

## **ПРАКТИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ ДО РОЗРАХУНКУ КИСНЕВОГО РЕЖИМУ ПРИ ОЧИСТЦІ СТІЧНИХ ВОД НА ЗАТОПЛЕНИХ ФІЛЬТРАХ**

*Наведені практичні рекомендації до використання запропонованих раніше моделей і методів розрахунку кисневого режиму при біологічній очистці стічних вод на затоплених фільтрах. Обґрунтовані необхідні вихідні параметри і коефіцієнти, проведено аналіз і оцінка різних технологій забезпечення киснем процесу очистки в об'ємі фільтра. Розглянуті приклади розрахунків.*

**Ключові слова:** очистка води; кисневий режим; затоплений фільтр; концентрації забруднень і кисню; технології аерації; розрахунок; аналіз; оцінка.

*Приведены практические рекомендации использования ранее предложенных моделей и методов расчета кислородного режима при биологической очистке сточных вод на затопленных фильтрах. Обоснованы необходимые исходные параметры и коэффициенты, проведен анализ и оценка разных технологий обеспечения кислородом процесса очистки в объеме фильтра. Рассмотрены примеры расчетов.*

**Ключевые слова:** очистка воды; кислородный режим; затопленный фильтр; концентрации загрязнений и кислорода; расчеты; анализ; оценка.

*The practical recommendations for using of proposed early models and methods of the calculation of the oxygen regime at the biological cleaning of the wastewaters on the pounded filters are given. The necessary output parameters and coefficients are adopted. The analysis and the evaluation of the different technologies of the oxygen supplying for the cleaning process in the filter volume are validated. The examples of the calculation are considered.*

**Key words:** cleaning of the water; oxygen regime; pounded filter; concentrations of the pollutions and the oxygen; aeration technologies; calculation; analyze; evaluation.

В процесах біологічної очистки господарсько-побутових стічних вод фільтруванням відбуваються процеси біоокислення (утилізації) забруднень переважно органічного походження. Ефективність вилучення органічних забруднень в затоплених фільтрах пов'язана з утворенням високої концентрації біомаси в одиниці об'єму фільтра у вигляді біоплівки, яка утворюється на поверхні часток завантаження і має значну концентрацію

мікроорганізмів [1, 2, 3, 4]. Відомо [2, 4, 5], що для росту і життєдіяльності цієї біомаси необхідно забезпечення безперебійного постачання кисню і контролювати його споживання в достатній кількості, яка потрібна для мікробіологічного окислення, яке відбувається в біоплівці на всіх етапах роботи фільтра. Процеси переносу кисню (аерація) вважаються найбільш енергоємними особливо при проведенні доочистки і вимагають суттєвих капітальних затрат. Тому на практиці значну увагу приділяють проектуванню і експлуатації аераційних систем з малими фінансовими затратами і високою ефективністю аерації. За останні роки запропоновано багато різних технологічних систем аерації, метою яких є покращення енергетичної ефективності процесів переносу і споживання кисню. Вивчено фактори, які впливають на процеси надходження, масопереносу кисню і проведені дослідження по визначенню особливостей його переносу в забрудненій стічній воді. При цьому також встановлено, що процеси забезпечення киснем мікроорганізмів в закріпленій біоплівці і завислих у вигляді пластівців активного мулу дещо відрізняються, що потрібно враховувати при розрахунках споживання кисню і утилізації забруднень закріпленою і завислою біомасою. В існуючих технологіях найбільш широко розповсюджені способи подачі кисню в об'єм рідини фільтра за рахунок аерованого потоку (зокрема шляхом спрощеної аерації), який поступає на фільтр, і безпосередньо із бульбашок при пневматичній (бульбашковій) аерації. При цьому необхідно врахувати той факт, встановлений і досліджений експериментально [6, 7], що на відміну від аеротенків, кисень із бульбашок поступає не тільки в рідину (розчинений кисень), а із рідини в біоплівку, а також безпосередньо в біоплівку при контакті бульбашки із поверхнею біоплівки за рахунок міжповерхневого переносу. З врахуванням зазначених технологій фізико-хімічних процесів і механізмів, які відбуваються у фільтрах при вилученні органічних забруднень біоплівковими методами в аеробних умовах (на фоні кисневого режиму), була побудована більш загальна і досконала математична модель кисневого режиму, яка сформульована і наведена в роботі [8]. На підставі реалізації цієї моделі були запропоновані інженерні методи розрахунку технологічних характеристик очистки і конструктивних оптимальних параметрів затоплених фільтрів [9]. Запропоновано залежності для визначення зміни концентрацій органічних забруднень  $L$  і кисню  $C$  по товщині біоплівки і висоті фільтра при різних можливих швидкостях реакцій вилучення забруднень в біоплівці.

Враховуючи, що в умовах доочистки, тобто при порівняно невеликих концентраціях органічних забруднень, коли ефективність використання фільтрів буде найбільш доцільною, часто можна приймати  $K_{m_L} \gg L$  і  $K_{m_C} \ll C$  і тому з достатнім наближенням в багатьох випадках кінетику реакцій можна приймати як першого порядку відносно концентрації  $L$  ( $R = k_L L$ ) і нульового порядку відносно концентрації кисню  $C$  ( $R_c = k_c L + w$ ),

що дозволяє значно спростити рівняння загальної моделі [8,9]. Нагадаємо, що в цьому випадку в умовах стаціонарного режиму, який настає досить швидко (при  $t > \frac{n_c z}{V}$ ), одержані такі розрахункові залежності для визначення зміни концентрацій  $L_e$  і  $C_e$  по висоті фільтра

$$\bar{L}_e(\bar{z}) = e^{-B_1 \bar{z}} = e^{-\bar{z}}, \quad \bar{z} = A_0 \bar{F} \bar{z} = \frac{A_0 S}{V} \bar{z}, \quad A_0 = \frac{A_0 S}{\bar{F}}, \quad \bar{z} = \frac{z}{S}, \quad (1)$$

$$\bar{C}_e(\bar{z}) = \left(1 + \frac{B_4}{B_2 - B_1} - \frac{B_3}{B_2}\right) e^{-B_2 \bar{z}} - \frac{B_4}{B_2 - B_1} e^{-B_1 \bar{z}} + \frac{B_3}{B_2} \quad \text{при } \bar{C}_e(0) = 1, \quad (2)$$

де  $B$  - константи інтегрування рівнянь запропонованих моделей

$$B_1 = A_0 \bar{F}, \quad B_2 = \left(\bar{\rho}_0 - \bar{\rho}_s \frac{\bar{\rho}_{C_2}}{\bar{\rho}_C}\right), \quad B_4 = A_0 \frac{\bar{\rho}_s \bar{k}_c}{\bar{\rho}_C \bar{k}_L}, \quad A_0 = \bar{\rho}_L (1 - A),$$

$$B_3 = \frac{\bar{\rho}_s}{3 \bar{\rho}_C} \left( \frac{1}{(1 + \bar{\delta})^2} - 1 - \bar{\delta} \right) \bar{w} + \frac{\bar{\rho}_s}{\bar{\rho}_C} \bar{w}_c + \bar{w}_s. \quad (3)$$

При значних концентраціях органічних забруднень  $K_{mL} \ll L$ , можна обмежитись рішенням цієї задачі при реакціях нульового порядку  $R_L = w_L = \frac{\mu_m}{Y} X$ ,  $R_C = \alpha_L w_L + w$ . В цьому випадку для визначення зміни концентрацій  $L_e$  і  $C_e$  одержані такі залежності

$$\bar{L}_e = 1 - \bar{F} \frac{\bar{w}_L}{3} \left[ (1 + \bar{\delta}) - \frac{1}{(1 + \bar{\delta})^2} \right] \bar{z}, \quad (4)$$

$$\bar{C}_e = \left(1 - \frac{B_3}{B_2}\right) e^{-B_2 \bar{z}} + \frac{B_3}{B_2}, \quad (5)$$

де

$$B_2 = \bar{\rho}_0 - \bar{\rho}_s \frac{\bar{\rho}_{C_1}}{\bar{\rho}_C}, \quad B_3 = \bar{\rho}_s \left[ \frac{\bar{w}_c}{\bar{\rho}_C} - \frac{\bar{w}_0}{3 \bar{\rho}_C} \left( (1 + \bar{\delta}) - \frac{1}{(1 + \bar{\delta})^2} \right) \right] + \bar{w}_s. \quad (6)$$

Згідно з проведеними в роботі [10] дослідженнями в практичних розрахунках при відношенні  $\beta_L = \frac{K_{mL}}{L_0} > 2$  можна приймати кінетику першого порядку, а при  $\beta_L < 0.25$  – кінетику нульового порядку. Таким чином, в межах  $0.25 < \beta_L < 2$  при розрахунках кінетики реакції окислення необхідно використовувати відоме в літературі нелінійне рівняння Моно

$$R_L = \frac{\mu_m}{Y} \frac{L}{K_{mL} + L} X. \quad (7)$$

В цьому випадку можна скористатись методами розрахунку концентрацій  $L$  і  $L_e$ , які наведені в роботах [9,10].

В наведених рівняннях і залежностях прийняті слідуочі позначення окремих параметрів і коефіцієнтів

$$\begin{aligned} k_L &= \frac{\mu_m X}{Y K_{mL}}, & \bar{k}_L &= \frac{k_L R^2}{D_L}, & k_c &= \alpha_1 k_L, & \bar{k}_c &= \frac{k_c R^2 L_0}{D_c C_0}, & w &= \alpha_2 b X, & \bar{w} &= \frac{w R^2}{D_c C_0}, \\ w_0 &= \alpha_1 w_L + w, & \bar{w}_0 &= \frac{w_0 R^2}{D_c C_0}, & w_L &= \frac{\mu_m X}{Y}, & \bar{w}_L &= \frac{w_L R^2}{D_L L_0}, & w_s &= n_c \alpha K_c a \beta C_s, & \bar{w}_s &= \frac{w_s S}{V C_0}, \\ w_c &= \eta \alpha K_{cn} \beta C_s, & \bar{w}_c &= \frac{w_c R}{D_c C_0}, & \rho_{c_1} &= (1-\eta) K_c, & \bar{\rho}_{c_1} &= \frac{\rho_{c_1} R}{D_c}, & \rho_L &= (1-\eta) K_L, \\ \bar{\rho}_L &= \frac{\rho_L R}{D_L}, & \rho_{c_2} &= \eta \alpha K_{cn}, & \bar{\rho}_{c_2} &= \frac{\rho_{c_2} R}{D_c}, & \rho_c &= \rho_{c_1} + \rho_{c_2}, & \bar{\rho}_c &= \bar{\rho}_{c_1} + \bar{\rho}_{c_2}, \\ \rho_0 &= \bar{F}_\delta \rho_{c_1} + n_c \alpha K_c a, & \bar{\rho}_0 &= \frac{\rho_0 S}{V}, & \rho_s &= \bar{F}_\delta \rho_{c_1}, & \bar{\rho}_s &= \frac{\rho_s S}{V}, & \bar{F}_\delta &= \frac{F_\delta}{F}, & \bar{F} &= \frac{\bar{F}_\delta D_L S}{V R}, \\ \bar{\delta} &= \frac{\delta}{R}, & \bar{L} &= \frac{L}{L_0}, & \bar{L}_e &= \frac{L_e}{L_0}, & \bar{C} &= \frac{C}{C_0}, & \bar{C}_e &= \frac{C_e}{C_0}, & \bar{z} &= \frac{z}{S}, & \tilde{z} &= \frac{A_s}{V} z = \frac{A_s S}{V} \bar{z}. \end{aligned}$$

де  $L, L_e, L_0$  – відповідно, концентрації органічних забруднень (ОЗ) в біоплівці, фільтрі і у вхідній рідині,  $\frac{z_{БПК_n}}{M^3}, \frac{z_{ХПК}}{M^3}$ ;  $C, C_e, C_0, C_s$  – відповідно концентрації

кисню в біоплівці, фільтрі, вхідній рідині і насичення  $\frac{z}{M^3}$ ,  $D_L, D_c$  – коефіцієнти

молекулярної дифузії ОЗ і кисню в біоплівці  $\frac{M^2}{z\partial\partial}$ ;  $K_L, K_c$  – коефіцієнти

масопереносу ОЗ і кисню в рідинній плівці  $\frac{M}{z\partial\partial}$ ;  $K_c a$  – коефіцієнт об'ємного

масопереносу кисню у воді,  $z\partial\partial^{-1}$ ;  $K_{cn}$  – коефіцієнт міжповерхневого

масопереносу кисню із бульбашки в біоплівку,  $\frac{M}{z\partial\partial}$ ;  $\alpha, \beta$  – відомі поправочні

коефіцієнти для кисню в стічній воді,  $Y = \frac{dX}{dL}$  – коефіцієнт приросту біомаси

г/г,  $\alpha_1, \alpha_2$  – відомі стехіометричні коефіцієнти витрати кисню г/г;  $b$  – швидкість ендогенної реакції (самоокиснення),  $\text{год}^{-1}$ ;  $K_{mL}, K_{mc}$  – відповідно константи

насичення (напівнасичення) по забрудненням і кисню,  $\frac{z_{БПК_n}}{M^3}, \frac{z_{ХПК}}{M^3}, \frac{z_{O_2}}{M^3}$ ;

$\mu_m$  – питома максимальна швидкість росту мікроорганізмів,  $\text{год}^{-1}$ ;  $X$  – концентрація гетеротрофної біомаси в біоплівці,  $g/M^3$ ,  $\delta, \delta_p$  – відповідно

товщини активної (аеробної) біоплівки і рідинної плівки, м;  $R$  – розрахунковий радіус зерен (гранул) завантаження, м;  $S$  – робоча висота фільтра, м;  $V$  – постійна швидкість фільтрування ( $V=Q/F$ ,  $Q$  – витрата,  $F$  – площа фільтра),  $F_s$  – площа поверхні біоплівки на одиницю висоти фільтру, м;  $\eta$  – відношення площі контакту бульбашок з біоплівкою до загальної площі поверхні бульбашок.

Для розрахунку концентрацій кисню  $C_e$  по висоті фільтра і зокрема у фільтраті (на виході із фільтра) і оцінки впливу різних (можливих) параметрів і технологій (випадків) формування в динаміці кисневого режиму, що являється основною задачею досліджень, запропоновані можливі технологічні схеми розрахунку, одержані на основі результатів реалізованих вище моделей і запропонованих методів розрахунку [8, 9]. При цьому приймається, що напрямок руху фільтраційного потоку співпадає з напрямком координати  $z$ .

Випадок 1. Надходження кисню концентрацією  $C_0$  відбувається за рахунок аерованої стічної води зокрема шляхом спрощеної аерації на поверхню фільтра  $z=0$ . В цьому випадку загальні рівняння для визначення концентрації по висоті фільтра (2), (3), приймаючи в них

$$\bar{\rho}_s = \bar{\rho}_0, \bar{\rho}_{C_1} = \bar{\rho}_C, \bar{w}_C = 0, \bar{w}_S = 0, B_2 = 0,$$

можна спростити до вигляду

$$\bar{C}_e = 1 + B_{3_1} \bar{z} + \frac{B_{4_1}}{B_{1_1}} \left( e^{-B_{1_1} \bar{z}} - 1 \right), \quad (8)$$

де

$$B_{1_1} = A_0 \bar{F}, \quad B_{4_1} = A_0 \frac{\bar{\rho}_s}{\bar{\rho}_{C_1}} \frac{\bar{k}_C}{\bar{k}_L}, \quad B_{3_1} = \frac{\bar{\rho}_s}{3\bar{\rho}_{C_1}} \left( \frac{1}{(1+\bar{\delta})^2} - (1+\bar{\delta}) \right) \bar{w}. \quad (9)$$

Зазначимо, що аерована вода може поступати зверху чи знизу, де приймається  $\bar{z}=0$ .

Випадок 2. В цьому випадку, найбільш поширеному на практиці, зверху на фільтр поступає аерована стічна вода концентрацією  $C_e = C_0$  при  $z=0$  (тобто маємо випадок 1) і знизу за рахунок пневматичної (бульбашкової) аерації. При цьому повітряні бульбашки віддають кисень у стічну воду по всій поверхні, тобто маємо справу з розчиненим киснем в об'ємі фільтра при відсутності міжповерхневого переносу кисню із бульбашок безпосередньо в біоплівку. Як відомо, в запропонованих моделях інтенсивність формування розчиненого кисню визначається відомим об'ємним коефіцієнтом масопереносу  $K_C a$ , який значною мірою залежить від інтенсивності аерації  $I$ . В цьому випадку зміна концентрації  $C_e(z)$  по висоті фільтра  $z$

визначається рівнянням (2), в якому при визначенні параметрів  $B_i$  приймається  $\eta = 0, \bar{\rho}_{C_2} = 0, \bar{\rho}_C = \bar{\rho}_{C_1}, \bar{w}_C = 0$ , тобто маємо

$$B_{1_2} = B_{1_1}; B_{2_2} = \rho_0 - \rho_S; B_{3_2} = B_{3_1} + \bar{w}_S, B_{4_2} = B_{4_1}. \quad (10)$$

При незначній аерації стічної води ( $C_0 \leq 0,5 \text{ мг/л}$ ) практично забезпечення киснем відбувається тільки за рахунок пневматичної аерації, проведеної з більшою інтенсивністю  $I$ , тобто зі збільшеним коефіцієнтом  $K_C a$ .

Випадок 3. В порівнянні з попереднім випадком при пневматичній (бульбашковій) аерації крім розчиненого кисню, який надходить до поверхні біоплівки через рідинну плівку за рахунок дифузії, враховано також міжповерхневий перенос, при якому кисень частково надходить безпосередньо із бульбашки в біоплівку. Розрахунок концентрації виконується по формулі (2), в якій потрібно додатково врахувати коефіцієнти міжповерхневого переносу  $\eta$  і  $K_{C_s}$ , а при визначенні параметрів  $B_i$  також величин  $\bar{\rho}_{C_1}, \bar{\rho}_C = \bar{\rho}_{C_1} + \bar{\rho}_{C_2}$  і  $\bar{w}_C$ , тобто маємо

$$B_{1_3} = (1 - \eta) B_{1_1}, B_{2_3} = \bar{\rho}_0 - \bar{\rho}_S \frac{\bar{\rho}_{C_1}}{\bar{\rho}_C}, B_{3_3} = B_{3_2} + \frac{\bar{\rho}_S}{\bar{\rho}_C} \bar{w}_C, B_{4_3} = A_0 \frac{\bar{\rho}_S}{\bar{\rho}_C} \frac{\bar{k}_C}{\bar{k}_L}. \quad (11)$$

Для визначення параметрів  $B_1, B_2, B_3$  і  $B_4$  необхідно провести нескладні розрахунки по наведеним вище формулам, використовуючи для цього прийняті (задані) вихідні параметри і коефіцієнти, тому наведемо деякі рекомендації по їх визначенню.

На підставі виконаного аналізу для визначення розрахункової площі при завантаженні із сферичних гранул пропонується залежність

$$\bar{F}_\delta = \frac{F_\delta}{F} = \frac{(1 - n_c) 6}{d}, \frac{1}{m}; \quad (12)$$

для визначення загальної площі поверхні біоплівки у фільтрі висотою  $S$

$$F_{\delta S} = F_\delta S, \quad m^2, \quad (13)$$

де  $d$  – розрахунковий діаметр зерен (гранул) завантаження ( $d = 2R$ ),  $m$ .

Зазначимо, що величина пористості  $n_c$  для гранул сферичної форми залежить від способу упакування і в загальному випадку визначається за формулою [11]

$$n_c = 1 - \frac{\pi}{6a_m}. \quad (14)$$

Тоді для визначення площі поверхні  $\bar{F}_\delta$  маємо

$$\bar{F}_\delta = \frac{\pi}{a_m d}, \quad (15)$$

де  $a_m$  – коефіцієнт способу упакування. Зокрема, для найбільш розповсюдженого кубічного упакування  $a_m = 1$ , а для інших способів упакування  $a_m < 1$ . і наведені в роботі [11].

У випадку різнорідного розміру зерен (гранул) для сфери діаметром  $d$ , яка має кубічне упакування, в центр цього куба можна вписати сферу діаметром  $d'$ , яка тангенціально розташована по відношенню до восьми розташованих сфер з діаметром  $d$  [11]. Якщо врахувати, що в цьому випадку співвідношення між діаметрами буде

$$d' = (\sqrt{3} - 1)d, \quad (16)$$

то пористість і площу поверхні для кубічного упакуванні можна розрахувати по формулам

$$n_c = 1 - \frac{\pi}{6} \left[ 1 + (\sqrt{3} - 1)^3 \right], \quad (17)$$

$$\bar{F}_\delta = \frac{\pi}{d} [5 - 2\sqrt{3}]. \quad (18)$$

В роботі [11] для різних способів упакування сфер наводяться також рекомендації основних геометричних характеристик завантаження (об'ємів, площ поверхні і пористості) з врахуванням біоплівкового покриття постійної товщини  $\delta$  для однорідної (гомогенної) і неоднорідної (гетерогенної) структури сферичного завантаження. У випадку, коли частинки завантаження відрізняються від сферичної форми, відомими в літературі способами вони можуть бути приведені до їх сферичної форми з розрахунковим діаметром  $d_p$ .

В наведених моделях і запропонованих методах розрахунку присутні такі важливі параметри, як коефіцієнт переносу органічних забруднень (ОЗ) і кисню (D) в рідинній плівці  $K_L$ ,  $K_C$  і коефіцієнти молекулярної дифузії ОЗ і D в біоплівці  $D_L$  і  $D_C$ . Для визначення коефіцієнтів  $K_L$  і  $K_C$  в літературі [6, 7, 12, 13] пропонуються такі залежності

$$K_L = \frac{D_L}{\delta_{p/2}}, \quad K_C = \frac{D_C}{\delta_{p/2}}, \quad K_C = \sqrt{\frac{D_C}{D_L}} K_L, \quad (19)$$

$$K_L = \frac{1.09}{n_c} \text{Re}^{1/3} \text{Sc}^{1/3} \frac{D_L}{d_p}, \quad (20)$$

де  $Re = \frac{Vd_p}{\nu}$  – відоме число Рейнольдса,  $Sc = \frac{\nu}{D_L}$  – відоме число Штідта,  $d_p$  – діаметр біочастинки  $d_p = 2(R + \delta)$ ,  $V = \frac{Q}{F}$  – швидкість фільтрування,  $\nu = \frac{\mu}{\rho}$  – кінематична в'язкість рідини. В спеціальній літературі для визначення коефіцієнтів масопереносу  $K_L$  і  $K_C$  рекомендуються значення  $K_L = 0.025 \dots 0.080$  м/год,  $K_C = 0.075 \dots 0.20$  м/год, причому менші значення для діаметра гранул  $d \leq 0.002$  м.

Коефіцієнти молекулярної дифузії  $D_L$  і  $D_C$  через біоплівку залежать від густини (щільності) біоплівки (концентрації  $X$ ). В роботах [14, 15] на підставі експериментальних досліджень для визначення коефіцієнта дифузії  $D_L$  для середньої щільності мікроорганізмів в стічних водах, які зростають на завантаженні біореактора, запропонована залежність

$$D_L = D \left( 1 - \frac{0.43X^{0.92}}{11.19 + 0.27X^{0.99}} \right), \quad (21)$$

де  $D$  – коефіцієнт дифузії в чистій воді,  $cm^2/c$ ,  $X$  – концентрація забруднень (глюкози)  $кг/м^3$ .

В спеціальній літературі для визначення коефіцієнтів дифузії  $D_L$  і  $D_C$  пропонується значення  $D_L = (1.25 \dots 3) \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{год}$ ,  $D_C = (4.5 \dots 12) \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{год}$ ,  $\frac{D_L}{D_C} = 0.25 \dots 0.35$ .

Об'ємний коефіцієнт масовіддачі кисню  $K_{Ca}$ , який, нагадаємо, вважається комплексною характеристичною сорбційних властивостей рідини і являє собою добуток коефіцієнта масовіддачі  $K_C$  на відношення  $a = \frac{F_n}{W_p}$ , де  $F_n$  – площа поверхні контакту фаз (в даному випадку площа поверхні бульбашок  $F_n$  в рідині),  $W_p$  – об'єм рідини. Значення коефіцієнта  $K_{Ca}$  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 в проточному і непроточному гідродинамічному режиму їх роботи. Деякі рекомендації для кількісного визначення об'ємного коефіцієнта  $K_{Ca}$ , переважно в чистій воді, розглянуті і наведені в роботах [5, 16, 17, 18, 19]. Зокрема в роботі [20] розглянуті і співставлені різні методи лабораторного визначення коефіцієнта  $K_{Ca}$  в реакторах з біоплівкою. В практичних розрахунках доцільно в умовах пневматичної (бульбашкової) аерації представити визначення коефіцієнта  $K_{Ca}$  в залежності від інтенсивності аерації  $I$ . В загальному випадку згідно



[19, 21], використовуючи співвідношення  $I = \frac{q_{\text{нпр}} H_{\text{ат}}}{t} = \frac{W_n}{W_p} V_b$ ,  $\frac{W_n}{W_p} = \frac{I}{V_b}$ ,

$a = \frac{F_n}{W_n} = \frac{F_n}{W_n} \frac{I}{V_b} = \frac{6}{d_n} \frac{I}{V_b}$ , одержимо

$$K_{Ca} = \frac{6}{d_n} \frac{I}{V_b} K_C, \quad (22)$$

де  $F_n$ ,  $W_n$  – відповідно площа поверхні ( $\text{м}^2$ ) і об'єм ( $\text{м}^3$ ) бульбашок,  $d_n$  – розрахунковий діаметр бульбашок ( $\text{м}$ ),  $K_C$  – відомий коефіцієнт масовіддачі з боку рідини  $\text{м}^3/\text{год}$ ,  $I$  – інтенсивність аерації  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$ ,  $V_b$  – розрахункова швидкість спливання бульбашок  $\text{м}/\text{год}$  [22]. Згідно існуючим даним коефіцієнт  $K_{Ca}$  в чистій ємкості складає близько  $K_{Ca} = (5,0 \dots 10) \text{год}^{-1}$ . В умовах затоплених фільтрів за рахунок додаткового опору під час спливання бульбашок в пористому завантаженні швидкість спливання значно зменшується, збільшується час аерації і тому коефіцієнт  $K_{Ca}$  буде більшим. В цьому випадку при використанні формули (22) необхідно врахувати вказане, зокрема приймати інтенсивність аерації  $I_n$  рівною

$$I_n = \frac{Q_n}{F} = V_n, \quad (23)$$

де  $Q_n$  – витрата повітря через систему аерації,  $\text{м}^3/\text{год}$ ,  $F$  – площа фільтра,  $\text{м}^2$  ( $F = \frac{Q}{V}$ ),  $V_n$  – поверхнева швидкість повітря,  $\text{м}/\text{год}$ . В роботах [23, 24] для визначення коефіцієнта  $K_{Ca}$  у фільтрі пропонується залежність

$$K_{Ca} = 1481 \cdot V_n^{0,5979} \left( \frac{d_\phi}{D_\phi} \right)^{-0,1153}, \text{год}^{-1} \quad (24)$$

де  $V_n$  – поверхнева швидкість повітря,  $\text{м}/\text{с}$ ,  $d_\phi, D_\phi$  – відповідно, діаметр гранули (частинки) завантаження і фільтра, м. По залежності (24) побудовано розрахунковий графік  $K_{Ca} = f\left(\bar{d} = \frac{d_\phi}{D_\phi}, V_n\right)$ , наведений на рис.1. Зазначимо, що одержані в роботі [6] дослідні значення  $K_{Ca} = (15 \dots 25) \text{год}^{-1}$  добре узгоджуються з розрахунковими значеннями  $K_{Ca}$ , визначеними за формулою (24). Коефіцієнт міжповерхневого переносу  $K_{Cn}$  згідно роботи [6] одержаний з використанням коефіцієнта переносу в чистій воді  $K_{Ca}$  з деякими припущеннями, а саме:

а) форма і розміри бульбашок повітря в фільтрі такі ж, як і при аерації в чистій воді, що підтверджується експериментальними дослідженнями;

б) повітряна бульбашка заміщає нерухому рідинну плівку на поверхні біоплівки під час контакту бульбашка-біоплівка. В цьому випадку на підставі досліджень, проведених при різних швидкостях подачі повітря і рідини для визначення коефіцієнта  $K_{Cn}$  запропонована залежність

$$K_{Cn} = \frac{K_c a}{a_n}, \quad (25)$$

де 
$$a_n = (1 - \eta_n) \frac{F_n}{W_p}, \quad \eta_n = \frac{F_{ns}}{F_n} \quad (26)$$

$F_n$  – загальна площа бульбашок в реакторі,  $m^2$ ;  $W_p$  – об'єм рідини в реакторі,  $m^3$  ( $W_p = W \cdot n_c$ );  $\eta_n$  – відношення площі поверхні повітряної бульбашки, яка контактує з біоплівкою, до загальної поверхні бульбашки;  $K_c a$  – об'ємний коефіцієнт масопереноса в чистій воді,  $год^{-1}$ .

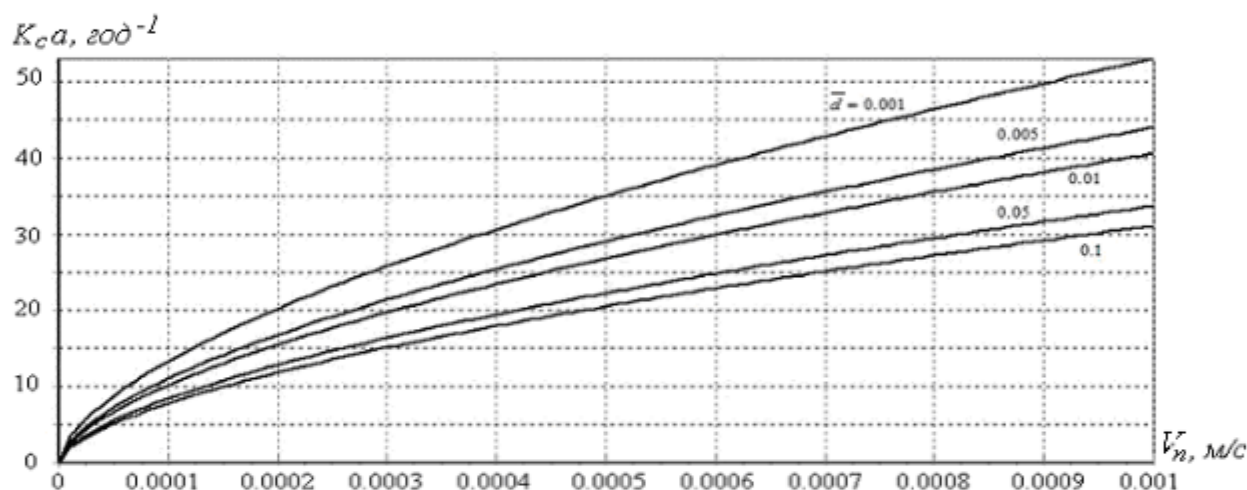


Рис.1. Графік залежності  $K_c a = f\left(\bar{d} = \frac{d_\phi}{D_\phi}, V_n\right)$  за формулою (24)

З використанням дослідних даних в результаті проведених розрахунків по формулам (25) і (26) були одержані значення  $K_{Cn} = 0.075 \dots 0.25$   $м/год$ . При цьому розрахункова швидкість спливання бульбашок у фільтрі  $V_{bp}$  у випадку, коли напрямки руху потоку і бульбашок співпадають, приймається  $V_{bp} = V_b + V$ , а коли напрямки різні -  $V_{bp} = V_b - V$ , де  $V = \frac{Q}{F}$  - швидкість фільтрування.

Вплив забруднень на коефіцієнт об'ємного масопереносу в зоні бульбашок, як відомо, враховується в моделях і розрахунках поправочними коефіцієнтами  $\alpha$  і  $\beta$ . Коефіцієнт  $\alpha$  - це відношення  $K_c a$  в стічній воді до цього ж коефіцієнта  $K_c a$  в очищеній чи водопровідній воді, тобто

$$\alpha = \frac{K_c a (\text{стічна вода})}{K_c a (\text{чиста вода})}. \quad (27)$$

Коефіцієнт  $\beta$  – це відношення концентрації насичення кисню в стічній воді до цієї концентрації в чистій воді, тобто

$$\beta = \frac{C_s (\text{стічна вода})}{C_s (\text{чиста вода})}. \quad (28)$$

Деякі рекомендації по визначенню коефіцієнтів  $\alpha$  і  $\beta$  наведені в роботах [5, 25].

В умовах біологічної очистки зазначені коефіцієнти в залежності від концентрації  $L_0$  можуть змінюватись в межах  $\alpha = 0.85 \dots 1.0$ ,  $\beta = 0.9 \dots 1.0$ . Зазначимо, що при доочистці стічних вод при невеликих вихідних концентраціях  $L_0$  їх вплив буде незначним і в цьому випадку в практичних розрахунках можна приймати  $\alpha = 1.0$  і  $\beta = 1.0$ . Рівнозначна концентрація насичення киснем  $C_s$  залежить від температури і парціального тиску  $P_{O_2}$ . Необхідні розрахунки по визначенню концентрації  $C_s$  наведені в роботах [5, 16].

В прийнятих моделях і розрахунках прийнято  $\eta_s = \eta_n = \eta$ , де, нагадаємо,  $\eta_s$  – відношення площі поверхні біоплівки при контакті з бульбашкою повітря до загальної площі поверхні біоплівки,  $\eta_n$  – відношення площі поверхні повітряної бульбашки, яка контактує з біоплівкою, до загальної площі поверхні бульбашки.

Згідно [6]  $\eta = 0.5 \dots 0.65$  і залежить від товщини активної біоплівки, менші значення приймаються для більш тонких біоплівок.

Ефективність вилучення органічних забруднень в аеробних умовах споживання кисню пов'язана з утворенням високої концентрації поверхні біомаси (біоплівки) на одиницю об'єму фільтра. Біоплівка містить в собі воду, але основна її фізична характеристика знаходиться в твердій фазі. Хоча рідина складає основну частину біоплівки, проте тверді частки є основними при моделюванні товщини і складу біоплівки, так як вони визначають її реактивні і структурні якості. Тверда частина біоплівки має складну гетерогенну структуру і складається в основному із активної біомаси (в даному випадку гетеротрофних мікроорганізмів), інертної біомаси і позаклітинних полімерних речовин (EPS). Вивченню гетерогенної структури біоплівки, її основних характеристик, процесів, які відбуваються в біоплівці при вилученні органічних забруднень на фоні споживання кисню, і т.п. присвячено багато робіт, зокрема [4, 7, 26, 27], і тому в даній статті обмежимося тільки деякою інформацією.

Масоперенос, густина і товщина біоплівки, швидкість реакцій, які відбуваються в біоплівці при вилученні забруднень, в значній мірі залежать від навантаження і гідравлічних умов в реакторах із закріпленим біоценозом (біоплівкою).

В свою чергу товщина біоплівки залежить від часу її зростання (віку біоплівки), від величини навантаження, жорсткості її поверхні, числа  $Re$ . Густина (щільність) біоплівки переважно залежить від навантаження і гідродинамічних умов (числа  $Re$ ). При цьому, як зазначалось вище, треба звернути увагу на те, що в біоплівкових моделях приймає участь не вся можлива товщина біоплівки, а її активна однорідна частина, визначення якої пов'язано також з визначенням глибини проникнення забруднень і кисню в біоплівку [2, 7]. Відомо, в окремих випадках можливо зменшення товщини біоплівки за рахунок процесів відриву і змиву [28]. На підставі аналізу виконаних досліджень формування відносно малих товщин біоплівки робиться висновок, зокрема в роботах [2, 7, 28], що має місце в моделях с коротким фільтроциклом, відрив буде незначним і ним можна знехтувати, а в розрахунках приймати середньо-зважені значення товщини  $\delta$ . В спеціальній літературі рекомендуються наступні значення  $\delta = (30 \dots 100) \text{ мкм} = (0,3 - 1,0) 10^{-6} \text{ м}$ .

Швидкість реакції в біоплівці при вилученні органічних забруднень в значній мірі також залежить від концентрації гетеротрофної біомаси в біоплівці  $X$  (її густини). Відомо, що концентрація цих бактерій в біоплівці буде значно більшою ніж в активному мулі і в спеціальній літературі може вимірюватись в одиницях  $\frac{\text{кг } 3B(B)}{\text{м}^3}$ ,  $\frac{\text{кг } БВБ}{\text{м}^3}$  та  $\frac{\text{кг } ХПК(Б)}{\text{м}^3}$

( $\frac{\text{кг } SS(B)}{\text{м}^3}$ ,  $\frac{\text{кг } VSS}{\text{м}^2}$ ,  $\frac{\text{кг } COD(B)}{\text{м}^2}$ ), де  $3B(B)$  ( $SS$ ) – біомаса в одиницях  $3B$ ,  $БВБ$

( $VSS$ ) – беззольні речовини біомаси,  $ХПК(Б)$  ( $COD(B)$ ) – біомаса в одиницях  $ХПК$ . Тому в кожному випадку потрібно вписувати розмірність, в яких потрібно проводити розрахунки і при цьому витримувати її при визначенні всіх допоміжних параметрів. Згідно СНІП [21] в розрахунках приймається

$X = a(1-s)$ , тобто в одиницях  $\frac{\text{г } БВБ}{\text{л}}$ , а концентрація стічної води в одиницях

$\frac{\text{г } БПК_{пов}}{\text{л}}$ , і в цих одиницях пропонується проводити розрахунки. В зарубіжній

літературі часто приймається розмірність параметрів стічної води в  $ХПК$  і, як правило, розмірність концентрації бактерій в біоплівці також приймається в цих одиницях  $ХПК(Б)$ , як і всі інші параметри. Згідно [2, 4] перерахунковий коефіцієнт в цьому випадку дорівнює 1,42 ( $X_{ХПК(Б)} = 1,42 X_{БВБ}$ ), тобто в цьому

випадку тільки частина біомаси, яка виражена в одиницях  $ХПК$ , являє собою активну (живу) біомасу. Приведена в [21] концентрація  $a_i$  г/л відповідає

концентрації біомаси, виражений в одиниці  $\frac{\text{г } 3B(B)}{\text{л}}$ . В цьому випадку в

залежності від завантаження коефіцієнт перерахунку  $(1-s)$  концентрації  $a_i$  до

концентрації  $X$  приймається: при  $0,08 \dots 0,15 \frac{\text{кг } БПК_{пов}}{\text{кг } БВК \text{ доба}}$  ( $0,65 - 0,70$ ), при

0,3...0,4 (0,70 – 0,75), а при 0,7...0,85 (0,75 – 0,80). Відомо, що для точного визначення накопичення і розподілу біомаси в біоплівці необхідно записати і реалізувати рівняння балансу маси, яке записується відносно зміни концентрації біомаси в біоплівці. Проте на практиці для спрощення розрахунків приймається осереднене значення густини (концентрації) біомаси в біоплівці, з врахуванням існуючих експериментальних досліджень по цьому питанні. В спеціальній літературі [7,28,29,30] рекомендуються значення  $X = (5...20)$  г/л.

Наведемо нижче значення деяких параметрів і коефіцієнтів, пов'язаних з моделюванням і розрахунками кисневого режиму. Так, константа напівнасичення по кисню  $K_{m_c}$  за даними літературних джерел в умовах біоплівкових моделей змінюється в межах  $K_{m_c} = 0.1...0.5 \frac{г O_2}{м^3}$ . Що стосується деяких стехіометричних коефіцієнтів, то із аналізу даних, які наведені в спеціальній літературі, їх наближено можна приймати

$$\alpha_1 = (0.4...0.8) \frac{г O_2}{г БПК_5} = (1.0...1.2) \frac{г O_2}{г БПК_{нов}}, \quad \alpha_2 = 1.42 \frac{г O_2}{г ХПК},$$

$$\alpha_3 = (1.4...2.0) \frac{г ХПК}{г O_2} = (0.8...1.2) \frac{г БПК_5}{г O_2},$$

а коефіцієнт приросту біомаси  $Y$  може бути виражений в різних величинах, зокрема приймається

$$Y = (0.5...0.7) \frac{г ХПК(Б)}{г ХПК(L)}, \quad Y = (0.45...0.65) \frac{г БВК}{г БПК_{нов}}.$$

Зокрема, у монографіях [2,4] при розрахунках біореакторів з закріпленим біоценозом (біоплівкою) рекомендується приймати  $\rho_m = (50...500) \frac{кг ХПК}{м^3 \text{ доба}}$ ,  $\rho_m = (25...250) \frac{кг БПК_5}{м^3 \text{ доба}}$ ,  $K_{m_c} = 0.1 \frac{г O_2}{м^3}$ ,  $K_{m_L} = (10...30) \frac{г ХПК}{м^3}$ ,  $\mu_{max} = 4...8$  1/добу,  $D_L = (0,3...0,6) 10^{-4} \frac{м^3}{\text{доба}}$ ,  $D_C = (1,0...2,1) 10^{-4}$  м<sup>2</sup>/доба,  $b = (0,1...0,2)$  1/доба. Нагадаємо, що  $\rho_m = k_L K_{m_L} = \frac{\mu_m X}{Y}$ . При виконанні розрахунків можна також скористуватись такими орієнтовними значеннями вихідних констант і коефіцієнтів, які пропонуються в спеціальній літературі (табл.1).

На кінетику біоокислення і на процеси переносу впливають температура і інші фактори (рН, наявність у стічній воді токсичних і інших речовин і т.інш.). Рекомендації по врахуванню зазначених факторів наведені в спеціальній літературі, зокрема [2, 4, 7, 10, 17]. В практичних розрахунках ці рекомендації в основному зводяться до корегування окремих констант і коефіцієнтів за температурним і іншими факторами.

Нижче наведемо приклади розрахунків, за допомогою яких можна простежити послідовність і хід використання запропонованих методів і на основі розглянутих різних варіантів оцінити вплив різних факторів і обґрунтувати найбільш доцільний технологічний режим роботи очисного фільтра.

Стічна вода, яка поступає на фільтр, завантажений сферичними гранулами  $d = 0,004\text{ м}$ , має концентрацію  $L_0 = 15 \frac{\text{мг}}{\text{л}} \text{БПК}_{\text{повн}}$ ; необхідно доочистити її до концентрації на виході (у фільтраті) до  $L_e(S) = 5 \frac{\text{мг}}{\text{л}} \text{БПК}_{\text{повн}}$  при кінетиці першого порядку.

Таблиця 1

**Значення деяких вихідних параметрів і коефіцієнтів**

Параметр	Одиниці виміру	Значення
$k_L$	год <sup>-1</sup>	80...500
$K_L$	м/год	0,025...0,080
$D_L$	м <sup>2</sup> /год	(1,25...3) 10 <sup>-6</sup>
$\mu_m$	1/год	0,05...0,15
$\delta$	мкм м	30...100 (0,3...1,0)10 <sup>-4</sup>
$X$	г/л	5...20
$Y$	$\frac{z X}{z L}$	0,45 – 0,65
$K_{mL}$	мг/л	5...20
$R$	М	0,001...0,0025
$\rho_m$	$\frac{\text{кг БПК}_s}{\text{м}^3 \cdot \text{доба}}$	25...250
$\rho_m$	$\frac{z}{\text{л} \cdot \text{год}}$	1...10

Швидкість фільтрування приймається  $V = 5 \frac{\text{м}}{\text{год}}$ , і подача кисню відбувається зверху з початковою концентрацією  $C_0$  за рахунок спрощеної аерації і знизу за рахунок пневматичної (бульбашкової) аерації. Будемо розглядати різні варіанти окислення в біоплівці.

Спочатку приведемо розрахунки по вилученню органічних забруднень в очисному фільтрі при наступних даних:

$$\rho_L = K_L = 0,05 \frac{\text{м}}{\text{год}}, \quad D_L = 2,0 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{год}}, \quad \delta = 5 \cdot 10^{-5} \text{ м},$$

$$\mu_{\text{max}} = 0,15 \text{ год}^{-1}, \quad X = 10000 \frac{\text{мг}}{\text{л}}, \quad Y = 0,5, \quad K_{mL} = 20 \frac{\text{мг}}{\text{л}},$$

$$b = 0,001 \text{ год}^{-1}.$$

Далі вирахуємо допоміжні параметри  $k_L = \frac{0,15 \cdot 10000}{0,5 \cdot 20} = 150 \text{ год}^{-1}$ ,

$$\bar{k}_L = \frac{150(0,002)^2}{2 \cdot 10^{-6}} = 300, \quad \bar{\delta} = \frac{5 \cdot 10^{-5}}{2 \cdot 10^{-3}} = 0,025, \quad \bar{\rho}_L = \frac{0,05 \cdot 0,002}{2 \cdot 10^{-6}} = 50,$$

$\bar{F}_\delta = \frac{\pi}{0,004} = 785 \text{ м}^{-1}$ , а потім згідно [3] при цих параметрах знаходимо

$$A = 0,87, \quad A_0 = 0,05 \cdot 0,13 = 0,0065 \text{ м/год}, \quad A_* = 0,05 \cdot 785 \cdot 0,13 = 5,1 \text{ год}^{-1}.$$

Таким чином, робоча висота фільтра буде складати  $S = \frac{5}{5,1} \ln \frac{15}{5} = 1,08 \text{ м}$ .

Таким чином, робоча висота фільтра поряд зі швидкістю фільтрування  $V$  суттєво залежить від параметра  $A_*$ , а саме, чим більшим він буде, тим менша буде потрібна робоча висота фільтра. Тому в технічних рішеннях необхідно прямувати до збільшення цього параметра, що може бути досягнуто передусім за рахунок збільшення площі поверхні зернистого завантаження  $F_\delta$ , а також в меншій мірі за рахунок покращення переносу в пограничному шарі і в біоплівці, що характеризуються коефіцієнтами масопереносу  $K_L$  і дифузії  $D_L$ , а також за рахунок констант і коефіцієнтів, від яких залежить параметр  $A_*$ .

У випадку, коли кінетична реакція забруднень в біоплівці відбувається згідно з відомим рівнянням Моно, то використовуючи запропоновану в [10] методику розрахунку для даного прикладу, в якому додатково прийнято

$$K_{ml} = 20 \text{ мг/л}, \quad \text{тобто} \quad \beta = \frac{K_{ml}}{L_0} = \frac{20}{15} = 1,33; \quad \rho_m = k_L K_{ml} = 150 \cdot 20 = 3000 \text{ мг/л} \cdot \text{год}$$

одержано значення висоти фільтра  $S = 1,35 \text{ м}$ . Таким чином, по більш точній методиці розрахунку з врахуванням нелінійної реакції біоокислення, значення  $S$  виявилось більшим на 20%, ніж визначене з врахуванням лінійної реакції першого порядку. Як показав аналіз, ця різниця буде зменшуватись зі збільшенням відношення  $\beta = \frac{K_{ml}}{L_0} > 1,5$ .

Переходимо до розрахунку параметрів кисневого режиму. Нагадаємо, що при визначенні зміни концентрації  $L_e$  була прийнята для кисню реакція нульового порядку, невиконання якої в деяких випадках може привести до незначного зменшення реакції біоокислення  $k_L$ .

**Випадок 1.** Розрахунок зміни концентрації кисню  $C_e$  по висоті фільтра  $z$  при розрахунковій висоті фільтра  $S = 1,08$  проведено по формулі (8), для чого приймаємо необхідні вихідні дані:  $C_0 = 5 \text{ мг/л}$ ,  $K_C = 0,12 \text{ м/год}$ ,

$$w = 1,42 \cdot 0,001 \cdot 1000 = 14,2 \text{ мг/л} \cdot \text{год},$$

$$\rho_s = \rho_0 = 785 \cdot 0,12 = 94 \text{ год}^{-1},$$

$$\bar{\rho}_s = \frac{94 \cdot 1,08}{5} = 20,3;$$

$$\rho_{c_1} = K_c = 0,12 \text{ мг/год},$$

$$\bar{\rho}_c = \frac{0,12 \cdot 0,002}{7,5 \cdot 10^{-6}} = 32,$$

$$\bar{w} = \frac{14,2 \cdot 0,002^2}{5 \cdot 7,5 \cdot 10^{-6}} = 1,5.$$

Після визначення необхідних проміжних параметрів переходимо до визначення параметрів  $B_{1,i}$  по формулі (9), а саме

$$B_{1_1} = 1,1, \quad B_{2_1} = 0, \quad B_{3_1} = -0,024, \quad B_{4_1} = 1,43.$$

Після чого по формулі (8) визначаємо концентрацію  $\bar{C}_c$  і  $C_c$  на виході із фільтра (фільтраті  $\bar{z} = 1$ )

$$\bar{C}_c(1) = 1 - 0,024 \cdot 1 + \frac{1,43}{1,1} (e^{-1,11} - 1) = 1 - 0,024 - 0,838 = 0,148;$$

$$C_c(1) = 0,148 \cdot 5 = 0,74 \text{ мг}^3/\text{л}.$$

Далі по формулі (8) визначаємо значення концентрації  $\bar{C}_c$  по висоті фільтра  $\bar{z}$ , яке буде складати  $\bar{C}_c(0,2) = 0,760$ ,  $\bar{C}_c(0,6) = 0,367$ .

Для цього випадку аналогічним чином виконуємо розрахунки при вихідних концентраціях  $C_0 = 7 \text{ мг/л}$  і  $C_0 = 9 \text{ мг/л}$ . По результатам розрахунків будуємо графік залежності  $\bar{C}_c = f(\bar{z}, C_0)$  (рис.2). Таким чином, при  $C_0 = 5 \text{ мг/л}$  в межах  $\bar{z} \approx 0,5 - 1,0$  та при  $C_0 = 7 \text{ мг/л}$  в межах  $\bar{z} \approx 0,8 - 1,0$  процес біоокислення органічних забруднень в біоплівці в достатній мірі не буде забезпечений киснем і тому концентрація  $L_c$  у фільтраті буде дещо більшою розрахункової  $L_c = 5 \text{ мг/л}$ .

**Випадок 2.** В цьому випадку, як зазначалось вище, додатково враховано надходження кисню знизу в об'єм фільтра за рахунок пневматичної (бульбашкової) аерації, але без врахування при цьому міжповерхневого переносу (безпосередньо від бульбашок в біоплівку  $\eta = 0$ ).

В цьому випадку в порівнянні з випадком 1 додатково приймаємо і вираховуємо:

$$K_c a = 15 \text{ год}^{-1}, \quad C_s = 9,0 \text{ мг/л}, \quad \alpha = 0,93, \quad \beta = 0,98, \quad n_c = 0,4,$$

$$\alpha_1 = 0,42 \frac{z O_2}{z \text{БПК}}, \quad \alpha_2 = 1,42 \frac{z O_2}{z X}, \quad \rho_0 = 785 \cdot 0,12 + 0,4 \cdot 0,93 \cdot 15 = 99,78 \text{ год}^{-1},$$

$$w_s = 0,4 \cdot 0,93 \cdot 15 \cdot 0,98 \cdot 9 = 49 \text{ мг/л} \cdot \text{год}, \quad \bar{\rho}_0 = \frac{99,78 \cdot 1,08}{5} = 21,5, \quad \bar{w}_s = \frac{49 \cdot 1,08}{5 \cdot 5} = 2,13.$$

Після визначення необхідних проміжних параметрів переходимо до визначення параметрів  $B_{2,i}$  по формулі (3), а саме

$$B_{2_1} = B_{1_1}; \quad B_{2_2} = 1,2; \quad B_{2_3} = 2,10; \quad B_{2_4} = B_{4_1} = 1,43.$$



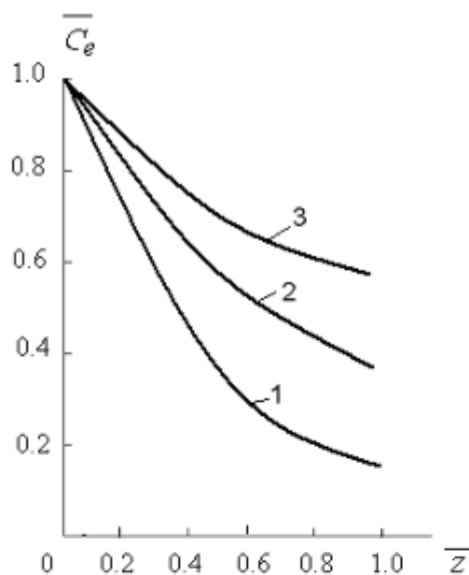


Рис.2. Графік залежності

$$\bar{C}_e = f(\bar{z}, C_0):$$

1 –  $C_0 = 5$ , 2 –  $C_0 = 7$ , 3 –  $C_0 = 9$  мг/л

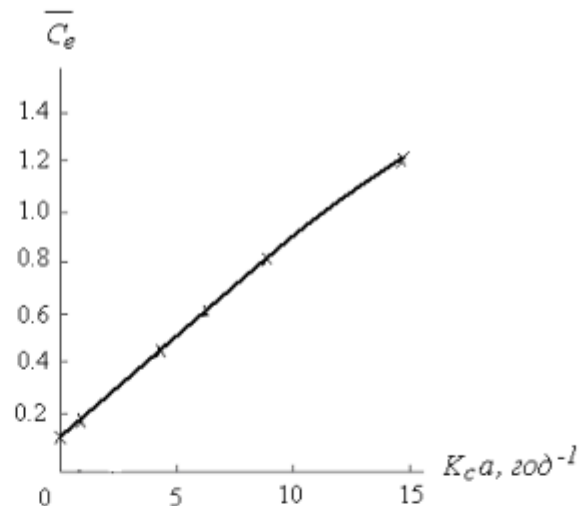


Рис.3. Графік залежності

$$\bar{C}_e = f(K_c a)$$

Після чого, по формулі (2) визначаємо концентрацію  $C_e$  на виході із фільтра ( $\bar{z} = 1$ )

$$\bar{C}_e(1) = \left( 1 + \frac{1,42}{1,2 - 1,1} - \frac{2,10}{1,2} \right) e^{-1,21} - \frac{1,43}{1,2 - 1,1} e^{-1,11} + \frac{2,10}{1,2} = 1,26;$$

$$C_e(1) = 5 \cdot 1,26 = 6,3 \text{ мг/л.}$$

При значеннях коефіцієнта масопереносу  $K_c a = 10; 7,5; 5,0; 2,5$  відповідно, у фільтраті  $\bar{C}_e(1) = 0,885; 0,65; 0,45; 0,257$  побудовано графік  $\bar{C}_e(1) = f(K_c a)$  (рис.3). Із рис.3 видно, що зі збільшенням коефіцієнта  $K_c a$  (інтенсивності бульбашкової аерації) концентрація на виході із фільтра збільшується майже по лінійному закону і при значенні  $K_c a > 7,5 \text{ год}^{-1}$  процес окислення буде забезпечений киснем.

В цьому випадку, але при відсутності спрощеної аерації ( $C_0 \approx 0,5 \text{ мг/л}$  при  $\bar{z} = 0$ ) і наявності відносно значної барботажної аерації, яку забезпечує коефіцієнт масопереносу  $K_c a = 15 \text{ год}^{-1}$  в результаті проведених розрахунків на виході із фільтра тобто в місці проведення барботажної аерації ( $\bar{z} = 1$ ) одержимо значення концентрації  $C_e = 4,93 \frac{\text{Мг}}{\text{л}}$ . Зі зменшенням ступені використання кисню із бульбашок по висоті фільтра концентрації  $C_e$  буде зменшуватись і у верхній частині фільтра процес окислення не буде повністю забезпечений киснем.

**Випадок 3.** В порівнянні з випадком 2 при пневматичній (бульбашковій) аерації крім розчиненого кисню, який надходить із об'єму фільтра до поверхні біоплівки за рахунок дифузії через рідинну плівку, враховано також міжповерхневий перенос, при якому кисень частково надходить безпосередньо із бульбашок в біоплівку. В цьому випадку в розрахунках додатково приймаються такі вихідні дані:

$$K_{c_n} = 0,2 \text{ м/год}, \quad \eta = 0,5,$$

і вираховуються проміжні параметри:

$$\rho_{C_2} = 0,5 \cdot 0,93 \cdot 0,2 = 0,093 \text{ м/год}, \quad \rho_C = 0,06 + 0,093 = 0,153 \text{ м/год},$$

$$\bar{\rho}_C = \frac{0,153 \cdot 0,002}{7,5 \cdot 10^{-6}} = 40,8, \quad \bar{\rho}_{C_2} = 24,8, \quad \bar{\rho}_{C_1} = 16,$$

$$w_C = 0,5 \cdot 0,93 \cdot 0,2 \cdot 0,98 \cdot 9 = 0,82 \frac{\text{м}^2 \cdot \text{мг}}{\text{год}}, \quad \bar{w}_C = \frac{0,82 \cdot 0,002}{5 \cdot 7,5 \cdot 10^{-6}} = 44,$$

$$\rho_L = (1 - 0,5) \cdot 0,05 = 0,025 \text{ м/год}; \quad \bar{\rho}_L = \frac{0,025 \cdot 0,002}{2 \cdot 10^{-6}} = 25, \quad A_0 = 25 \cdot 0,13 = 3,25.$$

Далі по формулі (3) вираховуємо параметри  $B_{3i}$ :

$$B_{3_1} = 0,55; \quad B_{3_2} = 7,60; \quad B_{3_3} = 12,13; \quad B_{3_4} = 0,283;$$

Коефіцієнт  $\bar{C}_e(1)$  по формулі (2) буде складати  $\bar{C}_e(1) = 1,8$  звідки

$$C_e(1) = 5 \cdot 1,8 = 8 \frac{\text{мг}}{\text{л}}, \text{ а при значенні } K_{c_a} = 7,5 \text{ год}^{-1} - C_e(1) = 4,1 \frac{\text{мг}}{\text{л}}. \text{ Зазначимо, що}$$

у випадку неврахування міжповерхневого переносу ( $\eta = 0$ ), відповідно, маємо

$$C_e = 5 \cdot 1,26 = 6,3 \frac{\text{мг}}{\text{л}} \quad \text{і} \quad C_e = 5 \cdot 0,65 = 3,25 \frac{\text{мг}}{\text{л}}. \text{ Таким чином врахування}$$

міжповерхневого переносу призводить до збільшення концентрації  $C_e(1)$  при

$$K_{c_n} = 0,2 \frac{\text{м}}{\text{год}} \text{ майже на } 20\%. \text{ При зменшенні параметрів } K_{c_n} \text{ і } \eta \text{ цей процент}$$

буде також зменшуватись. Таким чином, достовірність визначення впливу міжповерхневого переносу на формування кисневого режиму у фільтрі в значній мірі буде залежити від правильного визначення параметрів  $K_{c_n}$  і  $\eta$ .

### Висновки

Запропонована методика розрахунку кисневого режиму і наведені практичні рекомендації до її використання дозволяють обґрунтувати найбільш доцільний технологічний режим забезпечення киснем процесу біологічної доочистки стічних вод на затоплених фільтрах.

### Список літератури

1. Гироль Н.Н., Журба М.Г., Семчук Г.М., Якимчук Б.Н. Доочистка сточних вод на зернистих фільтрах. // Ровно: Спеціальне видання СПООО «Типографія, Левобережна», 1998. – 92 с.

2. *Henze M., Harremoës P., Jansen C., Arwin E. Wastewater Treatment – Springer. – Berlin, New York, 2002. – 430 p.*
3. *Олейник А.Я., Василенко Т.В., Рибаченко С.А., Хамад Ихаб Ахмад. Моделирование процессов доочистки хозяйственно-бытовых сточных вод на фильтрах // Проблемы водопостачання, водовідведення та гідравліки. – К.: КНУБА, 2006. – Вип.7. – С.85-97.*
4. *Henze M., M. Van Loosdrecht M.C., Ekama G.A., Brdjanovic D. Biological Wastewater Treatment // Iwa Publishing, London, 2008. – 511 p.*
5. *Олійник О.Я., Маслун Г.С. До розрахунку кисневого режиму при очистці стічних вод // Проблемы водопостачання, водовідведення та гідравліки. – К.: КНУБА, 2010. – Вип. 14. – С. 76-102.*
6. *Lee K.M., Stensel H.D. Aeration and substrate utilization in a sparged packed – biofilm reactor // WPCF. – Vol. 58, №11. – P.1065-1073.*
7. *Wanner O., Ebert N.L., Rittman B.E. Mathematical modeling of biofilms // Scientific and Technical report. № 18. – 2006. – P. 2012.*
8. *Олійник О.Я., Маслун Г.С. Моделювання кисневого режиму в біореакторах при очистці стічних вод // Доповіді НАНУ – 2010. – N 10. – С.52-56.*
9. *Маслун Г.С. Розрахунки кисневого режиму при біологічній доочистці стічних вод фільтруванням // Екологічна безпека та природокористування. – 2012, Вип.10. – С. 45-53.*
10. *Рибаченко С.О. Аеробна доочистка стічних вод на затоплених фільтрах // Дис. канд. техн. наук 05-23.04. – КНУБА, 2011. – 143 с.*
11. *Taylor S.W., Milly P.C.D., Jaffe P.R. Biofilm Growth and the Related Changes in the Physical Properties of a Porous Medium. 2 Permeability // Wat. Resources Res, 1990. – Vol. 26, №9. – P.2161-2169.*
12. *Моделирование аэрационных сооружений для очистки сточных вод // Брагинский Л.Н., Евилевич М.А., Бегачев В.И. и др. – Л.: Химия, 1980. – 144 с.*
13. *Lee M.W., Park I.M. One-dimensional mixed – culture biofilm model considering different space occupancies of particulate components.// Wat. Res., 2007. – N.41-44. – P. 4317-4328.*
14. *Fan L.S., Ramos R.L., Wisecarver and Zehner B. Diffusion of phenol through a biofilm grown on activated carbon particles in a draft-tube fluidized bed bioreactor // Biotechnol. Bioeng., №35. – 1990. – P. 279-286.*
15. *Beuéal H., Tanyalac A. A mathematical model for hollow fiber biofilm reactors // The Cemical Eng. Youn., 1994. – №56. – P.53-59.*
16. *Попкович Г.С., Репин Б.Н. Системы аэрации сточных вод. – М.: Стройиздат, 1986. – 136 с.*
17. *Степова Н.Г. Вплив кисню на процеси очищення стічних вод в біодискових фільтрах // Автореферат дис. канд. техн. наук – КНУБА, 1999.*

18. Сивак В.М., Янушевський І.Е. Аэраторы для очистки природных и сточных вод // Львов: Вища школа, 1984. – 124 с.
19. Олейник А.Я., Маслун А.С., Калугин Ю.И. Обеспечение кислородом биореакторов при пневматической системе аэрации // Одесса: Вісник ОДАБ та А. – Вип.13, 2011. – С. 182-187.
20. Perez J., Montesinos J.L., Godia F. Gas-liquid mass transfer in an up-flow concurrent packed-bed biofilm reactor // Biochemical Engin. Jour. – 2006. – №31. – P. 188-196.
21. СНиП. 2.04.03 – 85. Каналізація. Наружные сети и сооружения // Госстрой СССР – М.: Стройиздат, 1985 – 73 с.
22. Олійник О.Я., Маслун Г.С., Величко С.В. Динаміка спливання повітряних бульбашок у рідині // Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки. – К.:КНУБА, 2011. – Вип.16 – С. 60-70.
23. Perez J., Poughon L., Dussap C.-G., Montesinos J.L., Godia F. Dynamics and steady state operation of a nitrifying fixed bed biofilm reactor: mathematical model based description // Process Biochemistry – 2005. – №40. – P. 2359-2369.
24. Poughon L., Duchez D., Cornet J.F., Dussap C.-G.  $K_c a$  detenination comparative study fur for a gas mass balance method // Bioprocess Biosysi Eng. – 2003. – №25. – P. 341-348.
25. Chern J.-M., Chou S.-R., Shand C.-S. Effects of impurities on oxygen transfer rates in diffused aeration systems// Wat. Res. – 2001. – Vol. 35, No 13. – P. 3041-3048.
26. Viotti P., Erano B., Boni M.R., Carucci S., Leccese M., Scaffoni S. Development and calibration of a mathematical model for the simulation of the biofiltration process // Advan. Envir. Res., 2002, №7. – P.11-33.
27. Fich M.W., England E. Biological systems // Wat. Envir. Res.– 2001. – Vol. 73, N5. – P.1-81.
28. Picioreanu C., van Loosdrecht MCM., Heijnen H. A theoretical on the effect of surface roughness of mass transport and transformation in biofilms. // Biotechnol. Bioeng, 2000. – №68. – P. 355-369.
29. Wasche S., Horn H., Hempel D.C. Influence of growsh conditions on biofilm development and mass transfer at the bulk / biofilm interface // Wat. Res., 2002. – Vol.36. –P.4775-4784.
30. Rauch W., Vanhooren H., Vanrolleghem P.A. A simplified mixed-culture biofilm model // Wat. Res., 1999. – Vol. 33, №9. – P.2148-2162.