

УДК 546.532

ГИДРОДИНАМИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ФИЛЬТРОВАНИЯ ПРИ ОЧИСТКЕ ПОДЗЕМНЫХ ВОД ОТ СОЕДИНЕНИЙ ЖЕЛЕЗА

С. К. КИСЕЛЕВ*, А. Я. ОЛЕЙНИК**

* Киевский государственный технический университет строительства и архитектуры

** Институт гидромеханики НАН Украины, Киев

Получено 15.04.98 ◊ Пересмотрено 11.11.98

Построена гидродинамическая модель фильтрования при удалении железистых соединений из воды, состоящая из двух взаимосвязанных блоков: гидродинамического (фильтрационного) и динамики соединений железа в фильтрующей пористой среде. Рассмотрены частные случаи общей модели при гомогенной и гетерогенной стадиях окисления. Общая модель реализована численными методами, для частных моделей получены аналитические решения. Предложена методика расчета основных параметров очистки.

Побудована гідродинамічна модель фільтрування при вилученні сполук заліза з води. Модель складається з двох взаємопов'язаних блоків: гідродинамічного (фільтраційного) і динаміки сполук заліза в фільтруючому пористому середовищі. Розглянуто окремі випадки загальної моделі при гомогенній і гетерогенній стадіях окислення. Загальна модель реалізована чисельними методами, для окремих моделей одержані аналітичні рішення. Запропонована методика розрахунку по визначенню основних параметрів очистки.

A hydrodynamic model of filtration under removal iron combinations from water is developed which consists of two inter-related blocks: hydrodynamical one (filtration) and iron combination dynamical one in porous media. Several particular cases of the general model in homogeneous and heterogeneous stages of oxigation is considered. The general model is solved by numerical methods, for particular models an analytical solution is obtained and a technique for determining main purification parameters is offered.

Удаление различных соединений железа и других элементов из воды, используемой для хозяйственно-питьевого и промышленного водоснабжения, представляет важную научно-техническую проблему. Одним из наиболее экономичных, эффективных и экологически безопасных способов очистки воды от железа и других металлов является фильтрование через очистные фильтры, заполненные загрузкой из различных видов природных и искусственных материалов. В настоящее время в практике водоочистки ведутся интенсивные разработки с целью повышения при фильтровании эффективности действия существующих загрузок путем их предварительной подготовки (модификации) для повышения ее адсорбционных и каталитических свойств, создания новых искусственных материалов, обладающих заданными структурными и физико-химическими свойствами [1–6]. Существующие методы расчета очистных фильтров основаны на весьма приближенных моделях и недостаточно полно отражают взаимосвязанные процессы фильтрации, массопереноса, массообмена и кинетики химических реакций [5–8].

Известно, что при фильтровании загрязненных вод в результате сложных физико-химических превращений и взаимодействий в слое загрузки образуется осадок, в частности, при обезжелезивании воды осадок гидроокиси железа, кото-

рый откладывается в порах и материале зерен загрузки, что приводит к изменению гидравлических и физико-химических характеристик фильтра. Под влиянием указанных процессов изменяется пористость и коэффициент фильтрации загрузки, а в результате уменьшения коэффициента фильтрации (возрастание гидравлического сопротивления фильтра) для сохранения заданной постоянной производительности фильтра (неизменности скорости фильтрования) возрастает напор во входном сечении, что можно допустить только до определенных пределов.

Следует отметить, что до настоящего времени не изучены закономерности изменения фильтрационных свойств загрузки (коэффициента фильтрации), а вместе с тем и ее сорбционных свойств, в зависимости от содержания осадка, поэтому существующие методы гидродинамических расчетов фильтров основаны на упрощенных зависимостях, в основном полученных экспериментальным путем [1, 2, 4, 5].

В настоящей статье теоретическим путем с привлечением существующих опытных данных рассматривается совместная задача удаления железа фильтрованием с учетом изменения при этом фильтрационных свойств среды за счет образования осадка гидроокиси железа. Собственно, общая модель состоит из двух взаимосвязанных блоков:

гидродинамического (фильтрационного) и динамики соединений железа в фильтрующей пористой среде. Аналогичные подходы и методики могут быть использованы при удалении из воды фильтрованием других веществ и соединений. Если исходить из того, что согласно многочисленным исследованиям для различных типов загрузки режим фильтрования будет линейным, подчиняющимся известному закону Дарси, то коэффициент фильтрации кольтатируемого фильтра $k(x, t)$ может быть выражен следующим образом:

$$k(x, t) = k_0(x)F(\sigma), \quad (1)$$

где $k_0(x)$ – коэффициент фильтрации чистого фильтра, не содержащего осадка; $F(\sigma)$ – функция, вид которой подбирается на основе экспериментальных исследований.

В результате обработки и анализа существующих опытных данных обезжелезивания воды для различных типов загрузки, зависимость коэффициента фильтрации очистного фильтра от степени заполнения его осадком гидроокиси железа можно представить экспоненциальной функцией

$$k(x, t) = k_0(x)e^{-\alpha\sigma_3(x, t)}, \quad (2)$$

где σ_3 – массовая концентрация (количество) гидроокиси железа в твердой (неподвижной) фазе в единице объема фильтра; α – опытный коэффициент, зависящий от типа и параметров загрузки.

Зависимость (2) целесообразно представить в следующем виде:

$$k(x, t) = k_0(x)e^{-\frac{\alpha_0\bar{\sigma}(x, t)}{n_0 - \bar{\sigma}(x, t)}}, \quad (3)$$

где $\bar{\sigma} = \sigma_3/\delta = An_0\sigma_3/\sigma_{max}$; A – коэффициент предельного накопления осадка, $A = \bar{\sigma}_{max}/n_0$; $\bar{\sigma}_{max} = \sigma_{max}/\delta$; δ – плотность осадка в твердой фазе, σ_{max} – предельная массовая концентрация (предельное количество осадка); n_0 – пористость “чистого” фильтра. Безразмерный коэффициент α_0 связан с размерным коэффициентом α зависимостью

$$\alpha_0 = \frac{\alpha\sigma_{max}(1 - A)}{A}. \quad (4)$$

По данным экспериментов [8–11] значения приведенных коэффициентов и параметров находятся в пределах $\sigma_{max} = 4.5 \dots 5.5$ г/дм³, $A \approx 0.4 \dots 0.7$, $A = 1 - \varepsilon$, где ε – пористость осадка, $\alpha \approx 0.5 \dots 1.30$ дм³/г, причем большие значения α принимаются в начале, а меньшие – в конце фильтрации.

Из формулы (3) также следует, что при предельном накоплении фильтра осадком, коэффициент фильтрации образовавшейся пористой среды

определяется выражением

$$k(\sigma_{max}) = k_0(x)e^{-\frac{\alpha_0 A}{1 - A}}, \quad (5)$$

т.е. уменьшается в десять раз и более.

Дальнейшее усовершенствование гидродинамической модели и методов расчета связано с изучением процесса фильтрования в неоднородных загрузках. Из технологии фильтрования известно [12, 13], что кроме однородной загрузки с постоянным коэффициентом фильтрации по высоте чистого фильтра $k_0 = \text{const}$ применяются фильтры с двухслойной или даже трехслойной загрузкой. В этом случае в пределах каждого слоя коэффициент фильтрации принимается постоянным. Кроме того, с целью повышения эффективности очистки и обеспечения равномерности его работы по высоте рекомендуется по ходу фильтрования устраивать убывающую по крупности зерен загрузку, проницаемость которой может изменяться по любому закону, в частности, по линейному или экспоненциальному. С учетом изложенного выше представляется возможным сформулировать гидродинамический (фильтрационный) блок модели, связывающий гидродинамические и гидрохимические характеристики потока.

Как известно [14], уравнение движения жидкости в пористой среде при пренебрежении силами инерции в условиях линейного закона сопротивления (закона Дарси) имеет вид

$$v = -k \cdot \text{grad}h, \quad (6)$$

где h – напор фильтрующей жидкости.

Так как движение жидкости при постоянной площади сечения фильтра S происходит преимущественно в одном направлении (сверху вниз или снизу вверх), т.е. имеет место одномерная фильтрация в направлении оси Ox , то выражение (6) с учетом (3) можно представить в таком виде:

$$v(x, t) = -k_0(x)e^{-\frac{\alpha_0\bar{\sigma}(x, t)}{n_0 - \bar{\sigma}(x, t)}} \frac{\partial h}{\partial x}. \quad (7)$$

Уравнение неразрывности фильтрационного потока с учетом изменения пористости фильтра в результате накопления и выноса осадка гидроокиси железа в поровом пространстве материала загрузки в общем случае имеет вид

$$\frac{\partial}{\partial t}((n_0 - \bar{\sigma})S\rho_w) = -\frac{\partial}{\partial x}(\rho_w v S). \quad (8)$$

При плотности жидкости $\rho_w = \text{const}$ и $S = \text{const}$ имеем

$$\frac{\partial \bar{\sigma}}{\partial t} - \frac{\partial v}{\partial x} = 0. \quad (9)$$

Как показал анализ, при наличии содержания кислорода в жидкости (растворе) $C_2 > 3 - 5$ мг/л, что зачастую обеспечивается технологией обезжелезивания фильтрованием, в условиях очистки подземной воды от железа, содержание которого не превышает $C_{01} = 10 - 15$ мг/л, его количество практически не сказывается на кинетике окисления. Тогда для несжимаемой жидкости и пористой среды (жесткого режима напорной фильтрации) и с учетом уравнения (9) физико-химические процессы миграции, обмена и трансформации различных форм железа в поровом растворе и на зернах загрузки описываются следующими уравнениями, записанными относительно концентраций C в растворе и концентраций σ в твердой (неподвижной) фазах:

для железа Fe^{2+} (концентрации C_1 и σ_1)

$$(n_0 - \bar{\sigma}) \frac{\partial C_1}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D_1 \frac{\partial C_1}{\partial x} \right) - v \frac{\partial C_1}{\partial x} - \frac{\partial \sigma_1'}{\partial t} - K^* C_1; \quad (10)$$

$$\frac{\partial \sigma_1}{\partial t} = \frac{\partial \sigma_1'}{\partial t} - K^{**} \sigma_1; \quad (11)$$

для гидроокиси железа $Fe(OH)_3$ (концентрации C_3 и σ_3)

$$(n_0 - \bar{\sigma}) \frac{\partial C_3}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D_3 \frac{\partial C_3}{\partial x} \right) - v \frac{\partial C_3}{\partial x} - \frac{\partial \sigma_3'}{\partial t} + K^* C_1 + a \sigma_3; \quad (12)$$

$$\frac{\partial \sigma_3}{\partial t} = \frac{\partial \sigma_3'}{\partial t} + K^{**} \sigma_1 - a \sigma_3. \quad (13)$$

В уравнении (10) первый член обозначает аккумуляцию (накопление) в растворе, второй член – диффузионный перенос (дисперсию), третий член – конвективный перенос, четвертый член – кинетику обмена, т.е. скорость перехода вещества из одной фазы в другую, пятый член – скорость (реакцию) превращения (окисления) Fe^{2+} в растворе. В уравнении (11) первый член обозначает аккумуляцию (накопление) в твердой фазе (в среде загрузки), третий член – скорость окисления Fe^{2+} адсорбированного на твердой (неподвижной) фазе. В уравнении (12) четвертый член – скорость обмена (осаждения) в среде, пятый член – скорость возможного отрыва частиц $Fe(OH)_3$ от поверхности среды и их поступление в раствор.

В указанных уравнениях: D_1, D_3 – коэффициенты конвективной диффузии, которые согласно

существующим моделям и опытным данным определяются по формулам [13]:

$$D_1(v) = D_{10} + \eta_1 v, \\ D_3(v) = D_{30} + \eta_3 v, \quad (14)$$

здесь D_{10} и D_{30} – коэффициенты молекулярной диффузии; η_1 и η_3 – коэффициенты гидродисперсии; K^*, K^{**} – константы реакций окисления в растворе и на твердой (неподвижной) фазе; a – константа скорости отрыва частиц $Fe(OH)_3$ от поверхности среды. В константы окисления в качестве постоянной включены концентрации кислорода C_{O_2} и $\sigma_{O_2} = \Gamma_2 C_{O_2}$, (Γ_2 – константа Генри для кислорода), т.е. относительно кислорода имеют реакцию нулевого порядка.

Согласно существующим представлениям для большинства случаев (при относительно небольшом содержании железа до 40 – 50 мг/л) кинетику общего обмена можно принимать согласно уравнения обратимой линейной кинетики первого порядка, которое в неравновесных условиях имеет вид

$$\frac{\partial \sigma_1'}{\partial t} = \alpha_1 (C_1 - \beta_1 \sigma_1'), \quad (15)$$

где α_1 – константа скорости обмена; β_1 – коэффициент распределения.

Ряд авторов [5, 7, 12] считает, что поскольку процессы обмена (сорбции) Fe^{2+} преимущественно идут в одном направлении, эта кинетика необратимой реакции может быть описана в общем случае следующим уравнением:

$$\frac{\partial \sigma_1'}{\partial t} = \varphi(\sigma_1) C_1. \quad (16)$$

Наиболее часто принимается $\varphi(\sigma_1) = K_1 = \text{const}$, что приводит уравнение (16) к линейному уравнению физической сорбции (необратимой реакции первого порядка), при других видах функции $\varphi(\sigma_1)$ уравнение (16) зачастую будет нелинейным.

Для определения концентрации σ_3' , используется модель кинетики обмена, связанная с образованием и осаждением осадка гидроокиси $Fe(OH)_3$ в фильтрующей загрузке. Процессы обмена для $Fe(OH)_3$ в общем случае следуют уравнению:

$$\frac{\partial \sigma_3'}{\partial t} = \gamma \varphi(\sigma_3') C_3. \quad (17)$$

Наиболее известные выражения для функций $\varphi(\sigma_3')$ имеют вид

$$\varphi(\sigma_3') = \sigma_{max} - \sigma_3'; \quad (18)$$

$$\varphi(\sigma_3') = \frac{K_3}{\gamma} = \text{const.} \quad (19)$$

Здесь γ – константа скорости прилипания взвеси к поверхности среды; K_3 – константа скорости осаждения. Так как на начальной стадии процесса можно считать $\sigma_{max}' \gg \sigma_3'$, то уравнение (18) переходит в уравнение (19) при $K_3 = \gamma\sigma_{max}'$.

Общая модель реализована численными методами при следующих начальных и граничных условиях [15]:

при $t = 0, x > 0, C_1 = C_1^0, C_3 = 0, \sigma_1 = 0, \sigma_3 = 0$ или $\sigma_3 = \sigma_3^0, h = h_0(x)$;

при $x = 0, t > 0, C_1 = C_0, C_3 = C_{03}$, или $C_3 = 0, h = h_1$;

при $x = x_L, t > 0, \partial C_i / \partial x = 0, i = 1, 3, h = h_2$.

В результате численных расчетов получены значения концентраций $C_1(x, t), C_3(x, t), \sigma_1(x, t)$ и $\sigma_3(x, t)$ и характеристики потока $v(x, t)$ и $h(x, t)$ с учетом изменения фильтрационных свойств загрузки.

Выполненный анализ показал, что при значении коэффициента гидродисперсии $\eta_i < 0.1$, что зачастую выдерживается на практике, вклад диффузионного члена будет незначительным и им в расчетах можно пренебречь, т.е. в уравнениях (10) и (12) принимать $D_1 = D_3$.

Приведенную систему уравнений можно упростить, если отдельно рассматривать два возможных случая (стадии) процесса обезжелезивания воды. В пределах первой стадии в начале процесса, когда имеет место гомогенное окисление Fe^{2+} преимущественно в растворе и начинает сорбироваться из раствора на зернах загрузки сначала железо, а затем и кислород, в уравнениях (11) и (13) можно положить $a = 0$ и $K^{**} = 0$.

В пределах второй, основной стадии гетерогенного окисления преимущественно на твердой фазе с образованием пленки и осадка $Fe(OH)_3$ возможен отрыв осадка и перенос его в нижние слои фильтра, и в уравнениях (10) и (12) можно положить $K^* = 0$.

Существующей технологией очистки предусматривается поддержание на протяжении всего фильтроцикла (до промывки фильтра) постоянной скорости фильтрования, что достигается необходимым увеличением напора на преодоление дополнительного гидравлического сопротивления за счет образования осадка в загрузке. Поэтому изучение процесса для указанных стадий выполнено при $v = \text{const}$ и $n_a \approx \text{const}$ и для различных кинетик обмена, что позволило получить аналитическое решение задачи. В частности, при $D_1 = 0$ и $\varphi(\sigma_1) = K_1$, т.е. при линейном уравнении сорбции

(16), выражение для $C_1(x, t)$ в случае гомогенной и гетерогенной стадий окисления при $C_{01} = C_1^0$ имеет вид

$$\frac{C_1(\bar{x}, \bar{t})}{C_{01}} = e^{-\bar{t}} + (e^{-\bar{x}} - e^{-\bar{t}}) \delta(\bar{t} - \bar{x}), \quad (20)$$

где

$$\delta(\bar{t} - \bar{x}) = \begin{cases} 1 & \text{при } \bar{t} > \bar{x} \geq 0, \\ 0 & \text{при } \bar{t} < \bar{x}; \end{cases}$$

$\bar{x} = xK/v; \bar{t} = tK/n_a$, т.е. для больших значений \bar{t} имеем

$$C_1(\bar{x}, \bar{t}) = C_{01}e^{-\bar{x}}. \quad (21)$$

В уравнении (20) принимается $K = K_1 + K^*$ при гомогенной и $K = K_1$ при гетерогенной стадиях окисления.

Приведем также некоторые выражения для $C_3(x, t), \sigma_1(x, t)$ и $\sigma_3(x, t)$ в случае гомогенной стадии окисления при $D = 0, a = 0, K^{**} = 0$ и $\varphi(\sigma_3) = \sigma_{max} - \sigma_3$, т.е. при нелинейной кинетике обмена (17), и при $D = 0, K^* = 0$ и $\varphi(\sigma_3) = K_3/\gamma$ в случае гетерогенной стадии окисления, полученные с использованием метода последовательных приближений. В частности, если ограничиться первым приближением, то в случае гомогенной реакции для $\bar{t} > \bar{x}$ получим следующие выражения:

$$\sigma_1(\bar{x}, \bar{t}) = \frac{n_a C_{01} K_1}{K} [1 - e^{-\bar{x}} + (\bar{t} - \bar{x}) e^{-\bar{x}}], \quad (22)$$

$$C_3(\bar{x}, \bar{t}) = C_{03} + \frac{C_{01} K^*}{K} (1 - e^{-\bar{x}}) + \frac{\sigma_{max}}{n_0} e^{-\lambda \bar{t}} (1 - e^{-\lambda \bar{x}}), \quad (23)$$

$$\sigma_3(\bar{x}, \bar{t}) = \sigma_{max} e^{-\lambda \bar{t}}, \quad (24)$$

где $\lambda = \frac{n_a \gamma C_{03}}{K}$. В случае гетерогенной реакции при $\bar{t} > \bar{x}$ и $\bar{x} > 5$ выражения для определения искомых концентраций имеют вид

$$\sigma_1(\bar{x}, \bar{t}) = \frac{C_{01} K_1}{K^{**}} e^{-\bar{x}}, \quad (25)$$

$$C_3(\bar{x}, \bar{t}) = C_{03} + C_{01} (1 - e^{-\bar{x}}), \quad (26)$$

$$\sigma_3(\bar{x}, \bar{t}) = \frac{K(C_{03} + C_{01})}{a} + \frac{C_{01}(K_1 - K_3)}{a} e^{-\bar{x}}. \quad (27)$$

Оценка о достаточности того или иного приближения для практических расчетов (одного или двух) получена на основе численного эксперимента.

При решении конкретных технологических задач фильтрования важным является изучение

динамики накопления осадка $\sigma_3(x, t)$ в фильтре и определение гидродинамических характеристик фильтрационного потока $v(x, t)$ и $h(x, t)$ в зависимости от изменения фильтрационных свойств среды.

Выражения для определения характерных значений $\sigma_3(x, t)$ (в фильтре, в верхней части фильтра $x = 0$, для больших значений времени $t \rightarrow \infty$) получены в результате решения уравнений (11) и (13) при $C_1 = C_{01}$, $C_3 = C_{03}$, $\varphi(\sigma_1) = K_1$, $\varphi(\sigma_3) = \sigma_{max} - \sigma_3$ и краевых условиях $\sigma_1(x, 0) = 0$, $\sigma_3(x, 0) = \sigma_3^0$.

$$\bar{\sigma}_3(x, t) = \bar{\sigma}_3^0 + \psi(t)\varphi(x), \quad (28)$$

$$\bar{\sigma}_3(0, t) = \bar{\sigma}_3^0 + \psi(t)\varphi(0), \quad (29)$$

$$\bar{\sigma}_3(x, \infty) = \bar{\sigma}_3^0 + \varphi(x), \quad (30)$$

$$\bar{\sigma}_3(0, \infty) = \bar{\sigma}_3^0 + \varphi(0). \quad (31)$$

В приведенных формулах принимается

$$\psi(t) = 1 - e^{-a \cdot t} - \rho_1(e^{-K^{**}t} - e^{-a \cdot t}),$$

$$\varphi(x) = \frac{K_3 C_0 - C_{01}(K_3 - K_1)e^{-\frac{K}{v_0}x}}{\gamma C_0 + a - \gamma C_{01}e^{-\frac{K}{v_0}x}} - \bar{\sigma}_3^0,$$

$$\varphi(0) = \frac{K_3 C_{03} + C_{01} K_1}{a_*} - \bar{\sigma}_3^0,$$

$$\rho_1 = \frac{\rho_0}{\bar{\sigma}_3(0, \infty)}, \quad \rho_0 = \frac{K_1 C_{01}}{a_* - K^{**}}, \quad a_* = \gamma C_{03} + a,$$

$$C_0 = C_{01} + C_{03}, \quad \bar{\sigma}_{3i} = \sigma_{3i} / \sigma_{max},$$

где $\bar{\sigma}_3^0$ – начальная концентрация осадка в фильтре.

Выражения для $v(x, t)$ и $h(x, t)$ находились в результате численного решения уравнений (7), (9) и (13) для двух случаев граничных условий:

- 1) $\bar{h} = \bar{h}_1$ при $\bar{x} = 0$; $\bar{h} = 0$ при $\bar{x} = 1$, $\bar{x} = x/x_L$;
- 2) $v = v_0$ при $\bar{x} = 0$; $\bar{h} = 0$ при $\bar{x} = 1$, $\bar{h} = h/x_L$.

Как указывалось выше, на практике наибольший интерес представляет схема фильтрации с постоянной скоростью v_0 (второй случай), что достигается необходимым увеличением и поддержанием рабочего напора на преодоление гидравлического сопротивления и определяется величиной потерь напора

$$\Delta \bar{h}(\bar{x}) = \bar{h}(0) - \bar{h}(\bar{x}) = v_0 \int_0^{\bar{x}} \frac{1}{k_0(\eta)} e^{\frac{\alpha_0 \bar{\sigma}(\eta, \bar{t})}{n_0 - \bar{\sigma}(\eta, \bar{t})}} d\eta. \quad (32)$$

Для однородного фильтра с коэффициентом фильтрации $k_0 = \text{const}$ выражение (32) будет иметь вид

$$\Delta \bar{h}(\bar{x}) = \frac{v_0}{k_0} \int_0^{\bar{x}} e^{\frac{\alpha_0 \bar{\sigma}_3(\eta, \bar{t})}{1 - A \bar{\sigma}_3(\eta, \bar{t})}} d\eta. \quad (33)$$

В результате интегрирования выражения (33) при значении $\sigma_3(x, t)$, определяемом согласно (28), получим следующую зависимость для определения потерь напора:

$$\Delta \bar{h}(\bar{x}, \bar{t}) = \frac{\bar{v}_0^2}{k_0} e^{-\psi_2(\bar{t})} \left[P(U + \psi_2(\bar{t})) - P(U_0 + \psi_2(\bar{t})) \right] - \frac{\bar{v}_0^2}{k_0} e^{-\psi_1(\bar{t})} \left[P(U + \psi_1(\bar{t})) - P(U_0 + \psi_1(\bar{t})) \right]. \quad (34)$$

Здесь принимаются:

$$P(x) = \int_1^x \frac{e^p dp}{p},$$

$$U = \frac{\alpha_0 A \bar{\sigma}_3(\bar{x}, \bar{t})}{1 - A \bar{\sigma}_3(\bar{x}, \bar{t})}, \quad U_0 = \frac{\alpha_0 A \bar{\sigma}_3(0, \bar{t})}{1 - A \bar{\sigma}_3(0, \bar{t})},$$

$$\psi_1(\bar{t}) = \alpha_0 A \frac{[\lambda_4 \psi(\bar{t}) + \bar{\sigma}_3^0(1 - \psi(\bar{t}))\lambda_0]}{\lambda_4 A \psi(\bar{t}) + \lambda_0(A \bar{\sigma}_3^0(1 - \psi(\bar{t})) - 1)},$$

$$\psi_2(\bar{t}) =$$

$$= \frac{\alpha_0 A [\lambda_4 + \lambda_1(\lambda_3 - 1)] \psi(\bar{t}) + \bar{\sigma}_3^0(1 - \psi(\bar{t}))\lambda_4}{(\lambda_4 + \lambda_1(\lambda_3 - 1)) A \psi(\bar{t}) + \lambda_4(A \bar{\sigma}_3^0(1 - \psi(\bar{t})) - 1)},$$

$\lambda_0 = \lambda_4 + \lambda_5$, $\lambda_1 = n_a C_0 / \sigma_{max}$, $\lambda_3 = K^* / K$, $\lambda_4 = \gamma n_a C_0 / K$, $\lambda_5 = a n_a / K$, $\bar{C}_{01} = C_{01} / C_0$, $\bar{C}_{03} = C_{03} / C_0$, $\bar{\sigma}_3^0 = \sigma_3^0 / \sigma_{max}$, $\bar{v}_0 = v_0 / x_L K$, $\bar{k}_0 = k_0 / x_L K$. Функция $P(x)$ протабулирована.

Примеры расчетов изменения концентраций \bar{C}_1 , \bar{C}_3 , $\bar{\sigma}_1$ и $\bar{\sigma}_3$, потерь напора $\Delta \bar{h}$ приведены на рис. 1, 2.

При предельном наполнении однородного фильтра осадками $\sigma_3 = \sigma_{max}$ согласно (33) имеем

$$\Delta h(x) = \frac{v_0}{k_0} e^{\frac{\alpha_0 A}{1 - A}} = \Delta h_0(x) e^{\alpha \sigma_{max}}, \quad (35)$$

где $\Delta h_0(x) = v_0 x / k_0$ – потери напора при "чистом" фильтре. Так, при $\varepsilon = 0.6$, $A = 0.4$, $\sigma_{max} = 5 \text{ г/дм}^3$, $\alpha_0 = 4.5$, $x_L = 1.5 \text{ м}$, $v_0 = 10 \text{ м/ч}$, $K_0 = 100 \text{ м/ч}$ имеем

$$\Delta h_0(x_L) = \frac{10}{100} 1.5 = 0.15 \text{ м},$$

$$\Delta h(x_L) = \Delta h_0(x_L) e^{\frac{4.5 \cdot 0.4}{0.6}} = 20 \Delta h_0(x_L) = 20 \cdot 0.15 = 3.0 \text{ м}.$$

Таким образом, для поддержания постоянной скорости фильтрования $v_0 = 10 \text{ м/ч}$ в фильтре, заполненном свежим (неуплотненным) осадком пористостью $\varepsilon = 0.6$ и концентрацией

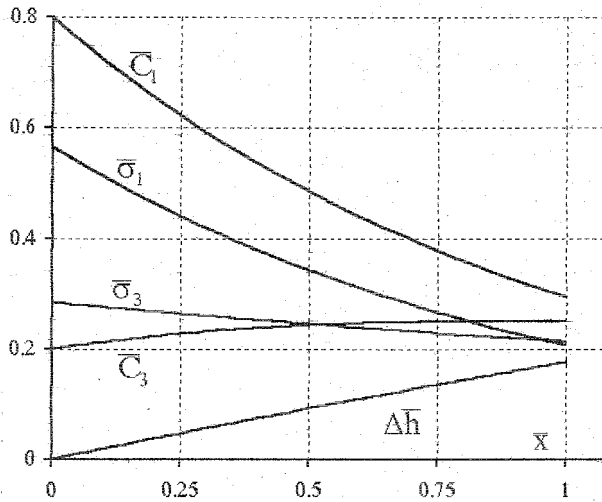


Рис. 1. Изменение концентраций примесей по длине фильтра при $t = 100$

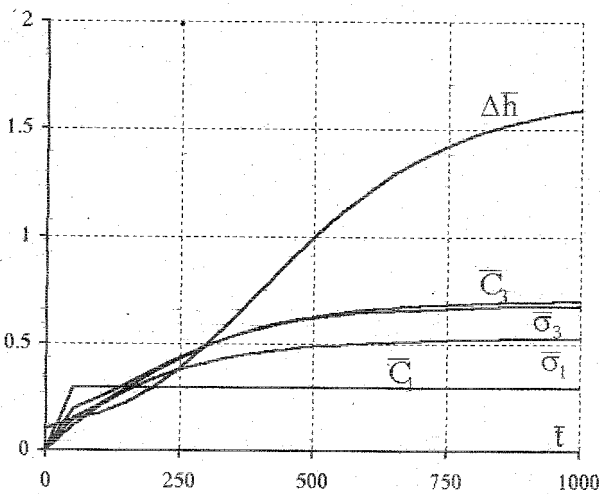


Рис. 2. Изменение потерь напора и концентраций примесей во времени при $\bar{x} = L$

$\sigma_{max} = 5 \text{ г/дм}^3$, рабочий напор на сооружении необходимо увеличить при достижении $\sigma_3 = \sigma_{max}$ в 20 раз по сравнению с рабочим напором для чистого фильтра.

Предложенная математическая модель и разработанная на ее основе методика расчета по-

зволяют более надежно определить основные конструктивно-технологические параметры фильтра с различной загрузкой и продолжительностью очистки. Выполненные расчеты показали вполне удовлетворительное совпадение с имеющимися экспериментами.

1. Николадзе Г. И. Обезжелезивание природных и оборотных вод. – М.: Стройиздат, 1978. – 160 с.
2. Муромцев Л. Н. Исследование процесса обезжелезивания воды на баменных установках с пенополистирольным фильтрующим слоем // Коммунальное хозяйство городов. – 1997. – N 12. – С. 78–81.
3. Хоружий П. Д., Муромцев Л. Н. Знезалізнєння підземних вод на бамових установках // Водне господарство України. – 1997. – N 1. – С. 28–30.
4. Кривоног О. І., Кривоног В. В. Дослідження процесу освітлення води фільтрами з волокнисто-пористого поліетилену // Меліорація і водне господарство. – 1997. – N 84. – С. 170–173.
5. Дзень Хай Пинь. Обезжелезивание воды фильтрованием через модифицированную загрузку // Автореферат канд. диссертации. – 1993. – 22. – С.
6. Демчил И. И., Орлов В. О., Веницианов Е. Н. Расчет технологических параметров фильтров с плавающей загрузкой // Химия и технология воды. – 1994. – N 2. – С. 115–118.
7. Алексеев В. С., Коммунар Г. М., Ямбулатова Ф. Х. Моделирование процессов окисления железа в водоносных пластах // Тр. ВНИИ ВОДГЕО "Методы расчета процессов массопереноса в гидрогеологических исследованиях". – М., 1989. – С. 10–13.
8. Станкявичус В. И. Обезжелезивание воды фильтрованием. – Вильнюс.: Мокслас, 1978. – 120 с.
9. Жулик А. Г. Обезжелезивание подземных вод на контактных патронных фильтрах // Строительство. – 1992. – N 9. – С. 86–90.
10. Киселев С. К. Изменение фильтрационных свойств загрузки фильтра при обезжелезивании воды // Меліорація і водне господарство. – 1997. – N 84. – С. 190–194.
11. Киселев С. К. Фильтрация загрязненных вод через пористые среды // Сборник научных статей. – Вестник УГАВХ, Ровно, 1998. – Р. 78–82.
12. McDowell-Boyer L. M., Hunt I. R., Sitar N. Particle transport through porous media // Water Resour. Res. – 1986. – 22, N 13. – P. 1901–1921.
13. Айве А. Дж. Оптимизационная модель быстрой фильтрации при третичной обработке. Математические модели контроля загрязнения воды. / Пер. с англ. – М. 1987. – 471 с.
14. Олейник А. Я. Математические модели фильтрации и массопереноса в связи с решением задач гидротехники, мелиорации и охраны окружающей среды // Прикл. гидромеханика. – 1989. – N 1. – С. 100–122.
15. Калугин Ю. И., Киселев С. В., Олейник А. Я. Моделирование удаления железа из воды фильтрованием с учетом изменения фильтрационных свойств среды // Доповіді НАНУ. – 1998. – N 7. – С. 183–187.