УДК 628.515

© **О.Я. Олійник**[1], д-р техн. наук;
І.С. Кузьмич[2], асистент кафедри ОПіНС

[1]Інститут гідромеханіки НАН України, м. Київ;
[2]Київський національний університет будівництва і архітектури, м. Київ

ВИЛУЧЕННЯ ФІТОПЛАНКТОНУ З ПОВЕРХНЕВИХ І ПІДЗЕМНИХ ВОД ФІЛЬТРУВАННЯМ

Теоретичним шляхом досліджуються процеси фільтрації і масообміну в пористих середовищах при вилученні фітопланктону із поверхневих та підземних вод фільтруванням. На підставі побудованої і реалізованої математичної моделі запропонована методика розрахунку зміни їх концентрації в рідинній і твердій фазах середовища.

Ключові слова: забруднення вод, очистка води, вилучення фітопланктону, фільтрування води, математична модель.

Наведені в сучасній літературі наукові дослідження щодо вилучення різних забруднень із поверхневих та підземних вод фільтруванням переважно стосуються забруднень мінерального і хімічного походження. Деякі спроби з вилучення з поверхневих вод фітопланктону фільтруванням вивчались переважно в лабораторних умовах, і тому використання цих результатів має досить обмежений характер. У даній статті зроблена спроба на основі математичного моделювання існуючих механізмів і процесів з використанням результатів проведених досліджень розробити більш загальну і обґрунтовану методику розрахунку параметрів вилучення клітин фітопланктону з води фільтруванням.

При фільтруванні води із вмістом часток фітопланктону [1, 2] (в більшості клітин синьо-зелених водоростей), розчинених в об'ємі фільтра, поряд з відомими процесами, які пов'язані з формуванням і переносом цих часток, що розглянуті зокрема в роботі [3], основний процес їх вилучення полягає у взаємодії розчинених часток з твердими частинками пористого середовища (*рис. 1*). Внаслідок цієї взаємодії значна кількість завислих у воді клітин водоростей в результаті масообміну затримується середовищем завантаження, і при цьому відбувається очищення води і кальматація пористого середовища.

Важливими технологічними характеристиками, які визначають рівень ефективності очистки води від фітопланктону, є визначення зміни кількості клітин водоростей в розчині по висоті фільтра і особливо кількості клітин на виході з фільтра (у фільтраті). Другою важливою характеристикою при видаленні клітин водоростей із води фільтруванням буде об'єм (маса) утвореного осаду і динаміка його накопичення по висоті фільтра і в часі σ.

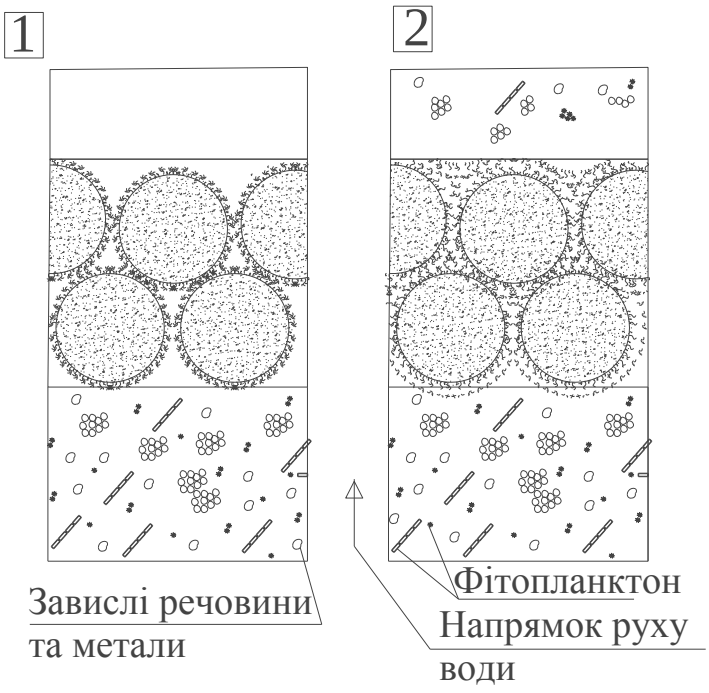

Рис. 1 – Затримання клітин фітопланктону, що міститься у воді, фільтруванням на пористому завантаженні: 1 – процес налипання забруднень; 2 – процес відриву забруднень

При цьому вважається, що формування кількості утвореного осаду фітопланктону відбувається переважно за рахунок відриву його частинок від поверхні зерен завантаження назад в розчин, і, як показали проведені дослідження, незначною кількістю осаду, який може осісти безпосередньо з розчину, можна знехтувати.

Після проведеного аналізу із врахуванням прийнятих положень і передумов сформульована наступна математична модель вилучення клітин водоростей із води фільтруванням крізь пористе завантаження [4, 5], яка в подальшому прийнята для реалізації.

Математична модель складається із рівнянь матеріального балансу, записаних відносно концентрацій клітин фітопланктону в розчині *C* і у твердій нерухомій фазі σ [3].

$$n_c \frac{\partial C}{\partial t} = -v \frac{\partial C}{\partial x} - \frac{\partial \sigma}{\partial t}, \quad (1)$$

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = K_1 C - K_2 \sigma, \quad (2)$$

де $C(x, t)$ і $\sigma(x, t)$ – масові концентрації (кількості) часток в рідинній (в одиниці об'єму рідини) і твердій (в одиниці об'єму пористого середовища) фазах в момент часу t і перерізі x; n_c – розрахункова пористість завантаження; v – швидкість фільтрації; $K_{1,2}$ – відповідно узагальнені константи швидкості адсорбції (прилипання) клітин фітопланктону на зернах завантаження і їх відриву від поверхні цих зерен.

Рівняння (1) показує, що перенос завислих частинок відбувається в напрямку *x* за рахунок конвективного переносу. У цьому випадку згідно з [6, 7, 8] дифузійним переносом нехтуємо.

Перший правий член в рівнянні (2) фізично означає швидкість прилипання клітин фітопланктону на зернах завантаження, а другий член – швидкість відриву цих клітин. Рівняння кінетики обміну (2) є рівнянням нерівнозваженої зворотної адсорбції розчинених частинок при відомій ізотермі Генрі [3, 9].

Так, при $C > \frac{K_2 * \sigma}{K_1}$ відбувається адсорбція речовин, а при $C < \frac{K_2 * \sigma}{K_1}$ – їх десорбція. У випадку надходження в пористе середовище рідини із концентрацією $C > C_e$ відбувається адсорбція, при концентрації $C < C_e$ – десорбція (C_e – концентрація рідини в середовищі в природних умовах). Зазвичай C_e відповідає рівнозваженій концентрації, яка має місце при $\frac{\partial \sigma}{\partial t} = 0$.

Нагадуємо також, що при роботі очисного фільтра прийнята найбільш поширена на практиці технологічна схема з постійною швидкістю фільтрування, яка дорівнює початковій для чистого фільтра. Методики розрахунку параметрів фільтрації в цьому випадку зокрема розглянуто в роботі [3].

У даному випадку весь процес вилучення зазначених забруднень можна розділити на два етапи:

1) На першому етапі розглядається тільки процес прилипання забруднень *C* на гранулах пористого середовища (в даному випадку), тобто кількість осаду $K_2\sigma$, яка переходить в розчин, буде незначною і ним можемо знехтувати $K_2\sigma = 0$.

$$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = K_1 C, \quad n_c \frac{\partial c}{\partial t} = -v\frac{\partial c}{\partial x} - K_1 C \tag{3}$$

Тоді, в результаті рішення системи рівнянь (3) отримаємо при умовах $t = 0$ і $x > 0$, $C = C^0$, $\sigma = 0$; при $x = 0$ і $t > 0$, $C \equiv C_0$, загальне рівняння

$$C(\bar{x},\tilde{t}) = C^0 e^{-\tilde{t}} + (C_0 e^{-\bar{x}} - C^0 e^{-\tilde{t}})\eta, \tag{4}$$

де $\eta = 1$ при $\tilde{t} > \bar{x} > 0$ і $\eta = 0$ при $\tilde{t} < \bar{x}$, $\bar{x} = x\frac{K_1}{v}$, $\tilde{t} = t\frac{K_1}{n_c}$.

Таким чином, для основного (активного) режиму роботи фільтра ($t > \tilde{t}_c = \frac{n_c L}{V}$) маємо

$$C(\bar{x}) = C_0 e^{-\bar{x}}, C(L) = C_0 e^{-\bar{L}}, \text{ де, } \bar{L} = L\frac{K_1}{v} \tag{5}$$

Для визначення концентрації σ в результаті рішення (3) при початковій умові $t = 0$, $\sigma = 0$ маємо

$$\sigma(\bar{x},\tilde{t}) = n_c[(C^0 e^{-\tilde{t}} - C_0 e^{-\bar{x}} + C_0(\tilde{t} - \bar{x})e^{-\bar{x}})\eta + C^0(1 - e^{-\tilde{t}})] \tag{6}$$

Зазначимо, що для основного (активного) режиму роботи фільтра в рівнянні (6) приймаємо $\eta = 1$.

На 1-му етапі з використанням результатів проведених дослідів при відомих концентраціях на вході і виході *C* і параметрах фільтра (v, *L*) проведено визначення коефіцієнта K_1. Після цього було визначено час t_c і концентрацію σ_{0_c}, при яких починається відрив і утворення осівшого осаду.

Так, при відомому часі t_c при $\eta = 1$ за формулою (6) знаходимо середню концентрацію σ_{0_c}, яка буде у фільтрі на початку відриву часток твердої фази в осад.

2) Потім переходимо до розрахунків наступного другого етапу із врахуванням процесів відриву при відомих значеннях K_1 і σ_{0_c} та інших параметрах фільтрування. У роботі [3] було отримано загальне рішення рівнянь (1) і (2) при початкових граничних умовах $C(x,0) = C^0$, $\sigma(x,0) = \sigma_0$, $C(0,t) = C_0$. Нижче наведемо результати деяких спрощених рішень цих рівнянь, які переважно будуть використовуватись на практиці. Можна значно спростити, коли маємо "чисте" пористе середовище (завантаження фільтра) і воно насичене рідиною, в якій відсутні забруднення, що надходять з рідиною і підлягають вилученню, тобто з отриманого в роботі [3] загального рішення отримано при $C^0 = 0, \sigma_0 = 0$ залежності

$$C(\bar{x},\bar{t}) = C_0[F_1(\bar{x},\bar{t}) + F_2(\bar{x},\bar{t})] \cdot \eta \tag{7}$$

$$\sigma(\bar{x},\bar{t}) = A \cdot C_0 \cdot F_2(\bar{x},\bar{t}) \tag{8}$$

Тут $\eta = 1$ при $t > \frac{n_c}{v}x$, $\eta = 0$ при $t < \frac{n_c}{v}x$, $\bar{x} = \frac{K_1}{v}x$, $\bar{t} = t \cdot K_2$, $A = \frac{K_1}{K_2}$.

Із загального рішення системи рівнянь (1) і (2), прийнявши в ньому $n_c \frac{\partial c}{\partial t} = 0$ для основного (активного) режиму роботи фільтра, а саме для суттєвих значень часу *t* отримано при $C(x,0) = C^0$, $\sigma(x,0) = \sigma_0$ і $C(0,t) = C_0$ залежності

$$C(\bar{x},\bar{t}) = (C_0 - C^0)F_1(\bar{x},\bar{t}) + (C_0 - B)F_2(\bar{x},\bar{t}) + B \tag{9}$$

$$\sigma(\bar{x},\bar{t}) = A(C_0 - B)F_2(\bar{x},\bar{t}) + AB + (\sigma_{0c} - AB)e^{-\bar{t}} \tag{10}$$

де $B = \frac{\sigma_0}{A}$, $A = \frac{K_1}{K_2}$.

Для розрахунку концентрацій *C* і σ безпосередньо в другому випадку в результаті рішення системи рівнянь (1) і (2) при $n_c \frac{\partial c}{\partial t} = 0$ також іншим шляхом при $C(0,t) = C_0$, $\sigma(x,0) = \sigma_{0c}$ отримані залежності

$$C(\bar{x},\bar{t}) = \frac{AC_0 - \sigma_{0c}}{A}[F_1(\bar{x},\bar{t}) + F_2(\bar{x},\bar{t})] + \frac{\sigma_{0c}}{A}, \tag{11}$$

$$\sigma(\bar{x},\bar{t}) = (AC_0 - \sigma_{0c})F_2(\bar{x},\bar{t}) + \sigma_{0c}\,. \qquad (12)$$

Оскільки в цьому випадку $B = \frac{\sigma_{0c}}{A}$, $C^0 = \frac{\sigma_{0c}}{A}$, то одержані раніше в результаті загального рішення залежності (9) і (10) співпадають із залежностями (11) і (12), які отримані при умові $n_c \frac{\partial c}{\partial t} = 0$. Таким чином, в більшості практичних випадків (при початкових умовах $C^0 = 0$, $\sigma_0 = \sigma_{0c}$ і при $t > \tilde{t} = \frac{n_c}{v} x$) для розрахунку зміни концентрацій $C(x,t)$ і $\sigma(x,t)$ можна скористатись залежностями (11) і (12).

На основі цих залежностей на рис. 2, 3 побудовані розрахункові графіки $\frac{C}{C_0} = f(\bar{x},\bar{t}\,)$ і $\frac{\sigma}{A \cdot C_0} = f(\bar{x},\bar{t}\,)$.

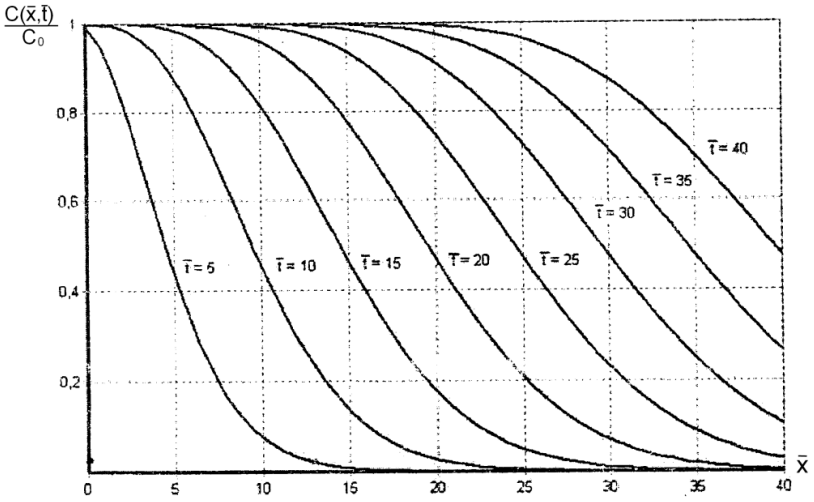

Рис. 2 – Графік залежності $\frac{C(\bar{x},\bar{t})}{C_0} = F_1(\bar{x},\bar{t}\,) + F_2(\bar{x},\bar{t}\,)$

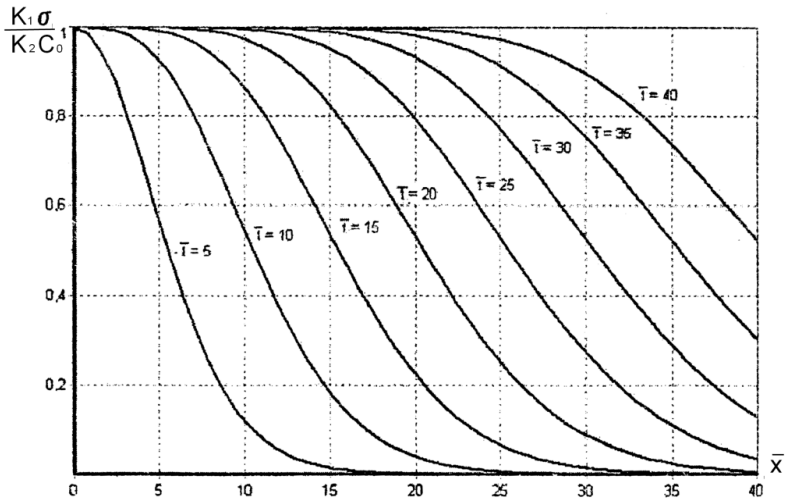

Рис. 3 – Графік залежності $\frac{K_2\,\sigma(\bar{x}.\bar{t})}{K_1 C_0} = F_2(\bar{x}.\bar{t})$

Для цього значення функцій $F_1(\bar{x},\bar{t})$ і $F_2(\bar{x},\bar{t})$ наведені в побудованих таблицях в залежності від параметрів $\bar{x} = \frac{K_1}{\upsilon}x, \bar{t} = t \cdot K_2$ [3].

Проведена апробація результатів теоретичних розрахунків за наведеними залежностями показала, що вони в цілому добре узгоджуються з дослідними даними, отриманими в лабораторних умовах.

Список використаної літератури

1. Водоросли. Справочник / Вассер С.П., Кондратьева Н.В., Масюк Н.П. и др. – Киев: Наук. думка, 1989. – 608 с.

2. Graham, L.E., Wilcox, L.W. Algae. Prentice-Hall, Upper Saddle River, – New Jersey, 2000. – 637 pp.

3. Олійник О.Я., Калугін Ю.І. Деякі результати теоретичних досліджень процесів масообміну в пористих середовищах // Науково-технічний збірник «Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки». – 2010. – № 5. – С. 100–112.

4. Журба М.Г. Очистка воды на зернистых фильтрах. – Львов.: Вища школа. Изд-во при Львов. ун-те. 1980. – 200 с.

5. Веригин Н.Н., Коммунар Г.М. Фильтрация суспензий через пористые среды // Труды ВНИИ – ВОДГЕО “Научные иследования в области инженерной гидравлики” – М.: – 74, 1978. – С. 120–124.

6. Алексеев В.С., Коммунар Г.М., Шержуков Б.С. Массоперенос в водонасыщенных горных породах. // Итоги науки и техн. ВИНИТИ. Сер. Гидрогеология. Инженерная геология. – М.: 1989. т. 11, – 142 с.

7. Методы прогноза солевого режима грунтов и грунтовых вод // Под ред. Н.Н. Веригина – М.: Недра, 1979. – 336 с.

8. В.Л. Поляков. О фильтрации суспензии при начальном загрязнении загрузки (линейная кинетика массопереноса) // Доповіді НАНУ, – 2006. – № 10 – С. 65–71.

9. Венецианов Е.В., Рубинштейн Р.Н. Динамики сорбции из жидких сред. – М.: Наука, 1983. – 273 с.

Стаття надійшла до редакції 04.03.14 українською мовою

© О.Я. Олейник, И.С. Кузьмич

УДАЛЕНИЕ ФИТОПЛАНКТОНА ИЗ ПОВЕРХНОСТНЫХ И ПОДЗЕМНЫХ ВОД ФИЛЬТРОВАНИЕМ

Теоретическим путем исследуются процессы фильтрации и массообмена в пористых средах при изъятии фитопланктона из поверхностных и подземных вод фильтрованием. На основании построенной и реализованной математической модели предложена методика расчета изменения их концентрации в жидкостной и твердой фазах среды.

© O.Y. Oliynyk, I.S. Kuzmych

REMOVING PHYTOPLANKTON FROM THE SURFACE AND GROUND WATER BY FILTRATION

By theoretical means are investigated processes of the filtration and mass transfer in porous media when removing phytoplankton from surface and groundwater filtration. On the basis constructed and implemented of mathematical of model offered a methodic of the change their concentration in the liquid and solid phases of the medium.