – константа швидкості відмирання.

З врахуванням режиму рециркуляції, а також процесу відмирання значення концентрації X_a в аеротенку в формулі (17) приймається таким чином:

$$X_a = \frac{X_0}{1 - T_a (\mu_{ma} - b_a)}. \quad (18)$$

Рішення даної технологічної схеми (рис. 1) виконано також для випадку, коли швидкість реакцій в біоплівці і аеротенку приймаються першого порядку, а саме по формулі (9) в біоплівці і в аеротенку по наступній формулі:

$$R_a = k_a L_a, \quad k_a = \frac{\mu_{ma} X_a}{Y K_{ma}}. \quad (19)$$

Розглянуто і реалізовано також більш загальний випадок, коли швидкість реакцій R в біоплівці і в аеротенку відбуваються згідно з відомим нелінійним рівнянням Моно, а саме в біоплівці:

$$R_L = \frac{\rho_m L}{K_m + L}, \quad \rho_m = \frac{\mu_m X}{Y}, \quad (20)$$

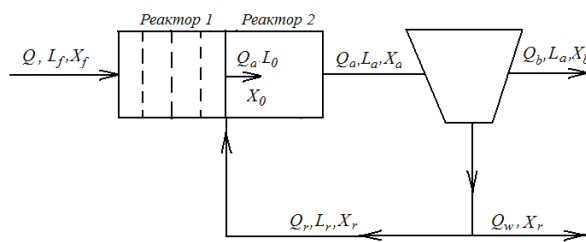


Рис. 2. Балансова схема аеротенка-змішувача з розташованим в реакторі 1 закріпленим біоценозом

в аеротенку:

$$R_{La} = \frac{\rho_{ma} L_a}{K_{ma} + L_a}, \quad \rho_{ma} = \frac{\mu_{ma} X_a}{Y_a}. \quad (21)$$

В рівняннях (20) і (21) не враховано можливий інгібіруючий вплив інших речовин.

2. Аеротенк складається із двох частин, яких будемо вважати реакторами 1 і 2. В першій частині розташований реактор 1, в якому вилучення ОЗ відбувається за рахунок закріпленого біоценозу, який формується на встановленому завантаженні, в другій частині – реактор 2, в якому вилучення ОЗ відбувається зваженим біоценозом (активним мулом), тобто працює як звичайний аеротенк-змішувач (рис. 2).

Зазначимо, що в обох частинах аеротенка реактори працюють по схемі реактора-змішувача. Тоді згідно загальних рівнянь для визначення концентрацій ОЗ на виході із реакторів 1 і 2 будемо використовувати рівняння для реактора 1

$$L_f - L_0 - \frac{F_{\delta l}}{Q} N = 0, \quad (22)$$

для реактора 2

$$L_0 - L_a - T_a R_a = 0. \quad (23)$$

Для визначення концентрації L_0 на виході із реактора 1 більш доцільним для практики буде рішення рівняння (22) при швидкостях реакцій в біоплівці нульового порядку і за рівнянням Моно. При визначенні концентрації L_a на виході із реактора 2 (аеротенка) доцільно розглянути швидкість реакції R_a згідно рівняння Моно. В цьому випадку розглядається реактор 2, як аеротенк-змішувач. Використовуючи рівняння (23) і одержані раніше в першому випадку залежності, визначимо концентрацію L_a з врахуванням рециркуляції потоку r і вихідних параметрів реактора 2, зокрема $T_a = T_{a2} = W_{p2}/Q_a$ та інших.

3. Як і в попередньому випадку, аеротенк-змішувач складається з двох частин (реакторів)

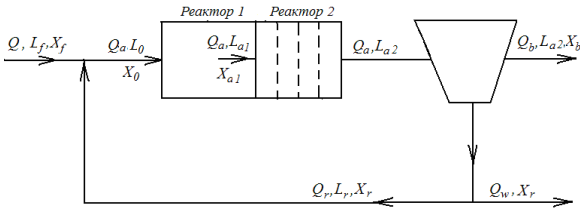


Рис. 3. Балансова схема аеротенка-змішувача з розташованим в реакторі 2 закріпленим біоценозом

(рис. 3), проте в цьому випадку в реакторі 1 вилучення ОЗ відбувається за рахунок зваженого біоценозу (активного мулу), тобто працює як звичайний аеротенк-змішувач, а в реакторі 2 вилучення ОЗ відбувається за рахунок закріпленого біоценозу на встановленому тут завантаженні. Така технологічна схема очистки особливо з практичної точки зору буде доцільною, коли передбачається відповідно сучасним вимогам більш високий ступінь очистки, коли в існуючих традиційних аеротенках доочистити надто складно і неекономічно.

Зазначимо, що в обох частинах аеротенка реактори працюють як реактори-змішувачі. Згідно технологічної схеми (рис. 3), в формуванні закріпленого біоценозу активний мул не приймає участі, а проходить без зміни через пористе завантаження, тобто в об'ємі реактора 2 можливе незначне вилучення ОЗ за рахунок наявності тут зваженого біоценозу (активного мулу) не враховується. В подальшому передбачається проведення оцінки цього припущення і в разі необхідності його врахування. Розрахунки в реакторі 2 необхідно провести за методикою, розробленою для першого випадку (рис. 1).

В результаті рішення рівнянь (6), (7) з врахуванням особливостей очистки в даній технологічній схемі аеротенка-змішувача були отримані залежності для визначення концентрацій ОЗ на виході із реакторів 1 і 2, приймаючи вплив найбільш доцільні і можливі швидкості реакцій вилучення ОЗ. Так, на виході із реактора 1 одержані залежності при швидкості реакцій вилучення ОЗ нульового порядку і згідно нелінійного рівняння Моно, а на виході із реактора 2 запропоновані залежності при швидкостях реакцій вилучення ОЗ першого порядку і згідно нелінійного рівняння Моно.

2. МОДЕЛЮВАННЯ І РОЗРАХУНКИ АЕРОТЕНКА-ВИТИСКУВАЧА ЗІ ЗВАЖЕНИМ І ЗАКРІПЛЕНИМ БІОЦЕНОЗОМ

В умовах аеротенка-витискувача, як відомо, враховано рух потоку вздовж довжини аеротенка l середньою швидкістю $v = Q_a/F$. Так як в реальних аеротенках-витискувачах згідно [7, 10] значення $1/Pe = D_a/vl < 0.002$, то в інженерних розрахунках для визначення концентрації L_a вздовж потоку x рівняння (4) можна спростити і записати як для ідеального аеротенка-витискувача ($Pe \rightarrow \infty, 1/Pe \rightarrow 0$) у вигляді

$$-v \frac{\partial L_a}{\partial x} - R = 0, \quad v = \frac{Q_a}{F}, \quad (24)$$

в якому швидкість загальної реалізації утилізації ОЗ закріпленим біоценозом у вигляді біоплівки, утвореної на завантаженні, і зваженим біоценозом у вигляді активного мулу в рідині аеротенка, має вигляд

$$R = \lambda_2 (L_a - L|_{z=0}) + \varepsilon R_a - \varepsilon R_c, \quad (25)$$

$$\lambda_2 = \frac{F_\delta}{F} K_L, \quad \varepsilon = \frac{W_p}{W_a},$$

де F_δ – площа поверхні завантаження (біоплівки) на одиницю довжини аеротенка, в якій влаштовано завантаження; $F = Q_a/v$ – площа аеротенка; v – середня швидкість потоку в аеротенку.

Для вирішення рівняння (24) необхідно знайти концентрацію на поверхні біоплівки $L|_{z=0} = L_\delta$ в залежності від прийнятих рівнянь можливих реакцій вилучення ОЗ в біоплівці і в аеротенку R_a і відмирання (самоокислення) мулу R_c . Значення концентрації L_δ на поверхні біоплівки для реакцій першого порядку і за рівнянням Моно можна визначити за формулою (12), яку одержимо в результаті рішення рівняння (11), а для реакції нульового порядку – за формулою

$$L_\delta = L_0 - \frac{\omega_m \delta}{K_L}, \quad \omega_m = \frac{\mu_m X}{Y}. \quad (26)$$

Розглянемо можливі технологічні схеми роботи аеротенка-витискувача з закріпленим і зваженим біоценозом.

1. Елементи завантаження (насадки, сітки і т.і.) рівномірно розташовані по всій довжині l аеротенка. Таким чином, в цьому випадку вилучення ОЗ відбувається закріпленим біоценозом загальною площею поверхні $F_{\delta l} = F_\delta l$ і зваженим біоценозом (активним мулом) в об'ємі рідини $W_p = \varepsilon W_a$, $W_a = Fl$ – загальний об'єм аеротенка, $\varepsilon = 1 - W_\delta/W_a$, W_δ – об'єм завантаження.

Розглянемо випадок, коли вилучення ОЗ в біоплівці і в аеротенку (об'єм W_p) відбувається за реакцією першого порядку

$$R_L = kL, \quad R_a = k_a L_a. \quad (27)$$

Після деяких перетворень з врахуванням реакцій (27) в цьому випадку рівняння (24) запишемо у вигляді

$$-\frac{\partial L_a}{\partial x} - L_a (A_* + k_{a*}) = 0, \quad (28)$$

де

$$A_* = \frac{\lambda_2}{v} (1 - A), \quad k_{a*} = \frac{k_a}{v}, \quad \lambda_2 = \frac{F_\delta}{F} K_L.$$

В результаті рішення рівняння (28) при граничній умові на вході в аеротенк $x = 0$, $L_a = L_0$ одержимо залежність для визначення зміни концентрації L_0 по довжині аеротенка:

$$L_a(x) = L_0 e^{\tilde{x}} = e^{-B\tilde{x}}, \quad (29)$$

де $\tilde{x} = (A_* + k_{a*})x = B\bar{x}$, $\bar{x} = x/l$, $B = l(A_* + k_{a*})$.

На виході із аеротенка при $x = l$, $\bar{x} = 1$ маємо

$$L_a(l) = L_0 e^{-\tilde{l}} = L_0 e^{-B}, \quad \tilde{l} = B. \quad (30)$$

Нагадаємо, що одержані рішення виконані при роботі аеротенка в стаціонарних умовах, які наступають досить швидко, а саме при $t > \varepsilon x/v$ [16].

Отримано рішення рівняння (24) для найбільш поширеного на практиці випадку, коли вилучення ОЗ в біоплівці і в об'ємі рідини в аеротенку W_p відбувається за більш точною реакцією за відомим рівнянням Моно, а саме за рівняннями в біоплівці R_L (20) і в об'ємі рідини аеротенка R_a (21).

Для вирішення рівняння (24) з реакціями (20) і (21) була запропонована ітераційна методика розрахунку, зміст і послідовність використання якої наведено в роботі [19].

В технологічній схемі, яка розглядається (рис. 1), можливо також випадок, коли вилучення ОЗ закріпленим і зваженим біоценозом відбуваються на основі різних кінетичних реакцій R , наприклад, зваженим біоценозом (активним мулом) за реакцію згідно рівняння Моно, і закріпленим біоценозом (біоплівкою) за реакцією першого порядку чи навпаки. Розрахунок концентрації $L_a(l)$ на виході із аеротенка в цьому випадку також відбувається за загальним рівнянням (30), в якому ітераційний процес використовується при розрахунку реакції за рівнянням Моно в об'ємі рідини аеротенка.

2. Технологічна схема аеротенка-витискувача складається із двох частин (реакторів 1 і 2), в яких

в одному із них вилучення ОЗ відбувається закріпленим біоценозом, а в другому – зваженим біоценозом (активним мулом). Як зазначалось вище, особливості вилучення забруднень в цьому випадку будуть залежати від їх розташування по довжині (в плані) аеротенка. Далі розглянемо можливі технологічні схеми аеротенка-витискувача.

а) Реактор з закріпленим біоценозом (біоплівкою) довжиною l_1 розташований в першій частині аеротенка (реактор 1, рис. 2). В цьому випадку в реакторі 1 вилучення ОЗ переважно відбувається закріпленим біоценозом (біоплівкою) на елементах завантаження, які рівномірно розташовані по довжині l_1 і описується рівнянням

$$-v_{a1} \frac{\partial L_{a1}}{\partial x} - \lambda_{21} (L_{a1} - L_1 |_{z=0}) = 0, \quad (31)$$

$$\lambda_{21} = \frac{F_{\delta 1}}{F_1} K_{L1},$$

де $F_{\delta 1}$ – площа поверхні завантаження (біоплівки) на одиницю довжини l_1 ; $F_{\delta 1 l_1} = F_{\delta 1} l_1$ – загальна площа поверхні завантаження в реакторі 1.

Методику визначення зміни концентрації L_{a1} по довжині l_1 одержимо в результаті рішення рівняння (31) (рівняння (28) при $k_{a*}=0$) при граничній умові $x = 0$, $L_{a1} = L_f = L_0$. Для реакцій першого порядку і згідно рівняння Моно таке рішення для визначення концентрації $L_{a1}(l_1)$ на виході із реактора 1 буде мати вигляд

$$L_{a1}(l_1) = L_0 e^{-\tilde{l}_1}, \quad \tilde{l}_1 = l_1 A_{*1}, \quad (32)$$

$$A_{*1} = \frac{\lambda_{21}}{v_{a1}} (1 - A_1).$$

Методика визначення параметра A_1 наведена вище, $v_{a1} = Q/F_1$ – середня швидкість потоку в реакторі 1 площею F_1 і витратою Q (рис. 2).

Так як в реактор 1 поступають безпосередньо стічні води, які мають відносно значну початкову концентрацію $L_f = L_0$, то буде також доцільним розглянути випадок вилучення ОЗ в реакторі 1 біоплівкою за реакцією нульового порядку:

$$R_{L1} = w_{L1}, \quad w_{L1} = \rho_{m1} = \frac{\mu_{m1} X_1}{Y_1}. \quad (33)$$

В результаті рішення наведеного вище рівняння (11) по вилученню ОЗ біоплівкою для визначення концентрації $L_{\delta 1}$ в цьому випадку одержимо

$$L_{\delta 1} = L_{a1} - \frac{w_{L1} \delta_1}{K_{L1}}, \quad (34)$$

де δ_1 – середня (розрахункова) товщина активної біоплівки в реакторі 1.

Тоді в результаті рішення рівняння (31) при граничній умові $x = 0$, $L_{a1} = L_0$ з врахуванням залежності (33) для визначення зміни концентрації по довжині реактора x на ділянці l_1 одержимо залежність

$$L_{a1}(x) = L_0 - \frac{F_{\delta 1}}{v_{a1} F_1} w_{L1} \delta_1 x. \quad (35)$$

Концентрація на виході із реактора 1 ($x = l_1$) буде складатися

$$L_{a1}(l_1) = L_0 - \frac{F_{\delta 1}}{v_{a1} F_1} w_{L1} \delta_1 l_1. \quad (36)$$

При можливій наявності в реакторі 1 зваженого біоценозу з врахуванням його додаткової дії загальне рівняння для визначення $L_{a1}(l_1)$ буде мати вигляд

$$L_{a1}(l_1) = L_0 - \left(\frac{F_{\delta 1}}{F_1} w_{L1} \delta_1 + w_{a1} \right) \frac{l_1}{v_{a1}}, \quad (37)$$

де $w_{a1} = \mu_{ma1} X_{a1} / Y_{a1}$, X_{a1} – концентрація зваженого біоценозу в реакторі 1.

В другій частині аеротенка-реактора 2 довжиною l_2 вилучення ОЗ відбувається за рахунок зваженого біоценозу (активного мулу).

В цьому випадку в реакторі 2 для забезпечення зваженого біоценозу необхідної концентрації X_{a2} , яка, будемо вважати, формується з врахуванням рециркуляції активного мулу і частково можливо за рахунок відриву біомаси від біоплівки, вилучення ОЗ описується згідно (24) при $\lambda_2 = 0$, $\varepsilon = 1$ наступним рівнянням:

$$-v_{a2} \frac{\partial L_{a2}}{\partial x} - R_{a2} + R_{c2} = 0. \quad (38)$$

Так як процеси відмирання будуть враховані при визначенні концентрації X_{a2} , то результати рішення рівняння (38) будуть залежати від прийнятої реакції вилучення ОЗ R_{a2} в реакторі 2. У зв'язку з тим, що значне вилучення ОЗ відбулось в реакторі 1, тобто у реактор поступає вже частково очищена стічна вода, в реакторі 2 вилучення ОЗ активним мулом переважно буде відбуватись за рахунок дії реакцій першого порядку і за рівнянням Моно. В цьому випадку при реакції першого порядку рівняння (38) буде мати вигляд

$$-v_{a2} \frac{\partial L_{a2}}{\partial x} - k_{a2} L_{a2} = 0, \quad k_{a2} = \frac{\mu_{ma2} X_{a2}}{Y_{a2} K_{ma2}}. \quad (39)$$

Рішення рівняння (39) відбувається при граничній умові $x = l_1$, $L_{a2} = L_{a1}(l_1)$, а з врахуванням можливої рециркуляції коефіцієнтом r_2 маємо:

$$L_{a2} = \frac{L_{a1}(l_1)}{1 + r_2}, \quad Q_{a2} = Q(1 + r_2),$$

$$X_{a2} = \frac{r_2 X_{r2}}{1 + r_2}. \quad (40)$$

Таким чином, у результаті рішення рівняння (39) одержимо наступну залежність для визначення зміни концентрації L_{a2} в межах реактора 2 довжиною $l_2 = l - l_1$:

$$L_{a2}(x) = L_{a1}(l_1) \cdot e^{-\frac{k_{a2}}{v_{a2}}(x-l_1)}, \quad v_{a2} = \frac{Q_{a2}}{F_2}. \quad (41)$$

Прийнявши в формулі (41) $x = l$, одержимо залежність для визначення концентрації $L_{a2}(l)$ на виході із аеротенка:

$$\begin{aligned} L_{a2}(l) &= L_{a1}(l_1) \cdot e^{-\frac{k_{a2}}{v_{a2}}(l-l_1)} = \\ &= L_{a1}(l_1) \cdot e^{-\frac{k_{a2}}{v_{a2}} l_2}. \end{aligned} \quad (42)$$

Концентрація активного мулу $X_{a2}(l_1)$ враховує, як відомо, кількість мулу, який поступає в реактор 2 із відстійника за рахунок рециркуляції. Проте в даному випадку із реактора 1 може поступати деяка кількість біомаси, яка відірвалася від біоплівки, і буде також приймати участь у вилученні ОЗ. В роботі [20] наведено балансове рівняння, яким можна скористатись в загальному випадку для визначення зміни концентрації X_{a2} в аеротенку-витискувачу в умовах вилучення ОЗ закріпленим і зваженим біоценозом.

У випадку вилучення ОЗ згідно реакції за рівнянням Моно рівняння (38) буде мати вигляд:

$$-v_{a2} \frac{\partial L_{a2}}{\partial x} - \frac{\mu_{max 2} L_{a2}}{K_{ma2} + L_{a2}} X_{a2} = 0, \quad (43)$$

рішення якого при граничній умові $x = l_1$, $L_{a2} = L_{a1}(l_1)$ з врахуванням можливої рециркуляції коефіцієнтом r_2 згідно (40) має такий загальний вигляд

$$\begin{aligned} & - \frac{\mu_{max 2} X_{a2}}{v} (x - l_1) = \\ & = (L_{a2} - L_{a1}(l_1)) + K_{ma2} \ln \frac{L_{a2}}{L_{a1}(l_1)}. \end{aligned} \quad (44)$$

Прийнявши в рівнянні (44) $x = l$, одержимо залежність, яка дозволяє визначити концентрацію на виході із реактора 2 $L_{a2}(l_2)$ при відомій (заданій) його довжині l_2 :

$$l_2 = \frac{v}{\mu_{max 2} X_{a2}} \times \left[L_{a1}(l_1) - L_{a2}(l_2) + K_{ma2} \ln \frac{L_{a1}(l_1)}{L_{a2}(l_2)} \right]. \quad (45)$$

3. Як і в попередньому випадку, аеротенк-витискувач складається із двох частин (реакторів 1 і 2), проте в реакторі 1, який розташований в першій частині, вилучення ОЗ відбувається за рахунок зваженого біоценозу (активним мулом), тобто він працює в режимі аеротенка-витискувача довжиною l_1 . В другій частині (реактор 2) вилучення ОЗ відбувається переважно за рахунок закріпленого біоценозу (біоплівкою), який формується на елементах влаштованого тут завантаження. Влаштування на практиці такої технологічної схеми аеротенка-витискувача, на нашу думку, буде найбільш доцільне, так як влаштування в другій частині реактора 2 з закріпленням біоценозом дозволяє значно підвищити ефективність і якість очистки стічної води, а саме забезпечити доочистку стічних до заданої концентрації.

Так як в реактор 1 безпосередньо поступають на очистку стічні води значної концентрації, то розглянемо випадок вилучення ОЗ активним мулом за рахунок реакції нульового порядку. Забезпечення мулом в реакторі 1 відбувається за рахунок рециркуляції коефіцієнтом r_1 згідно технологічної схеми, наведеної на рис. 1. Таким чином, в цьому випадку загальне рівняння (38) буде мати вигляд

$$-v_{a1} \frac{\partial L_{a1}}{\partial x} - w_{a1}, \quad w_{a1} = \frac{\mu_{a1} X_{a1}}{Y_{a1}}, \quad (46)$$

де, нагадаємо,

$$v_{a1} = \frac{Q_{a1}}{F_1}, \quad Q_{a1} = Q(1 + r_1),$$

$$X_{a1} = \frac{r_1 X_r}{1 + r_1}, \quad L_0 = \frac{L_f}{1 + r_1}. \quad (47)$$

Рішення рівняння (46) виконуємо при граничній умові $L_{a1} = L_0$ при $x = 0$, в результаті чого одержимо

$$L_{a1}(x) = L_0 - w_{a1} \frac{x}{v_{a1}}. \quad (48)$$

Концентрація на виході із реактора $L_{a1}(l_1)$ буде складати

$$L_{a1}(l_1) = L_0 - w_{a1} \frac{l_1}{v_{a1}}. \quad (49)$$

Якщо, згідно наведеним вище критеріям, в реакторі 1 відбувається вилучення ОЗ активним мулом реакцією першого порядку чи за рівнянням Моно, то в цьому випадку можна скористуватись рішенням задачі, одержаної для технологічної схеми, наведеної на рис. 1. В цьому випадку в загальній залежності (24) необхідно прийняти $\lambda_2 = 0$, тобто виключити дію закріпленого біоценозу і замінити вихідні параметри аеротенка рис. 1 на вихідні параметри реактора 1.

В другій частині аеротенка-витискувача реактора 2 довжиною l_2 вилучення ОЗ відбувається переважно за рахунок закріпленого біоценозу (біоплівкою). В цьому випадку особливості очистки в реакторі 2 (з біоплівкою), розташованого в другій частині аеротенка, будуть залежати від технологічної схеми роботи реактора 1 з активним мулом. Так, в технологічній схемі, в якій вилучення мулу відбувається безпосередньо із реактора 1 і він не попадає в реактор 2, можна вважати і приймати, що вилучення забруднень в реакторі 2 відбувається тільки закріпленням біоценозом (біоплівкою). Якщо вилучення мулу із реактора 1 не відбувається, і він із стічною водою попадає в реактор 2, то в цьому випадку, по-перше, необхідно врахувати і оцінити ступінь вилучення ОЗ за рахунок цього мулу, а по-друге, врахувати наявність мулу на можливий вплив на формування структури біоплівки і визначення її параметрів.

Так згідно технологічної схеми, можна вважати, що в реакторі 2 відбувається переважно доочистка частково очищених в реакторі 1 стічних вод. Якщо доочистка ОЗ в реакторі 2 відбувається переважно закріпленням біоценозом (біоплівкою), то з врахуванням реакції першого порядку і за рівнянням Моно її можна описати наступним рівнянням:

$$-v_{a2} \frac{\partial L_{a2}}{\partial x} - \lambda_{22} (L_{a2} - L_2|_{z=0}) = 0, \quad (50)$$

$$\lambda_{22} = \frac{F_{\delta 2}}{F_2} K_{L2},$$

де $v_{a2} = Q_{a2}/F_2$, $F_{\delta 2}$ – площа поверхні завантаження (біоплівки) на одиницю довжини l_2 ; $F_{\delta e 2} = F_{\delta 2} l_2$ – загальна площа поверхні біоплівки в реакторі 2 довжиною l_2 ; Q_{a2} – витрата, яка поступає в реактор 2.

В результаті рішення рівняння (50) при граничній умові $x = l_1$, $L_{a2} = L_{a1}(l_1)$ в загальному випадку для визначення зміни концентрації $L_{a2}(x)$ по довжині x , де x змінюється в межах від l_1 до l , одержимо залежність

$$L_{a2}(x) = L_{a1}(l_1) e^{-(x-l_1)A_{*2}}, \quad (51)$$

а для визначення концентрації $L_{a2}(l)$ на виході із аеротенка (реактора 2) $x = l$ маємо залежність

$$L_{a2}(l) = L_{a1}(l_1) e^{-(l-l_1)A_{*2}} = L_{a1}(l_1) e^{-l_2 A_{*2}},$$

$$A_{*2} = \frac{\lambda_{22}}{v_{a2}} (1 - A_2). \quad (52)$$

Якщо згідно прийнятої технологічної схеми із реактора 1 в реактор 2 поступає активний мул,

то необхідно також врахувати часткове вилучення ОЗ цим мулом в реакторі 2. При цьому можна обмежитись, що це вилучення, як і у випадку закріпленого біоціноза, відбувається за рахунок реакції першого порядку.

Таким чином, в цьому випадку вилучення ОЗ відбувається по технологічній схемі із закріпленням біоценозом, яка відповідає технологічній схемі очистки, розглянутої раніше і наведеної на рис. 1. Зокрема, для визначення концентрації на виході із реактора 2 $L_{a2}(l)$ при умові, що вилучення ОЗ в ньому закріпленням і зваженим біоценозом відбувається за реакцією першого порядку, згідно (28) стосовно реактора 2 довжиною l_2 пропонується залежність

$$\begin{aligned} L_{a2}(l) &= L_{a1}(l_1) e^{-\tilde{l}_2}, \\ \tilde{l}_2 &= (A_{*2} + k_{a*2}) l_2, \end{aligned} \quad (53)$$

де

$$l_2 = l - l_1, \quad k_{a*2} = \frac{k_{a2}}{v_2}, \quad (54)$$

$$A_{*2} = \frac{\lambda_{22}}{v_{a2}} (1 - A_2), \quad \lambda_{22} = \frac{F_{\delta 2}}{F_2} K_{L2}.$$

ВИСНОВКИ

Використання і розрахунки за запропонованими залежностями дозволяють при заданих геометричних і інших характеристиках оцінити вплив різних факторів на процеси очистки в різних умовах їх роботи і обґрунтувати найбільш економічну і ефективну в експлуатації конструкцію біологічного реактора.

1. СНиП. 204 03-85 Канализация. Наружные сети и сооружения.– М.: Стройиздат, 1985.– 76 с.
2. Олійник О.Я., Зябліков С.В. Особливості моделювання очистки стічних вод в системі аеротенк-відстійник-регенератор // Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки.– 2005.– Вип.4.– С. 46–53.
3. Яковлев С.В. и др. Биологическая очистка производственных сточных вод.– М.: Стройиздат, 1985.– 208 с.
4. Горностаев С.А., Созник А.П. Описание процессов, происходящих в системе аеротенк-вторичный отстойник, и их физическое моделирование // Науч.-техн. зб. Технічні науки та архітектура, – Київ, Техніка.– 2008.– Вип.81.– С. 133–139.
5. Олійник О.Я., Ягодівська О.М., Величко С.В. Моделювання і розрахунки регенератора в системі очищення стічних вод // Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки.– 2010.– Вип.14.– С. 65–75.
6. Брагинский Л.Н. и др. Моделирование аэрационных сооружений для очистки сточных вод.– Л.: Химия, 1980.– 144 с.
7. Вавилин В.А., Васильев В.В. Математическое моделирование процессов биологической очистки сточных вод.– М.: Наука, 1979.– 116 с.
8. Шарифуллин В.Н., Зиятдинов Н.И., Конопчук О.Л. Моделирование системы аэробной биоочистки сточных вод // Биотехнология.– 1999.– № 5.– С. 55–60.
9. Яковлев С.В., Воронов Ю.В. Водоотведения и очистка сточных вод.– М.: АСВ, 2002.– 704 с.
10. Репин Б.Н., Баженов В.И. Моделирование кислородного режима в аэротенках-вытеснителях // Водные ресурсы.– 1991.– № 1.– С. 122–130.
11. Евилевич М.А., Наумов А.В., Блохин В.Е. Швитев А.В. Математическое исследование процесса биологической очистки на хлопьях активного ила // Водные ресурсы.– 1978.– № 1.– С. 143–151.
12. Henze M., Harremoës P., Jansen C., Arwin E. Wastewater Treatment-Springer.– Berlin: New York, 2002.– 430 p.
13. Henze M., M. Van Loosdrecht M.E., Ekama G.A., Brdjanovic D. Biological Wastewater Treatment.– IWA Publishing: London, 2008.– 511 p.
14. Abbasi B., Pullstein S., Rabiger N. Minimization of excess sludge production by increase of oxygen concentration in activated sludge experimental and theoretical approach // Wat. Res.– 2000.– Vol. 34, №1.– P. 139–146.
15. Олійник О.Я., Колпакова О.А. Моделювання і розрахунки біологічної очистки стічних вод на краплинних біофільтрах // Екологічна безпека та природокористування.– 2014.– Вип.16.– С. 68–86.
16. Олейник А.Я., Василенко Т.В., Рыбаченко С.А., Хамид Ихао Ахмад Моделирование процессов доочистки хозяйственно-бытовых сточных вод на фильтрах // Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки.– 2006.– Вип.7.– С. 85–97.
17. Олійник О.Я., Маслун Г.С. Моделювання кисневого режиму в біореакторах при очистці стічних вод // Доповіді НАНУ.– 2010.– № 10.– С. 52–56.
18. Gebara F. Activated sludge biofilm was wastewater treatment system // Was. Res.– 1999.– Vol.13, №1.– P. 230–238.
19. Рыбаченко С.О. Аэробная доочистка сточных вод на затопленных фильтрах.– Дис.канд.техн.наук 05.-23.-4: КНУБА, 2011.– 144 с.
20. Олійник О.Я., Айрапетян Т.С. Моделювання очистки стічних вод від органічних забруднень в біореакторах-аеротенках зі зваженим (вільноплаваючим) і закріпленням біоценозом // Доповіді НАНУ.– 2015.– № 5.– С. 56–61.