

Я.А.ТУГАЙ, кандидат технічних наук

П.Л. ЗІНИЧ, кандидат технічних наук

Інститут інноваційної освіти Київського національного університету
будівництва і архітектури

АНАЛІЗ ІСНУЮЧИХ МЕТОДІВ ВІДНОВЛЕННЯ ПРОДУКТИВНОСТІ СВЕРДЛОВИН РОЗЧИНАМИ РЕАГЕНТІВ

Приведений аналіз методів декольматажу фільтрів при відновленні продуктивності водозабірних свердловин. Розглянуті процеси поширення реагентів у закольматованих зонах (фільтр і прифільтрова зона), процеси взаємодії реагентів з частками кольматанту. Дана оцінка ефективності різних заходів по відновленню дебіту свердловин.

Ключові слова: свердловина, дебіт, кольматаж, реагенти, фільтри.

Приведен анализ методов декольматажу фильтров при восстановлении производительности водозаборных скважин. Рассмотрены процессы распространения реагентов в закольматованные пространства (фильтр и прифильтровая зона), процессы взаимодействия реагентов с частицами кольматанту. Дана оценка эффективности различных мероприятий по восстановлению дебита скважин.

Ключевые слова: скважина, дебет, кольматация, реагенты, фильтры.

The analysis of methods for remove of filter colmatage at recorerly process of water is dicribed. The process for penetration of reagents into clogged space(filter and filtrated zone) and interaction reagents with clogged particles considered. The assestment of efficiency of various methods for recovery of wells is given.

Key words: well, yield, colmatage, reagents, filters.

Вилучення кольматуючих утворень з пористого середовища (фільтра і прифільтрової зони) є основною задачею регенерації свердловин. Тому, головним напрямком досліджень було вивчення кінетики декольматажу фільтрів і прифільтрових зон свердловин і підбора найбільш ефективного хімічного реагенту в залежності від складу переважно хімічного кольматанту.

Питання вибору і кількості реагенту, поширення реагентів у закольматованих середовищах від місця подачі розчину, процеси взаємодії його з частками кольматанту (розчинення осаду), перетворення і трансформація часток кольматанту і інгредієнта – реагенту, оцінка ефективності проведених заходів щодо відновлення продуктивності дебіту

свердловин, тобто розгляд усього блоку механізмів процесу "кольматант – розчин реагенту", на думку багатьох дослідників доцільно вивчати з позицій теорії фільтрації, масопереносу і масообміну з застосуванням різних моделей обмінної кінетики. Такий підхід був використаний багатьма фахівцями у нашій і закордонній практиці. Так однією з перших робіт у цьому напрямку [1] процес розчинення був проаналізований з позиції рівноважної кінетики. При цьому було прийнято, що на контакті реагенту з осадами останні миттєво розчиняються. У результаті цього питомий об'єм відкладень стрибком знижується з b_0 до b_1 (де b_1 – нерозчинна частина осаду), а концентрація розчиненого кольматанту в реагенті зростає до C_m (де C_m – граничне насичення реагенту розчиненим кольматантом). У такій постановці процес розчинення кольматанту при безупинній подачі реагенту в свердловину описується рівнянням:

$$2\pi l \rho_{oc} (b_0 - b_1) \frac{d_r}{d_t} = Q_p C_m, \quad (1)$$

де: l – довжина фільтра свердловини; ρ_{oc} – щільність закольматованих відкладень; Q_p – витрата реагенту.

У результаті рішення цього рівняння одержимо:

$$lR(t) = \sqrt{r_c^2 + \frac{Q_p C_m t}{\pi l_\phi (b_0 - b_1) \rho_{oc}}}, \quad (2)$$

де $R(t)$ – радіус кільцевої зони поблизу свердловини, у якій досягнута величина b_1 ; C_m – максимальна концентрація кольматанту в реагенті.

Якщо відомий радіус зони кольматанту, то з формули (2) можна одержати час закінчення обробки t_0

$$t_0 = \frac{\pi(R_0^2 - r_c^2)(b_0 - b_1) l_\phi \rho_{oc}}{Q_p C_m}, \quad (3)$$

де R_0 – радіус зони кольматанту.

Доза (об'єм) реагенту, необхідна для повного вилучення кольматанту, визначається з виразу

$$W_p = Q_p t_0. \quad (4)$$

Однак моделі рівноважної кінетики, у яких швидкість розчинення кольматанту прагне до нескінченності, не одержали експериментального підтвердження. Дослідами встановлено, що питомий об'єм відкладень (кольматанту) зменшується в часі і збільшується концентрація часток кольматанту в реагенті, що цілком відповідає фізичним представленням. Це спостерігалось при дослідженні різних реагентів. Тому для рішення поставленої задачі надалі ці процеси вивчалися на основі моделей нерівноважної кінетики. Оскільки процес розчинення розглядається як гетерогенна хімічна реакція, то в таких моделях варто враховувати два граничних випадки: дифузійний і хімічний. У першому випадку процес лімітується малими швидкостями дифузії, а в другому – швидкостями реакцій

взаємодії реагенту із солями кольматанту. У більшості випадків процес розчинення солей (осадів) підкоряється законам дифузійної необоротної кінетики і може бути описаний рівнянням [1,2,3,4]:

$$\frac{\partial b}{\partial t} = \frac{\omega\beta}{\rho_{oc}} (C_m - C). \quad (5)$$

З рівняння випливає, що швидкість розчинення пропорційна питомій поверхні пористого середовища ω , константі швидкості розчинення β і різниці концентрацій кольматанту в реагенті $C_m - C$ і обернено пропорційна щільності кольматанту, що утворився ρ_{oc} . Таким чином, чим більші будуть значення ω , β та $\Delta C = C_m - C$, тим інтенсивніше буде протікати процес розчинення осадів, а зі збільшенням ρ_{oc} швидкість розчинення буде зменшуватися.

Величина β (коефіцієнт масопередачі) визначає швидкість підведення реагенту до поверхні (чи швидкість відводу продуктів реакції від поверхні в об'ємі реагентів) і залежить від умов, у яких протікає процес. Функціональна залежність β може бути встановлена з критеріальних рівнянь, що встановлюють зв'язок між безрозмірними критеріями Рейнольдса Re , Прандля Pr і Нуссельта Nu , отриманих стосовно до конкретних технологічних умов процесу розчинення. У роботах [1,2,3] приведені конкретні рекомендації з визначення параметрів ω , β і ρ_{oc} і показані умови і межі застосування цієї дифузійної моделі. Згодом ця модель відома як модель реагентної ванни і розроблена для умов, при яких переміщення реагенту щодо поверхні розчинення практично не відбувається, без належного наукового обґрунтування була рекомендована для технологій циклічної реагентної обробки, коли створюються умови для інтенсивного перемішування реагенту і його просування через закольматоване пористе середовище. У цьому випадку величина β зростає. У роботі [1] приведені деякі рекомендації з визначення константи β для різних методів обробки свердловин: реагентної ванни, циклічне задавлювання реагенту, віброреагентна обробка, електроудара (ЕГУ) у реагенті за рахунок застосування високовольтних розрядів. Відмітимо, що дві останні технології впливу на присвердловинну зону приводять не тільки до збільшення константи β , але і викликають руйнування і диспергацію.

При такому підході вважається, що складні процеси і механізми, що мають місце при інших більш ефективних методах обробки свердловин такі наприклад, як: кінетика поширення реагенту, винос розчиненого кольматанту, динаміка взаємодії реагенту з солями кольматанту та ін. приблизно можуть бути враховані в простій моделі одним узагальненим коефіцієнтом масопередачі β .

При описі кінетики розчинення необхідно враховувати, що в процесі регенерації свердловин змінюється структура пористого середовища, і зокрема питома поверхня та, розмір часток d і пористість n . Використовуючи результати досліджень структури пористого середовища в процесі кольматажу для n , ω і d одержимо наступні вирази [1]:

$$n = n_0 - b; \quad \varpi = \varpi_0(1 + \alpha B)^{2/3}; \quad d = d_0(1 + \alpha b)^{1/3}, \quad (6)$$

де: n_0 , ϖ і d_0 – відповідно пористість, питома поверхня (поверхня часток в одиниці об'єму) і розмір часток незакольматованого пористого середовища; $\alpha = 1/(1 - n_0)$. Залежності (6) з достатньою вірогідністю придатні у випадку зміни питомого об'єму відкладень у діапазоні від 0 до $0,5n_0$, тобто для більшості практичних випадків. У підсумку з обліком приведених вище залежностей і коефіцієнта β рівняння кінетики розчинення (16) можна записати у вигляді

$$\frac{\partial b}{\partial t} = -\frac{B_i}{\rho_{oc}} f(b)(C_m - C), \quad (7)$$

де B_i – технологічний коефіцієнт, що залежать від процесу обробки і властивостей реагенту і кольматанту. У роботі [1,5] для різних методів обробки приводяться значення цих коефіцієнтів і вирази для їхнього визначення, а також функції $f(b)$. Аналіз цих залежностей показав, що у діапазоні зміни величини b від 0 до $0,5n_0$ функція $f(b)$ задовільно апроксимується лінійною залежністю вигляду:

$$f(b) = \gamma \left(\frac{\varepsilon}{\gamma} + b \right), \quad (8)$$

де: γ і α – деякі константи ($\alpha = 1$ при реагентній ванні; $\alpha = 1/\sqrt{n_0}$ – при циклічному затискуванні реагенту за контур свердловини і при ЕГУ реагенту; $\alpha = 1/n_0$ – при віброреагентній обробці). Таким чином, у якості основного узагальнюючого рівняння кінетики будемо мати

$$\frac{\partial b}{\partial t} = -\frac{B_i \gamma_i}{\rho_{oc}} \left(\frac{\alpha_i}{\gamma_i} + b \right) (C_m - C). \quad (9)$$

У процесі регенерації свердловин звичайно можна бачити такі характерні етапи: 1) заливання реагенту в свердловину чи готування розчину реагенту безпосередньо в свердловині; 2) проникнення реагенту в присвердловинну зону; 3) розчинення кольматанту в присвердловинну зону; 4) винос розчиненого кольматанту. Надалі для можливої реалізації цієї моделі вважається, що тривалість перших двох і останнього етапів набагато менше, ніж час самої обробки, що цілком припустимо і прийнятно для обробки по методу реагентної ванни. Що стосується використання цієї моделі для обґрунтування інших методів обробки (циклічного, віброреагентного і ЕГУ), то можливість її застосування в роботі [1] пояснюється тим, що хоча всі названі етапи в цих методах і будуть у часі сумірні, швидкість, розчинення кольматанту на третьому етапі умовно вважається набагато вище, ніж на перших двох. Щоб одержати замкнуту систему в якості другого приймається рівняння, що описує матеріальний баланс речовин в оброблюваній присвердловинній зоні, у вигляді:

$$\frac{\partial(nC)}{\partial t} + \rho_{oc} \frac{\partial b}{\partial t} = 0, \quad (10)$$

де $n = n_0 - b(t)$, C – масова концентрація солей кольматанту, розчинених у реагенті.

З деякими допущеннями система рівнянь (9) и (10) реалізована в роботі [1].

Якщо процес розчинення лімітується швидкістю хімічної реакції, то замість рівняння (9) для кінетики розчинення кольматанту в присвердловинній зоні [30]:

$$\rho_{oc} \frac{\partial b}{\partial t} = -k\omega(C_p)^\alpha, \quad (11)$$

де k – константа швидкості реакції; α – порядок реакції; C_p – концентрація реагенту. Для константи приймається співвідношення

$$k = k_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right), \quad (12)$$

де E – енергія активації; R – універсальна газова постійна; T – абсолютна температура; k_0 – константа розчинення при нормальних умовах.

Так для рекомендованих для використання в практичних розрахунках залежності для концентрацій $C(t)$ і $b(t)$

$$\frac{C(t) - C_0}{C_m - C} = 1 - e^{-\varphi t}; \quad (13)$$

$$\frac{b(t)}{b_0} = 1 - \frac{n_c(C_m - C_0)}{\rho_{oc} b_0 (1 - e^{-\varphi t})}, \quad (14)$$

де

$$\varphi = \frac{B_i \gamma_i}{n_c} (A_i - b_c), \quad (15)$$

отримані на основі рішення спрощеної системи рівнянь

$$\rho_{oc} \frac{db}{dt} = -B_i \gamma_i \left(\frac{\alpha_2}{\gamma_i} + b_c \right) (C_m - C); \quad (16)$$

$$\rho_{oc} \frac{db}{dt} + n_c \frac{dc}{dt} = 0, \quad (17)$$

де $n_c = n_0 - b_c$, b_c – усереднений у часі питомий об'єм відкладень, методика визначення якого не вказується. Крім того, як показав наступний аналіз вираз для визначення φ має помилки і воно повинно мати вигляд:

$$\varphi = \frac{B_i \gamma_i}{n_c} (A_i + b_c). \quad (18)$$

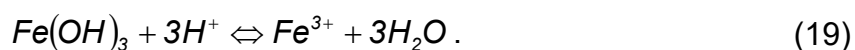
Проте зазначені неточності у визначенні параметра φ мало позначилося в оцінці ефективності розчинення залізного осаду у прифільтрової зоні, так як його значення встановлено на підставі дослідних відкачок на різних водозаборах.

По своїй суті приведена модель регенерації найбільше підходить для опису реагентної обробки свердловин по методу реагентної ванни. Проте

шляхом істотного корегування коефіцієнта швидкості розчинення β чи γ вона без належного обґрунтування рекомендується для застосування для інших методів обробки свердловин, в яких крім кінетики розчинення потрібно враховувати дисперсно-конвективний перенос реагенту і продуктів реакції. Тому для кожного методу обробки свердловини він повинен бути встановлений дослідним шляхом і може бути рекомендований для тих умов, при яких проведено його визначення. Тому подальше удосконалення моделей і методів розрахунку регенерації насамперед визначається особливостями застосованої технології обробки свердловин.

Так, при найбільш ефективній і розповсюдженій на практиці циклічній обробці фільтра і прифільтрової зони в умовах зворотньо-поступального руху підземних вод і при різних технологіях введення реагенту в свердловину необхідно розглядати і враховувати також процеси переносу і змішання реагентів і продуктів реакції з пластовою водою, які не вивчалися в попередніх моделях. Таким чином, у загальному випадку ця задача масообміну повинна вирішуватися з урахуванням фактора гідродинамічної дисперсії (переносу за рахунок конвективної дифузії) і необхідної при цьому знакозмінної конвекції (за рахунок конвективного переносу), а також впливу складу і концентрації реагенту на процес розчинення. При такому загальному підході вивчення процесів хімічної регенерації в умовах циклічної обробки ряд окремих задач було розглянуто у роботах [6,7]. Так на основі розгляду відомого диференціального рівняння дисперсно-конвективного переносу, у якому кінетика масообміну прийнята рівноважною, було встановлено, що при знакозмінній конвекції коефіцієнти дисперсії λ в режимах прямої і зворотної дисперсії при різних технологіях введення реагенту (індикатора) будуть, як правило, неоднакові. На основі виконаного аналізу одержаних рішень із залученням експериментальних даних були запропоновані рекомендації з визначення параметрів дисперсії у фазах прямого λ_1 і зворотнього λ_2 руху розчину через зразок ґрунту. За даними експериментів в окремих випадках було виявлено суттєве розходження в параметрах λ_1 і λ_2 ($\lambda_1 \gg \lambda_2$), що на думку авторів, зв'язано зі значним уповільненням процесу при зворотньому русі, причому воно буде різним для різного складу ґрунту. Орієнтовані значення параметрів λ_1 і λ_2 , отримані за даними експериментів, приведені в роботах [6,7]. Тому ці розходження в параметрах гідродинамічної дисперсії у фазах прямого і зворотного руху при необхідності повинні враховуватися в розрахункових моделях регенерації прифільтрових зон, закольматованих сполуками заліза.

Для обліку обмінних процесів при регенерації в роботі [7] розглянута спрощена модель розчинення залізистого кольматанту соляною кислотою, яка зводиться до наступного. Якщо не враховувати утворення комплексів заліза з хлором і вважати іон останньою нейтральною домішкою з деяким наближенням, реакцію розчинення осаду кольматанту, в основному представленого гідроксидом заліза, можна записати у вигляді



Тоді приймають, що вона відбувається швидко й описується наступним рівнянням рівноваги:

$$C_F^* = k_F C_H, \quad (20)$$

де C_F^* і C_H^* - рівноважні концентрації заліза і водню; k – константа рівноваги. При таких припущеннях математична модель у фазі прямого руху і розчинення заліза кольматанту розглядається як двокомпонентна й описується з урахуванням прийнятого рівняння рівноваги системою з двох фактично незалежних між собою рівнянь:

$$D \frac{\partial^2 C_H}{\partial x^2} - V \frac{\partial C_H}{\partial x} - \varepsilon \beta_H (C_H - C_H^*) = n_0 \frac{\partial C_H}{\partial t}; \quad (21)$$

$$D \frac{\partial^2 C_F}{\partial x^2} - V \frac{\partial C_F}{\partial x} - \varepsilon \beta_F (C_F - C_F^*) = n_0 \frac{\partial C_F}{\partial t}; \quad (22)$$

$$C_F^* = k_{F0} C_H^*; \quad k_{F0} = k_F (C_{H0}^*)^2. \quad (23)$$

Тут C_H и C_F – поточні концентрації реагенту (H^+) і продукту (Fe^{3+}); і β_H і β_F – коефіцієнти масопередачі; ε – коефіцієнт стехіометрії.

Без належної оцінки рішення цих рівнянь отримано для випадку $D = 0$, тобто при нехтуванні дисперсійним переносом, при $x \leq x_p = \frac{Vt}{n_0}$ при

граничних умовах

$$C_H(x, 0) = C_F(x, 0) = C_F(0, t) = 0; \quad C_H(0, t) = C_{H0},$$

тобто для схеми безупинного введення реагенту з постійною концентрацією C_{H0} на границі введення. Рівняння (21) і (22) були приблизно вирішені для імпульсного введення реагенту при спрощених граничних умовах

$$C_H(x, 0) = C_H(\infty, t) = 0; \quad C_H(0, t) = \frac{M}{Q} \delta(t);$$

$$C_F(x, 0) = C_F(\infty, t) = C_F(0, t) = 0,$$

де M – маса реагенту, що вводиться в шар з витратою Q ; $\delta(t)$ – дельта – функція Дирака.

Наближене рішення цієї задачі отримано у вигляді:

$$\bar{C}_H = \frac{C_H(x, t)}{C_{H0}} = \tilde{C}_H(x_f) F(x, t), \quad (24)$$

тобто у вигляді добутку концентрацій на фронті поршневого витиснення $x = \frac{Vt}{n_0}$, які визначаються з попереднього їх рішення при $D=0$, на розсіючу функцію F , що розсіює, що є функцією миттєвого джерела одиничної потужності.

Можна рахувати, що ця функція описує характер зміни концентрації хлор-іона, як нейтрального компонента в розглянутій системі [7].

Для оцінки зниження концентрації реагенту за рахунок гідродинамічної дисперсії в умовах знакозмінної конвекції розглядалася спрощена радіальна задача при деякому усередненому значенні коефіцієнта λ .

$$\frac{\lambda q_i}{r} \frac{\partial^2 C_i}{\partial r^2} \pm \frac{q_i}{r} \frac{\partial^2 C_i}{\partial r} = n \frac{\partial C_i}{\partial t}; \quad i = 1, 2. \quad (25)$$

Витрати свердловин при закачуванні q_1 і відкачуванні q_2 можуть бути різними. Для попередніх оцінок прийнята рівноважна система масообміну $(\beta_H, \beta_F, \infty)$, яка представлена ефективною пористістю $n = n_0 \left(1 + \frac{1}{\alpha}\right)$, де α – коефіцієнт розподілу.

Отримано окремі рішення рівняння (26) у вигляді джерела при відповідному нормуванні для фази відкачки. Однак у цьому рішенні не показана динаміка зміни в часі й у об'ємі фільтра, кількості введеного реагенту у фазах закачування і відкачування, при вивченні їх у єдиному циклі "закачування – відкачування". При цьому не показана спільна динаміка взаємодії переносу реагенту і продуктів реакції в циклі "закачування – відкачування".

Крім того, істотним недоліком запропонованої вище моделі є прийняття в основній моделі (21-23) рівноважної кінетики масообміну між концентраціями реагенту й осаду, що зовсім не відповідає реальній картині розчинення. Звичайно прийняття цього допущення дозволяє істотно спростити рішення системи рівнянь (21-23) вирішувати їх незалежно одне від одного. В реальних умовах механізм розчинення буде описуватися невірною кінетикою масообміну. У цьому випадку система рівнянь буде зв'язаною і необхідно їх вирішувати спільно.

Наведені деякі апробації приведених залежностей по визначенню параметрів регенерації не дають можливості одержати їхню змістовну оцінку, тому що необхідні вихідні параметри також визначалися на основі цих досліджень, і тому інтегрально враховували вплив різних факторів і суттєві недоліки допущені і при реалізації запропонованих моделей. У зв'язку з викладеним, подальше удосконалення моделей і методів розрахунку хімічної реакції присвердловинної зони повинно здійснюватися і враховувати комплексний вплив зазначених факторів, фізико-хімічних і гідродинамічних особливостей протікання цих процесів у різних умовах і на їх базі створення більш надійних інженерних методів розрахунку хімічної регенерації фільтрів, закольматованих сполуками заліза.

Список літератури

1. Гаврилко В.М., Алексеев В.С. Фильтры буровых скважин. М.: Недра. 1985. 334 с.
2. Алексеев В.С., Коммунар Г.М. Исследование форм железистого кольматанту в прифилтровых зонах и на фильтрах водозаборных

дренажных скважин // В сб. "Инженерная гидрогеология", ВНИИ ВОДГЕО. М., 1976. Вып.52. -С. 10-12.

3. *Алексеев В.С., Коммунар Г.М., Гребенников В.Т.* Кинетика растворения кольматанта в прифилтровых зонах скважин // В сб. "Инженерная гидрогеология", ВНИИ ВОДГЕО. М., 1976. Вып.52. С. 15-18.

4. *Алексеев В.С., Коммунар Г.М., Шержуков Б.Е.* Массоперенос в водонасыщенных горных породах // Итоги науки и техники, ВИНТИ, Гидрогеология. Инженерная геология. 1989. С. 144.

5. *Алексеев В.С., Гребенников В.Т.* Восстановление дебита водозаборных скважин. М.: Агропромиздат, 1987. 239 с.

6. *Муратова Л.Н.* Гидродинамическая дисперсия и равновесный массообмен при знакопеременной конвекции. // Тр. ВНИИ ВОДГЕО. "Методы расчета процессов массопереноса в гидрогеологических исследованиях". М., 1984. С. 18-22.

7. *Муратова Л.Н.* Регенерация установок обезжелезнения подземных вод // Автореф. дис. к.т.н.: 05.23.07, ВНИИ ВОДГЕО. М., 1993. 23 с.

Стаття надійшла до редакції 29.11.17