

Член-кореспондент НАН України **О. Я. Олійник, Г. С. Маслун****Моделювання кисневого режиму в біореакторах при очистці стічних вод**

Наведено математичну модель кисневого режиму в біореакторах при очистці стічних вод. Забезпечення киснем відбувається за рахунок постачання повітря (кисню) бульбашками, які впливають в потоці рідини при пневматичній системі аерації.

Моделювання і розрахунок системи аерації полягає в забезпеченні такого кисневого режиму в реакторі, при якому швидкість процесу біологічної очистки не повинна лімітуватися кількістю кисню, який знаходиться в реакторі. В реакторах біологічної очистки стічних вод процеси розчинення і споживання кисню розвиваються одночасно і взаємозв'язано. Механізми сумісного переносу кисню і субстрату забруднень органічного походження описані в різних системах очистки. В цих системах споживання кисню відбувається при окисленні органічних речовин і самоокисленні кліткового матеріалу, а також може використовуватись в інших процесах, які в цей час відбуваються.

У роботі розглядаються особливості моделювання кисневого режиму при аеробній очистці стічних вод в найбільш поширених на практиці біореакторах, а саме — в аеротенках і затоплених фільтрах. Ці особливості полягають в тому, що в аеротенках відбувається вилучення (біоокислення) сорбованих на зважених у рідині пластівцях активного мулу розчинених органічних забруднень. В затоплених фільтрах з різним завантаженням переважно відбувається глибока очистка (доочистка) стічних вод, де вилучення органічних забруднень відбувається за рахунок біоценозу у вигляді біоплівки, яка утворюється на поверхні часток завантаження і має значну концентрацію мікроорганізмів. В обох випадках для росту і життєдіяльності мікроорганізмів необхідно забезпечити безперебійне постачання кисню і контролювати його споживання в кількості, яка необхідна для підтримки кінетики реакцій з високою швидкістю утилізації органічних забруднень в даних умовах аеробного процесу. В загальному випадку моделювання кисневого режиму в аеротенках змішувачах і витискувачах зводиться до реалізації відповідних рівнянь матеріального балансу, записаних відносно концентрації кисню C [1]

$$W \frac{dC}{dt} = \alpha K_C a (\beta C_p - C) + Q(C_0 - C) - R_C W, \quad (1)$$

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_C \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - V \frac{\partial C}{\partial x} + \alpha K_C a (\beta C_p - C) - R_C. \quad (2)$$

В загальному випадку моделювання кисневого режиму в фільтрах при доочистці (глибокій очистці) стічних вод зводиться до реалізації системи рівнянь матеріального балансу, записаних відносно концентрації кисню C [2]

$$n_C \frac{\partial C_e}{\partial t} = D_C \frac{\partial^2 C_e}{\partial x^2} - V \frac{\partial C_e}{\partial x} - \bar{F}_\delta (1 - \eta) K_C (C_e - C|_{R+\delta}) + n_C \alpha K_C a (\beta C_p - C_e), \quad (3)$$

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_{C\delta} \left(\frac{\partial^2 C}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial C}{\partial r} \right) - R_C, \quad (4)$$

$$D_{C\delta} \frac{\partial C}{\partial r} = (1 - \eta)K_c(C_e - C) + \eta\alpha K_{Cn}(\beta C_p - C_e)|_{R+\delta} = 0. \quad (5)$$

Швидкість для реакції R_C описується таким відомим рівнянням:

$$R_C = \left(\alpha_1 \frac{\mu_m}{Y} \frac{L}{K_{mL} + L} + \alpha_2 b \right) \frac{C}{K_{mC} + C} X. \quad (6)$$

Записані вище рівняння реалізуються при початкових і граничних умовах, наведених в роботах [1, 2], де є пояснення позначень окремих величин, що входять в ці рівняння, і складові, які забезпечують доступ кисню із газової фази в рідинну.

За останні роки, особливо за кордоном, експлуатуються багато типів різних систем аерації, метою яких є покращення енергетичної ефективності процесів забезпечення і переносу кисню в біореакторах. В існуючих системах аерації найбільше розповсюдження одержали пневматичні (барботажні) системи з використанням бульбашкової технології (моделей) переносу кисню в стічній воді за рахунок використання при цьому, переважно, повітря [3, 4].

Відомо, що диспергування бульбашок газів в рідинах є складним процесом, який не залежить від способу одержання бульбашок і завжди спостерігається деяке розподілення їх за розмірами. Тому в дослідженнях використовують дискретну бульбашкову модель при розрахунках зміни об'єму окремих бульбашок (за рахунок переносу газу, гідростатичного тиску, температури води, наявності розчинених речовин) при їх спливанні. Запропонований підхід широко використовується в різних системах. Приймаючи в загальних відомих моделях переносу $dt = dz/(V_P + V)$, $C_P = HP$ в стаціонарних умовах рівняння масопереносу в розчиненому масовому потоці і в газовій фазі мають вигляд [5, 6]

$$\frac{dM_D}{dz} = K_C(HP - C) \frac{\pi d^2 N}{(V_P + V)(1 - \varepsilon)}, \quad (7)$$

$$\frac{dM_G}{dz} = -K_C(HP - C) \frac{\pi d^2 N}{V_P + V}, \quad (8)$$

де ε — захват газу; $N = Q_0/W_0$ — кількісний потік бульбашок; Q_0 — витрата газу через дифузор; W_0 — початковий об'єм бульбашок; V_P, V — відповідно, швидкості руху рідини і спливання бульбашки; M_D, M_G — відповідно, масові потоки кисню, який розчинений у рідині і в газовій фазі; K_C — коефіцієнт масопереносу з боку рідини; H — константа Генрі; P — парціальний тиск; C — концентрація кисню у водній фазі; σ — концентрація кисню у газовій фазі; C_P — рівноважна концентрація насичення кисню у водній фазі; A — площа перерізу реактора; d_c — розрахунковий осереднений діаметр, який визначається за формулою Sauter [6] (мм)

$$d_c = \frac{\sum_{i=1}^n d_i^3}{\sum_{i=1}^n d_i^2}, \quad (9)$$

де d_i — діаметр окремої бульбашки (еквівалентної сфери); n — кількість бульбашок в пробі.

Після проведеного аналізу і виконання деяких перетворень загальну модель (7)–(9), яка дозволяє визначити масопередачу кисню із повітряної бульбашки в рідину, можна записати у зручному для подальшого використання вигляді

$$\frac{d\sigma}{dz} = -K_C \frac{S}{W} \left\{ C_T \left[1 + \frac{H_P - z}{P_a} \right] - C \right\}, \quad (10)$$

де $dz = V dt$, $C_T = \sigma/\alpha_T$, $\alpha_T = 1/\varepsilon$, $V_P = 0$, а для визначення коефіцієнта масопереносу K_C рекомендується формула [3]

$$K_C = 2\sqrt{\frac{D}{3\pi}} \left(\frac{V}{d_C} \right)^{0,5} \frac{S}{W}, \quad \frac{S}{W} = \frac{6}{d_C}. \quad (11)$$

Тут W — об'єм бульбашок; S — площа контакту фаз (поверхні бульбашок); H_P — глибина барботажного шару рідини; z — віддаль, яку прошла бульбашка за час t ; D — коефіцієнт конвективної дифузії; C_T — розчинність кисню у воді залежно від температури при нормальному атмосферному тиску $P_a \approx 10,3$ м вод. ст.

Реалізація рівняння (10) дозволяє визначити ступінь використання кисню при заданих глибині шару рідини і крупності бульбашок, або глибину шару рідини при заданих ступені використання кисню і крупності бульбашок, або крупність бульбашок (вибір типу і конструкції аератора) при заданих ступені використання кисню і глибині шару.

В результаті виконаного аналізу результатів досліджень різних конструкцій аеробних біореакторів в проектних розрахунках використовують найбільш просту двопливкову теорію (модель) надходження кисню із бульбашок в рідину, яку, згідно з рівняннями (1)–(5), можна подати у вигляді

$$R_{O_2} = \frac{dC}{dt} = K_C a (C_P - C), \quad (12)$$

де R_{O_2} — швидкість переносу кисню в одиницю об'єму рідини; $K_C a = K_C S_k / W_p$ — об'ємний коефіцієнт масовіддачі кисню, який вважається комплексною характеристикою сорбційних властивостей рідини і являє собою добуток коефіцієнта масовіддачі K_C на відношення площі поверхні розділу фаз S до об'єму рідини W_p . Значення параметрів $K_C a$ залежить від ряду факторів, зокрема прийнятої системи і інтенсивності аерації, якості і концентрації стічних вод, від температури, а також швидкості і розмірів спливаючих бульбашок в біореакторах у проточному і непроточному гідродинамічному режимах їх роботи. Деякі рекомендації щодо кількісного визначення об'ємного коефіцієнта $K_C a$ в чистій і стічній воді наведені в роботах [3, 7]. В практичних розрахунках для визначення концентрації насичення C_P пропонується формула

$$C_P = \beta \left(\frac{P_H + (h/2)}{P_H} \right) C_T \approx \beta \left(1 + \frac{h}{20,6} \right) C_T, \quad (13)$$

де C_T — розчинність кисню у воді залежно від температури T ($^{\circ}\text{C}$) і атмосферного тиску $P_a/P_{\text{норм}}$ ($P_H \approx 10,3$ м вод. ст.); h — глибина занурення аератора; β — коефіцієнт, який враховує наявність у воді розчинених домішок.

В зв'язку з тим, що процес розчинення кисню в реакторах в цілому складається із чотирьох етапів (фаз) — утворення бульбашки, рух бульбашки наверх, спливання бульбашки на

поверхні і надходження кисню через поверхню рідини в реакторі, то сумарний коефіцієнт K_{Ca} буде складатися в загальному випадку із коефіцієнтів масопередачі на зазначених окремих етапах, а саме [3]:

$$\frac{dC}{dt} = \sum_{i=1}^4 K_{Ca_i}(C_{P_i} - C_i). \quad (14)$$

Зважаючи на сказане вище і рівняння (13), для подальшої реалізації і аналізу кисневого режиму в реакторах пропонується загальна двозонна модель, яка враховує особливості механізмів масопереносу у вказаних вище фазах, а саме, зона дисперсного масопереносу бульбашками повітря, яка існує нижче турбулентної поверхні рідини, і турбулентна зона поверхневого масопереносу, яка існує у вузькій зоні біля поверхні рідини [7]

$$\varepsilon A \frac{\partial C_{GO_2}}{\partial t} = -G \frac{\partial y}{\partial z} - K_{Cb} a_b (1 - \varepsilon) A (C_{PO_2} - C_{O_2}), \quad (15)$$

$$AH_P (1 - \varepsilon) \frac{dC_{O_2}}{dt} = \int_0^{H_P} K_{Cb} a_b (1 - \varepsilon) A (C_{PO_2} - C_{O_2}) dz + \\ + K_{Cs} a_s (1 - \varepsilon) (C_{PO_2S} - C_{O_2}) AH_P, \quad (16)$$

де

$$C_{PO_2} = C_{P_1} \frac{y(P - P_W)}{y_0(1 - P_W)}; \quad (17)$$

$$P = P_a + \rho g (1 - \varepsilon) (H_P - z); \quad (18)$$

C_{GO_2} , C_{O_2} , C_0 — відповідно, концентрації кисневої газової фази в газовій бульбашці, розчиненого кисню в момент часу t , початкова концентрація розчиненого кисню; C_{P_1} , C_{PO_2} , C_{PO_2S} — відповідно, рівнозважені концентрації розчиненого кисню (DO) при тиску 1 атм; DO у воді в точці z і DO у воді при атмосферному тиску; G — молярна витрата азоту; ε — захват газу; A — площа поперечного перерізу реактора; H_P — глибина води в реакторі; z — віддаль над дифуззором; $K_{Cb} a_b$ і $K_{Cs} a_s$ — відповідно, коефіцієнти об'ємного масопереносу в бульбашковій зоні і в зоні поверхневої реаерації; y , y_0 — частки кисню в молях по відношенню до азоту у бульбашці газу і яка витрачається на процеси життєдіяльності в молях; P_a і P_W — відповідно атмосферний тиск і тиск водяної пари.

Рівняння (15) являє собою кисневий баланс маси в газовій (повітряній) фазі, рівняння (16) — кисневий баланс маси в рідинній фазі, рівняння (17) — рівнозважену концентрацію кисню у ємкості, рівняння (18) — тиск газу (атм.) на глибині z .

Реалізація моделі (15)–(18) при відповідних початкових і граничних умовах дозволяє визначити зміну концентрації $C_{O_2}(z, t)$ і значення об'ємних коефіцієнтів масопереносу $K_{Cb} a_b$ і $K_{Cs} a_s$ в чистій воді, а з урахуванням поправкових коефіцієнтів α і β — і в стічній воді [1, 2, 7].

1. Олейник А. Я., Тетеря А. И. Особенности моделирования процессов удаления органических загрязнений из сточных вод на установках малой производительности // Прикл. гидромеханика. – 2001. – 3, № 4. – С. 20–27.

2. Олейник А. Я., Рибаченко С. А. Теоретичний аналіз процесів доочистки стічних вод // Доп. НАН України. – 2008. – № 3. – С. 60–63.
3. Попкович Г. С., Репин Б. Н. Системы аэрации сточных вод. – Москва: Стройиздат, 1986. – 136 с.
4. Мешенгиссер Ю. М. Высокоэффективные пневматические аэраторы (конструкция и технология изготовления) // Вестн. Харьк. гос. политехн. ун-та. – 1998. – Вып. 25. – С. 55–58.
5. Burris V. L., Mc Ginnis D. F., Little J. C. Predicting oxygen transfer and water flow rate in airlift aerators // Wat. Res. – 2002. – **36**. – P. 4605–4615.
6. Daniel F., McGinnis D. F., Little J. C. Predicting diffused – bubble oxygen transfer rate using the discrete – bubble model // Ibid. – 2002. – **36**. – P. 4627–4635.
7. Chern J.-M., Chou S.-R., Shand C.-S. Effect of impurities on oxygen transfer rates in diffused aeration systems // Ibid. – 2001. – **35**, No 13. – P. 3041–3048.

Інститут гідромеханіки НАН України, Київ

Надійшло до редакції 29.01.2010

Corresponding Member of the NAS of Ukraine **A. J. Oleinik, G. S. Maslun**

Modeling the oxygen mode in bioreactors for wastewater treatment

A mathematical model of the oxygen mode in bioreactors during the wastewater treatment has been described. Oxygen supply occurs via the inflow of air (oxygen) from bubbles floating into the flow of a liquid through the pneumatic aeration system.