

ЛІТЕРАТУРА:

1. Кастальский А.А. Подготовка воды для питьевого и промышленного водоснабжения / А.А. Кастальский, Д.М. Минц. – М.: Высшая школа, 1962. – 558 с.
2. Клячко В.А. Очистка природных вод / В.А. Клячко, И.Э. Апельцин. – М.: Стройиздат, 1971. – 580 с.
3. Абрамов Н.Н. Водоснабжение: учебник для вузов / Н.Н. Абрамов. – М.: Стройиздат, 1974. – 480 с.
4. Кожин В.Ф. Очистка питьевой и технической воды / В.Ф. Кожин. – М.: Стройиздат, 1971. – 268 с.
5. Патент РФ № 2153384, кл. B01D21/08. Вертикальный отстойник // Журавлев В.Д., Журавлева И.В., Бабкин В.Ф., Алексеев М.И. – Воронежская государственная архитектурно-строительная академия, 2006.
6. Патент на винахід № 20162, кл. B01D21/02. Відстійник // Гіроль М.М., Кравченко Н.В. – власник патенту Н.В. Кравченко, 2000.
7. Патент РФ № 2087424, кл. C02F1/52. Устройство для очистки воды // Шишов С.Н. – владелец патента С.Н. Шишов, 2005.
8. Нечипор О. М. Лабораторні дослідження вертикальних відстійників з перегородкою / О.М. Нечипор // Наук.-техн. зб. «Проблеми водопостачання, водовідведення та гідраліки» – К.: КНУБА. – 2005. – Вип. 4. – С. 125-133.

УДК 628.35

Олійник О. Я., Курганська С. М.
Інститут гідромеханіки НАН України
Айрапетян Т.С.

Харківський національний університет міського господарства імені О. М. Бекетова

АНАЛІЗ І ДЕЯКІ РЕКОМЕНДАЦІЇ ДО РОЗРАХУНКУ КИСНЕВОГО РЕЖИМУ В АЕРОТЕНКАХ ПРИ ОЧИСТЦІ СТІЧНИХ ВОД ВІД ОРГАНІЧНИХ ЗАБРУДНЕНЬ ЗВАЖЕНИМ І ЗАКРІПЛЕНИМ БІОЦЕНОЗОМ

Питання та дослідження забезпечення киснем процесів аеробної біологічної очистки стічних вод розглядалось в аеротенках при вилученні органічних забруднень (ОЗ) зваженою біомасою мікроорганізмів (активним мулом). Вивчено фактори, які впливають на процеси надходження масопереносу кисню та проведені дослідження по вивченню особливостей переносу в забрудненій стічній воді [1–3]. Процеси забезпечення киснем (аерація) вважаються найбільш енергоємними і тому на практиці потребують значних фінансових затрат. При цьому досліджувались і враховувались можливі технологічні схеми подачі кисню та особливості його використання в аеротенках-змішувачах і аеротенках-витискувачах. В спорудах, в яких вилучення ОЗ відбувається закріпленим на елементах завантаження біомасою (біоплівкою) безпосередньо дослідження кисневого режиму проведені недостатньо і виконувались переважно при умовах, коли процес вилучення ОЗ біоплівкою не лімітується киснем, тобто забезпечений в достатній кількості і приймався без належного обґрунтування та підтримувався концентрацією близькою до концентрації насичення [4, 5]. Між іншим процеси забезпечення киснем мікроорганізмів в закріпленій біоплівці та завислих у вигляді

пластівців активного мулу дещо відрізняються, що потрібно враховувати при розрахунках споживання кисню та утилізації забруднень закріпленої та завислої біомаси. При цьому необхідно зазначити, що в реакторах із закріпленим біоценозом (біоплівкою) необхідна розрахункова концентрація в об'ємі рідини реактора, із якого поступає в біоплівку розчинений кисень, повинна складати не менше $C_a \geq 4,5-5$ мг/л. Тільки в цьому випадку можна забезпечити в об'ємі активної біоплівки (по її товщині) необхідну кількість кисню [6–8]. Тому ці особливості подачі та споживання кисню зокрема пов'язані з контролем проникнення кисню по товщині біоплівки повинні бути відзначені і враховані при обґрунтуванні та побудові відповідних математичних моделях [9–11].

В запропонованих технологічних схемах аеротенків передбачається влаштування завантаження із закріпленою біомасою по всій довжині аеротенка, або переважно на окремих ділянках, тобто аеротенк буде складатись із двох частин (реакторів), в одній із яких вилучення ОЗ відбувається за рахунок закріпленої біомасою на встановленому завантаженні, а в другій – за рахунок зваженої біомаси (активним мулом) і працює як звичайний аеротенк.

В зв'язку з тим, що процеси забезпечення киснем мікроорганізмів у зазначених випадках будуть дещо відрізнятися і це потрібно врахувати при розрахунках споживання кисню при утилізації забруднень закріпленою та завислою біомасою. В існуючих технологіях найбільш широко розповсюджені способи подачі кисню в об'єм рідини реактора за рахунок керованого потоку, який поступає в реактор, і безпосередньо із бульбашок при пневматичній (бульбашкової) аерації. При цьому необхідно врахувати той факт, встановлений і досліджений експериментально, що на відміну від аеротенків кисень із бульбашок поступає не тільки в рідину (розчинений кисень), а і з рідини в біоплівку, а також безпосередньо в біоплівку при контакті бульбашки з поверхнею біоплівки за рахунок міжповерхневого переносу (МПП). Згідно запропонованих моделей забезпечення киснем процеси вилучення ОЗ зводиться як правило до визначення відомих коефіцієнтів масопереносу K_C , K_{Ca} , K_{Cn} , і пов'язаних з їх визначенням інших параметрів. Нагадаємо, що K_C – коефіцієнт масопереносу (масовіддачі) з боку рідини, м/год, K_{Cn} – коефіцієнт міжповерхневого переносу кисню в біоплівку, год⁻¹, K_{Ca} – відомий об'ємний коефіцієнт масопереносу, год⁻¹.

Нижче обмежимося деякими відомими практичними рекомендаціями по розрахунку параметрів кисневого режиму в реакторах зі зваженою або закріпленою біомасою зокрема, в основному зазначених коефіцієнтів масопереносу, які можуть бути використані в подальших моделях і розрахунках при сумісному вилученні ОЗ в аеротенках зі зваженою закріпленою біомасою.

Відомо, що згідно існуючим нормам [3] для забезпечення необхідною кількістю кисню в умовах вилучення ОЗ активним мулом в аеротенках пропонується залежність

$$q_a = \frac{q_0(L_{ex} - L_{вух})}{K_1 K_2 K_T K_3 (C_a - C_0)} \quad (1)$$

де $q_a = \frac{W_n}{W_p} = \frac{Q_n}{Q_a}$ - питома витрата в м³/м³

для води, яка очищається при пневматичній системі аерації. Значення та пояснення параметрів і коефіцієнтів в залежності (1) наведені в нормах [3]. При цьому зазначається,

що значення середньої концентрації кисню в аеротенку попередньо повинно бути не менше $C_0=2$ мг/дм³ з подальшим уточненням на основі техніко-економічних розрахунків. Також зазначимо, що концентрація насичення (розчинення) кисню повітря у воді C_a залежить від ряду факторів і найбільш обґрунтоване її визначення наведено в роботі [1]. Зокрема в нормах [3] для визначення концентрації C_a пропонується залежність

$$C_a = \left(1 + \frac{h}{20}\right) C_T, \quad (2)$$

C_T - розчинність кисню повітря у воді в залежності від t , °C і p_a .

Інтенсивність аерації I_a (м³/м³·год) визначається за формулою

$$I_a = \frac{q_a H_a}{t_a}, \quad (3)$$

де H_a - робоча глибина аеротенка, м; t_a - період аерації, год.

В роботах [10, 12] розглянута дифузійна аераційна система, в якій при подачі кисню за рахунок бульбашок повітря в системі утворюються дві різні зони масопереносу та два різних його механізми. Зона дисперсного масопереносу бульбашками повітря та турбулентна зона поверхневого масопереносу, яка існує у вузькій зоні біля поверхні рідини. В результаті реалізації цієї системи шляхом математичного моделювання одержані рекомендації по визначенню зміни концентрації C і коефіцієнтів K_{Ca} в зазначених зонах. Встановлено, що двозонна модель має математичну форму для розчиненого кисню повітря, як і модель ASCE і може бути приведена до неї. Нагадаємо, що модель переносу кисню ASCE (американське товариство цивільних інженерів) розробили стандарт для вимірювання в чистій (водопровідній) воді коефіцієнтів K_{Ca} . Тобто коефіцієнт K_{Ca} в двох зонах масопереносу двохзонної моделі можна розрахувати з врахуванням параметрів моделі ASCE, а саме

$$K_{Ca} = K_{CB} a_B A + K_{CS} a_S \cdot \quad (4)$$

Тобто згідно рекомендації ASCE в цьому випадку відоме рівняння для ASCE можна записати у вигляді

$$\frac{dC}{dt} = (K_{CB} a_B A + K_{CS} a_S) (C_{\infty}^* - C_0). \quad (5)$$

В роботі [13] проведені також експериментальні дослідження по визначенню коефіцієнтів K_{Ca} , $K_{CBAВ}$ і K_{CSaS} і наведені результати порівняльного аналізу між дослідними та розрахунковими значеннями.

На наведених графіках розрахункові зазначені коефіцієнти добре співпадають з дослідними ($R^2=0,95$). Оцінено вклад коефіцієнтів об'ємного масопереносу в кожній зоні на формування загального коефіцієнта масопереносу. Проведені також широкі дослідження по оцінці впливу відомих коефіцієнтів α і β в залежності від характеру та ступені забруднення стічної води. Для визначення впливу температури запропонована залежність

$$K_C a = K_C a_{298} \theta^{T-298}, \quad \theta = 1,024 \cdot \quad (6)$$

Зокрема для зони бульбашок $\theta=1,058$, а для поверхневої зони $\theta=1,019$.

Деякі рекомендації по визначенню параметрів бульбашкових моделей наведені в роботах [14, 15]. На підставі аналізу проведених дослідів в умовах, як правило, різних розмірів бульбашок в ємкості в розрахунках рекомендується приймати осереднений діаметр по Соте (Sauter-mean) за формулою

$$d_{3,2} = \frac{\sum_{i=1}^n d_i^3}{\sum_{i=1}^n d_i^2} \quad (м) \quad (7)$$

де $\alpha_{1,2} = \sqrt{\frac{A}{\pi}}$, $A = \pi d_3 d_2 (M^2)$, α_3, α_2 -

діаметри бульбашки відповідно по горизонтальній і вертикальній осі, d_i - діаметр окремої бульбашки, n - число бульбашок.

В роботі [14] одержані результати зміни концентрацій кисню по висоті та в часі, параметри бульбашок в залежності від глибини ємкості та часу. На основі формули (7) одержана залежність

$$d_{3,2} = 1,12 + 0,938q \quad (мм) \quad (8)$$

де q - витрата газу на одиницю довжини пористого шланга ($м^2/год$), яка в дослідях змінювалась від $q=0,1$ $м^2/год$ до $q=0,9$ $м^2/год$.

На підставі проведеного порівняльного аналізу робиться висновок, що хоча початковий розмір бульбашок і їх розподіл і розмір по висоті ємкості впливають на швид-

кість спливання бульбашок і коефіцієнт переносу, проте використання в розрахунках осередненого діаметра Соте дають задовільні результати. В роботі [14] також наведені одержані теоретичним шляхом залежності для визначення швидкості вспливання бульбашок різних розмірів і коефіцієнти переносу кисню K_C у водопровідній воді. На підставі аналізу цих залежностей можна скористатись їх значеннями, наведеними в табл. 1.

Таблиця 1 - Значення параметрів K_C (м/с) і $V_{вп}$ (м/с)

Значення	Діапазон
$K_C = 0,6r$	$r < 6,67 \times 10^{-4}, м$
$K_C = 4 \times 10^{-4}$	$r \geq 6,67 \times 10^{-4}, м$
$V_{вп} = 4474r^{1,357}$	$r < 7 \times 10^{-4}, м$
$V_{вп} = 0,23$	$7 \times 10^{-4} \leq r < 5,1 \times 10^{-3}, м$
$V_{вп} = 4,202r^{0,547}$	$r > 5,1 \times 10^{-3}, м$

Для зручності розрахунків в роботі [14] також наведені розрахункові графіки $V_{вп}=f(d_c)$ і $K_C=f(d_c)$. Результати для K_C одержані для температури води $T=20^\circ C$, для інших температур можна одержати за формулою

$$K_C(T^0 C) = K_C(20^0 C) \left[\frac{S_C(20^0 C)}{S_C(T^0 C)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (9)$$

де $S_C = \frac{\mu_C}{\rho_P D_C}$, (10)

S_C - число Шмидта, D_C - коефіцієнт дифузії кисню, $м^2/с$; ρ_P - густина рідини, $кг/м^3$, μ_C - динамічна в'язкість води, $кг/м \cdot с$. Так для $T=23^\circ C$ коефіцієнт для кисню слід збільшити на 8%. Проте таке корегування вносить лише незначні зміни в прогнозні профілі концентрацій до кисню в одержаних дослідях, так як процес переносу кисню наближається до насичення. Такий стан утримується на початку експерименту, коли ефективність переносу кисню висока, а також в кінці експерименту, коли концентрація досягає стаціонарного стану [14, 15]. Дослідження також показали, що якщо швидкість рідини в напрямку руху бульбашок буде $V_p < 0,04$ м/с, то нею можна знехтувати. В інших випадках швидкість повинна бути врахована.

На підставі експериментальних досліджень аеробної очистки стічних вод в реакторі з активним мулом, проведених в роботі [16] для визначення коефіцієнта K_{Ca} з високою точністю $R^2=0,94$ пропонується залежність $K_{Ca}=0,0081Q_n-2,85$ (11) де Q_n - витрата повітря м³/год.

За формулою (11) в роботі також побудований розрахунковий графік $K_{Ca}=f(Q_n)$, на якому також нанесені дослідні дані. В практичних розрахунках доцільно в умовах пневматичної (бульбашкової) аерації представити визначення коефіцієнтів K_{Ca} в залежності від інтенсивності аерації I . В загальному випадку згідно залежності (3) можна використати такі співвідношення

$$I = \frac{qH}{t} = \frac{W_n}{W_P} V_n, \quad \frac{W_n}{W_P} = \frac{I}{V_n},$$

$$a = \frac{S_n}{W_P} = \frac{S_n}{W_n} \cdot \frac{I}{V_n} = \frac{6}{d_P} \cdot \frac{I}{V_n};$$

звідки одержимо

$$K_{Ca} = \frac{6}{d_P} \cdot \frac{I}{V_n} K_C, \text{ год}^{-1} \quad (12)$$

де S_n , W_n - відповідно площа поверхні м² і об'єм бульбашок (м³), d_P - розрахунковий діаметр бульбашок (м), K_C - відомий коефіцієнт масовіддачі кисню з боку рідини (м/год), I - інтенсивність аерації (м³/(м²·год)), V_n - розрахункова швидкість спливання бульбашок в реакторі (м/год) [12,17].

Так, якщо згідно [18] прийняти $d_P=0,005$ м, $V_n=0,21$ м/с і $K_C=(0,5-0,7)$ м/год (для бульбашок $d_P=5$ мм) по формулі (12) при $K_C=0,5$ м/год одержимо

$$K_{Ca} = \frac{6 \cdot 0,5}{0,005 \cdot 0,21 \cdot 3600} I = 0,8I; \quad (13)$$

Нагадаємо, що вплив забруднень на коефіцієнт K_{Ca} в зоні бульбашок, як відомо, враховується в моделях і розрахунках поправочними коефіцієнтами α і β . Коефіцієнт α - це відношення K_{Ca} в стічній воді до цього ж коефіцієнта в очищеній водопровідній воді, тобто

$$\alpha = \frac{K_{Ca}(\text{стічна вода})}{K_{Ca}(\text{чиста вода})} \quad (14)$$

Параметр β - це відношення концентрації насичення кисню в стічній воді до цієї ж

концентрації в чистій воді

$$\beta = \frac{C_p(\text{стічна вода})}{C_p(\text{чиста вода})} \quad (15)$$

Деякі рекомендації по визначенню параметрів α і β наведені в роботах [13, 17]. Так в умовах біологічної очистки зазначені коефіцієнти в залежності від концентрації ОЗ можуть змінюватись в межах $\alpha=0,85\dots 1,0$, $\beta=0,9\dots 1,0$. При невеликих вхідних концентраціях ОЗ їх вплив буде незначним і в практичних розрахунках можна приймати $\alpha=1$ і $\beta=1$.

Методика визначення рівнозваженої концентрації C_p , яка залежить від температури та парціального тиску наведена в роботах [1, 19].

Як уже зазначалось вище процеси забезпечення киснем мікроорганізмів в закріпленій біоплівці та завислих у вигляді пластивців активного мулу дещо відрізняються, що потрібно враховувати при розрахунках споживання кисню при утилізації забруднень закріпленою та завислою біомасою. Зокрема, так як вилучення ОЗ біоплівкою відбувається по всій її товщині, то потрібно забезпечити киснем на всій ділянці проходження реакції окислення в біоплівці. Проте, зокрема в ряді робіт [2, 20, 21] зазначається, що в реакторах із закріпленою біомасою кисневий режим в цілому вивчено недостатньо. Відзначимо деякі із них, які на нашу думку заслуговують увагу.

Так, в роботі [20] перенос газ-повітря було досліджено в реакторі з закріпленою біомасою і висхідним рухом потоків рідини і газу. В експериментальних умовах досліджувалось вплив перемішування рідинної фази на визначення об'ємного коефіцієнта масопереносу газ-рідини K_{Ca} . Дослідження проводились в реакторі циліндричної форми, в якому в якості завантаження використовувались полістирольні кульки діаметром 4 мм, на яких утворювалась біоплівка. Математична модель, яка побудована на основі експерименту, використовувалась для оцінки впливу концентрації рідинної фази на визначення параметра K_{Ca} . Використовувались три різних способи визначення K_{Ca} : динамічний (газовий) метод; сульфатний метод; оцінка, через біологічні зміни в реакторі. В дослідженнях при визначених K_{Ca} забезпечувалось достатнє перемішування рідинної фази.

Було встановлено, що коефіцієнт K_{Ca} був неоднорідний по висоті реактора і тому його визначення проведено для кожної частини реактора, а саме біля дна, в зоні перемішування в завантаженні з біоплівкою та на виході із реактора в зоні відокремлення газу від рідини. На підставі аналізу результатів основним методом оцінки для визначення коефіцієнта K_{Ca} в завантаженні на підставі проведених досліджень запропонована залежність

$$K_{Ca} = 0,082V_n^{0,35}, \quad (16)$$

де V_n - поверхнева швидкість в м/с, K_{Ca} в c^{-1} . В роботі [20] також наведено розрахунковий графік $K_{Ca}=f(V_n)$. При цьому було також встановлено деякі зменшення коефіцієнта K_{Ca} при зростанні біоплівки, що було також в роботі [22]. Проте проведені дослідження в реакторах із закріпленням біоценозом (біоплівкою) зокрема в роботах [17, 23, 24] було встановлено, що коефіцієнт K_{Ca} залежить не тільки від газової поверхневій швидкості V_n , а й від типу та конструкції завантаження встановленого в біореакторі.

В роботі [6] наведено аналіз математичних моделей, які описують перенос кисню та реакції в трьохфазному реакторі з біоплівкою. Одержано цікаві результати по порівнянні загальної (повної) моделі (модель А) переносу та споживання кисню (врахована дифузія кисню в біоплівку та швидкість реакції згідно кінетики Моно) зі спрощеними моделями, а також з даними експериментів. Виконаний аналіз цих досліджень показав, які фактори лімітують забезпечення киснем процесу очистки ОЗ в біоплівці. Зокрема робиться важливий висновок, що при реакції нульового порядку для кисню (модель В), які прийняті при розробці моделей в наших дослідженнях [25], одержані результати в широкому діапазоні зміни параметрів співпадають з даними, одержаними на загальній моделі. Про це свідчать наведені в роботі [6] порівняльні графіки. Так при відношенні $W_0=K_{mC}/C_p < 0,05-0,1$ з достатньою для практики точністю можна приймати модель нульового порядку. В роботі [6] проведена оцінка і інших наближених моделей, які в окремих випадках можуть бути використані на практиці. По всім моделям про-

ведено по оцінці параметрів моделей.

Останнім часом найбільш суттєві дослідження кисневого режиму при біологічній очистці стічних вод закріпленою біомасою проведені в затоплених фільтрах. В цих дослідженнях [9, 10, 17, 26, 27] в реакторах із закріпленою біомасою на елементах завантаження фільтрів встановлено, що коефіцієнт K_{Ca} залежить не тільки від газової поверхневій швидкості V_n при використанні загального рівняння (12), в якому слід приймати такою, що дорівнює

$$I_n = \frac{Q_n}{F} = V_n, \quad (17)$$

а буде залежати від типу та конструкції встановленого додаткового завантаження, на якому формується біоплівка. Хоча при пневматичній аерації інтенсивність аерації (поверхнева швидкість газу) буде значно меншою в затоплених фільтрах, ніж приймається в чистій воді, проте значення коефіцієнта K_{Ca} в смкості для забезпечення необхідного кисневого режиму в біоплівці буде значно більшим (в 1,5-2,0) рази. В затоплених фільтрах за рахунок додаткового опору під час спливання бульбашок в пористому середовищі швидкість спливання значно зменшується, збільшується час аерації і тому коефіцієнт K_{Ca} буде більшим. Про це свідчать і результати лабораторних досліджень доочистки стічних вод на фільтрах, в яких необхідна концентрація кисню в межах 3-5 мг/л забезпечувалась пневматичною аерацією інтенсивністю $I=2-3$, ($m^3/m^2 \cdot год$) [7-10, 28]. Так, в роботах [23, 24] для визначення коефіцієнта K_{Ca} пропонується залежність

$$K_{Ca} = 148 V_n^{0,5979} \left(\frac{d_p}{D} \right)^{0,1153}, \quad год^{-1} \quad (18)$$

де V_n - поверхнева швидкість повітря, м/с, d_p , D - відповідно розрахунковий діаметр гранули (частинки) завантаження та реактора, м. За залежністю (18) в роботі [17] побудовано розрахунковий графік

$$K_{Ca} = f\left(\bar{d} = \frac{d_p}{D}, V_n\right), \quad \text{який наведено на рис. 1.}$$

Зазначимо, що одержані в роботі [9] дослідні значення $K_{Ca}=15-20 \text{ год}^{-1}$, одержані

в затоплених фільтрах, добре узгоджуються з розрахунковими значеннями K_{Ca} , визначеними за формулою (18).

Для визначення коефіцієнту міжповерхневого переносу (МПП) згідно робіт [9, 17] на підставі проведених досліджень при різних швидкостях подачі повітря та рідини в затоплених фільтрах запропонована залежність

$$K_{Ca} = \frac{K_{Ca}}{a_n}, \quad (19)$$

$$\text{де } a_n = (1 - \eta) \frac{W_n}{W_p}, \quad \eta = \frac{F_{n\delta}}{F_n}.$$

F_n - загальна площа поверхні бульбашок в реакторах з закріпленим біоценозом, m^2 , $F_{n\delta}$ - площа поверхні біоплівки при контакті з бульбашкою повітря, m^2 , $\eta_{\tau\delta}$ - відношення площі поверхні повітряної бульбашки, яка контактує безпосередньо з біоплівкою, до загальної поверхні бульбашки, K_{Ca} - об'ємний коефіцієнт масопереносу в чистій воді, $год^{-1}$.

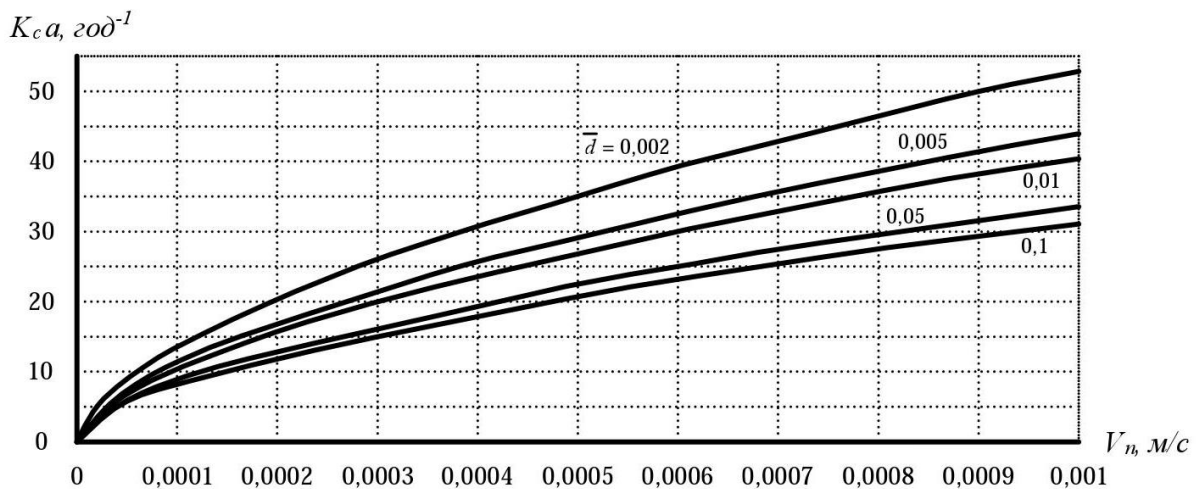


Рис. 1 Графік залежності $K_{Ca} = f\left(\bar{d} = \frac{d_p}{D}, V_n\right)$ за формулою (18)

Згідно [9, 17] в затоплених фільтрах зі звичайним зернистим завантаженням, на поверхні часток якого формується біоплівка значною площею поверхні $F_{\delta в}$, приймається $\eta_{n\delta} = 0,5-0,7$ і залежить від товщини активної біоплівки, менші значення приймаються для більш тонких біоплівок. Широке дослідження кисневого режиму проведено в роботах [9, 17], оцінено вплив коефіцієнтів K_{Ca} і K_{Cn} на ступінь очистки від O_3 в об'ємі фільтра. Встановлено, що розрахунки з врахуванням МПП надходження кисню в біоплівку буде на 15-20% більше, ніж у випадку, коли в біоплівці біоокислення відбувається тільки за рахунок розчиненого кисню ($\eta_{n\delta} = 0$) [9, 17]. При зменшенні параметрів K_{Cn} і $\eta_{n\delta}$ цей процент буде також зменшуватись. Доцільно зазначити, що в біореакторах (аеротенках) з закріпленим біоценозом на встановлених

елементах завантаження зі збільшенням його пористості $\varepsilon = 1 - \frac{W_{\delta}}{W_a} = \frac{W_p}{W_a}$ вплив МПП бу-

де зменшуватись за рахунок можливого зменшення безпосереднього контакту бульбашок з біоплівкою і тому в багатьох випадках впливом МПП можна знехтувати та приймати в розрахунках $\eta_{n\delta} = 0$. Проте це питання потребує додаткового вивчення та дослідження.

Запропоновані математичні моделі і на основі їх реалізації розрахункові залежності для визначення параметрів кисневого режиму в аеротенках зі зваженим і закріпленим біоценозом можна використати для визначення коефіцієнтів K_{Ca} і K_{Cn} , що дозволить обґрунтувати та прийняти їх значення в розрахунках.

Так, наприклад, для визначення загального об'ємного коефіцієнта масопереносу K_{Ca} , який забезпечує необхідну (задану) концентрацію кисню в аеротенку при вилученні ОЗ зваженою і закріпленою біомасою мікроорганізмів, маємо (при неврахуванні МПП)

$$K_{Ca} = \frac{C_a - C_0 + \lambda w_c \delta T + w_{ac} T}{\alpha T (\beta C_p - C_a)} \quad (20)$$

Якщо, наприклад, вилучення ОЗ відбувається в реакторі зі зваженою біомасою за реакцією нульового порядку, а в реакторі зі закріпленою біомасою за реакцією першого порядку, а забезпечення киснем за реакцією нульового порядку, то в рівнянні (20) приймаємо

$$w_c = k_c L_{\delta p} + \alpha_2 b X,$$

$$w_{ac} = \alpha_1 w_a + \alpha_2 b_a X_a,$$

$$k_L = \frac{\mu_m X}{Y K_{mL}}, \quad L_{\delta p} = 0,5 (L_{\delta_{L=0}} + L_{\delta_{L=\delta}})$$

$$L_{\delta_{L=0}} = A L_a,$$

$$w_a = \frac{\mu_{ma} X_a}{Y_a}, \quad \lambda = \frac{F_{\delta}}{Q_a}, \quad T = \frac{w_p}{Q_a}.$$

Позначення інших величин наведені в роботах [25, 29]. Так, якщо аеротенк складається із двох реакторів, то в реакторі, де вилучення ОЗ відбувається тільки за рахунок зваженого біоценозу (активного мулу) в рівнянні (20) при визначенні коефіцієнта K_{Ca} треба прийняти $\lambda=0$, а в реакторі, де вилучення ОЗ відбувається тільки за рахунок закріпленого біоценозу (біоплівкою) при визначенні коефіцієнта K_{Ca} треба прийняти в рівнянні (20) $w_{ac}=0$.

Висновки. Наведено аналіз і оцінка існуючих рекомендацій по визначенню відомих коефіцієнтів масопереносу (масовіддачі) K_{Ca} і K_{Cb} , які забезпечують киснем аеробну біологічну очистку стічних вод від ОЗ в біореакторах-аеротенках зі зваженим і закріпленим біоценозом. При цьому визначені особливості подачі кисню в достатній кількості і його споживання в реакторах (ділянка аеротенка-змішувача) при вилученні ОЗ закріпленою на елементах заванта-

ження біомасою (біоплівкою) і зваженою біомасою мікроорганізмів (активним мулом).

Виконаний аналіз показав, що під час реалізації запропонованих моделей і методів розрахунку кисневого режиму в аеротенках зі зваженим і закріпленим біоценозом можна скористатись наведеними вище дослідженнями та рекомендаціями і з достатнім обґрунтуванням приймати значення коефіцієнтів переносу K_{Ca} і K_{Cb} .

ЛІТЕРАТУРА:

1. Олійник О.Я., Маслун Г.С. До розрахунку кисневого режиму при очистці стічних вод // Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки: наук.-техн. зб. – К.: КНУБА, 2010. - Вип. 14 – С. 76-102.
2. Henze M.M., Van Loosdrecht M.C., Ekama G.A., Brdjanovic D. Biological Waster water Treatment // Iwe Publishing, London 2008 – 511p.
3. ДБН В.2.5-75: 2013. Каналізація. Зовнішні мережі та споруди. Основні положення проектування. – К.: Мінрегіон України, 2013 – 96 с.
4. Рибаченко С.О. Аеробна доочистка стічних вод на затоплених фільтрах: дис. канд. техн. наук: 05.23.04. - КНУБА, 2011. – 143 с.
5. Viotti P., Erano B., Boni M.R., Carucci S., Lessese M., Scaffoni S. Development and calibration of a mathematical model for the simulation of the biofiltration process // Adwan. Envir. Res., 2002. - №7 – P.11-33.
6. Nicolella C., M van Loosdreih M.L., Heijnen I.I. Identification of mass transfer parameters in a three phase biofilm reactors // Chem. Eng. Sc. №54 – 1999. – P.3143-3152.
7. Rauch W., Vanhooren H., Vanrolleghem P.A. A simphfield mixed-culture biofilm model // Wat. Res., vol.33. - №9 – P.2148-2162.
8. Mann A.T., Stephenson T. Modeling aerated filters for wastewater treatment // Wat. Res., vol.11, №10 – 1997. – P. 2413-2418.
9. Lee K.M., Stensel H.D. Aeration and substrate utilization in a sparred packed – biofilm reactor // WPCF, vol.58, №12. – P.1065-1073.
10. Маслун Г.С. Дослідно-виробнича апробація теоретичних розрахунків кисневого режиму при доочистці стічних вод фільтруванням // Екологічна безпека та природокористування, 2013. - Вип. 22 – С. 98-113.
11. Henze M., Harremoes P., Jansen C., Arwin E., 2002. Waste water. Treatment-Springer. – Berlin, New York, 430 p.

12. Олейник А.Я., Маслун А.С., Калугин Ю.И. Обеспечение кислородом биореакторов при пневматической системе аэрации // Вісник Одеської державної академії будівництва та архітектури. – Одеса: ОДАБА, 2011. - Вип.13.– С. 182-187.
13. Chem I.M., Chou S.R., Shand C.S. Effects of impurities on oxygen transfer rates in diffused aeration systems // Wat. Res. – 2001 – vol.35, №13 – P. 3041-3048.
14. Deniel F., Mc Ginnis D.F., Litte I.C. Predicting diffuse bubble model // Wat. Res. – 2002, 36 – P. 4627-4635.
15. Олійник О.Я., Маслун Г.С., Величко С.В. Динаміка спливання повітряних бульбашок у рідині // Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки: наук.-техн. зб. – К.: КНУБА, 2011. - Вип. 16 – С. 60-70.
16. Makinia I., Wells S.A. A general model of the activater sludge reactor with dispersive flow – I. Model development and parameter estimation // Wat. Res. vol.34, №10 – 2000 – P.3987-3996.
17. 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.
18. Репин Б.Н., Баженов В.И. Моделирование кислородного режима в аэротенках-вытеснителях // Водные ресурсы – 1978 - №1 – С. 143-151.
19. Попкович Г.С., Репин Б.Н. Системы аэрации сточных вод. – М.: Стройиздат, 1986. – 136 с.
20. Perez J., Montesinos J.L., Godia F. Gas-liquid mass transfer in an up-flow cocurrent packed-bed biofilm reactor // Biochemical Eng. Jour. – 2006, №31. – P.188-196.
21. Wanner O., Ebert N.L., Rittman B.E. Mathematical modeling of biofilms // Scientific and Technical report. – 2006. - №18. – P. 208-215.
22. Fujie K., Hu H.Y., Ikeda Y., Urano K. Gas-liquid oxygen transfer characteristics in an aerobic submerged biofilter for the waste water treatment // Chem. Eng. Sci. 47. – 1992. – P. 3745-3752.
23. Peres I., Poughon L., Dussap C.G., Montesinos I.L., Godia F. Dynamics and state operation of a nitrifying fixed bed biofilm reactor mathematical model based description // Process Biochemistry – 2005. - №40. – P. 2359-2369.
24. Poughon L., Duche D., Comet I.F., Dussap C.G. Comparison comparative study for a gas mass balance method // Bioprocess Biosys Eng. – 2003 – №25 – pp.241-248.
25. Олійник О.Я., Айрапетян Т.С. Моделювання очистки стічних вод від органічних забруднень в біореакторах-аеротенках зі зв'язаним (вільноплаваючим) і закріпленим біоценозом // Доповіді НАНУ, - 2015 - №5 – С.55-59.
26. Олійник О.Я., Маслун Г.С. Моделювання кисневого режиму в біореакторах при очистці стічних вод // Доповіді НАНУ – 2010 - №10 – С. 52-56.
27. Маслун Г.С. Розрахунки кисневого режиму при біологічній доочистці стічних вод фільтруванням // Екологічна безпека та природокористування. – К., 2012. - Вип. 10. – С. 45-53.
28. Кириченко А.Г., Друшляк О.Г. Повышение эффективности очистки сточных вод от органических и биогенных загрязнений при фильтровании через аэрируемую зернистую загрузку // Труды ВНИИ ВОДГЕО «Методы повышения эффективности работы очистных сооружений канализации». - М., 1989. – С. 112-118.
29. Олейник А.Я., Айрапетян Т.С. Повышение эффективности работы аэротенков // Вісник Одеської державної академії будівництва та архітектури. – Одеса: ОДАБА, 2015. - Вип.59.– С. 214-222.

26-27 жовтня 2016 р. у Харківському національному університеті будівництва та архітектури відбудеться I Міжнародна науково-практична інтернет-конференція
«НОВІТНІ ТЕХНОЛОГІЇ, ОБЛАДНАННЯ ТА СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ У БУДІВНИЦТВІ»

Основні напрямки роботи конференції

Новітні будівельні матеріали та сучасні технології в будівництві;
 Сучасні технологічні комплекси виробництва будівельних матеріалів;
 Застосування сучасних засобів та методів управління технологічними процесами та обладнанням на підприємствах будівництва.

ТЕЛЕФОНИ ДЛЯ КОНТАКТІВ: +38(057)706-18-25; +38(097)286-79-46;
 +38(093)415-23-15; +38(066)631-97-72