

УДК 628.36

© Г.С. Маслун, аспірант

Київський національний університет будівництва та архітектури, м. Київ

ДОСЛІДНО-ВИРОБНИЧА АПРОБАЦІЯ ТЕОРЕТИЧНИХ РОЗРАХУНКІВ КИСНЕВОГО РЕЖИМУ ПРИ ДООЧИСТЦІ СТІЧНИХ ВОД ФІЛЬТРУВАННЯМ

Наведені результати апробації запропонованих теоретичних розрахунків параметрів кисневого режиму при біологічній доочистці стічних вод фільтруванням із залученням дослідних даних різних авторів, одержаних у лабораторних і виробничих умовах на очисних затоплених фільтрах з різними завантаженнями і технологіями забезпечення киснем. Результати теоретичних розрахунків в цілому добре узгоджуються з дослідними даними.

Ключові слова: стічні води, доочистка, фільтрування, кисневий режим

В умовах біологічної очистки господарсько-побутових стічних вод важливим питанням є забезпечення в достатній кількості аеробного процесу очищення киснем [1,2,3]. При цьому безперерйне постачання кисню і контролювання його споживання має особливе значення при доочистці (глибокій очистці) стічних вод на затоплених фільтрах в умовах утвореної на поверхні завантаження високої концентрації біомаси (мікроорганізмів) у вигляді біоплівки. Процеси переносу кисню (аерація) вважаються найбільш енергоємними, особливо в умовах доочистки, і вимагають суттєвих капітальних затрат. Тому на практиці значну увагу приділяють проектуванню і експлуатації аераційних систем з меншими затратами і високою ефективністю аерації. В існуючих технологіях найбільш широко розповсюджені способи подачі кисню в об'єм рідини фільтра за рахунок аерованого потоку (зокрема спрощеної аерації), який поступає безпосередньо на фільтр, і безпосередньо із бульбашок при пневматичній аерації.

Процеси переносу кисню з газової фази (бульбашок) у рідинну фазу (об'єм фільтра) досліджені в багатьох роботах, зокрема [1,2,3,4].

При цьому необхідно врахувати той факт, встановлений і досліджений експериментально [3,5], що на відміну від аеротенків, кисень із бульбашок поступає не тільки в рідину (розчинений кисень), а з рідини в біоплівку, а також безпосередньо в біоплівку при контакті бульбашки з поверхнею біоплівки за рахунок міжповерхневого переносу. У зв'язку зі складністю вивчення цих процесів в більшості досліджень, особливо в умовах закріпленого біоценозу, розглядаються більш прості моделі очистки, в яких вважається, що процес вилучення органічних забруднень у достатній кількості забезпечений киснем, тобто кисневий режим при цьому не розглядався.

Розділ 2. Основи природокористування та безпека життєдіяльності

Так, наприклад, у дослідженнях доочистки побутових стічних вод м. Рима на затоплених фільтрах концентрація кисню в об'ємі фільтра підтримувалась протягом усього часу проведення дослідів десь у межах $C = 10 \text{ мг/л}$ [6]. Також у межах насичення киснем проводилась очистка комунальних стічних вод переважно від сполук азоту на фільтрах промислової споруди м. Гетеборга (Швеція) [7].

У роботі [8] при проведенні лабораторних досліджень по вилученню органічного субстрату на затоплених фільтрах для забезпечення киснем у достатній кількості при відношенні витрат рідини до повітря 1:10 у затопленому фільтрі з параметрами $H = 1,0 \text{ м}$, $d = 0,2 \text{ м}$ концентрація кисню витримувалась в межах 6-8 мг/л. При цьому необхідно зазначити, що в реакторах із закріпленим біоценозом (біоплівкою) необхідна розрахункова концентрація в об'ємі рідини фільтра, з якого поступає в біоплівку розчинений кисень, повинна складати не менше $C \geq 4,5 - 5 \text{ мг/л}$. Тільки в цьому випадку можна забезпечити в об'ємі активної біоплівки (по її товщині) необхідну кількість кисню [9,10,11]. Вилучення органічних забруднень у біоплівці контролюється проникненням кисню. Органічне забруднення може бути присутнє на всій товщині біоплівки, але не може бути вилучене на ділянці, куди не може проникнути кисень. Швидкість (лімітування) процесу буде визначатись тим субстратом, який проникає в біоплівку на меншу глибину. У зв'язку з цим у роботі [1] запропонований наступний критерій (в умовах кінетики реакції нульового порядку)

$$\frac{C}{L} \geq \frac{D_L}{D_C} \frac{1}{\alpha_3} \quad (1)$$

Якщо прийняти $D_C = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{доба}$, $D_L = 0,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{доба}$, $\alpha_3 = 1,7 \frac{\% \text{ХПК}}{\% \text{O}_2}$, то маємо

$$\frac{C}{L} \geq \frac{D_L}{D_C} \frac{1}{\alpha_3} = 0,14 \frac{\hat{a} \hat{f}_2}{\hat{\alpha} \hat{O} \hat{E}} \quad (2)$$

то при концентрації кисню $C < 0,14L$, він буде потенційним лімітуючим субстратом, а якщо $C > 0,14L$, то лімітуючим субстратом буде органічний субстрат.

Дещо схожий критерій наводиться у роботі [2]

$$\frac{L}{C} \geq \frac{D_C}{D_L} \frac{1}{\alpha_1 \cdot Y} \quad (3)$$

в якому рекомендується приймати

$$\alpha_1 = 1 \frac{\% \text{O}_2}{\% \text{ХПК}}, \quad Y = 0,4 \frac{\% \text{ХПК}}{\% \text{ХПК}}, \quad D_C = 175 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{доба}, \quad D_L = 83 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{доба}.$$

В якості концентрацій у формулах (1) і (3) необхідно приймати концентрації органічного субстрату і кисню на поверхні біоплівки $L_{R+\delta}$ і $C_{R+\delta}$ [2,3].

Дещо подібна оцінка та визначення зазначеного критерію наведена в роботі [3]. Аеробне окислення органічного субстрату пов'язано зі швидкістю росту гетеротрофів R_X при відповідних швидкостях утилізації субстрату R_L і кисню R_C , а саме

$$R_X = \mu_{\max} \frac{L}{K_{mL} + L} \frac{C}{K_C + C} X_H, \quad (4)$$

$$R_L = \frac{1}{Y_H} R_X, \quad (5)$$

$$R_C = \frac{(1 - Y_H)}{Y_H} R_X, \quad (6)$$

де X_H - концентрація гетеротрофної біомаси в ХПК. Зазначимо, що в рівнянні (4) врахована тільки утилізація кисню, пов'язана з утилізацією субстрату, і не враховується поглинання (респірація). Поділивши (5) на (6) одержимо стехіометричний коефіцієнт, який пов'язує утилізацію субстрату і кисню

$$\gamma_{L,C} = \frac{R_L}{R_C} = \frac{1}{1 - Y_H}, \quad (7)$$

Тут Y_H - $\frac{\text{г утвореного клітинного ХПК}}{\text{г окисленого ХПК}}$. Як зазначалось вище, утилізація субстрату зале-

жить також від коефіцієнтів дифузії D_L і D_C і значень концентрацій на поверхні біоплівки для органічного субстрату (L_8) і кисню (C_8). Тоді значення $\gamma_{L,C}$ і $\gamma_{C,L}$ можна представити у вигляді

$$\gamma_{L,C} = \frac{1}{\alpha_3} \frac{D_L}{D_C} \frac{L_8}{C_8}, \quad (8)$$

$$\gamma_{C,L} = (\alpha_1 - Y) \frac{D_L}{D_C} \frac{L_8}{C_8}, \quad (9)$$

де $\gamma_{L,C}$, $\gamma_{C,L}$ - утилізація органічного субстрату відносно утилізації кисню і навпаки.

Зокрема, аналіз формули (8) дозволяє зробити такі висновки:

а) при $\gamma_{L,C} \ll 1$ - органічний субстрат потенційно обмежений у біоплівці, але кисень повністю проникає в біоплівку. У табл.1 в якості прикладу наведені значення параметра $\gamma_{L,C}$, одержані в результаті моделювання процесів у біоплівці, при її товщині 1000 мкм;

б) при $\gamma_{L,C} = 1$ - незрозуміло - кисень чи органічний субстрат обмежені всередині біоплівки, для цього доцільно провести додаткові дослідження біоплівки;

с) при $\gamma_{L,C} \gg 1$ - кисень потенційно обмежений у біоплівці, а органічний субстрат повністю її проникає.

Розділ 2. Основи природокористування та безпека життєдіяльності

З таблиці 1 видно, що для великих чи малих значень $\gamma_{L,C}$ кисень чи органічний субстрат, відповідно, будуть обмежені по всій товщині біоплівки (варіанти а,с). При значенні $\gamma_{L,C}=1$ кисень і органічний субстрат значно зменшуються і повністю обмежені всередині біоплівки, і в цьому випадку для визначення їх кількості потрібно проводити дослідження на двокомпонентній моделі (органічний субстрат і кисень). Проте слід зазначити, що в цьому випадку органічний субстрат проникає глибше в біоплівку, ніж кисень, хоча значення $\gamma_{L,C}$ в таблиці 1 дорівнює 1. Це обумовлено тим, що рівняння (7) є наближеним і не враховує процеси розпаду (лізису). Таким чином, безрозмірний параметр $\gamma_{L,C}$ може бути використаний для визначення, коли один із субстратів (кисень чи органічний субстрат) повністю проникає в біоплівку, то при значенні γ менше 1 можна вивчати перенос і конверсію тільки для другого субстрату. Якщо значення γ близьке або дорівнює 1, то необхідно провести додаткові дослідження.

Таблиця 1 - Порівняльні значення параметра $\gamma_{L,C}$

Варіанти	Кисень $C_s, \text{мг/л}$	ХПК $L_s, \text{мг/л}$	$\gamma_{L,C}$
a	10	5	0.1
b	10	54	1
c	4	54	10

У зв'язку з вищесказаним таке важливе питання, як забезпечення і регулювання кисневого режиму при доочистці стічних вод фільтруванням, вивчено недостатньо, відсутні конкретні обґрунтовані рекомендації і розрахунки параметрів кисневого режиму в очисних фільтрах. Тому на підставі виконаного аналізу існуючих теоретичних розробок з урахуванням зазначених технологій фізико-хімічних процесів і механізмів, що 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 запропонована в роботі [12]. На підставі реалізації цієї моделі були запропоновані інженерні методи технологічних характеристик і конструктивних оптимальних параметрів затоплених фільтрів [13,14]. Запропоновані залежності для визначення зміни концентрацій органічних забруднень L і кисню C по товщині біоплівки і висоті фільтра при різних можливих швидкостях вилучення забруднень у біоплівці. Зокрема, одержані результати дозволяють більш точно обґрунтувати наведені вище критерії щодо забезпечення необхідним киснем процесів з вилучення забруднень у біоплівці шляхом визначення величини проникнення субстрату і кисню в біоплівку. Верифікація і апробація запропонованих моделей і методів розрахунку проведена з використанням експериментальних досліджень автора й інших спеціалістів. Зазначимо, що сумісних лабораторних і натурних досліджень з утилізації органічних забруднень і трансформації при цьому кисню в умовах закріпленого біоценозу в об'ємі фільтрів проведено дуже мало.

Найбільш ґрунтовне лабораторне дослідження кисневого режиму в очисному фільтрі проведено в роботі [5], в якій враховані можливі випадки (технології) забезпечення очисно-

го процесу киснем, а саме за рахунок аерованого потоку (зокрема за рахунок спрощеної аерації), який поступає на фільтр, і безпосередньо з бульбашок при пневматичній (бульбашкової) аерації, який поступає в рідину (розчинений кисень), а з рідини в біоплівку, а також безпосередньо в біоплівку при контакті бульбашки з поверхнею біоплівки за рахунок міжповерхневого переносу.

Лабораторна установка складалась із трьох основних елементів: фільтра із сферичним завантаженням, системи подачі органічних забруднень і системи електролітичної генерації кисню із замкнуто циркулюючим повітрям. Фільтр являє собою пластикову колону діаметром 5,08 см і висотою $S = 1,25 \text{ м}$ з шістьма виходами проб забруднень. Рідина і повітря подавались знизу. Завантаження складалось із сферичних скляних гранул $d = 0,4 \text{ см}$. Стічна вода являла собою розбавлений розчин із суміші поліпектола ВВL з водним розчином хлориду амонію. Спеціальна система електролітичної генерації кисню із замкнуто циркулюючим повітрям дозволила визначити швидкість вилучення газоподібного кисню (OUR) в біоплівці фільтра. Розроблена методика відбору і обробки проб по висоті фільтра забруднень і кисню, а також проб для визначення товщини біоплівки. Дослідження були проведені з різними вхідними концентраціями забруднень ХПК (гідравлічними навантаженнями OLR) на вході при постійній швидкості фільтрування у всіх дослідах $v = 1.42 \text{ м/год}$ і інтенсивності аерації повітря (поверхневій швидкості повітря v_A) (рис.1).

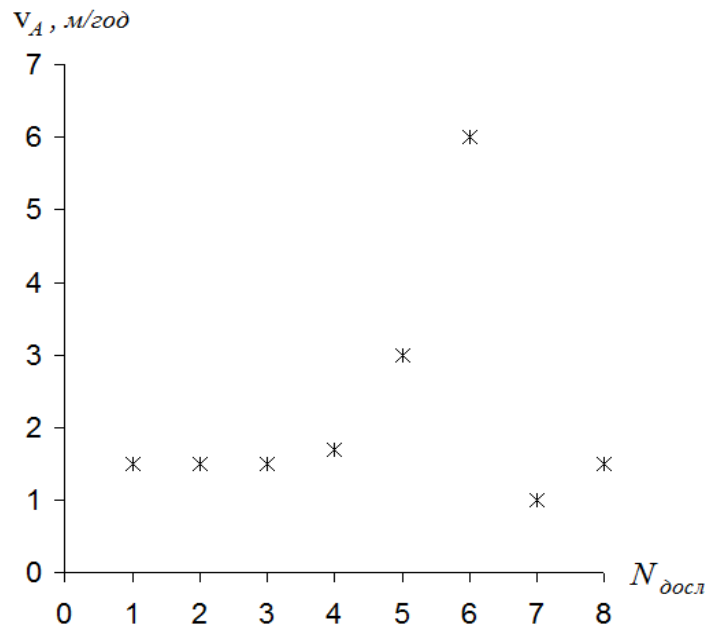


Рис. 1 - Значення швидкості v_A (інтенсивності аерації), прийняті в дослідях

Спочатку були проведені лабораторні дослідження з визначення необхідних біохімічних і біологічних параметрів, які входять в моделі. Зокрема, було одержано і прийнято в дослідженнях: пористість завантаження $n_c = 0,32$, товщина біоплівки $\delta = 30 \dots 40 \text{ м}$, $D_L = 0,014 \text{ см}^2/\text{год}$, $D_C = 0,0494 \text{ см}^2/\text{год}$, $\alpha = 1, \beta = 1, K_c a = 17,0 - 25,0 \text{ д}^{-1}$, $\eta_n = 0,5 - 0,7$,

Розділ 2. Основи природокористування та безпека життєдіяльності

$Y = 0.4$, концентрація мікроорганізмів у біоплівці $X = 11 \dots 15 \text{ г/л}$, коефіцієнти півнасичення $K_{mL} = 48 \text{ г O}_2/\text{г}$, $K_{mc} = 0,1 \text{ г O}_2/\text{г}$. Інші параметри були прийняті за літературними даними з деякими уточненнями.

Деякі попередні результати розрахунків, які одержані чисельним методом, з дослідними даними [5] в умовах при використанні в розрахунках кінетики реакції згідно з рівнянням Моно і при достатньому забезпеченні процесу киснем наведені на рис.2.

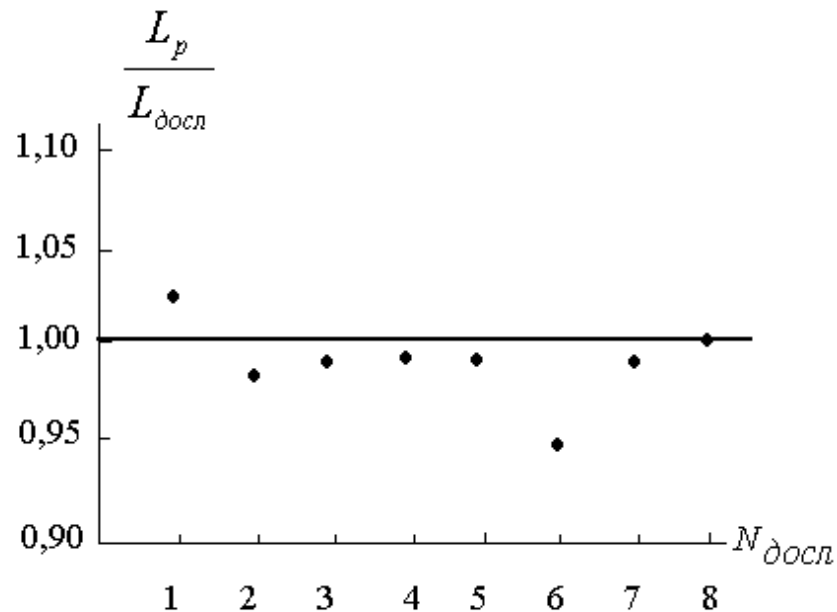


Рис 2.- Графіки відношення $\frac{L_p}{L_{\text{досл}}}$, $L_p, L_{\text{досл}}$ - розраховані і дослідні концентрації забруднень у фільтраті

Як видно із рис.2, співвідношення концентрацій $\frac{L_p}{L_{\text{досл}}}$ у фільтраті змінювались десь у межах від 0,93 до 1,05 при широкому діапазоні змін вихідних концентрацій від 20 до 280 мг/л ХПК.

На рис. 3 наведені розраховані і дослідні значення концентрацій кисню в зазначених дослідях на виході з фільтра. Зазначимо, що при вирахуванні цих концентрацій приймалась при значних концентраціях органічних забруднень реакція нульового порядку. Як видно із рис. 3, результати розрахунків в цілому добре узгоджуються з дослідними даними. Збільшення концентрації кисню на виході із фільтра можна пояснити таким чином.

У дослідях 4, 5, 6 при значних майже однакових вхідних концентраціях забруднень вихідна концентрація кисню C в досліді 6 була значно більшою ніж в дослідях 4, 5. Ця обста-

вина пояснюється значною швидкістю (інтенсивністю аерації) $v_A = 6$ м/год і в зв'язку з цим значним коефіцієнтом аерації $K_C a = 32,5$ год⁻¹, які були прийняті в досліді 6.

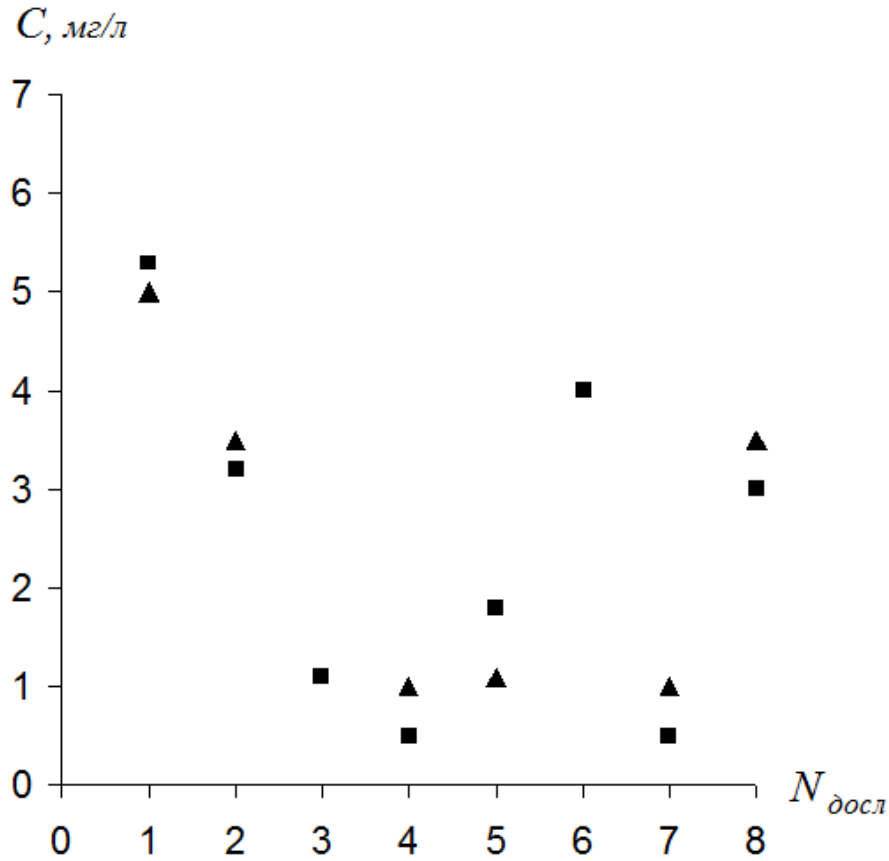


Рис. 3 - Порівняння даних розрахунків (▲) і експериментів (■) концентрації кисню C у фільтраті (на виході з фільтра)

В якості прикладу наведемо більш ґрунтовний порівняльний аналіз шляхом зіставлення значень концентрацій забруднень і кисню, одержаних у досліді, і в розрахунках за різними моделями.

При порівнянні результатів розрахунку з даними досліду, який проводився на наведеній вище лабораторній установці, прийняті такі вихідні дані і необхідні параметри, які були визначені переважно експериментальним шляхом, а саме:

$$L_0 = 110 \frac{\text{мг ХПК}}{\text{л}}, \quad C_0 = 7,5 \text{ мг/л}, \quad X = 12000 \text{ мг/л}, \quad \delta = 30 \text{ і } \hat{e} \text{ і} = 0,3 \cdot 10^{-4} \text{ і}, \quad K_{m_L} = 48 \text{ мг/л},$$

$$K_{O_2} = 0,1 \text{ мг/л}, \quad n_c = 0,32, \quad v = 1,42 \text{ м/год}, \quad R = 0,002 \text{ м}, \quad d_\delta = 0,004 \text{ м}, \quad K_{C_n} = 0,05 \text{ м/г}, \quad \mu = 0,5,$$

$$D_C = 4,94 \cdot 10^{-6} \text{ і}^2 / \tilde{a} \tilde{a}, \quad D_L = 1,39 \cdot 10^{-6} \text{ і}^2 / \tilde{a} \tilde{a}, \quad \alpha = 0,93, \quad \beta = 0,98, \quad K_L = 0,05 \text{ м/год},$$

$$K_C = 0,10 \text{ м/год}, \quad \mu_{\text{max}} = 0,1 \text{ год}^{-1}, \quad Y_L = 0,4, \quad \alpha_1 = 1,0, \quad \alpha_3 = 1,42, \quad K_C a = 18,5 \text{ год}^{-1}, \quad C_S = 9,0 \text{ мг/л}.$$

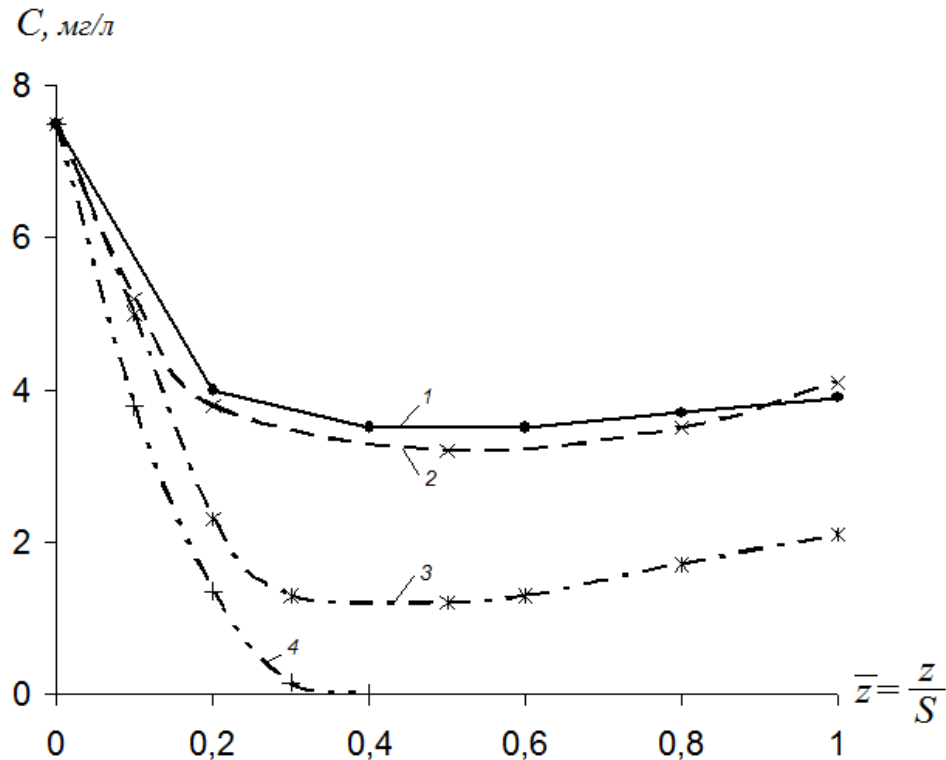


Рис. 4 - Порівняння розрахункових і дослідних концентрацій C по висоті фільтра S : 1 – дослід, 2 – розрахунок з МПП, 3 - розрахунок без МПП, 4 - розрахунок при спрощеній аерації

На рис. 4, 5 наведені графіки зміни концентрацій кисню C і забруднень по висоті фільтра S , одержані в досліді (крива 1), і запропоновані за різними методами розрахунку [13,14]: при врахуванні міжповерхневого переносу МПП (крива 2), без врахування МПП (крива 3) і при подачі кисню концентрацією $C_0 = 7,5 \text{ мг/л}$ тільки за рахунок аерованої стічної рідини (крива 4). У випадках 2, 3 додаткове забезпечення киснем проводилось за рахунок бульбашкової аерації інтенсивністю десь $I = 2 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{год}}$. Аналіз графіків (рис.4, 5) дозволяє зробити такі висновки:

такі висновки:

1. Відсутність подачі кисню за рахунок бульбашкової аерації (крива 4), як і передбачалось, концентрація розчиненого кисню швидко падає і забруднення вилучається тільки десь на 20%.

2. Використання розрахунку (моделі) забезпечення киснем за рахунок бульбашкової аерації, але без МПП ($\eta = 0$) призводить до розташування на рис. 4 кривої розчиненого кисню (крива 3) значно нижче кривої, одержаної експериментально.

3. Експериментальна крива концентрації розчиненого кисню (крива 1) добре узгоджується з розрахунковою (крива 2), яка враховує також і МПП.

Урахування збагачення біоплівки киснем також за рахунок МПП більш відповідає дослідним даним вилучення забруднень і забезпечує зниження концентрації $L_e(z)$ десь на 15-

20% в порівнянні з випадком, коли процес забезпечується тільки за рахунок розчиненого кисню ($\eta = 0$) (рис.5).

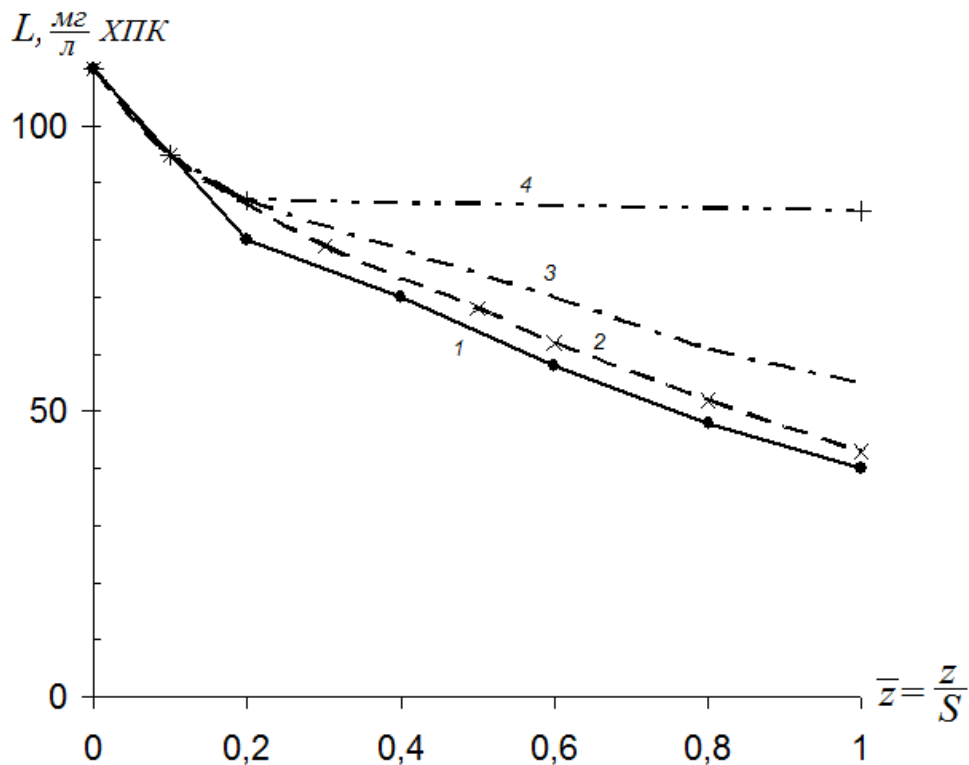


Рис. 5 - Порівняння розрахункових і дослідних концентрацій L по висоті фільтра S

Аналіз графіків(рис.4, 5) свідчить про те, що врахування в моделях збагачення біоплівки киснем за рахунок МПП більш відповідає дослідним даним і забезпечує зниження концентрації $L_e(z)$. Визначена за моделлю з урахуванням МПП, концентрація DO буде більшоюдесь на 15-25% в порівнянні з моделлю, в якій забезпечення процесу біоокислення відбувається тільки за рахунок розчиненого кисню ($\eta = 0$). Подібні результати аналізу були одержані нами в прикладах розрахунку. У роботі [5] робиться висновок, що в умовах експлуатації ефективність переносу кисню без врахування МПП складає 14 %, а при врахуванні МПП – 19,5 - 20 % , і тому при розрахунках кисневого режиму при фільтруванні стічних вод доцільно враховувати МПП. Особливо це врахування буде суттєвим при фільтруванні стічних вод значними концентраціями і при значних розмірах бульбашок. Так як в біоплівкових моделях і розрахунках інших спеціалістів при барботажній (бульбашковій) технології подачі кисню розглядаються збагачення біоплівки тільки за рахунок розчиненого кисню, то можна вважати, що в цьому випадку забезпечення киснем відбувається з деяким запасом. Тому робиться висновок, що при розрахунках кисневого режиму в біоплівкових моделях при фільтруванні стічних вод доцільно враховувати міжповерхневий перенос кисню.

В існуючих біоплівкових моделях при барботажній (бульбашковій) технології подачі кисню розглядається переважно збагачення біоплівки тільки за рахунок розчиненого кисню,

Розділ 2. Основи природокористування та безпека життєдіяльності

то щоб в достатній мірі оцінити вплив міжповерхневого переносу кисню на процеси біоокислення в затоплених фільтрах, доцільно провести ґрунтовне і широке вивчення цього питання.

Запропоновані методи розрахунку дозволяють визначити необхідну кількість кисню, яку необхідно подати при барботажній аерації, щоб забезпечити процес окислення в об'ємі фільтра в достатній мірі. Так, у роботі [11] наведені результати лабораторних досліджень доочистки стічних вод від органічних забруднень фільтруванням. При цьому вважалось, що для забезпечення процесу киснем в достатній кількості, кисень поступив на фільтр за рахунок аерованого потоку (спрощеної аерації) концентрацією $C_0 = 3 - 3,5 \text{ мг/л}$ і за рахунок барботажної (бульбашкової) аерації інтенсивністю, яка забезпечувала вхідну концентрацію десь в межах $C_\delta = 7,5 \text{ мг/л}$. Вважалось, що таким чином в об'ємі фільтра процес окислення в достатній мірі був забезпечений киснем. Виконані розрахунки з урахуванням необхідних конструктивних і інших параметрів, які наведені в роботі [11], показали, що при інтенсивності $I = 1 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{год}}$ коефіцієнт переносу дорівнював десь $K_{Ca} = 12 - 13 \text{ год}^{-1}$ і забезпечував на подачу кисню за рахунок бульбашкової аерації вхідну концентрацію $C_\delta = 5 - 5,5 \text{ мг/л}$, при інтенсивності $I = 2 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{год}}$ маємо $K_{Ca} = 22,5 - 25 \text{ год}^{-1}$, що дозволило одержати вхідну концентрацію $C_\delta = 6,5 - 7 \text{ мг/л}$, а при $I = 3 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{год}}$ маємо $K_{Ca} = 31,5 \text{ год}^{-1}$ і відповідно $C_\delta = 7,5 - 8 \text{ мг/л}$. Виконаний аналіз без врахування МПП показав, що при доочистці стічних вод з $L_0 = 50,0 \frac{\text{мг БПК}_5}{\text{л}}$ на вході до $L_S = 10,0 \frac{\text{мг БПК}_5}{\text{л}}$ на виході (у фільтраті) забезпечення необхідною кількістю в об'ємі фільтра киснем десь $C \geq 3,0 - 4,0 \text{ мг/л}$ відбувалось при вхідних концентраціях $C_0 = 3,5 \text{ мг/л}$, $C_\delta \geq 7 \text{ мг/л}$. Таким чином, можна вважати, тим більше, якщо врахувати ще МПП, в даному випадку тільки при інтенсивності $I = 3 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{год}}$ процес вилучення органічних забруднень в об'ємі фільтра буде в достатній кількості забезпечений киснем.

У роботі [15] проведені дослідження комплексної доочистки стічних вод від органічних забруднень і біогенних елементів на фільтрах з різним завантаженням. Дослідження були проведені на дослідній установці продуктивністю $Q = 2 - 4 \text{ м}^3/\text{доба}$ в трьох фільтруючих колонах з різним завантаженням і гранітним щебенем крупністю зерен 2-5 мм; 5-7 мм і кварцовим піском крупністю зерен 1,0-1,8 мм. Висота фільтруючого шару у фільтрах із щебінковим завантаженням складала 2 м, з піщаним завантаженням - 1,5 м. На установку подавалась біологічно очищена стічна вода з каналізаційної мережі м. Харкова, в якій концентрація по БПК₅ = 10-15 мг/л, по ХПК 60-140 мг/л, рН = 7,8-8,3, Т°С = 14-23°С. Крім того, в стічній воді були присутні зважені речовини, нафтопродукти, СПАВ, амонійний азот, нітрати, нітриди і фосфор. Подача води відбувалась як знизу вгору, так і зверху вниз. Швидкість фільтрування складала 3-6 м/год, інтенсивність аерації – 1-3 м³/м²год. Проведений аналіз результатів досліджень дозволив зробити такі висновки:

- більш доцільним являється напрямок фільтрування знизу вгору;
- швидкість фільтрування 3 м/год;

- інтенсивність аерації $3 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$ (до 7 мг/л);
- висота фільтруючого шару $1,5 \text{ м}$;
- крупність зерен завантаження $2\text{-}5 \text{ мм}$.

При цьому була одержаний ступінь очистки по БПК₅ до $3\text{-}5 \text{ мг/л}$, тобто $60\text{...}75 \%$, по ХПК – $30\text{...}40$, по нафті $85\text{...}90$, по СПАВ – $45\text{...}50$, по фосфатам – $50\text{...}55$, по амонійному азоту – $70\text{...}80\%$. Зазначено також, що використання в якості завантаження фільтрів гранітного щебеню замість крупнозернистого піску дозволяє підвищити надійність роботи фільтрів і спростити схему блоку очистки. Додаткова наявність у стічній воді інших речовин біогенного й іншого походження і одночасне їх вилучення разом з органічними забрудненнями, як показав проведений додатковий аналіз, інгібує процес очистки.

На рис.6 наведені порівняння результатів теоретичних розрахунків з дослідними даними.

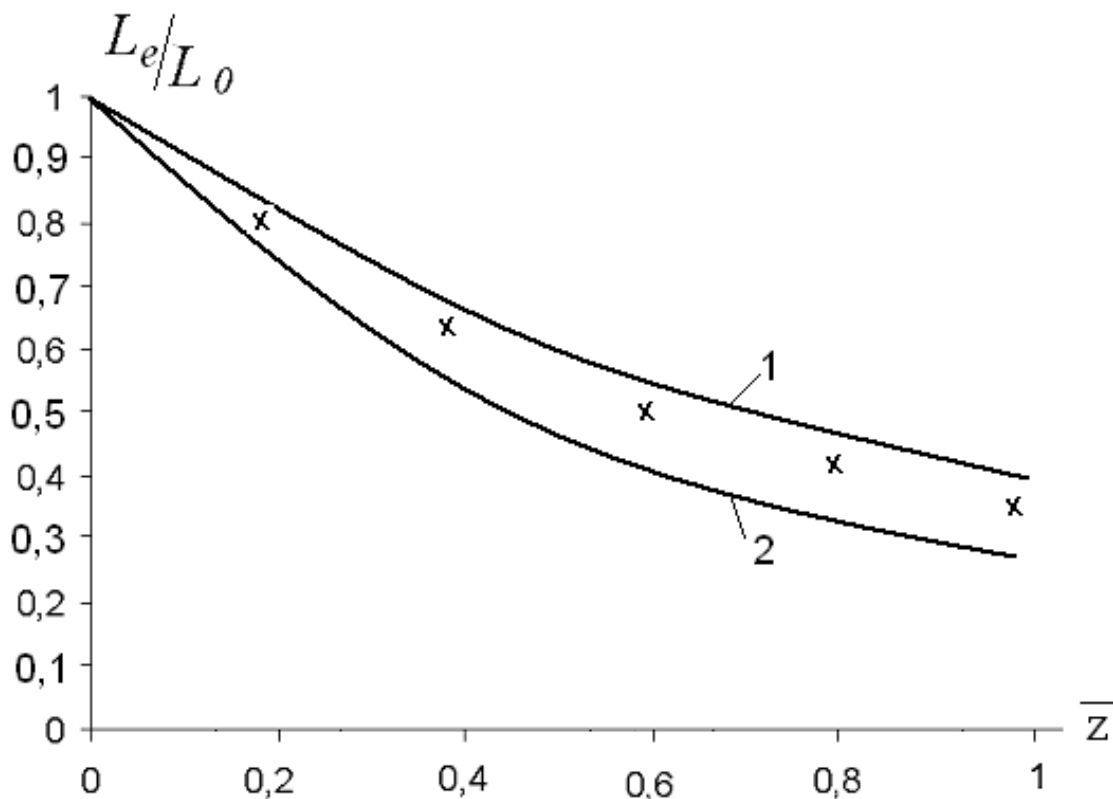


Рис.6 - Графіки зміни концентрацій L_e по висоті фільтра S :

1, 2 – теоретичні криві відповідно при $\bar{v} = \frac{v}{A_* S} = 1$ і $\bar{v} = 0,75$, \times - дослідні дані

Так як при визначенні за дослідними даними при різних початкових концентраціях L_0 значення вихідних констант і коефіцієнтів змінювались у деяких межах, то це було враховано шляхом побудови двох граничних можливих кривих, наведених на рис.6. Дослідні дані, одержані в цій роботі [15], розташувались між цими кривими, тобто результати розрахунків

Розділ 2. Основи природокористування та безпека життєдіяльності

відносно добре погоджуються з дослідними даними. На рис.6 визначення параметра A_* , який характеризує властивості біоплівки, наведено в роботах [13,14].

При проведенні досліджень було окремо розглянуто вплив швидкості фільтрації і особливо інтенсивності аерації на ефективність доочистки стічних вод. Було встановлено, що зменшення інтенсивності аерації з $I=3\frac{i^3}{i^2 \cdot \tilde{a} \ddot{a}}$ до $I=1\frac{i^3}{i^2 \cdot \tilde{a} \ddot{a}}$ призводить до суттєвого зниження ефективності доочистки. Дійсно, як показав проведений аналіз, значення $I=3\frac{i^3}{i^2 \cdot \tilde{a} \ddot{a}}$ відповідає коефіцієнту переносу $K_{ca} \approx 25-30\tilde{a} \ddot{a}^{-1}$, що забезпечує значення вхідної концентрації $C_\delta = 8\frac{i \tilde{a}}{\ddot{e}}$, а на виході із фільтра $\tilde{N} = 3.0-3.5\frac{i \tilde{a}}{\ddot{e}}$. При інтенсивності аерації $I=1\frac{i^3}{i^2 \cdot \tilde{a} \ddot{a}}$, що відповідає $K_{ca} \approx 10-12\tilde{a} \ddot{a}^{-1}$ і вхідній концентрації десь $C_\delta = 4.0-4.5\frac{i \tilde{a}}{\ddot{e}}$, як показали дослідження, не забезпечує достатніх умов для проведення необхідної доочистки.

У роботі [8] наведені результати лабораторних досліджень доочистки побутових стічних вод у двох однакових за характеристиками фільтрах висотою 2 м і діаметром 0.2 м, за винятком того, що в одному маємо зважене завантаження, в якому його густина була меншою густини води (відносна густина 0.92), а в другому - нерухоме завантаження, в якому його густина була більшою густини води (відносна густина 1.05). Вважається, що при такому розмірі фільтра стінки не впливають на одержані результати, що дозволяє їх використовувати для більш значних фільтрів.

Лабораторна установка, характеристики стічної води, методика проведення дослідів і аналіз одержаних результатів описані в роботі [8]. Зазначимо тільки, що вхідна концентрація розчинених побутових стічних вод змінювалась $L_0 = 80-210\frac{i \tilde{a} \ddot{I} \hat{E}}{\ddot{e}}$ ($L_0 = 36-94.5\frac{\text{мг БПК}_5}{\text{л}}$), концентрація розчиненого кисню у стічній воді $C_0 = 0.8-1.6\frac{\text{мг}}{\text{л}}$, питома площа поверхні завантаження $F = 1160\frac{i^2}{i^3}$ (при $d_{cp.} = 3.3\text{мм}$). В залежності від значення вхідної концентрації і витрати, яка змінювалась в межах $Q = 0.2-0.58\frac{\text{м}^3}{\text{доба}}$, концентрація на виході була десь $L = 5-20\frac{\text{мг БПК}_5}{\text{л}}$.

Порівняння результатів розрахунку з дослідними даними наведено на графіку 7, побудованому для параметрів $L_0 = 60\frac{\text{мг БПК}_5}{\text{л}}$ і $Q = 0.58\frac{\text{м}^3}{\text{доба}}$ для двох випадків завантаження фільтра. Дослідні дані на рис.7 в обох випадках розташувались трохи вище кривих, проте в цілому можна вважати, що результати розрахунків відносно непогано узгоджуються з дослідними даними, вважаючи, що визначення деяких параметрів відбувалось з деяким наближенням. Різниця в завантаженні значно не впливає на результати, тому що завантаження мають однакову форму і розміри і тільки відрізняються значенням густини, що в деякій мірі впливає на характеристики потоку і відповідно на формування біоплівки.

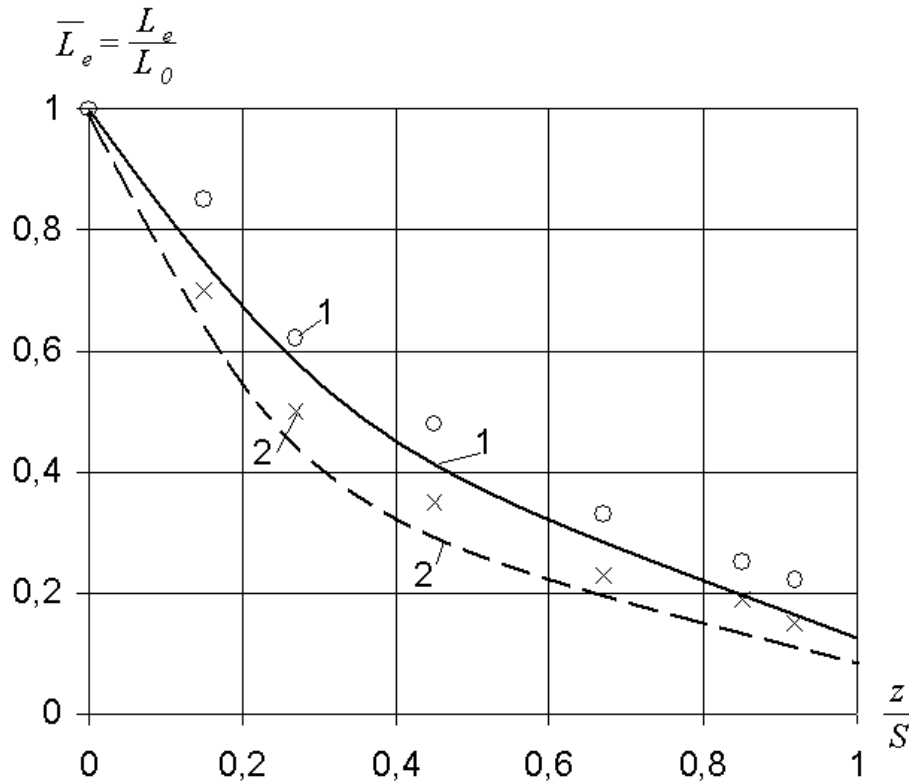


Рис. 7 - Графік вилучення субстрату на фільтрі з різним завантаженням.
 Розрахункові криві: 1 – для нерухомого завантаження,
 2 – зваженого завантаження, 1-о, 2 - + - відповідно дослідні точки

Забезпечення аеробного процесу відбувалось за рахунок пневматичної аерації при відношенні витрат повітря до рідини 10:1, що відповідало інтенсивності аерації в межах $I = 3.75 - 7.3 \frac{м^3}{м^2 год}$. Повітря поступало у фільтр знизу вгору в напрямку руху рідини. У цьому випадку на виході з фільтра концентрація кисню в досліді становила $C = 5 - 8 \frac{мг}{л}$. Виконаний аналіз показав, що наведені інтенсивності аерації відповідають коефіцієнтам переносу $K_{Ca} = 32 - 45 год^{-1}$, які забезпечують дослідні значення концентрації у фільтраті і в цілому достатню кількість кисню в об'ємі фільтра.

Деякі дослідження по комплексній очистці фільтруванням стічних вод, забруднених речовинами різного походження, проведені автором на Бортницькій станції аерації. Схема експериментальної установки з фільтром наведена на рис.8. З відповідного каналу стічна вода після очисних споруд подається в аератор 3, а потім на фільтр 1 висотою 3 500 мм і діаметром 150 мм. Фільтр завантажений плаваючим (пінополістирольним) завантаженням діаметром 3-4 мм і висотою 800 мм. Вода від фільтра відводиться дренажною системою. Промивка завантаження відбувається знизу наверх. Метою досліджень було визначення ефективності вилучення зважених і частково органічних речовин, зниження БПК, концентрації кисню, втрат напору, а також апробація реагентів і активованого вугілля для більш глибокої очистки

Розділ 2. Основи природокористування та безпека життєдіяльності

стічної води. Показники якості стічної води після очистки змінювались за даними аналізу за останні роки (2009-2012) і протягом року в широких межах, зокрема, органічні забруднення $BPK_5 = 12-6 \text{ мг/л}$, $BPK_{20} = 15-10 \text{ мг/л}$, $XPK = 90-50 \text{ мг/л}$, амонійний азот $N = 9-5 \text{ мг/л}$, поліфосфати (PO_4) $P = 8,5-6 \text{ мг/л}$. Планується провести реконструкцію Бортницької станції з метою доочистки таким чином, щоб протягом подальшого періоду експлуатації довести $BPK_5 \leq 6 \text{ мг/л}$, $BPK_{20} \leq 8 \text{ мг/л}$, $XPK \leq 35 \text{ мг/л}$, $N < 2,5 \text{ мг/л}$, $P < 3,5 \text{ мг/л}$.

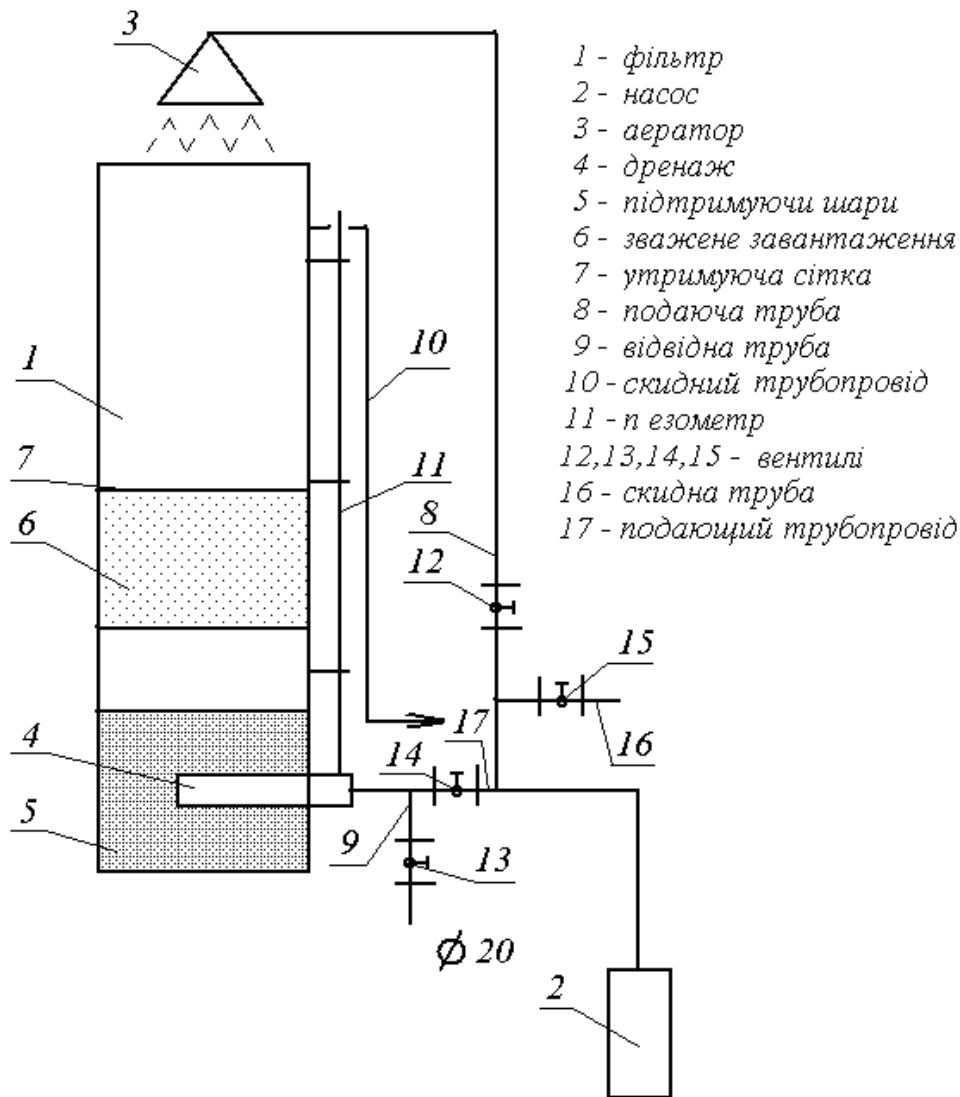


Рис. 8 - Схема експериментальної установки з фільтром

Відбір проб і заміри концентрацій L і C проводились по висоті фільтра. В якості прикладу наведемо значення концентрацій L і C на вході і виході з фільтра. У дослідах заміри проводились після деякого часу роботи фільтра, коли на завантаженні сформувалась достатня біоплівка; вхідна концентрація становила $L_0 = 6,0 \frac{\text{мг } BPK_5}{\text{л}}$, а на виході з фільтра - $L_s = 2,4 \frac{\text{мг } BPK_5}{\text{л}}$; відповідно, концентрація кисню на вході - $C_0 = 5,12 \text{ мг/л}$, а на виході - десь

$C_s = 1,0 \text{ мг/л}$, що, особливо по кисню, десь на 15-20% не відповідає результатам теоретичних розрахунків. Одержану різницю можна пояснити інгібуючим впливом на процеси окислення інших речовин, присутніх у стічній воді. Зокрема, в стійкій воді, яка поступала на доочистку, знаходилось десь амонійного азоту $N = 7,0 \frac{\text{мг NH}_4}{\text{л}}$, який при незначних концентраціях L_e , для свого вилучення (процес нітрифікації) активно використовує кисень.

Висновки: наведені порівняльні результати і їх аналіз свідчать про те, що запропоновані моделі і розроблені на їх основі методи розрахунку в цілому з достатньою адекватністю описують і відображають процеси доочистки побутових стічних вод фільтруванням.

Список використаної літератури

1. Henze M., Harremoës P., Jansen C., Arwin E. Wastewater Treatment – Springer – Berlin, New York, 2002 – 430 p.
2. Henze M., M. Van Loosdrecht M.C., Ekama G.A., Brdjanovic D. Biological Wastewater Treatment // Iwa Publishing, London, 2008 – 511p.
3. Wanner O., Ebert N.L., Rittman B.E. Mathematical modeling of biofilms // Scientific and Technical report. № 18 – 2006 – p.p. 2012.
4. Олійник О.Я., Маслун Г.С. До розрахунку кисневого режиму при очистці стічних вод // Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки, КНУБА, 2010, вип. 14 – С. 76-102.
5. Lee K.M., Stensel H.D. Aeration and substrate utilization in a sparged packed – biofilm reactor // WPCF, vol. 58, №11 – p.p.1065-1073.
6. 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 – pp.11-33.
7. 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 – pp. 188-196.
8. Mann A.T., Stephenson T. Modeling biological aerated filters for wastewater treatment // Wat. Res., vol.31, №10 – 1997 – С. 2443-2448.
9. Nicoletta C., van Loosdrecht M.C.M., I.I.Heijnen. Identification of mass transfer parameters in three-phase biofilm reactor // Chem. Engin. Science, 54, 1999 – С. 3143-3152.
10. Smich D.P. Oxygen flux limitation in aerobic fixed-film biotreatment of a hazardous landfill leachate // Jour. of Hazard. Mater. 44, 1995 – С.77-91.
11. Rauch W., Vanhooren H., Vanrolleghem P.A. A simplified mixed-culture biofilm model // Wat. Res., 1999, vol. 33, №9 – pp.2148-2162.
12. Олійник О.Я., Маслун Г.С. Моделювання кисневого режиму в біореакторах при очистці стічних вод // Доповіді НАНУ – 2010. – N 10. – С.52-56.
13. Маслун Г.С. Розрахунки кисневого режиму при біологічній доочистці стічних вод фільтруванням // Екологічна безпека та природокористування – 2012, Вип.10 – С. 45-53.

14. Маслун Г.С. Практичні рекомендації до розрахунку кисневого режиму при очистці стічних вод на затоплених фільтрах // Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки, КНУБА, 2013, вип. 21.
15. Кириченко А.Г., Друшляк О.Г. Повышение эффективности очистки сточных вод от органических и биогенных загрязнений при фильтровании через аэрируемую зернистую загрузку // Тр. Ин-та ВНИИ ВОДГЕО “Методы повышения эффективности работы очистных сооружений канализации”. – М.: 1989. – С.112-118.

Стаття надійшла до редакції 29.01.13 українською мовою

© Г.С. Маслун

Опытно-производственная апробация теоретических расчетов кислородного режима при доочистке сточных вод фильтрованием

Приведены результаты апробации предложенных теоретических расчетов параметров кислородного режима при биологической доочистке сточных вод фильтрованием с привлечением опытных данных разных авторов, полученных в лабораторных и производственных условиях на очистных затопленных фильтрах с разными загрузкой и технологиями обеспечения кислородом. Результаты теоретических расчетов в целом хорошо согласуются с опытными данными.

© G.S. Maslun

Research and production testing of the theoretical calculations of the oxygen regime parameters at the biological treatment of the wastewater's by the filtration

The results of the using of the proposed theoretical calculations of the oxygen regime parameters at the biological treatment of the wastewater's by the filtration are presented with using the experimental dates of the different authors obtained in laboratory and industrial conditions on the waste pounded filters with different loads and the technologies of the oxygen supply. The results of the theoretical calculations are agreed enough whole with experimental dates.