

Для цитирования:

Натареев С.В., Быков А.А., Захаров Д.Е., Никифорова Т.Е. Ионный обмен в аппарате кипящего слоя непрерывного действия. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2017. Т. 60. Вып. 2. С. 85–90.

For citation:

Natareev S.V., Bykov A.A., Zakharov D.E., Nikiforova T.E. Ion-exchange in fluid-bed device of continuously working. *Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.* 2017. V. 60. N 2. P. 85–90.

УДК: 66.011:66.023

С.В. Натареев, А.А. Быков, Д.Е. Захаров, Т.Е. Никифорова

Сергей Валентинович Натареев (✉), Александр Андреевич Быков, Дмитрий Евгеньевич Захаров
Кафедра машин и аппаратов химических производств, Ивановский государственный химико-технологический университет, просп. Шереметевский, 7, Иваново, Российская Федерация, 153000
E-mail: natoret@mail.ru (✉), bukovalexandr1991@mail.ru, dimazah16@ya.ru

Татьяна Евгеньевна Никифорова

Кафедра технологии пищевых продуктов и биотехнологии, Ивановский государственный химико-технологический университет, просп. Шереметевский, 7, Иваново, Российская Федерация, 153000
E-mail: tatianaenik@mail.ru

ИОННЫЙ ОБМЕН В АППАРАТЕ КИПЯЩЕГО СЛОЯ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Предложено математическое описание процесса ионообменной очистки растворов от ионов тяжелых металлов в однокамерном ионообменном аппарате непрерывного действия с кипящим слоем ионита. При разработке математической модели использованы следующие допущения: ионит является монодисперсным и имеет сферическую форму, равномерное начальное распределение сорбируемого вещества в ионите, равновесие ионного обмена описывается уравнением Генри, скорость процесса лимитируется как внутренней, так и внешней диффузией, ионит движется в аппарате при наличии эффекта продольного перемешивания, кинетические и гидродинамические параметры процесса являются постоянными величинами. Математическое описание включает следующие уравнения: уравнение диффузии целевого компонента в зерне ионита, уравнение изотермы ионного обмена, уравнение для определения средней концентрации вещества в частице ионита, уравнение однопараметрической диффузионной модели, начальные и граничные условия. Для решения поставленной задачи был использован метод интегральных преобразований Лапласа. Полученное решение позволяет определить концентрацию раствора на выходе из аппарата. Для проверки адекватности математической модели были проведены исследования процесса ионообменной адсорбции ионов цинка катионитом КУ-2-8 в H-форме в односекционном аппарате с кипящим слоем. Ионообменный аппарат имел цилиндрический корпус диаметром 0,08 м и коническое днище. В нижней части корпуса аппарата располагалась распределительная решетка толщиной $3 \cdot 10^{-3}$ м с диаметром отверстий $2 \cdot 10^{-3}$ м и проходным сечением 20,6 %. Высота кипящего слоя ионита в аппарате составляла 0,12 м. В верхней части аппарата располагалась камера для разделения твердой и жидкой фаз, представлявшая собой цилиндр диаметром 0,15 м и высотой 0,1 м. Камера с кипящим слоем ионита и камера для разделения твердой и жидкой фаз были соединены конической обечайкой. Производительность аппарата по раствору составляла $2,1 \cdot 10^{-5}$ м³/с, а по катиониту – $1,42 \cdot 10^{-7}$ м³/с. Концентрация исходного раствора хлористого цинка принималась $5,1 \cdot 10^{-3}$ кг-экв/м³. В результате исследований найдена концентрация ионов цинка в катионите на выходе из аппарата, которая составила 0,67 кг-экв/м³. Концентрация очищенного раствора хлористого цинка равнялась $6,4 \cdot 10^{-4}$ кг-экв/м³. В результате расчета найдены значения содержания цинка в отработанном катионите 0,66 кг-экв/м³ и очищенном растворе $7,2 \cdot 10^{-4}$ кг-экв/м³. Отклонение результатов расчета от эксперимента не превышает 12 %. Разработанная математическая модель рекомендована для практического применения.

Ключевые слова: ионный обмен, аппарат с кипящим слоем

S.V. Natareev, A.A. Bykov, D.E. Zakharov, T.E. Nikiforova

Sergey V. Natareev (✉), Aleksandr A. Bykov, Dmitriy E. Zakharov

Department of Machines and Apparatus of Chemical Production, Ivanovo State University of Chemistry and Technology, Sheremetievskiy ave., 7, Ivanovo, 153000, Russia

E-mail: natoret@mail.ru (✉), bukovalexandr1991@mail.ru, dimazah16@ya.ru

Tatyana E. Nikiforova

Department of Food Technology and Biotechnology, Ivanovo State University of Chemistry and Technology, Sheremetievskiy ave., 7, Ivanovo, 153000, Russia

E-mail: tatianaenik@mail.ru

ION-EXCHANGE IN FLUID-BED DEVICE OF CONTINUOUSLY WORKING

The mathematical description of the process of solution purification from heavy metal ions by means of ion exchange in an apparatus with continuous suspended layer was developed. At the developing mathematical description the following assumptions were used: the ionite is monodisperse and has a spherical shape, uniform initial distribution of substances in the ionite, the ion exchange equilibrium is described by Henry equation, the velocity of the process is limited by both internal and external diffusion, the ionite in the device moves with longitudinal mixing effect, kinetic and hydrodynamic process parameters are constants. Mathematical description includes the following equations: the diffusion equation of ionite, isotherm equation ion exchange, the equation for average concentration of the substance in the ionite, equations of the one-parameter diffusion model, initial and boundary conditions. To solve boundary value problem, we use the integral Laplace transformations. The obtained equation allows calculating the solution concentration at the output of the apparatus. The authors determined the validity of the mathematical model on the example of the water purification from zinc ions on the KU-2-8 cationite in the continuous single-chamber apparatus with a fluidized bed. The ion exchange unit has a cylindrical body with a diameter of 0.08 m and a conical bottom. Distributive lattice with thickness of $3 \cdot 10^{-3}$ m and with holes with diameter of $2 \cdot 10^{-3}$ m and orifice of 20.6 % were located in the lower part of the device. The height of the fluid-bed ionite layer in the device was 0.12 m. The chamber for separation of ion exchanger and solution was placed in the top of the device. This chamber had a cylindrical shape with a diameter of 0.15 m and height of 0.1 m. The chamber for fluid-bed ionite and chamber for separation of ionite and solution were joined conical shell. The solution flow rate in the apparatus was $2.1 \cdot 10^{-5}$ m³/s. The ionite flow rate in the device was $1.42 \cdot 10^{-7}$ m³/s. The initial concentration of the solution of zinc chloride was taken $5.1 \cdot 10^{-3}$ kg-eq/m³. The concentration of zinc ions in the spent ionite was 0.67 kg-eq/m³. The concentration of zinc ions in the purified solution was $6.4 \cdot 10^{-4}$ kg-eq/m³. The calculated value of concentration of zinc ions in the spent ionite was 0.66 kg-eq/m³. The calculated value of concentration of zinc ions in the purified solution was $7.2 \cdot 10^{-4}$ kg-eq/m³. The deviation of the calculated results from the experimental data does not exceed 12 %. The elaborated mathematical model is recommended for practical application.

Key words: ion exchange, fluid-bed device; mathematical model**ВВЕДЕНИЕ**

Очистка растворов в аппарате с кипящим слоем ионита происходит при интенсивном перемешивании твердой и жидкой фаз, что способствует уменьшению внешнедиффузионного сопротивления и увеличению скорости ионного обмена. Наличие неравномерности времени пребывания

ионита в кипящем слое приводит к различию степени его насыщения сорбируемым компонентом. Совершенствование режима работы ионообменного оборудования неразрывно связано с разработкой математического описания и методики его расчета, основанных на решениях краевых задач кинетики процесса ионного обмена с учетом характера движения подвижных фаз в аппарате [1].

ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

В работе рассматривается математическое описание процесса ионообменной очистки растворов от ионов тяжелых металлов в однокамерном аппарате с кипящим слоем ионита (рис. 1).

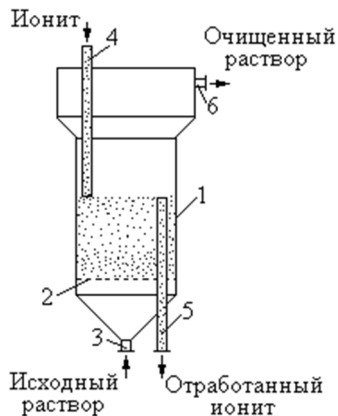


Рис. 1. Односекционный аппарат с кипящим слоем ионита: 1 – корпус, 2 – распределительная решетка, 3, 4, 6 – патрубок, 5 – труба

Fig. 1. One-section device with fluid bed of ionite: 1 – body, 2 – distributed grid, 3,4,6 – pipe junction, 5-tube

Исходный раствор непрерывно подается через патрубок 3 в корпус 1, где движется в направлении снизу вверх, поддерживая на распределительной решетке 2 ионит в псевдооживленном состоянии. Одновременно в аппарат подается отрегенированный ионит через патрубок 4, который после насыщения ионами сорбируемого вещества удаляется через трубу 5. Высота псевдооживленного слоя ионита в аппарате определяется высотой трубы 5 над распределительной решеткой 2. Очищенный раствор удаляется в верхней части аппарата через патрубок 6.

Сформулируем основные допущения, которые будем использовать при построении математического описания: 1) изотерма сорбции близка к линейной, 2) скорость процесса лимитируется как внешней, так и внутренней диффузией, 3) ионит движется в аппарате при наличии эффекта продольного перемешивания, 4) кинетические и гидродинамические параметры процесса являются величинами постоянными.

В соответствии с принятыми допущениями математическая постановка задачи включает следующие уравнения.

Уравнение материального баланса:

$$Q(C_{ex} - C_{вых}) = \bar{Q}(\bar{C}_{вых} - \bar{C}_{ex}), \quad (1)$$

где C_{ex} и \bar{C}_{ex} – концентрация вещества в растворе и ионите на входе в аппарат, соответственно, кг-экв/м³;

$C_{вых}$ и $\bar{C}_{вых}$ – концентрация вещества в растворе и ионите на выходе из аппарата, соответственно, кг-экв/м³; Q и \bar{Q} – расход раствора и ионита, соответственно, м³/с.

Уравнение для определения средней концентрации сорбируемого компонента в ионите на выходе из аппарата [2]:

$$\bar{C}_{вых} = \int_0^{\infty} f(\tau) \bar{C}_{cp}(\tau) d\tau, \quad (2)$$

где $f(\tau)$ – функция, характеризующая структуру потока твердой фазы; $\bar{C}_{cp}(\tau)$ – решение уравнения кинетики; τ – время, с.

Для описания структуры потока дисперсной фазы воспользуемся решением уравнения однопараметрической диффузионной модели аппарата конечной длины [3]:

$$f(\tau) = \sum_{i=1}^{\infty} B_i \exp \left(\frac{Bo \frac{\tau}{\tau_{cp}} - 4 \lambda_i^2 \frac{\tau}{\tau_{cp}}}{2 - \frac{Bo}{4} - \frac{Bo}{Bo}} \right), \quad (3)$$

где $B_i = (-1)^{i+1} \frac{\lambda_i}{\lambda_i^2 + \frac{Bo}{4} + \left(\frac{Bo}{4}\right)^2}$, $Bo = \frac{w_m H}{D_x}$ – число

Боденштейна, $\tau_{cp} = \frac{\bar{V}}{Q}$ – среднее время пребывания

ионита в аппарате, с; \bar{D}_x – коэффициент продольного перемешивания ионита, м²/с; \bar{V} – объем ионита в аппарате, м³; w_m – скорость движения ионита, отнесенная к поперечному сечению аппарата, м/с; H – высота кипящего слоя, м; λ_i – корни характеристического уравнения:

$$tg 2\lambda = \frac{\lambda \frac{Bo}{2}}{\lambda^2 - \frac{Bo^2}{16}}. \quad (4)$$

Уравнение кинетики получим путем решения задачи о поглощении сорбируемого вещества зерном ионита сферической формы при равномерном начальном распределении концентрации и граничных условиях третьего рода. Математическое описание процесса ионного обмена включает следующие уравнения.

Уравнение диффузии целевого компонента в зерне ионита:

$$\frac{\partial \bar{C}(r, \tau)}{\partial \tau} = \bar{D}_{эф} \left[\frac{\partial^2 \bar{C}(r, \tau)}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial \bar{C}(r, \tau)}{\partial r} \right] \quad (\tau > 0; 0 \leq r \leq R). \quad (5)$$

Уравнение изотермы ионного обмена:

$$\bar{C}_p = \Gamma C. \quad (6)$$

Уравнение для определения средней концентрации вещества в частице ионита:

$$\bar{C}_{cp}(\tau) = \frac{3}{R^3} \int_0^R r^2 \bar{C}(r, \tau) dr. \quad (7)$$

Начальные и граничные условия:

$$\bar{C}(r, 0) = \bar{C}_{cp}(0) = \bar{C}_{ex}; \quad C(0) = C_{ex}; \quad (8)$$

$$\frac{\partial \bar{C}(0, \tau)}{\partial r} = 0; \quad \bar{C}(0, \tau) \neq \infty; \quad (9)$$

$$\bar{D}_{\varepsilon\phi} \frac{\partial \bar{C}(R, \tau)}{\partial r} = \beta [C(\tau) - C_{cp}(\tau)]. \quad (10)$$

Здесь C – концентрация раствора, кг-экв/м³; \bar{C} – концентрация вещества в ионите, кг-экв/м³; \bar{D} – коэффициент диффузии в ионите, м²/с; r – радиальная координата частицы, м; R – радиус частицы, м; β – коэффициент массоотдачи в растворе, м/с; Γ – константа Генри; индексы: cp – граница, p – равновесный; cp – средний, $\varepsilon\phi$ – эффективный.

В граничном условии третьего рода (10) концентрация раствора в аппарате задается в виде функции, зависящей от времени процесса, а в качестве закона $C = f(\tau)$ используем равенство, отражающее тот факт, что скорость перехода сорбируемого вещества через поверхность ионита должна быть равна скорости, с которой вещество покидает раствор:

$$Q \frac{dC(\tau)}{d\tau} = -nS\bar{D}_{\varepsilon\phi} \left. \frac{\partial \bar{C}(r, \tau)}{\partial r} \right|_{r=R}, \quad (11)$$

где n – количество частиц ионита, поступающих в аппарат; S – площадь поверхности одной частицы, м².

Учтем, что $\bar{Q} = nSR/3$ и $a_0 = \Gamma C_{ex}$. Решение системы уравнений (5) – (11) методом интегральных преобразований Лапласа [4] относительно средней концентрации вещества в твердой фазе имеет вид:

$$\bar{C}_{cp}(\tau) = \bar{C}_{ex} + (a_0 - \bar{C}_{ex}) \left[\frac{1}{1 + \frac{\bar{Q}}{Q}} - \sum_{n=1}^{\infty} A_n \exp\left(-\frac{\mu_n^2 \bar{D}_{\varepsilon\phi} \tau}{r_0^2}\right) \right], \quad (12)$$

где

$$A_n = \frac{6Bi_m (\sin \mu_n - \mu_n \cos \mu_n)}{\mu_n^3 \left[\sin \mu_n \left(\mu_n - \frac{M Bi_m}{\mu_n} + \frac{2M Bi_m}{\mu_n^3} \right) - \cos \mu_n \left(\frac{2M Bi_m}{\mu_n^2} + Bi_m \right) \right]},$$

$$M = 3\Gamma \frac{\bar{Q}}{Q}, \quad Bi_m = \frac{\beta R}{\Gamma \bar{D}_{\varepsilon\phi}} - \text{модифицированное число}$$

Био, a_0 – обменная емкость ионита, кг-экв/м³; μ_n – корни характеристического уравнения:

$$tg \mu = \frac{Bi_m M - \mu^2}{\frac{Bi_m M}{\mu} + \mu(Bi_m - 1)}. \quad (13)$$

При большом времени пребывания ионита в аппарате под знаком суммы в уравнении (12) можно ограничиться только первым слагаемым. С учетом этого подставим уравнения (12) и (3) в уравнение (2) и найдем уравнение для расчета средней концентрации сорбируемого компонента в ионите на выходе из аппарата, которое запишем в следующем виде:

$$\bar{C}_{вых} = \bar{C}_{ex} + (a_0 - \bar{C}_{ex}) \left[\frac{1}{1 + \frac{\bar{Q}}{Q}} - \sum_{i=1}^{\infty} \frac{A_i B_i \exp\left(\frac{Bo}{2}\right)}{\frac{Bo}{4} + \frac{\lambda_i^2}{Bo} + \frac{\mu_i^2 \bar{D}_{\varepsilon\phi} \tau_{cp}}{R^2}} \right] \quad (14)$$

Зная $\bar{C}_{вых}$, с помощью уравнения материального баланса (1) можно рассчитать концентрацию раствора на выходе из аппарата.

Входящий в граничное условие (10) коэффициент массоотдачи в жидкой фазе β может быть найден из следующего критериального уравнения [5]:

$$Nu = 2,0 + 1,5(Pr)^{0,33} [(1 - \varepsilon)Re]^{0,5}, \quad (15)$$

где $Nu = \frac{\beta d_3}{D}$ – число Нуссельта; $Pr = \frac{\nu}{D}$ – число

Прандтля; $Re = \frac{Ar \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61 \sqrt{Ar \varepsilon^{4,75}}}$ – число Рей-

нольдса, $Ar = \frac{d_3^3 (\rho_m - \rho_{ж}) g}{\nu^2 \rho_{ж}}$ – число Архимеда; D –

коэффициент диффузии в растворе, м²/с; d_3 – диаметр зерна, м; ν – коэффициент кинематической вязкости раствора, м²/с; g – ускорение свободного падения, м/с²; ρ_m и $\rho_{ж}$ – плотность ионита и раствора, соответственно, кг/м³; ε – порозность слоя.

Для определения коэффициента продольного перемешивания ионита \bar{D}_x использовали следующую эмпирическую зависимость, справедливую для $Ar = 25 \leftarrow 10^4$ и $D_a/d_3 = 100-500$ [6]:

$$\frac{\bar{D}_x}{\nu} = 0,13(W-1)^{1,1} Ar^{0,875} \Phi^{1,48} \left(\frac{H}{D_a}\right)^{-0,1} \left(\frac{D_a}{d_3}\right)^{0,12}, \quad (16)$$

где W – число псевдооживления; Φ – коэффициент формы частицы (для шара $\Phi = 1$); D_a – диаметр аппарата, м.

Величину доли свободного объема ε рассчитывали по уравнению [7]:

$$\varepsilon = 1,54 Re_3^{0,264} Ar^{-0,184}, \quad (17)$$

где $Re_3 = \frac{\nu_{ж} d_3}{\nu}$ – число Рейнольдса для частицы

ионита; $v_{ж}$ – скорость движения раствора, отнесенная к поперечному сечению аппарата, м/с.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Для проведения опытов был изготовлен лабораторный ионообменный аппарат с цилиндрическим корпусом диаметром 0,08 м и коническим днищем. В нижней части корпуса аппарата располагалась распределительная решетка толщиной $3 \cdot 10^{-3}$ м с диаметром отверстий $2 \cdot 10^{-3}$ м и проходным сечением 20,6%. Высота кипящего слоя ионита в аппарате составляла 0,12 м. В верхней части аппарата располагалась камера для разделения твердой и жидкой фаз, представлявшая собой цилиндр диаметром 0,15 м и высотой 0,1 м, соединенный с корпусом аппарата конической обечайкой. Адекватность разработанной модели была проверена экспериментально при исследовании ионного обмена в системе слабо концентрированный раствор $ZnCl_2$ – катионит КУ-2-8 в Н-форме. Производительность аппарата по раствору составляла $2,1 \cdot 10^{-5}$ м³/с, а по катиониту – $1,42 \cdot 10^{-7}$ м³/с. Концентрация раствора хлористого цинка, поступающего на очистку, принималась $5,1 \cdot 10^{-3}$ кг-экв/м³. Для определения в растворе ионов цинка использовали комплексометрический метод [8]. Определение содержания цинка в отработанном катионите находили путем его регенерации раствором соляной кислоты, в котором затем определяли содержание цинка вышеуказанным методом. Необходимое для расчета значение константы Генри было найдено путем обработки экспериментальной равновесной зависимости (рис. 2) методом наименьших квадратов.

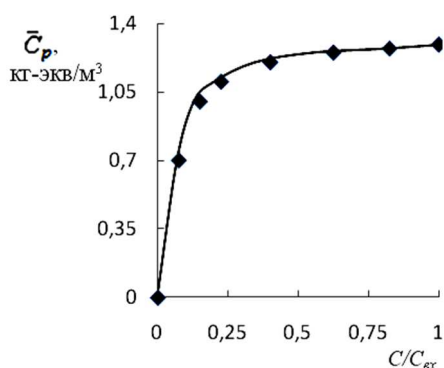


Рис. 2. Изотерма обмена $Zn^{2+} - H^{+}$ на катионите КУ-2-8
Fig. 2. Isotherm of $Zn^{2+} - H^{+}$ exchange on KU-2-8-cationite

Физико-химические характеристики ионообменной системы приведены в таблице.

Таблица
Физико-химические характеристики ионообменной системы [9-11]

Table. Physico-chemical characteristics of ion-exchange system [9-11]

Показатель	Значение показателя
Ионный обмен	$Zn^{2+} - H^{+}$
Обменная емкость катионита a_0 , кг-экв/м ³	1,25
Диаметр зерна $d_z \cdot 10^4$, м	5,6
Плотность катионита $\bar{\rho}$, кг/м ³	1300
Плотность раствора ρ , кг/м ³	1000
Порозность кипящего слоя $\epsilon_{к.с}$	0,61
Константа Генри Γ	240
Коэффициент диффузии в катионите $\bar{D}_{эф} \cdot 10^{11}$, м ² /с	2
Коэффициент диффузии в растворе $D \cdot 10^{10}$, м ² /с	7
Коэффициент продольной диффузии $\bar{D}_x \cdot 10^4$, м ² /с	5,4
Коэффициент массоотдачи в растворе $\beta \cdot 10^5$, м/с	3,2
Коэффициент кинематической вязкости раствора $\nu \cdot 10^6$, м ² /с	1

Результаты расчета, полученные с помощью предложенного математического описания, сравнивались с экспериментальными данными. Установлено, что концентрация ионов цинка в катионите на выходе из аппарата, найденная опытным путем, составила 0,67 кг-экв/м³, а в результате расчета – 0,66 кг-экв/м³. При этом действительная концентрация очищенного раствора хлористого цинка равнялась $6,4 \cdot 10^{-4}$ кг-экв/м³, а теоретическая – $7,2 \cdot 10^{-4}$ кг-экв/м³. Расхождение не превышает 12%.

ВЫВОДЫ

Для описания процесса ионного обмена в однокамерном ионообменном аппарате непрерывного действия с кипящим слоем ионита предложена математическая модель, учитывающая линейность равновесной зависимости, смешано-диффузионную кинетику обмена ионов и продольное перемешивание твердой фазы. Удовлетворительное совпадение результатов расчета с экспериментальными данными по ионообменной очистке растворов от ионов цинка сульфокислотным катионитом КУ-2-8 в Н-форме позволило рекомендовать разработанную математическую модель в инженерной практике.

ЛИТЕРАТУРА

1. Натареев С.В., Никифорова Т.Е., Козлов В.А., Кочетков А.Е. Ионообменная сорбция тяжелых металлов катионитом Lewatit S-100. *Иzv. вузов. Химия хим. технология.* 2010. Т. 53. Вып. 8. С. 30 - 33.
2. Романков П.Г., Фролов В.Ф. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой). Л.: Химия. 1990. 384 с.
3. Гельперин Н.И., Пибалк В.Л., Костянян А.Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. М.: Химия. 1977. 264 с.
4. Диткин В.А., Прудников А.П. Справочник по операционному исчислению. М.: Высш. школа. 1965. 465 с.
5. Рудобашта С.П. Массоперенос в системе с твердой фазой. М.: Химия. 1980. 248 с.
6. Тодес О.М., Цитович О.Б. Аппараты с кипящим зернистым слоем: Гидравлические и тепловые основы работы. Л.: Химия. 1981. 296 с.
7. Крамович В.Ф., Комаровский А.А. Кинетики массопередачи при ионообмене в кипящем слое ионита. Сб. тр. Гидродинамика, тепло- и массообмен в псевдооживленном слое. Иваново. 1971. С. 127 - 130.
8. Васильев В.П. Аналитическая химия. М.: Высш. шк. 1989. 320 с.
9. Аширов А. Ионообменная очистка сточных вод, растворов и газов. Л.: Химия. 1983. 295 с.
10. Галкина Н.К., Соколова Л.П., Смурова Е.С., Скорняков В.В. Расчет процесса сорбции и регенерации катионита КУ-2×8 при очистке кислых сточных вод заводов обработки цветных металлов. *Теория и практика сорбционных процессов.* Воронеж. 1981. Вып. 14. С. 82 – 86.
11. Робинсон Р., Стокс Р. Растворы электролитов. М.: Изд. иностр. лит-ры. 1963. 648 с.

REFERENCES

1. Ntareev S.V., Nikiforova T.E., Kozlov V.A., Kochetkov A.E. Ion-exchange sorption of heavy metal cations with cationite Lewatit s-100. *Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tecknol.* 2010. V. 53. N 8. P. 30 – 33 (in Russia).
2. Romankov P.G., Frolov V.F. Mass transfer processes of chemical technology (systems with dispersed solid phase). L.: Khimiya. 1990. 384 p. (in. Russia).
3. Gelperin N.I., Pebalk V.L., Kostanyan A.E. Structure of flow and efficiency of column apparatus of chemical industry. M.: Khimiya. 1977. 264 p. (in Russian).
4. Ditkin V.A., Prudnikov A.P. Handbook on operational calculation. M.: Vyssh. Shkola. 1965. 465 p. (in Russian).
5. Rudobashhta S.P. Mass transfer in system with solid phase. M.: Khimiya. 1980. 248 p. (in Russian).
6. Todes O.M., Tsitovich O.B. Apparatus with fluidized granular bed: Hydraulic and thermal foundation of work. L.: Khimiya. 1981. 296 p. (in Russian).
7. Kramovich V.F., Komarovskiy A.A. Kinetics of mass transfer at ion exchange in the fluidized bed ion exchanger. *Proceedings. Hydrodynamics, heat and mass transfer in a fluidized bed.* Ivanovo. 1971. P. 127 – 130 (in Russian).
8. Vasil'ev V.P. Analytical chemistry. M.: Vyssh. shk. 1989. 320 p. (in Russian).
9. Ashirov A. Ion exchange purification of wastewater, solution and gases. L.: Khimiya. 1983. 295 p. (in Russian).
10. Galkina N.K., Sokolova L.P., Smurova E.S., Skorniyakov V.V. Calculation of adsorption and regeneration of KU-2×8 at cleaning acid wastewaters of treatment plants of non-ferrous metals. *Theory and Practice of sorption processes.* Voronezh. 1981. N 14. P. 82 – 86 (in Russian).
11. Robinson R., Stoks R. Electrolyte solutions. M.: Izd. inostr. lit. 1963. 648 p. (in Russian).

*Поступила в редакцию 19.05.2016
Принята к опубликованию 05.09.2016*

*Received 19.05.2016
Accepted 05.09.2016*