

О.Я. ОЛІЙНИК, доктор технічних наук,

О.О. САДЧИКОВ, аспірант

Київський національний університет будівництва і архітектури

ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ЗНЕЗАЛІЗНЕННЯ ВОДИ НА ДВОШАРОВИХ ФІЛЬТРАХ.

Виконано теоретичні дослідження динаміки накопичення сполук заліза при знезалізненні води на двошарових фільтрах. Сформульована і обґрунтована математична модель фільтрування на двошарових фільтрах при знезалізненні води. Наведені рекомендації для розрахунку.

Ключові слова: двошаровий фільтр; фільтрування; знезалізнення; фізико-хімічні процеси; масообмін; математична модель.

Выполнены теоретические исследования динамики накопления соединений железа при обезжелезивании воды на двухслойных фильтрах. Сформулирована и обоснована математическая модель фильтрования на двухслойных фильтрах при обезжелезивании воды. Приведены рекомендации для расчета.

Ключевые слова: двухслойный фильтр; фильтрование; обезжелезивание; физико-химические процессы; масообмен; математическая модель.

Theoretical research of iron compounds dynamic during iron removing by two-layer filter. Formulation and substantiation of mathematic model of filtration inside two-layer filter during removing iron from water. Providing recommendation for engineering calculation.

Key words: two-layer filter; filtration; removing iron; physical and chemical processes; mass transfer; mathematic model.

Вилучення заліза на двошарових фільтрах має ряд значних переваг в порівнянні з однорідними фільтрами. Також в результаті проведеного аналізу встановлено, що при фільтруванні забруднених вод залізом Fe^{2+} і його нестійких закисних форм в умовах спрощеної аерації внаслідок складних фізико-хімічних взаємодій і реакцій в шарах завантаження утворюється нерухомий осад гідроксиду заліза $Fe(OH)_3$, що призводить до зміни гідравлічних і фізико-хімічних характеристик фільтра. Перед надходженням на поверхню фільтру підземної води, в якій іони Fe^{2+} знаходяться в стабільному стані, згідно відомій діаграми Eh-pH, і рівномірно розподілені по об'єму. Показано [1,2], що при концентрація кисню $C_2 > 3...5$ мг/л, що можна

забезпечити в умовах спрощеної аерації, його подача не буде лімітувати швидкість проходження реакцій окислення.

Загальний фільтроцикл можна розділити на два періоди, які по інтенсивності процесів адсорбції і стадій окислення будуть суттєво відрізнятися. Перший чи початковий – це період зарядки фільтра, може продовжуватись до декількох діб, і як правило, не забезпечує необхідне зниження заліза на виході. В цей період поступово на всій поверхні чистого завантаження утворюється каталітична плівка гідроксида заліза за рахунок адсорбованого спочатку на поверхні зерен іонів Fe^{2+} , їх окислення до іонів Fe^{3+} адсорбованим киснем, які потім гідролізуються в гідроксид заліза $Fe(OH)_3$. Після утворення каталітичної плівки відбувається на ній процес гетерогенного окислення адсорбованого заліза і в цей основний період роботи фільтра відбувається вилучення заліза до необхідних меж. Зазначимо що після промивки, як правило, активна частина каталітичної плівки на зернах завантаження зберігається, що дає можливість працювати фільтру у звичайному робочому режимі. При цьому утворений осад гідроксиду заліза, який попадає в розчин в результаті можливого відриву, може накопичуватись в порах завантаження, також може безпосередньо адсорбувати і окислювати іони Fe^{2+} , тобто має місце додаткова автокаталітична реакція. Внаслідок накопичення осаду відбувається зменшення коефіцієнту фільтрації і пористості завантаження шарів фільтра, хоча сам утворений осад має досить рихлу структуру і значну пористість [1,2,3,4]. З часом в результаті різних трансформацій, адгезійні властивості $Fe(OH)_3$ зменшуються і процес окислення на нерухомій фазі слабшає, що відразу позначається на якості очистки. Крім того, під дією гідродинамічних сил спочатку незначно, а потім зі збільшенням накопичення осаду, частки $Fe(OH)_3$ будуть відриватись і рухатись з потоком в нижні шари фільтра, тобто між нерухомими і рухомими фазами спостерігається постійний обмін частинками $Fe(OH)_3$.

З врахуванням наведених вище і раніше уявлень про механізм процесу вилучення заліза Fe^{2+} фільтруванням, можна сформулювати математичну модель, яка складається із двох блоків: гідродинамічного (фільтраційного) і динаміки залізистих сполук в фільтраційному середовищі. Гідродинамічний блок складається із рівнянь фільтрації і нерозривності фільтраційного потоку в умовах зміни гідравлічних характеристик (пористості і коефіцієнта фільтрації) в шарах фільтра, а блок динаміки сполук заліза – із рівнянь матеріального балансу, записаних відносно концентрацій заліза Fe^{2+} і гідроксиду заліза $Fe(OH)_3$ в розчині і в твердій (нерухомій) фазах. Крім того, модель базується на наступних передумовах, сформульованих на основі аналізу процесів знезалізнення і існуючих рекомендацій [5], які, як показав послідовний аналіз цілком допустимі і не вносять суттєвих похибок в розрахунки.

1. В двошаровому фільтрі, в загальному випадку, шари можуть складатись із різних типів матеріалу завантаження, з різними адсорбційними і

фільтраційними властивостями. Пористе середовище (завантаження) шарів складається із двох фаз: рухомої рідкої фази (розчин) і нерухомої твердої фази (зерна завантаження, а також утвореної маси осаду гідроксиду заліза). Об'єм утвореної нерухомої води в тупикових порах незначний і ним можна знехтувати, або в разі необхідності врахувати в рухомому потоці.

2. Мігранти Fe^{2+} і $\text{Fe}(\text{OH})_3$ практично не транспортуються безпосередньо через зерна завантаження, проте розчинене у воді залізо Fe^{2+} може фільтруватись через осад зменшуючи його пористість. Проте це ущільнення буде назначним і в межах розрахункового фільтроцикла пористість осаду приймається постійною.

3. Аналіз числених дослідів фільтрації через різні завантаження показав, що в цілому, в багатьох випадках, можна приймати закон фільтрації лінійним (закон Дарсі), при якому, як відомо, силами інерції в порівнянні з силами в'язкого тертя можна знехтувати. Крім того, режим фільтрації приймається жорстким (рідина і зерна завантаження нестисливі), тобто розглядається одномірною напірною фільтрацією.

4. В прийнятих моделях вплив на сорбційні і окислювальні процеси різних хімічних і органічних сполук і речовин, які присутні у вихідній воді, може бути враховано шляхом корегування констант і коефіцієнтів швидкостей різних реакцій і взаємодій [2,6,7]. При цьому встановлено, що в умовах основної гетерогенної реакції на відміну від умов гомогенної реакції, яка відбувається переважно в розчині, процес вилучення заліза фільтруванням по різним причинам значно менше залежить від вказаних і інших факторів [2,6].

5. Вважається, що процес знезалізнення відбувається при умовах, коли значення таких відомих показників як Eh, pH, температури, лужності, окислюваності в багатьох випадках в межах їх зміни, зокрема температури, десь в межах 10...30°C, не будуть суттєво впливати, тобто процес цими показниками не лімітується. Проте в разі необхідності вплив зазначених показників на процеси окислення може бути врахований згідно рекомендаціям, наведених в спеціальній літературі [2,6,7], а саме зокрема в константах різних реакцій.

6. Кожний шар завантаження двошарового фільтра по своїм фільтраційним і сорбційним властивостям, як правило, буде відрізнятись один від одного, проте в своїх межах буде однорідним, тобто коефіцієнт фільтрації і константи, які відображають сорбційну ємкість завантаження, не змінюються в межах кожного шару.

7. У воді яка поступає на фільтр, крім заліза практично відсутні інші інгредієнти, які окислюються розчиненим і адсорбованим киснем, тобто кількість кисню, яка використовується на додаткове, не пов'язане із залізом, окислення незначне і ним можна знехтувати.

8. Відповідно стехіометричному балансу 4 моля Fe^{2+} реагують з 1 молем O_2 , звідси виходить, що стехіометричний коефіцієнт $\beta = 0,25$, хоча, як

відомо, при окисленні у вільному об'ємі маємо $\beta' = 0,143$. В умовах гетерогенної каталітичної реакції, тобто при окисленні адсорбованого Fe^{2+} адсорбованим O_2 передбачається, що $\beta > \beta'$ [1,6]. При цьому повинні бути витримані відомі умови використання методу спрощеної аерації, при якій процес забезпечується киснем в достатній кількості [5,6].

Реалізації запропонованих моделей гідродинамічного блоку дозволяє визначити основні технологічні параметри двошарового фільтра (напори, швидкості) з врахуванням динаміки зміни фільтраційних властивостей середовища в межах фільтра (коефіцієнтів фільтрації і пористості). Реалізації запропонованих моделей динаміки сполук заліза дозволяє з врахуванням можливих фізико-хімічних процесів міграції сполук заліза в розчині, різних лінійних і нелінійних кінетик обміну і накопичення, реакцій окислення в поровому розчині і на зернах завантаження, дозволить визначити параметри вилучення і накопичення різних форм заліза на любій стадії роботи фільтру. Запропоновані на основі цих моделей методи розрахунку дозволять обґрунтувати найбільш доцільний технологічний режим роботи двошарового фільтра.

Важливими технологічними характеристиками, які визначають рівень ефективності очистки води від заліза, є визначення зміни концентрації іона заліза Fe^{2+} C_1 в розчині по висоті фільтра і особливо вміст заліза на виході із фільтра (у фільтраті). Другою важливою характеристикою при знезалізованні фільтруванням буде об'єм (маса) утвореного осаду гідрооксиду заліза $\text{Fe}(\text{OH})_3$ і динаміка його накопичення по висоті фільтра і в часі σ_3 . При побудові для подальшої реалізації математичної моделі в результаті проведеного аналізу фізико-хімічних процесів і доцільних кінетик обміну і реакцій окислення в розчині і на твердій (нерухомій) фазі, з врахуванням одержаних в роботах [5,8] рекомендацій, можна зробити такі висновки:

1. При моделюванні процесу знезалізовання на фільтрах з різним завантаженням встановлено, що внесок дифузійного члена в загальних рівняннях буде незначним і ним в розрахунках можна знехтувати.

2. Проведений аналіз дозволив обґрунтувати і прийняти в запропонованих моделях найбільш доцільні моделі кінетики обмінних процесів і реакцій окислення в розчині і на твердій (нерухомій) фазі.

3. Використано наступне рівняння нерозривності, яке при густині рідини $\rho_p = \text{const}$, початковій пористості $n_{0i} = \text{const}$ і постійній висоті фільтра $L = \text{const}$:

$$\frac{\partial \bar{\sigma}_i}{\partial t} - \frac{\partial V_i}{\partial x} = 0, \bar{\sigma}_i = \frac{\sigma_i}{\delta_i}, \frac{\partial V_i}{\partial x} = -\frac{\partial}{\partial x} \left(k_i \frac{\partial h_i}{\partial x} \right); i = 1, 2, \quad (1)$$

де δ_i – щільність твердого осаду (масова концентрація в одиниці об'єму осаду), k_i – коефіцієнт фільтрації закальматованих шарів фільтру, h_i – напір фільтруючої рідини.

4. Як показав аналіз, при наявності в рідині (розчині) кисню $Co_2 > 3...5$ мг/л, що забезпечується технологією знезалізнення, на основі методу спрощеної аерації в умовах очистки підземної води від заліза, вміст якого не перевищує $Co_1 = 10..15$ мг/л, його кількість практично вже не впливає на кінетику окислення [5,6].

В зв'язку з тим, що на практиці найбільш поширена технологічна система роботи очисного фільтра з додержанням сталої (незмінної) швидкості фільтрування, яка дорівнює початковій для чистого фільтра, про що більш детально буде сказано нижче, запропонована математична модель розроблена для умов додержання постійного і однакового в межах фільтра значення швидкості фільтрування V_0 .

Таким чином, враховуючи сказане вище і результати виконаного порівняльного аналізу існуючих математичних моделей, запропонована для подальшої реалізації загальна математична модель, яка складається із рівнянь матеріального балансу, записаних відносно концентрацій заліза в розчині і в твердій (нерухомій) фазі для кожного шару ($j = 1,2$)

а) для концентрації іонів заліза Fe^{2+} в розчині C_i

$$n_{ci} \frac{\partial C_i}{\partial t} = -V_0 \frac{\partial C_i}{\partial x} - K_{1i} C_i - K_i^* C_i; \quad (2)$$

б) для концентрації накопиченого нерухомого осаду $Fe(OH)_3$ в шарах фільтра σ_i

$$\frac{\partial \sigma_i}{\partial t} = \gamma_i (\sigma_{maxi} - \sigma_i) C_{ai} + K_i^{**} \sigma_{ai} - a_i \sigma_i, j = 1,2. \quad (3)$$

Для вирішення рівнянь (2) і (3) потрібно знати концентрацію адсорбованого на зернах завантаження іона Fe^{2+} σ_{ai} і значення концентрації гідроксиду заліза $Fe(OH)_3$ в розчині C_{pi} , які знаходяться в результаті рішення рівнянь.

$$\frac{\partial \sigma_{ai}}{\partial t} = K_{1i} C_i - K_i^{**} \sigma_{ai}; \quad (4)$$

$$n_{ci} \frac{\partial C_{pi}}{\partial t} = -V_0 \frac{\partial C_{pi}}{\partial x} - \gamma_i (\sigma_{maxi} - \sigma_i) C_{pi} + K_i^* C_i + a_i \sigma_i. \quad (5)$$

В наведених рівняннях прийнято K_i^* , K_i^{**} – константи реакцій окислення в розчині і на твердій (нерухомій) фазі, K_{1i} – константа швидкості адсорбції Fe^{2+} на зернах навантаження, γ_i – константа прилипання (осадження) часток $Fe(OH)_3$ на поверхню середовища, a_i – константа, що характеризує швидкість можливого відриву часток $Fe(OH)_3$ від поверхні назад в розчин; σ_{maxi} – гранична концентрація осаду в одиниці об'єму кожного шару фільтра (розрахункова гранична кількість осаду); n_{ci} – розрахункова осереднена пористість в шарах фільтра.

Наведена система рівнянь (2-5) є замкнутою і її вирішення вирішення виконується при наступних початкових і граничних умовах [9,10]:

при $t = 0$, $x > 0$ $C_i = C_i^0$, $\sigma_{ai} = 0$, $\sigma_i = \sigma_i^0$ або $\sigma_i^0 = 0$;

при $x = 0, t > 0$ $C_1 = C_{01}, C_{p1} = C_{p01}$;

при $x = l, t > 0$ $C_1(l) = C_2(l), C_{p1}(l) = C_{p2}(l), \sigma_{a1}(l) \neq \sigma_{a2}(l), \sigma_1(l) \neq \sigma_2(l)$,

тобто на міжшаровій границі спряження приймається рівність концентрацій C і спостерігається зміна концентрацій σ .

Для визначення концентрацій C_1 і σ_1 у верхньому шарі фільтра висотою l використано рішення наведених рівнянь для однорідного фільтру, яке приведено в роботах [8,9]

$$C_1(x,t) = C_1^0 e^{-\frac{K_1 t}{n_{c1}}} + \left(C_{01} e^{-\frac{K_1 x}{V_0}} - C_1^0 e^{-\frac{K_1 t}{n_{c1}}} \right) \eta \quad ; \quad (6)$$

$$\sigma_1(x,t) = X_1(x) T_1(t) + \sigma_1^0; \quad (7)$$

$$X_1(x) = \frac{K_{01} C_{n1} - C_{01} (K_{01} - K_{11}) e^{-\frac{K_1 x}{V_0}}}{\gamma_1 C_{n1} + a_1 - \gamma_1 C_{01} e^{-\frac{K_1 x}{V_0}}} - \sigma_1^0; \quad (8)$$

$$T_1(t) = 1 - e^{-a_1 t} - \rho_{01} (e^{-K_1^* t} - e^{-a_1 t}), \quad (9)$$

де $\rho_{01} = \frac{\rho_{01}}{X_1(0)}, X_1(0) = \frac{K_{11} C_{01} + K_{01} C_{p01}}{a_{*1}} - \sigma_1^0,$

$$\rho_{01} = \frac{K_{11} C_{01}}{\sigma_{\max 1} (a_{*1} - K_1^*)}, a_{*1} = \gamma_1 C_{p01} + a_1, K_{01} = \gamma_1 \sigma_{\max 1},$$

$$K_1 = K_{11} + K_1^*, C_{n1} = C_{01} + C_{p01}.$$

У випадку $t > t_{c1} = \frac{n_{c1} l}{V_0}$ тобто для активного режиму роботи фільтра $\eta =$

1, а також прийнявши $K_{01} \approx \gamma_1 (\sigma_{\max 1} - \sigma_1)$ і $\sigma_1^0 = 0$ рівняння (6) і (7) можна спростити для умов основної гетерогенної реакції до виразів

$$C_1(x) = C_{01} e^{-\frac{K_1 x}{V_0}}; \quad (10)$$

$$\sigma_1(x) = \left(C_{p01} + \frac{K_1^* \sigma_{\max 1}}{K_{11} + C_{n1}} C_{01} \right) \frac{K_{01}}{a_1} + \frac{K_1^* (K_{11} - K_{01}) \sigma_{\max 1}}{K_{11} C_{n1} a_1} C_{01} e^{-\frac{K_1 x}{V_0}}. \quad (11)$$

Для визначення концентрацій на нижній границі верхнього шару C_l, σ_l у формулах (10) і (11) слід приймати $x = l$.

Важливим технологічним параметром при проектуванні очисних фільтрів є встановлення динаміки накопичення осередненої по висоті шарів фільтра величини осаду. Осереднене значення концентрації $\sigma_{c1}(t)$ по висоті фільтра верхнього шару одержимо шляхом інтегрування по висоті l рівняння:

$$\sigma_{c1}(t) = \frac{1}{l} \int_0^l \sigma_1(x,t) dx = \frac{1}{l} \int_0^l [T_1(t) X_1(x) + \sigma_1^0] dx = \sigma_1^0 + T_1(t) X_{c1}; \quad (12)$$

$$X_{c1} = \frac{V_0 \sigma_{\max 1}}{IK_1} \left(1 - \frac{K_{11}}{K_{01}} - \frac{\gamma C_{n1}}{a_1} \right) - \ln \left| \frac{\gamma_1 C_{p01} + a_1}{\gamma_1 (C_{n1} - C_{01} e^{-j}) + a_1} \right| - \frac{K_{01} C_{n1}}{a_1} - \sigma_1^0, \quad (13)$$

$$\text{де } \bar{l} = \frac{K_1}{V_0} l, K_1 = K_{11} + K_1^*$$

Для знаходження концентрацій C_2 і σ_2 в нижньому шарі фільтра розглянемо найбільш поширений на практиці випадок роботи фільтра при $t > t_c = \frac{n_{c2} L}{V_0}$.

В цьому випадку на верхній границі нижнього шару фільтра маємо граничну умову $C_1(l) = C_2(l)$. Тоді згідно рівняння (10) для визначення зміни концентрації $C_2(x)$ в межах висоти нижнього шару $L-l$ одержимо рівняння

$$C_2(x) = C_1(l) e^{-\frac{(x-l)K_2}{V_0}} = C_{01} e^{-\frac{jK_1}{V_0}} e^{-\frac{(x-l)K_2}{V_0}}. \quad (14)$$

Прийнявши в формулі (14) $x = L$ одержимо залежність для визначення концентрації C на виході із фільтра

$$C_2(L) = C_1(l) e^{-\frac{(L-l)K_2}{V_0}}, \quad (15)$$

$$\text{де } K_1 = K_{11} + K_1^*, K_2 = K_{12} + K_2^*.$$

Шляхом інтегрування по висоті нижнього шару $L-l$ рівняння

$$\sigma_{c2} = \frac{1}{L-l} \int_l^L \sigma_2(t) dx = \sigma_2^0 + T_2(t) X_{c2}. \quad (16)$$

Для зручності залежності для визначення концентрацій σ_1 і σ_2 в шарах двошарового фільтра, які переважно будуть використовуватись в подальших розрахунках, зокрема при визначенні втрат напору, запишемо в безрозмірній формі

$$\bar{\sigma}(\bar{x}, \bar{t}) = \bar{T}(\bar{t}) \bar{X}(\bar{x}) + \bar{\sigma}^0; \quad (17)$$

$$\bar{X}(\bar{x}) = \frac{(S_1 - S_4) \bar{C}_0 e^{-\bar{x}} - S_1}{S_1 \bar{C}_0 e^{-\bar{x}} - S_1 - S_2} - \bar{\sigma}^0; \quad (18)$$

$$\bar{T}(\bar{t}) = 1 - e^{-S_5 \bar{t}} - \bar{\rho}_1 (e^{-S_6 \bar{t}} - e^{-S_5 \bar{t}}), \quad (19)$$

$$\text{де } \bar{\rho}_1 = \frac{\bar{\rho}_0}{\bar{X}(0)}, \bar{\rho}_0 = \frac{S_1 \bar{C}_0}{S_1 \bar{C}_0 - S_2 - S_1}, \bar{X}(0) = \frac{(S_1 - S_4) \bar{C}_0 - S_1}{S_1 \bar{C}_0 \bar{C}_0 - S_1 - S_2} - \bar{\sigma}^0,$$

$$S_1 = \frac{\gamma \sigma_{\max}}{K}, S_2 = \frac{a \sigma_{\max}}{K C_n} \approx \frac{C_0}{C_n}, S_3 = \frac{K^* \sigma_{\max}}{K C_n}, S_4 = \frac{K_1}{K}, S_5 = \frac{n_c}{K} \left(\gamma \frac{C_{p0}}{C_n} + \bar{a} \right), S_6 = \frac{n_c K^*}{K},$$

$$\bar{a} = \frac{C_0 K_1}{\sigma_{\max}}, \bar{C}_0 = \frac{C_0}{C_n}, C_n = C_0 + C_{p0}, \bar{\sigma} = \frac{\sigma}{\sigma_{\max}}, \bar{\sigma}^0 = \frac{\sigma^0}{\sigma_{\max}},$$

$$K = K_1 + K^* \approx K_1, \bar{x} = x \frac{K}{V_0}, \bar{t} = \frac{K}{n_c} t$$

Нагадаємо, що для визначення концентрацій σ_1 і σ_2 в шарах відповідно приймаємо вихідні параметри для цих шарів, тобто з додатковими індексами 1 і 2, також приймається і для верхнього шару $C_0 = C_{01}$, $C_{p0} = C_{p01}$, $C_{n1} = C_{01} + C_{p01}$; для нижнього шару $C_0 = C_1(l)$, $C_{p0} = C_{p1}(l)$, $C_n = C_1(l) + C_{n1}(l)$.

В цьому випадку для визначення осередненої $\bar{\sigma}_c(\bar{t}) = \frac{\sigma_c(\bar{t})}{\sigma_{\max}}$

рекомендується рівняння (20) для верхнього шару фільтра

$$\bar{\sigma}_{C_1}(\bar{t}) = \frac{\sigma_{C_1}^0}{\sigma_{\max 1}} = \frac{1}{\bar{t}} \left(\frac{\lambda_1}{\lambda_3} - \frac{\lambda_{21}}{\lambda_{41}} \right) \ln \left| \frac{e^{-\bar{t}} - \frac{\lambda_3}{\lambda_{41}}}{1 - \frac{\lambda_3}{\lambda_{41}}} \right| + \frac{\lambda_1}{\lambda_3} - \sigma_1^0, \quad (20)$$

де $\bar{t} = \frac{K_1}{V_0} l$, $\lambda_{21} = (S_1 - S_2) \bar{C}_{01}$, $\lambda_{41} = S_1 \bar{C}_{01}$;

для нижнього шару фільтра

$$\bar{\sigma}_{C_2} = \frac{\sigma_{C_2}}{\sigma_{\max 2}} = \frac{1}{\bar{L} - \bar{t}} \int_{\bar{t}}^{\bar{L}} \left(\frac{\lambda_1}{\lambda_3} - \frac{\lambda_2}{\lambda_{41}} \right) \ln \left| \frac{e^{-\bar{t}} - \frac{\lambda_3}{\lambda_{42}}}{e^{-\bar{t}} - \frac{\lambda_3}{\lambda_{42}}} \right| + \frac{\lambda_4}{\lambda_3} - \sigma_2^0, \quad (21)$$

де $\lambda_1 = S_1$, $\lambda_{22} = (S_1 - S_4) \bar{C}_1(l)$, $\lambda_3 = S_1 + S_3$, $\lambda_{42} = S_1 \bar{C}_1(l)$,

$$\bar{L} = \frac{K_2}{V_0} L, \bar{t} = \frac{K_2}{V_0} l, \sigma_1^0 = \frac{\sigma_1^0}{\sigma_{\max 1}}, \sigma_2^0 = \frac{\sigma_2^0}{\sigma_{\max 2}}.$$

Відносні величини S_i у формулі (20), (21) і в перерахунковому випадку приймається з врахуванням вихідних параметрів завантаження шарів.

Деякі приклади динаміки накопичення осаду σ_{C_1} у верхньому шарі, представлені на графіках $\sigma_{C_1} = f(C_{01}, S, t)$ в роботі [9], які побудовані за залежністю (20).

Список літератури

1. Журба М.Г. Очистка воды на зернистых фильтрах. – Львов: Вища школа, 1980. – 200 с.
2. Николадзе Г.И. Обезжелезивание природных вод. – М.: Стройиздат, 1978 г. – 160 с.
3. Золотова Е.Ф., Асс Г.Ю. Очистка воды от железа, фтора, марганца и сероводорода. – М.: Стройиздат, 1975. – 176 с.
4. Клячко В.А., Апельцин И.Э. Очистка природных вод. – М.: Стройиздат, 1971. – 578 с.

5. *Киселев С.К.* Моделирование и расчеты обезжелезивания воды на очистных фильтрах с учетом изменения гидравлических свойств загрузки // Дис. канд. техн. наук, 05.23.04. – К., 2000. – 158 с.
6. *Орлов В.О., Шевчук Б.И.* Интенсификация работы водоочистных сооружений. – К.: Будівельник, 1989. – 128 с.
7. *Сергеев Ю.С.* очистка природных вод от солей железа: Дис. канд. техн. наук: 05.23.04. – К.:1965. – 177 с.
8. *Киселев С.К. Олейник А.Я.* Гидродинамическая модель фильтрования при очистке подземных вод от соединений железа // Прикладная гидромеханика. – 1999. – Т.1 (73), №1 – С.20-25.
9. *Тугай А.М., Оліник О.Я., Тугай Я.А.* Продуктивність свердловин в умовах кольматажу. – Харків, ХНАМГ, 2004. – 240 с.
10. *Поляков В.Л.* Расчет осветления суспензий в двухслойной загрузке // Вісник Одес. держ. академії буд. і арх. – Вип. 19. – С. 194-202.