

О. Я. ОЛІЙНИК, член-кореспондент НАН України
Інститут гідромеханіки НАН України, м. Київ
Т. С. АЙРАПЕТЯН, кандидат технічних наук
Харківський національний університет міського господарства
імені О. М. Бекетова

МОДЕЛЮВАННЯ І РОЗРАХУНКИ КИСНЕВОГО РЕЖИМУ ПРИ ВИЛУЧЕННІ ОРГАНІЧНИХ ЗАБРУДНЕНЬ В АЕРОТЕНКАХ–ЗМІШУВАЧАХ ЗІ ЗВАЖЕНОЮ І ЗАКРІПЛЕНОЮ БІОМАСОЮ

За допомогою математичного моделювання та розрахунків визначено вплив вмісту кисню на процес окислення при вилученні органічних забруднень в аеротенках-змішувачах зі зваженою та закріпленою біомасою. Обґрунтовано підвищення ефективності біологічного очищення стічних вод.

Ключові слова: математичне моделювання, біологічне очищення, аеротенк, кисень, активний мул, закріплена біомаса.

С помощью математического моделирования и расчетов определено влияние содержания кислорода на процесс окисления при извлечении органических загрязнений в аэротенках-смесителях со взвешенной и прикрепленной биомассой. Обосновано повышение эффективности биологической очистки сточных вод.

Ключевые слова: математическое моделирование, биологическая очистка, аэротенк, кислород, активный ил, прикрепленная биомасса.

By means of mathematical modeling and computation, the influence of oxygen content on the process of oxidation with the extracting of the organic contaminants in ideal mix aeration tank with suspended and fixed biocenose is estimated. The rise of the efficiency of the biological sewage treatment is justified.

Keywords: mathematical modeling, biological sewage treatment, aeration tank, oxygen, activated sludge, fixed biocenose.

Для очищення міських, побутових стічних вод найбільшого поширення набули біологічні методи в біореакторах-аеротенках. При цьому широко застосовуються аеротенки-змішувачі, в яких надходять стічні води та активний мул, який майже миттєво перемішуються між собою і тому концентрація мікроорганізмів і забруднень, а також розчиненого кисню приймаються однаковими по всьому об'єму реактора. Ефективність вилучення забруднень в аеротенках можна значно підвищити, якщо поряд зі зваженим біоценозом (активним мулом) забезпечити влаштування в об'ємі

споруди додаткового завантаження (сіток, насадок і т. п.), на поверхні якої утворюється біоплівка з високою концентрацією мікроорганізмів [1, 55; 2, 230].

Так як в цьому випадку вилучення органічних забруднень (ОЗ) відбувається в аеробних умовах, тобто при споживанні кисню, необхідного при окисненні ОЗ, то необхідно в системах аерації забезпечити такий кисневий режим в реакторі, при якому швидкість біологічної очистці не повинна лімітуватись кількістю кисню, який знаходиться в реакторі.

Для обґрунтування роботи такої системи проведено удосконалення математичної моделі процесу вилучення органічних забруднень (ОЗ) в аеротенку з додатковою прикріпленою біомасою, в якій враховуємо забезпечення киснем кінетики окиснення ОЗ в стічній воді та біоплівці.

При побудові такої моделі кисневого режиму необхідно врахувати існуючі особливості в подачі та споживанні кисню в зазначених умовах, які наведені в роботі [3, 138].

Таким чином з врахуванням сказаного вище, аеробне вилучення ОЗ із стічних вод в аеротенках-змішувачах відбувається за рахунок зваженої біомаси (активного мулу) і закріпленої біомаси (біоплівки) згідно балансової математичної моделі для кисню, яка описується в загальному випадку рівнянням

$$W_p \frac{dC}{dt} = \alpha K_C a W_p (\beta C_p - C_a) + Q_a (C_0 - C_a) - R_C W_p, \quad (1)$$

$$R_C = \lambda_a N_C + R_{a_c} - R_{c_c}, \quad (2)$$

$$\lambda_a = \frac{F_{\delta l}}{W_p}, \quad N_C = -D_C \frac{dC}{dz} = K_C (C_a - C|_{z=0}), \quad (3)$$

$C|_{z=0} = C_{\delta}$, $\lambda N_C = f(R_{\delta_c})$ – тобто залежить від прийнятої реакції в біоплівці R_{δ_c} .

Тут N_C – потік розчиненого кисню, який поступає до поверхні біоплівки, через пограничний шар рідини, $K_C a$ – об'ємний коефіцієнт масопередачі, $F_{\delta l}$ – загальна площа поверхні біоплівки в аеротенку; Q_a , W_p – витрата і об'єм рідини в аеротенку; R_{δ_c} , R_{a_c} , R_{c_c} – швидкість реакцій використання кисню, які відбуваються в біоплівці, в аеротенку і при відмиранні активного мулу; C , C_{δ} , C_a , C_0 – відповідно, концентрації кисню в біоплівці, на поверхні біоплівки, в аеротенку на виході і в стічній воді на вході в аеротенк; z – координата, яка змінюється по товщині біоплівки. Пояснення інших параметрів наведено нижче.

В загальному випадку зазначені реакції визначаються таким чином

$$R_{\delta_c} = \alpha_1 R_{\delta_l} + \alpha_2 b_C \frac{C}{K_{m_C} + C} X, \quad (4)$$

$$R_{\delta_l} = \frac{\mu_m}{Y} \frac{L}{K_{m_L} + L} \cdot \frac{C}{K_{m_C} + C} X, \quad (5)$$

$$R_{a_c} = \alpha_{1a} R_{a_L} + \alpha_{2a} b_{a_c} \frac{C_a}{K_{ma_c} + C_a} X_a, \quad (6)$$

$$R_{a_L} = \frac{\mu_{ma}}{Y} \frac{L_a}{K_{ma} + L_a} \cdot \frac{C_a}{K_{ma_c} + C_a} X_a. \quad (7)$$

Реакція відмирання $R_{c_c} = \alpha_2 R_{b_c}$ буде врахована нижче в наступних рівняннях при їх реалізації.

Прийняті позначення параметрів і коефіцієнтів в наведених рівняннях приведені в роботах [4, 52; 5, 53], а також пояснення деяких наведено нижче.

В залежності від технологічної схеми розміщення в аеротенку елементів завантаження по довжині (в об'ємі) і прийнятих реакцій в біоплівці і в аеротенку загальні рівняння можна значно спростити. Далі розглянемо можливі схеми.

1. Елементи завантаження рівномірно розташовані по всій довжині аеротенка, тоді маємо

$$C_0 - C_a + [\alpha K_c a (\beta C_p - C_a) - R_c] T = 0, \quad (8)$$

$$\text{де} \quad T = \frac{W_p}{Q_a}, \quad W_p = \varepsilon W_a, \quad \varepsilon = 1 - \frac{W_\delta}{W_a}, \quad (9)$$

W_a – об'єм аеротенка; W_δ – об'єм, який займає завантаження, T – тривалість аерації.

Для реакцій розглянемо найбільш поширений для практики випадок, коли вилучення ОЗ в аеротенку відбувається за реакцією нульового порядку, а в біоплівці – за реакцією першого порядку [6, 51]. Для кисню з достатнім обґрунтуванням так як $K_{m_c} \ll C$, $K_{ma_c} \ll C_a$, приймається, що окислення відбувається за реакцією нульового порядку в біоплівці і в аеротенку згідно рівнянь (4), (6). Таким чином, для реакцій маємо

$$R_L = k_L L = \frac{\mu_m X}{Y K_{m_L}} L; \quad (10)$$

$$R_{\delta_c} = \alpha_1 R_L + \alpha_2 b X; \quad (11)$$

$$R_a = \frac{\mu_{ma} X_a}{Y_a}; \quad (12)$$

$$R_{a_c} = \alpha_{1a} R_a + \alpha_{2a} b_a X_a, \quad (13)$$

де для визначення концентрації L приймаються попередні рішення задачі по зміні концентрації L в біоплівці. В цьому випадку характер рівняння приймається в залежності від конструкції елементів завантаження, на яких формується біоплівка, наприклад чи у вигляді плоских пластин із отворами чи окремих стержнів циліндричної форми. В останньому випадку треба це рівняння для знаходження параметра A вирішувати в циліндричних координатах.

При цьому з деяким наближенням можна прийняти для визначення реакції R_{δ_c} по залежності

$$R_{C_L} = \alpha_1 k_L L_{\delta p} + \alpha_2 b X, \quad (14)$$

де осереднене значення зниження концентрації кисню $L_{\delta p}$ в біоплівці знаходиться в результаті рішення попередньої задачі для біоплівки, методика визначення якої наведена нижче. Це припущення обґрунтовано, використовуючи рішення задачі приведеної в роботі [7, 125].

Для проведення порівняльного аналізу цієї технологічної схеми можна розглянути такі випадки:

а) вилучення ОЗ відбувається тільки активним мулом, тобто закріплена біомаса відсутня ($z = 0$, $N_C = 0$);

б) вилучення ОЗ відбувається тільки закріпленою біомасою, тоді в розрахунках слід приймати $R_{ac} = 0$.

Нагадаємо, що для визначення концентрацій ОЗ L_δ , $L_{\delta p}$ і кисню C_δ на поверхні біоплівки одержимо в результаті рішення наступних рівнянь їх зміни в біоплівці

$$D_L \frac{\partial^2 L}{\partial z^2} - k_L L = 0, \quad k_L = \frac{\mu_m X}{Y K_{m_L}}, \quad (15)$$

$$D_C \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - k_C L_{\delta p} - \alpha_2 b X = 0, \quad k_C = \alpha_1 k_L, \quad (16)$$

при граничних відповідно умовах:

$$\text{при } z = 0, \quad -D_L \frac{\partial L}{\partial z} = K_L (L_a - L_\delta), \quad (17)$$

$$-D_C \frac{\partial C}{\partial z} = K_C (C_a - C_\delta), \quad (18)$$

$$\text{при } z = \delta, \quad \frac{\partial L}{\partial z} = 0; \quad \frac{\partial C}{\partial z} = 0. \quad (19)$$

Значення концентрації L_δ при реакції першого порядку одержано в роботі в результаті рішення рівняння (15), яке приведено в роботі [8, 73], а в результаті рішення (16) при $k_C L_{\delta p} = \text{const}$ і $\alpha_2 b_c X = \text{const}$ для визначення концентрації C_δ при реакції нульового порядку, яке тут не приводиться, значення концентрації маємо

$$C_\delta = C_a - \frac{w_C \delta}{K_C}. \quad (20)$$

Таким чином, з врахуванням зазначеного, а також приймаючи при визначенні R_{C_L} в біоплівці $L = L_{\delta p}$ для подальшої реалізації одержимо рівняння

$$C_0 - C_a + \alpha K_C a (\beta C_p - C_a) T - \lambda_a K_C (C_a - C_\delta) T - w_{ac} T = 0. \quad (21)$$

Тут $w_C = k_C L_{\delta p} + \alpha_2 b X$, $L_\delta = A L_a$, $w_{ac} = \alpha_{1a} w_a + \alpha_{2a} b_a X_a$,

$$w_a = \frac{\mu_{ma} X_a}{Y_a}.$$

Параметри L_a і A знаходяться в результаті рішення попередньої задачі (з достатнім забезпеченням кисню), яке опубліковане для даної технологічної схеми і прийнятих реакцій вилучення ОЗ в біоплівці та в аеротенку [1, 56].

В результаті вирішення рівняння (21) одержимо значення концентрації C_a , яка потрібна в аеротенку-змішувачі зі зваженою і закріпленою біомасою

$$C_a = \frac{C_0 + \alpha \beta K_{Ca} C_p T - \lambda_a w_c \delta T - w_{ac} T}{1 + \alpha K_{Ca} T}. \quad (22)$$

Нагадаємо, що витрата кисню на утилізацію (самооокислення) відмираючого біоценозу врахована відповідно параметрами в біоплівці $\alpha_1 b X$ і в аеротенку $\alpha_{2a} b_{ac} X_a$.

Розрахунки значно ускладнюються, якщо при вилученні ОЗ активним мулом і біоплівкою відбуваються згідно відомого рівняння Моно. В цьому випадку необхідно прийняти в наведених рівняннях швидкості реакцій R_L і R_a по Моно.

Рівняння (21) можна використати для визначення загального об'ємного коефіцієнта масопередачі K_{Ca} , коли вилучення ОЗ в аеротенке відбувається зваженою та закріпленою біомасою

$$K_{Ca} = \frac{C_a - C_0 + \lambda_a w_c \delta T + w_{ac} T}{\alpha T (\beta C_p - C_a)}. \quad (23)$$

Використовуючи рівняння (23) можна визначити коефіцієнт K_{Ca} в залежності від прийнятої необхідної для вилучення ОЗ в аеротенках-змішувачах концентрації C_a .

Відомо [8, 77] в умовах вилучення ОЗ тільки зваженою біомасою (активним мулом) концентрація C_a повинна бути не менше 2 мг/л, тобто $C_a \geq 2$ мг/л. В умовах вилучення тільки закріпленою біомасою необхідна концентрація кисню в об'ємі аеротенка повинна бути не менше $C_a > 4-5$ мг/л. Тому при визначенні і оцінці впливу коефіцієнта K_{Ca} по формулі (23) в даному випадку технологічної схеми необхідно приймати значення C_a десь $C_a \approx (3,5 \dots 4,5)$ мг/л. Деякі рекомендації по кількісному визначенні коефіцієнта K_{Ca} наведено в роботі [9, 179].

У випадку, коли аеротенк-змішувач складається із двох частин, яких будемо вважати реакторами 1 і 2. Тут можливі два випадки (рис. 1).

В першому випадку (рис. 1 а) в першій частині розташовано реактор 1, в якому вилучення ОЗ відбувається за рахунок закріпленої біомаси, яка формується на ділянці реактора 1 на встановленому завантаженні, в другій частині – реактор 2, в якому вилучення ОЗ відбувається зваженою біомасою (активним мулом), тобто працює як звичайний аеротенк-змішувач.

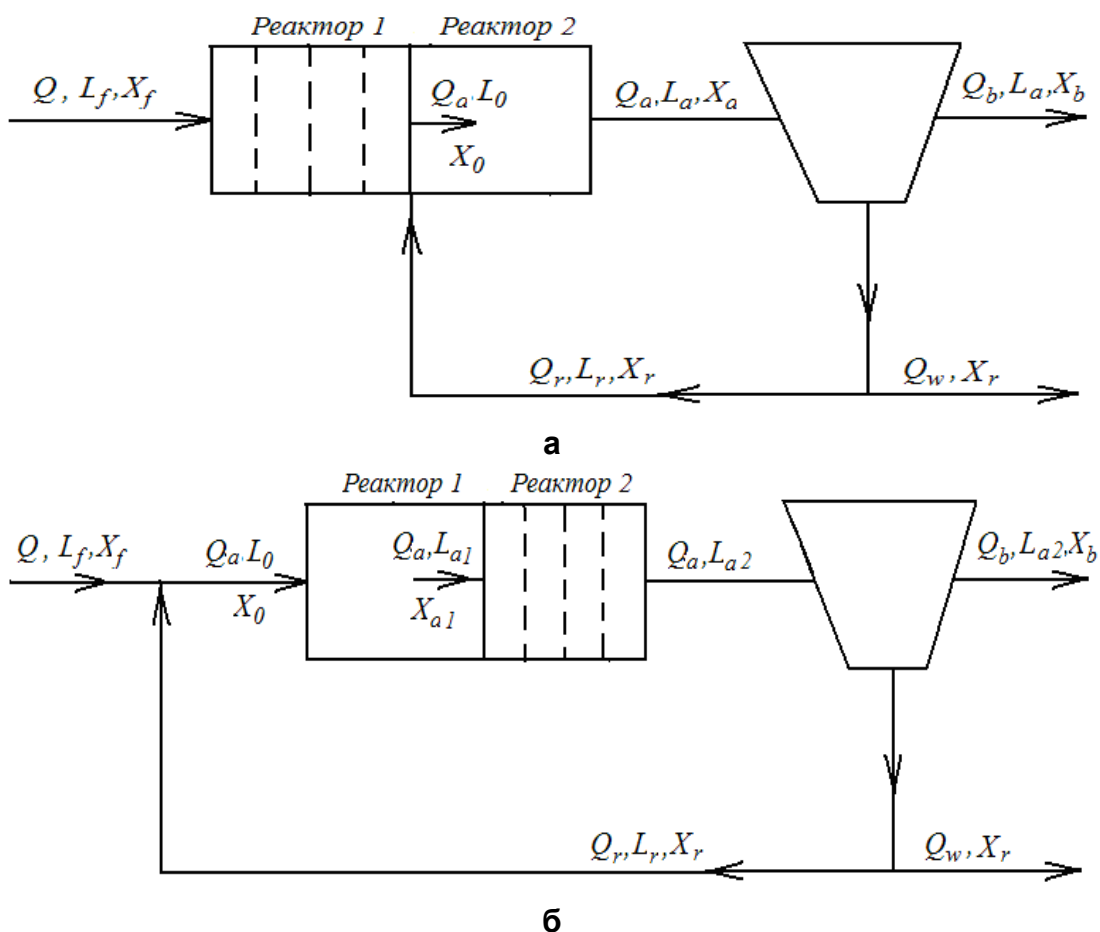


Рис. 1. Технологічні схеми аеротенка-змішувача з розташованим в реакторі 1 (а) або реакторі 2 (б) закріпленої біомаси

В другому випадку (рис. 1 б), навпаки, в реакторі 1 вилучення ОЗ відбувається за рахунок зваженої біомаси (активного мулу), тобто працює як звичайний аеротенк-змішувач, а в реакторі 2 вилучення ОЗ відбувається за рахунок закріпленої біомаси на встановленому тут завантаженні. Така технологічна схема очистки з практичної точки зору буде доцільною і більш відповідає сучасним вимогам забезпечення високої ступені очистки [10, 55], а в існуючих традиційних аеротенках доочистку виконати надто складно і неекономічно. Тому нижче розглянемо більш детально цю схему (випадок), хоча викладені нижче розрахунки можуть бути використані і при розрахунках схеми (рис.1 б).

В цьому випадку для визначення концентрації кисню в реакторах 1 і 2 будуть використані рівняння

для реактора 1 зі зваженою біомасою (активним мулом)

$$C_0 - C_{a1} + \alpha_1 \cdot K_{C1} a_1 (\beta_1 C_{p1} - C_{a1}) \cdot T_1 - w_{ac1} T_1 = 0; \quad (24)$$

для реактора 2 з закріпленою біомасою (біоплівкою)

$$C_{a1} - C_{a2} + \alpha_2 \cdot K_{C2} a_2 (\beta_2 C_{p2} - C_{a2}) \cdot T_2 - \lambda_2 \cdot T_2 K_{C2} \cdot (C_{a2} - C_{\delta_2}) = 0. \quad (25)$$

Тут C_{a1} , C_{a2} – відповідно концентрації кисню на виході із реактора 1 і 2

$$\lambda_2 = \frac{F_{\delta l_2}}{Q_a}, \quad T_1 = \frac{W_{p_1}}{Q_a}, \quad T_2 = \frac{W_{p_2}}{Q_a}, \quad (26)$$

W_{p_1} , W_{p_2} – об'єми рідини відповідно в реакторах 1 і 2, $F_{\delta l_2}$ - загальна площа поверхні завантаження в реакторі 2 довжиною l_2 .

Згідно наведеним рівнянням вилучення ОЗ в реакторі 1 відбувається за реакцією нульового порядку, а в реакторі 2 – першого порядку. Для забезпечення киснем утилізації ОЗ прийнято реакцію в реакторах нульового порядку. Тоді в цьому випадку маємо

$$w_{ac_1} = \alpha_{1a1} w_{a_1} + \alpha_{2a1} b_{a_1} X_{a_1}, \quad w_{a_1} = \frac{\mu_{m1} X_{a_1}}{Y_{a_1}} \quad (27)$$

$$C_{\delta_2} = C_{a_2} - \frac{w_{c_2} \delta}{K_{c_2}}, \quad w_{c_2} = \alpha_{1a2} k_{L_2} L_{\delta p_2} + \alpha_{2a2} b_2 X_2,$$

$$L_{\delta_2} = A_2 L_{a_2}, \quad k_{L_2} = \frac{\mu_{m_2} X_2}{Y_2 K_{m_2}}$$

де параметри з індексом 1 відносяться до реактора 1, а з індексом 2 – до реактора 2.

Для реалізації запропонованих моделей розглянемо деякі особливості і передумови, які прийняті при формуванні кисневого режиму в аеротенках з додатковою закріпленою біомасою.

Так при вилученні ОЗ закріпленою біомасою в реакціях першого порядку, в реакціях кисневого режиму нульового порядку замість змінної концентрації в біоплівці L з достатнім обґрунтуванням в якості розрахункової прийнято її осереднене значення $L_{\delta p}$ згідно наступної залежності

$$L_{\delta p} = 0,5(L_{\delta_{z=0}} + L_{\delta_{z=\delta}}), \quad (28)$$

де $L_{\delta_{z=0}}$ – значення концентрації ОЗ на зовнішній поверхні біоплівки ($z = 0$), $L_{\delta_{z=\delta}}$ – значення концентрації на внутрішній поверхні ($z = \delta$). Так зокрема в результаті рішення рівняння (15) в роботі [8, 78] для визначення концентрації $L_{\delta_{z=0}}$ одержана залежність

$$L_{\delta_{z=0}} = L_{\delta} = A L_a, \quad A = \frac{1 + e^{-\varphi}}{(1 + e^{-\varphi}) + \lambda_L (1 - e^{-\varphi})},$$

$$\text{де } \varphi = 2\sqrt{\alpha_L}, \quad \alpha_L = \frac{k_L \delta^2}{D_L}, \quad \lambda_L = \frac{\sqrt{k_L D_L}}{K_L}, \quad k_L = \frac{\mu_{m_L} X}{Y K_{m_L}}.$$

Значення концентрації на внутрішній поверхні біоплівки ($z = 0$) $L_{\delta_{z=\delta}}$

знаходимо із рівняння при $\bar{z} = \frac{z}{\delta} = 1$ [8, 78]

$$L(\bar{z}) = \frac{ch\sqrt{\alpha_L}(1-\bar{z})}{ch\sqrt{\alpha_L}} L_{\delta_{z=0}}, \quad (30)$$

або із рівняння при $z = \delta$ [11, 480]

$$L(\bar{z}) = \frac{ch\left(\frac{\delta - z}{\xi}\right)}{ch\left(\frac{\delta}{\xi}\right)} L_{\delta_{z=\delta}}, \quad \xi = \sqrt{\frac{D_L}{k_L}}. \quad (31)$$

В результаті рішень рівнянь (30), (31) одержимо залежність для визначення $L_{\delta_{z=\delta}}$

$$L_{\delta_{z=\delta}} = \frac{1}{ch\sqrt{\alpha_L}} L_{\delta_{z=0}}. \quad (32)$$

Таким чином, значення розрахункової концентрації кисню в наведених вище рівняннях згідно (28) буде визначатись за формулою

$$L_{\delta p} = 0,5L_{\delta_{z=0}} \left(1 + \frac{1}{ch\sqrt{\alpha_L}} \right). \quad (33)$$

Зазначимо, що згідно [10, 110] в якості концентрації L_a в аеротенкі-змішувачі приймається концентрація на виході із аеротенка чи реактора.

В результаті проведених досліджень [12, 111; 13, 1070] встановлено, що при значному (насиченому) влаштуванні в аеротенку (реакторі) елементів завантаження кисень в біоплівку може поступати не тільки із об'єму рідини (розчинений кисень), а і в результаті так званого міжповерхневого переносу (МПП) безпосередньо із прилиплих до біоплівки бульбашок. В цьому випадку потоки забруднень і розчиненого кисню в біоплівку через її змінену поверхню будуть визначатись

$$N_L = (1 - \eta) K_L (L_a - L|_{z=0}), \quad (34)$$

$$N_c = (1 - \eta) K_C (C_a - C|_{z=0}) + \eta K_{cn} (\beta C_p - C|_{z=0}), \quad (35)$$

$$W_p = \varepsilon W_a, \quad \eta = \frac{F_{\delta_n}}{F_{\delta}},$$

де F_{δ_n} – загальна площа поверхні біоплівки, наприклад, в реакторі 2, яка контактує з бульбашками повітря. Якщо в попередньому випадку технологічний кисень для утилізації ОЗ поступав в біоплівку у вигляді розчиненого кисню, який формувався в рідині за рахунок бульбашок, то згідно (35) крім розчиненого кисню в біоплівку поступає також кисень безпосередньо із бульбашок внаслідок МПП. Тому рівняння для біоплівки (16) необхідно вирішувати при такій граничній умові при $z = 0$

$$N_c = P_1 - P_2 C_{\delta}, \quad (36)$$

де

$$P_1 = (1 - \eta) K_C C_a + \eta \alpha K_{cn} \beta C_p, \quad P_2 = (1 - \eta) K_C + \eta \alpha K_{cn}, \quad w_c = \alpha_1 k_L L_{\delta p} + \alpha_2 b X;$$

$$\varepsilon = \frac{W_{p2}}{W_{a2}}, \quad k_L = \frac{\mu_m X}{Y K_{m_L}}.$$

В результаті рішення рівняння (16) з граничними умовами при $z = 0$ (36) і $z = \delta$; $\frac{\partial C}{\partial r} = 0$ маємо

$$P_2 C_\delta = P_1 - w_c \delta, \quad (37)$$

$$C_\delta = \frac{P_1 - w_c \delta}{P_2}. \quad (38)$$

Таким чином, у випадку, коли вилучення ОЗ в реакторі 2 відбувається тільки за рахунок закріпленої на елементах завантаження біомаси балансові рівняння для визначення зміни концентрацій L_a і C_a в реакторі будуть мати вигляд

$$L_{a1} - L_2 - \lambda_2(1-\eta)K_L(L_{a2} - L|_{z=0}), \quad (39)$$

$$C_{a1} - C_{a2} + \eta\alpha K_c a(\beta C_{P2} - C_{a2})T_2 - \lambda_2(1-\eta)K_c(C_{a2} - C|_{z=0}), \quad (40)$$

де $\lambda_2 = \frac{F_{\delta l_2}}{Q_a}$, $T_2 = \frac{W_{p2}}{Q_a}$, $W_{p2} = \varepsilon_2 W_{a2}$, $F_{\delta l_2}$ – площа поверхні елементів завантаження (біоплівки) в реакторі 2, W_{p2} – об'єм рідини в реакторі 2, W_{a2} – об'єм реактора 2. В наведених формулах $T_2 = \frac{W_{p2}}{Q_a}$ – тривалість аерації в реакторі 2.

Зазначимо, що вилучення ОЗ в реакторі 2 відбувається тільки за рахунок закріпленої біомаси (біоплівкою), але можливе деяке вилучення ОЗ за рахунок активного мулу, який знаходиться в об'ємі W_{p2} реактора 2 не враховується, що піде в запас розрахунку. Проте при необхідності можна врахувати це додаткове вилучення ОЗ додатковим членом з реакцією $R_{a_{c2}}$, і прийнявши, що воно відбувається за реакцією першого порядку при забезпеченні киснем нульового порядку

$$R_{a_{c2}} = w_{a_{c2}} T_2, \quad w_{a_{c2}} = \alpha_{1a2} k_{a2} + \alpha_{2a2} b_{a2} X_{a2}, \quad k_{a2} = \frac{\mu_{ma2} L_{a2}}{Y_{a2} K_{Lm2}} X_{a2} \quad (41)$$

Приведемо деякі практичні рекомендації для розрахунків. При наявності рециркуляції $Q_a = (1+r)Q$, де Q – розрахункова витрата стічних вод $m^3/год$ (рис.1), r – ступінь рециркуляції активного мулу згідно [10]

$$r = \frac{a_t}{\frac{1000}{I} - a_t}, \quad (42)$$

де a_t – загальна доза мулу в аеротенку $г/дм^3$, I_t – муловий індекс $см^3/г$,

$$a = \frac{X_a}{1-S}, \quad (43)$$

де S – зольність мулу.

Формула для r застосовується при $J_t < 175 \text{ см}^3/\text{г}$ до 5 г/см^3 . Для визначення мулового індексу в [10, 111] наведена таблиця В.5 в залежності від навантаження на мул, яке визначається по формулі (В.13) [10, 112]. Тривалість обробки води в кожному реакторі (аеротенку), в якому вилучення ОЗ відбувається активним мулом, T_a визначається за формулою

$$T_a = \frac{2,5}{\sqrt{a_t}} \lg \frac{L_{\max}}{L_{\text{ex}}}, \text{ год.} \quad (44)$$

В [10, 112] замість L_{ex} прийнято $L_{\max}$. Звідки об'єм реактора (аеротенка) з активним мулом буде складати

$$W_a = Q_a T_a = Q(1+r) T_a, \text{ м}^3. \quad (45)$$

В подальших дослідженнях буде проведено аналіз і оцінки впливу таких важливих параметрів, як об'ємний коефіцієнт масопередачі (переносу) $K_c a$ і міжповерхневий коефіцієнт K_{cn} , які забезпечують постачання кисню в місце проведення реакцій і утилізації ОЗ.

Реалізація наведеної математичної моделі дозволяє оцінити вплив різних факторів на процеси очистки в аеротенках удосконаленої конструкції та обґрунтувати найбільш економічні та ефективні параметри видалення органічних забруднень в цих спорудах, в тому числі з урахуванням впливу вмісту кисню на процес окислення.

Список літератури

1. Олійник О.Я., Айрапетян Т.С. Моделювання очистки стічних вод від органічних забруднень в біореакторах-аеротенках зі зваженим (вільноплаваючим) і закріпленим біоценозом // Доповіді НАНУ. 2015. №5. С. 55-59.
2. Gebara F. Activated sludge biofilm was tewater treatment system. // Wat. Res., 1999, vol. 13, №1 P. 230-238.
3. Wanner O., Ebert N.I., Rittman B.E. Mathematical modeling of biofilms // Scientificand Technical report, №18, 2006. 208 p.
4. Олійник О. Я., Маслун Г. С. Моделювання кисневого режиму в біореакторах при очистці стічних вод // Доповіді НАНУ, 2010, №10. С.52-56.
5. Рибаченко С.О. Аеробна доочистка стічних вод на затоплених фільтрах: – дис. канд.. техн. наук 05.23.04, КНУБА, 2011. 143 с.
6. Олійник О. Я., Айрапетян Т.С. Забезпечення киснем вилучення органічних забруднень в аеротенках-змішувачах зі зваженим і закріпленим біоценозом // Методи підвищення ресурсу міських інженерних інфраструктур: VII Всеукраїнський наук. семінар, 11-12 жовтня 2016 р., м. Харків: Тези матер. семін. Харків: ХНУБА, 2016. С.51-52.
7. Маслун Г. С. Практичні рекомендації до розрахунку кисневого режиму при очистці стічних вод на затоплених фільтрах // Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки: наук.-техн. зб. К.: КНУБА, 2013. Вип.21. С. 123-142.

8. Олійник О.Я., Колпакова О.А. Моделивання і розрахунки біологічної очистки стічних вод на краплинних біофільтрах // Екологічна безпека та природокористування. К., 2014. Вип.16. С. 68-86.

9. Олійник О. Я., Айрапетян Т.С. , Курганська С. М. Аналіз і деякі рекомендації до розрахунку кисневого режиму в аеротенках при очистці стічних вод від органічних забруднень зваженим і закріпленим біоценозом // Науковий вісник будівництва. Харків: ХНУБА, ХОТВ АБУ, 2016. № 3 (85). С.177-184.

10. ДБН В.2.5-75-2013. Каналізація. Зовнішні мережі та споруди. Основні положення проектування К.: Мінрегіон України, 2013. 128 с.

11. Henze M., M. Van Loosdrecht M.C., Ekama G.A., Brdjanovic D. Biological Wastewater Treatment // Iwa Publishing, London, 2008. 511p.

12. Маслун Г. С. Дослідно-виробнича апробація теоретичних розрахунків кисневого режиму при доочистці стічних вод фільтруванням // Екологічна безпека та природокористування. К., 2013. Вип. 12. С. 98-113.

13. Lee K.M., Stensel H.D. Aeration and substrate utilization in a sparged packed – biofilm reactor // WPCF, vol. 58, №11. P.1065-1073.

Надійшло до редакції 11.11.2016

УДК 628.394

О.С. ПЕТРЕНКО, кандидат технічних наук

Київський національний університет будівництва і архітектури

ОСОБЛИВОСТИ РОЗРАХУНКУ РОЗБАВЛЕННЯ СТИЧНЫХ ВОД У РІЧКАХ ЗА МЕТОДОМ СКИНЧЕННИХ РІЗНИЦЬ

Показано вплив різних факторів на розрахунок за методом скінченних різниць розбавлення стічних вод, що скидаються у річки. Приведені рекомендації щодо побудови розрахункової сітки, підвищення точності обчислень показників якості води і розбавлення та зменшення їх обсягів.

Ключові слова: скид стічних вод, водовипускні споруди, зосереджений випуск стічних вод, розбавлення, метод скінченних різниць.

Показано влияние разных факторов на расчет методом конечных разностей разбавления сточных вод, которые сбрасываются в реки. Приведены рекомендации по построению расчетной сетки, повышению точности вычислений показателей качества воды и разбавления, уменьшения их объема.

Ключевые слова: сброс сточных вод, водовыпускные сооружения, сосредоточенный выпуск сточных вод, разбавление, метод конечных разностей.