

Извлечение алифатических аминокислот из водных сред аминофосфоновым ионообменником

Лариса П. Бондарева ¹	larbon@mail.ru	 0000-0001-9143-9374
Елена А. Загорулько ²	zagorulko.yelena@ya.ru	 0000-0003-0772-0855
Алексей В. Астапов ³	solar_al@mail.ru	 0000-0002-7314-3024

1 Воронежский государственный университет инженерных технологий, пр-т Революции, 19, г. Воронеж, 394036, Россия

2 Воронежский институт повышения квалификации сотрудников ГПС МЧС России, ул. Краснознаменная, 231, г. Воронеж, 394052, Россия

3 Военно-воздушная академия имени профессора Н. Е. Жуковского и Ю. А. Гагарина, ул. Старых Большевиков, 54 «А», г. Воронеж, 394064, Россия

Аннотация. В работе изучена сорбция алифатических аминокислот глицина и α -аланина аминофосфоновым ионообменником и описана динамика сорбции с помощью кинетического уравнения. Экспериментальные исследования проводились на сконструированной экспериментальной установке с неподвижным слоем ионообменника, в которой очищаемый и регенерирующий растворы пропускаются через слой сорбента в различных направлениях. Гетерогенный процесс ионного обмена включает транспорт ионов сорбтива в жидкой фазе к поверхности зерна и удаление от нее десорбируемых ионов, межфазный перенос, диффузию сорбируемых и десорбируемых ионов внутри зерна, поскольку не все функциональные группы сорбента локализованы на поверхности, и обратимую реакцию ионного обмена. Кинетическое уравнение модели Томаса учитывает многостадийность сорбции и адекватно описывает зависимость степени извлечения компонента от продолжительности контакта раствора со слоем ионообменника. Уравнение модели Томаса модернизировано с учетом влияния на динамику процесса диффузионных сопротивлений в каналах слоя и зернах ионообменника в колонне с неподвижной загрузкой. Модернизированная модель применена для описания динамики ионного обмена алифатических аминокислот на аминофосфоновом ионообменнике и показана возможность использования модели одномерного капиллярного течения для оценки диффузионного сопротивления при движении жидкости в каналах слоя ионообменника. Проверено согласование расчетных и экспериментальных выходных кривых сорбции алифатических аминокислот из водных растворов различной концентрации. Показано, что модернизированная модель адекватно описывает зависимость степени извлечения аминокислот от продолжительности контакта раствора со слоем полиамфолита при различных скоростях подачи очищаемого раствора.

Ключевые слова: ионный обмен, алифатические аминокислоты, модель Томаса, динамика, диффузионные сопротивления.

Separation of aliphatic amino acids from aqueous media with an aminophosphonic ion exchanger

Larisa P. Bondareva ¹	larbon@mail.ru	 0000-0001-9143-9374
Elena A. Zagorulko ²	zagorulko.yelena@ya.ru	 0000-0003-0772-0855
Aleksey V. Astapov ³	solar_al@mail.ru	 0000-0002-7314-3024

1 Voronezh State University of Engineering Technologies, Revolution Av., 19 Voronezh, 394036, Russia

2 Voronezh institute of Advanced Training of Employees of the EMERCOM of Russia, Krasnoznamennay st., 231, Voronezh, 394052, Russia

3 Academy of the Air Force named by Professors N.E. Zhukovsky and Yu.A. Gagarin, Old Bolsheviks st., 54A, Voronezh, 394064, Russia

Abstract. The sorption of the aliphatic amino acids glycine and α -alanine by an aminophosphonic ion exchanger is studied and the dynamics of sorption is described using a kinetic equation. Experimental studies were carried out on a designed experimental setup with a fixed ion exchanger layer, in which the purified and regenerating solutions are passed through the sorbent layer in various directions. The heterogeneous ion exchange process includes the transport of sorbent ions in the liquid phase to the grain surface and the removal of desorbed ions from it, interphase transfer, diffusion of sorbed and desorbed ions inside the grain, since not all functional groups of the sorbent are localized on the surface, and a reversible ion exchange reaction. The kinetic equation of the Thomas model takes into account the multistage sorption and adequately describes the dependence of the degree of extraction of the component on the duration of contact of the solution with the ion exchanger layer. The equation of the Thomas model has been modernized taking into account the effect on the dynamics of the process of diffusion resistances in the channels of the layer and the grains of the ion exchanger in a column with a fixed loading. The upgraded model is applied to describe the dynamics of ion exchange of aliphatic amino acids on an aminophosphonic ion exchanger and the possibility of using a one-dimensional capillary flow model to estimate the diffusion resistance during fluid movement in the channels of the ion exchanger layer is shown. The agreement of the calculated and experimental output curves of sorption of aliphatic amino acids from aqueous solutions of various concentrations has been verified. It is shown that the upgraded model adequately describes the dependence of the degree of amino acid extraction on the duration of contact of the solution with the polyampholite layer at different feed rates of the purified solution.

Keywords: ion exchange, aliphatic amino acids, Thomas model, dynamics, diffusion resistance.

Для цитирования

Бондарева Л.П., Загорулько Е.А., Астапов А.В. Извлечение алифатических аминокислот из водных сред аминофосфоновым ионообменником // Вестник ВГУИТ. 2022. Т. 84. № 4. С. 185–191. doi:10.20914/2310-1202-2022-4-185-191

For citation

Bondareva L.P., Zagorulko E.A., Astapov A.V. Separation of aliphatic amino acids from aqueous media with an aminophosphonic ion exchanger. Vestnik VGUET [Proceedings of VSUET]. 2022. vol. 84. no. 4. pp. 185–191. (in Russian). doi:10.20914/2310-1202-2022-4-185-191

This is an open access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution 4.0 International License

Введение

Ионообменный метод позволяет выделять биологически активные соединения, в частности аминокислоты, из водных растворов. Большинство ионообменников, сорбирующих органические соединения, и собственно аминокислоты относятся к классу слабых электролитов, поэтому межфазное распределение в таких системах в значительной степени зависит от значения pH среды [1–4]. Выделения целевых компонентов осуществляется в динамическом режиме, который позволяет обеспечивать селективное распределение компонентов между ионообменником, полное использование сорбционной емкости и значительное сокращение временных затрат [5–8].

Известно, что ионный обмен представляет собой многостадийный гетерогенный процесс, который включает транспорт ионов сорбтива в жидкой фазе к поверхности зерна и удаление от нее десорбируемых ионов, межфазный перенос, диффузию сорбируемых и десорбируемых ионов внутри зерна, поскольку не все функциональные группы сорбента локализованы на поверхности, и обратимую реакцию ионного обмена. Широко распространены процессы, интенсивность которых определяется переносом компонентов в пограничном слое раствора и в зерне ионообменника, либо одним из них, при этом скорость ионного обмена определяется коэффициентами внешней и внутренней диффузии.

Надежное математическое описание сорбционного процесса позволяет прогнозировать поведение системы ионообменник-раствор при разных сочетаниях основных параметров, влияющих на эффективность поглощения, – скорости потока, концентрации сорбтива, высоты слоя ионообменника, среднего размера зерна ионообменника и т. д. – без проведения дополнительного эксперимента. Для оценки влияния на процесс сорбции аминокислот гидродинамических условий его проведения использовано асимптотическое уравнение динамики сорбции [9]. В работе [10] предложено математическое описание динамики ионообменной сорбции, основанное на использовании внешнедиффузионной модели без учета продольной диффузии. Проведенный авторами данной работы анализ моделей динамики сорбции и сравнение результатов расчета с экспериментальным материалом позволили выбрать модель Томаса [11], несколько модернизовав её.

Цель работы – изучение сорбции алифатических аминокислот – глицина и α -аланина аминофосфоновым ионообменником марки Purolite S950 и описание динамики сорбции с помощью кинетического уравнения зависимости степени извлечения компонента от продолжительности контакта раствора со слоем сорбента, учитывающего влияние на процесс диффузионных сопротивлений в каналах слоя и зерна ионообменника в колонне с неподвижной загрузкой.

Материалы и методы

В настоящей работе сконструирована экспериментальная установка, позволяющая проводить исследования по очистке воды от различных примесей и выделению из раствора целевых компонентов. Многоплановость установки достигнута тем, что очищаемый раствор и регенерирующий или элюирующий реагент пропускаются через слой ионообменной смолы в различном направлении.

Установка, представленная на рисунке 1, состоит из емкости 1 с очищаемым раствором, которая с помощью гибких шлангов присоединена к перистальтическому насосу 2 марки PP2–15 позволяющему прокачивать и регулировать скорость подачи жидкости в интервале от 1 до 200 см³/мин, контроль подачи жидкости осуществляется ротаметром 3.

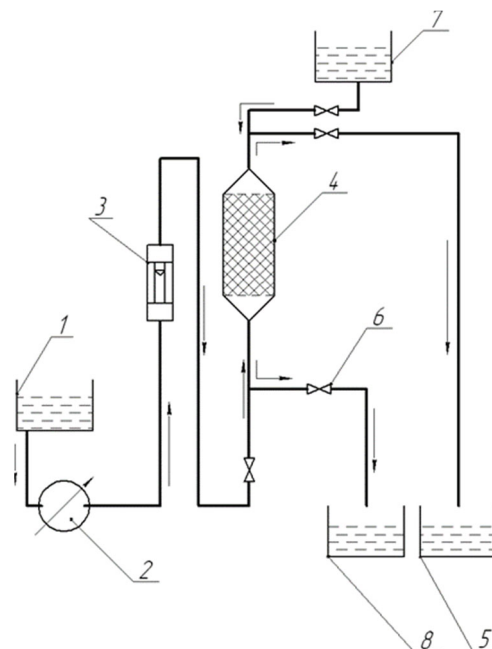


Рисунок 1. Схема экспериментальной ионообменной установки

Figure 1. Experimental ion exchange plant scheme

По жестким трубкам диаметром 12 мм раствор подается снизу в вертикальный

закрытый цилиндрический резервуар 4 с внутренним диаметром 56 мм и высотой 158 мм, заполненный ионообменной смолой. В верхней части колонны проводится отбор очищенной жидкости в специальную емкость 5. Вход и выход колонны снабжены вентилями 6, позволяющими перекрывать поток жидкости и направлять ее поток снизу вверх или сверху вниз. Регенерирующий раствор находится в емкости 7 и подается сверху вниз. Сбор регенерирующей жидкости осуществляется в емкость 8.

Цикл работы установки включает четыре стадии:

1. сорбция удаляемого или целевого компонента из раствора, при которой очищаемая жидкость проходит сквозь слой ионообменного сорбента снизу вверх;
2. расширение и перемешивание слоя ионообменной смолы, причем данная стадия протекает одновременно с первой за счет перемещения ионообменного слоя при подаче жидкости снизу, что является несомненным достоинством данной установки;
3. регенерация ионообменной смолы, при которой соответствующим образом приготовленный регенерирующий раствор проходит через загрузку сверху вниз и восстанавливает исходные свойства сорбента или десорбирует целевой компонент;
4. промывка сорбента, то есть удаление регенерирующего раствора в результате промывки водой сверху вниз.

В установке применена неподвижная загрузка сорбента. Рабочий цикл ионообменника зависит от обменной емкости, определяющейся типом сорбента и, следовательно, устанавливающий объем жидкости, обрабатываемой между двумя операциями регенерации. Трудности, связанные с системой сбора очищенного раствора выше верхнего слоя ионообменного материала решены использованием перистальтического насоса.

Регенерирующий или элюирующий раствор используется достаточно эффективно, поскольку он последовательно проходит через слои ионообменного материала с возрастающей степенью насыщенности, что достигается направлением потока противоположным движению обрабатываемой жидкости.

Динамику сорбции аминокислот изучали на модельных растворах с концентрациями от 0,01 до 0,05 моль/дм³ при температуре 298 ± 3 К. Водородный показатель исходного раствора составлял pH 5,0, поскольку, согласно диаграммам распределения ионных форм, аминокислоты находятся при этой кислотности

в виде биполярных ионов. Противоточную ионообменную установку с неподвижной загрузкой сорбента заполняли полиамфолитом в H[±] форме, очищаемый раствор пропускали со скоростями от 3 до 9 см³/мин. В ходе эксперимента осуществлялся отбор проб раствора на выходе через каждые 10 мин. Концентрацию аминокислот определяли методом Попа и Стивенса [12]. Процесс продолжали до выравнивания концентрации аминокислоты на входе в колонну и выходе из неё. Количество поглощенного ионообменником вещества определяли по разности концентраций исходного раствора и раствора на выходе в данный момент времени и рассчитывали отношение концентрации в данный момент времени (*c*) к начальной концентрации (*c*₀). По полученным данным строили выходные кривые в координатах *c/c*₀ от времени *τ*.

Результаты

В работе получены экспериментальные выходные кривые сорбции биполярных ионов глицина и α-аланина на аминофосфоновом ионообменнике Purolite S950 в протонированной форме (рисунки 2 и 3). Сорбционный фронт имеет форму «волны». В начальный момент наблюдается обострение фронта сорбции, соответствующее внешнедиффузионной кинетике, обусловленное низкими значениями коэффициента внутренней диффузии. Размытие фронта сорбции при увеличении заполнения ионообменника связано с увеличением вклада внутренней диффузии.

В работе предложено описание динамики ионного обмена, учитывающее полное диффузионное сопротивление и нелинейный характер зависимости равновесных концентраций компонентов в растворе и фазе сорбента. Полученное кинетическое уравнение применено к описанию динамики сорбции глицинии и α-аланина на аминофосфоновом ионообменнике Purolite S950.

Сорбция рассматривается как массообменный процесс, осложненный гетерогенной химической реакцией, скорость которого описывается дифференциальным уравнением:

$$\frac{\partial q}{\partial \Theta} = \chi a F(c, q),$$

где *q*(*x*, *Θ*) – среднееобъемная концентрация вещества в твердой фазе; *Θ* – продолжительность контакта слоя ионообменника с раствором, *Θ* = *t* - *x* / *v*; *t* – время от начала поступления раствора в колонну; *x* – расстояние от входа в колонну; *v* – средняя скорость течения раствора

в каналах слоя; χ – кинетический коэффициент, учитывающий диффузионный перенос во взаимодействующих фазах; a – удельная

поверхность ионита; $F(c, q)$ – функция движущей силы процесса; $c(x, \Theta)$ – концентрация вещества в жидкости.

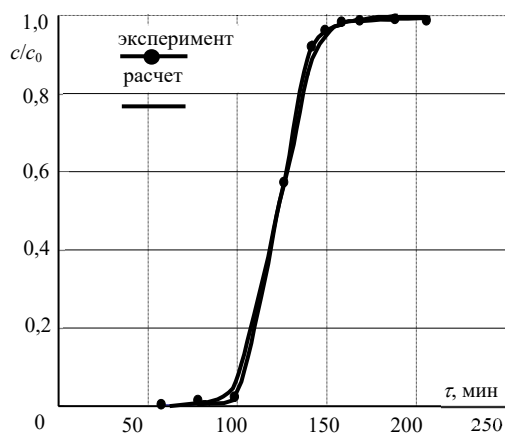


Рисунок 2. Экспериментальная и расчетная выходные кривые сорбции глицина на Purolite S950 (H+) при 298 К, исходной концентрации 0,033 моль/дм³ и скорости пропускания 5 см³/мин

Figure 2. Experimental and derived elution sorption curves of glycine using Purolite S950 (H+) at 298 K, initial concentration 0,033 mole/dm³ and flow rate of 5 cm³/min

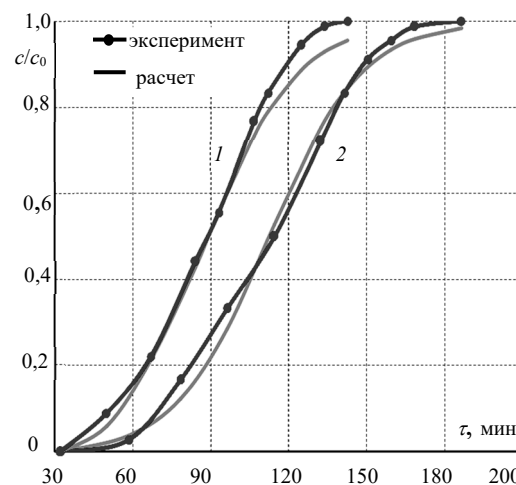


Рисунок 3. Экспериментальные и расчетные выходные кривые α -аланина на Purolite S950 (H+) при 298 К и исходной концентрации 0,018 моль/дм³; скорость пропускания 1 – 9 см³/мин; 2 – 7 см³/мин

Figure 3. Experimental and derived elution sorption curves of α -alanine using Purolite S950 (H+) at 298 K and initial concentration 0,018 mole/dm³; Flow rate 1 – 9 cm³/min; 2 – 7 cm³/min

Для описания движущей силы процесса используется выражение

$$F(c, q) = c \left(1 - \frac{q}{q_{\max}} \right) - \frac{1}{k} (c_0 - c) \frac{q}{q_{\max}}, \quad (1)$$

где $q_{\max}$ – обменная емкость ионообменника; c_0 – начальная концентрация вещества в р-ре; k – коэффициент ионообменного равновесия.

Решение уравнения (1), полученное Томасом [11] в допущении формирования стационарного концентрационного фронта, имеет вид:

$$\frac{c}{c_0} = \frac{J\left(\frac{n}{k}, nT\right)}{J\left(\frac{n}{k}, nT\right) + \left[1 - J\left(\frac{n}{k}, \frac{nT}{k}\right) \right] \exp\left[\left(1 - \frac{1}{k}\right)(n - nT)\right]},$$

где n – безразмерная высота слоя, $n = \chi a x / v \varepsilon$; ε – порозность слоя; T – безразмерное время контакта ионообменника с раствором, $T = v \varepsilon c_0 \Theta / x q_{\max}$; значения функции

$$J(\alpha, \beta) = 1 - e^{-\beta} \int_0^{\alpha} e^{-\zeta} I_0(2\sqrt{\beta\zeta}) d\zeta \quad \text{для разных } \alpha$$

и β и ее математические свойства табулированы; I_0 – модифицированная функция Бесселя нулевого порядка.

Необходимым условием применения этой математической модели является достаточно надежная оценка кинетического коэффициента χ , связанного с коэффициентом переноса сорбируемого компонента в каналах слоя (массоотдача в растворе) и в зернах сорбента (массоотдача в твердой фазе).

Сложность гидродинамической обстановки в каналах слоя ионообменника ограничивает возможность теоретического анализа конвективного переноса. Перенос компонента к поверхности зерен ионита рассматривается аналогичным переносу в трубчатых каналах (капиллярная модель). Авторы полагают допустимость такого подхода к системам, в которых коэффициент молекулярной диффузии компонента в растворе $D_{\text{ж}}$ значительно меньше коэффициента кинематической вязкости жидкости ν (соответственно число Шмидта $Sc = \nu / D_{\text{ж}} \gg 1$). При больших числах Sc толщина диффузионного пограничного слоя, перенос в котором лимитирует процесс, значительно меньше толщины гидродинамического пограничного слоя, вследствие чего сложная геометрическая конфигурация не должна существенно влиять на массоотдачу.

Капиллярная модель подверглась много-сторонней экспериментальной проверке. Опытные результаты, полученные измерением предельных диффузионных токов с окислительно-восстановительной реакции на никелевых гранулах и измерением массоотдачи от поверхности прессованных частиц из плохорастворимого вещества в широком интервале чисел Шмидта и Рейнольдса, показали удовлетворительную сходимость с вычисленными.

Для определения коэффициента массоотдачи жидкости в трубе диаметром d и длиной l при ламинарном режиме течения использовали решение тепловой задачи, полученное Гретцем и Нуссельтом в виде зависимости числа Шервуда (или дифференциального числа Нуссельта) от безразмерной продольной координаты

$$x_+ = \frac{2l/d}{\text{ReSc}}.$$

Результаты расчета на основе капиллярной модели показали удовлетворительной согласие с экспериментальным материалом. При этом в случае зернистого слоя число Рейнольдса Re' и безразмерная продольная координата x_+ вычисляются по формулам:

$$x_+ = \frac{2x/d_r}{\text{Re}'\text{Sc}},$$

$$d_r = \frac{0,423\varepsilon^{1,25}}{1-\varepsilon}d_3,$$

$$\text{Re}' = 0,45u_0d_3/((1-\varepsilon)\varepsilon^{0,5}\nu),$$

где u_0 – скорость, отнесенная к полному сечению колонны; x – высота слоя; d_r – гидравлический диаметр самого узкого живого сечения каналов; d_3 – диаметр зерен ионообменника.

При ламинарном режиме течения коэффициент массоотдачи в жидкой фазе вычисляют по формуле

$$\text{Sh} = \frac{\beta_{\text{ж}}d_r}{D_{\text{ж}}} = -\frac{1}{2x_+} \ln \left[8 \sum_{n=0}^{\infty} \left(G_n / \lambda_n^2 \right) \exp(-x_+ \lambda_n^2) \right], \quad (2)$$

где G_n и λ_n – постоянные и собственные значения ряда.

Показано, что в слое из хорошо обтекаемых зерен при $\text{Re}' < 26$ течение в каналах носит ламинарный характер, при $\text{Re}' > 100$ – турбулентный, в интервале $26 < \text{Re}' < 100$ – переходный режим.

В [13] для вычисления чисел Шервуда при турбулентном течении рекомендуется использовать формулу:

$$\text{Sh} = 0,115 \text{Re}(\zeta/8)^{0,5} \text{Sc}^{0,25} [\text{cth}(1,17\zeta_l^{0,5})]^{2/3},$$

где ζ – коэффициент гидравлического сопротивления зернистого слоя, определяемый соотношением $\zeta = 30/\text{Re} + 3,0/\text{Re}^{0,7} + 0,3$;

$$\zeta_l = 2,1 \cdot 10^{-3} \text{Sc}^{0,25} \text{Re}'(\zeta/8)^{0,5} x/d_r.$$

Сравнены расчетные и экспериментальные выходные кривые сорбции биполярного иона глицина и α -аланина на аминифосфоновом ионообменнике Purolite S950, представленные на рисунках 2 и 3. На начальных участках выходных кривых сорбции отклонение достигает 3%; на конечных участках – не превышает 8%, что позволяет использовать предложенную модели для описания динамики сорбции аминокислот в неподвижном слое ионообменника.

Заключение

В работе изучена сорбция алифатических аминокислот – глицина и α -аланина аминифосфоновым ионообменником Purolite S950. На сорбционной установке получены экспериментальные выходные кривые сорбции биполярных ионов аминокислот и описаны с помощью кинетического уравнения модернизированной модели Томаса. Модель одномерного капиллярного течения для оценки диффузионного сопротивления при движении жидкости в каналах слоя ионообменника может быть успешно использована для решения сорбционной кинетической задачи по уравнению Томаса. Модернизированная модель динамики сорбции, учитывающая влияние на процесс диффузионных сопротивлений в каналах слоя и зернах ионообменника в колонне с неподвижной загрузкой, адекватно описывает зависимость степени извлечения компонента от продолжительности контакта раствора со слоем ионообменника и может быть использована для расчета выходных кривых сорбции на различных видах ионообменников.

Благодарности

Работа выполнена в соответствии с Координационным планом секции «Адсорбционные явления» научного совета РАН по физической химии, номер темы 22–03–460–21.

Авторы выражают глубокую благодарность д.т.н, профессору ВГУИТ Корниенко Тамаре Сергеевне за ценные замечания и консультации в ходе работы.

Литература

1. Bajtai A., Fekete B., Palkó M., Fülöp F., Lindner W., Kohout M., Ilisz Is., Péter A. Comparative study on the liquid chromatographic enantioseparation of cyclic β -amino acids and the related cyclic β -aminohydroxamic acids on Cinchona alkaloid-based zwitterionic chiral stationary phases // *Journal of Separation Science*. 2018. V. 41. nb. 6. p. 1216–1223.
2. Wu J., Pengfei Z., Wei Zh., Jingwei Yi. H. Modified DIX model for ion-exchange equilibrium of L-phenylalanine on a strong cation-exchange resin // *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2016. V. 24. nb. 10. p. 1386–1391.
3. Гапеев А.А., Бондарева Л.П., Астапов А.В., Корниенко Т.С. Гидратация и сорбция аминокислот иминофосфоновым ионообменником // *Физикохимия поверхности и защита материалов*. 2016. Т. 52. № 4. с. 436–441.
4. Бондарева Л.П. Особенности взаимодействия алифатических аминокислот с бифункциональным ионообменником // *Вестник ВГУ, Серия: химия. биология. фармация*. 2015. № 4. с. 7–13.
5. Remelli M., Pozzati G., Conato Ch. Direct chiral resolution of underivatized amino acids on a stationary phase dynamically modified with the ion-exchanger N α -decyl-L-spinacine // *Journal of Separation Science*. 2015. V. 38. nb. 6. p. 894–900.
6. Yokoyama Yu., Yokokawa A., Kodai T.T. Polyfunctional low-capacity cation-exchange packing material for the separation of underivatized amino acids // *Talanta* 2013. V. 103. p. 245–251.
7. Liand J., Fieg G., Jakobtorweihen S. Ion-exchange adsorption of proteins: experiments and molecular dynamics simulations // *Chemie ingenieur technik*. 2015. V.87. № 7 DOI: 10.1002/cite.201400095.
8. Pérez-Míguez R., Bruyneel B., Castro-Puyana M., Marina M.L., Somsen G.W., Domínguez-Vega E. Chiral Discrimination of DL-Amino Acids by Trapped Ion Mobility Spectrometry after Derivatization with (+) – 1-(9-Fluorenyl) ethyl Chloroformate // *Analytical Chemistry*. 2019. V. 91. N. 5. p. 3277–3285. DOI: 10.1021/acs.analchem.8b03661.
9. Slavinskaya G.V., Selemenov V.F., Khokhlova O.N., Kondrina O. Yu. Calculation of elution curves for the dynamic sorption of tryptophan on a strongly basic anionite // *Russian Journal of Physical Chemistry A*. 2004. T. 78. № 8. с. 1294–1297.
10. Гантман А.И. Математическая модель смешанно-диффузионной динамики ионообменной сорбции // *Журнал физической химии* 1995. Т. 69. № 10. с. 1816–1819.
11. Thomas H. Heterogeneous ion exchange in a flowing system // *J. Am. Chem. Soc.* 1944. V. 66. № 10. p. 1664–1666.
12. Chemical and functional properties of food proteins / edited by Zdzislaw E. Sikorski / CRC Press; 1 edition. 2001. P. 82.
13. Кишиневский М.Х. Массообмен в неподвижном зернистом слое при малых числах Рейнольдса // *Russian Journal of Applied Chemistry*. 1986. T. LIX. I. 10. p. 2167–2169.

References

1. Bajtai A., Fekete B., Palkó M., Fülöp F., Lindner W., Kohout M., Ilisz Is., Péter A. Comparative study on the liquid chromatographic enantioseparation of cyclic β -amino acids and the related cyclic β -aminohydroxamic acids on Cinchona alkaloid-based zwitterionic chiral stationary phases // *Journal of Separation Science*. 2018. V. 41. nb. 6. p. 1216–1223.
2. Wu J., Pengfei Z., Wei Zh., Jingwei Yi. H. Modified DIX model for ion-exchange equilibrium of L-phenylalanine on a strong cation-exchange resin // *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2016. V. 24. nb. 10. p. 1386–1391.
3. Gapeev A.A., Bondareva L.P., Astapov A.V., Kornienko T.S. Hydration and sorption of amino acids by an iminophosphonic ion exchanger // *Protection of Metals and Physical Chemistry of Surfaces*. 2016. V. 52. № 4. с. 689–694.
4. Bondareva L.P. Osobennosti vzaimodeystvia alifaticheskikh aminokislot s bifunktsionalnym ionoobmennikom // *Vestnik VGU, seria: khimia. biologia, farmazia*. 2015. № 4. с. 7–13. (in Russian).
5. Remelli M., Pozzati G., Conato Ch. Direct chiral resolution of underivatized amino acids on a stationary phase dynamically modified with the ion-exchanger N α -decyl-L-spinacine // *Journal of Separation Science*. 2015. V. 38. nb. 6. p. 894–900.
6. Yokoyama Yu., Yokokawa A., Kodai T.T. Polyfunctional low-capacity cation-exchange packing material for the separation of underivatized amino acids // *Talanta* 2013. V. 103. p. 245–251.
7. Liand J., Fieg G., Jakobtorweihen S. Ion-exchange adsorption of proteins: experiments and molecular dynamics simulations // *Chemie ingenieur technik*. 2015. V.87. № 7 DOI: 10.1002/cite.201400095.
8. Pérez-Míguez R., Bruyneel B., Castro-Puyana M., Marina M.L., Somsen G.W., Domínguez-Vega E. Chiral Discrimination of DL-Amino Acids by Trapped Ion Mobility Spectrometry after Derivatization with (+) – 1-(9-Fluorenyl) ethyl Chloroformate // *Analytical Chemistry*. 2019. V. 91. N. 5. p. 3277–3285. DOI: 10.1021/acs.analchem.8b03661.
9. Slavinskaya G.V., Selemenov V.F., Khokhlova O.N., Kondrina O. Yu. Calculation of elution curves for the dynamic sorption of tryptophan on a strongly basic anionite // *Russian Journal of Physical Chemistry A*. 2004. T. 78. № 8. с. 1294–1297.
10. Gantman A.I. Mathematical model of mixed-diffusion dynamics of ion exchange sorption // *Russian Journal of Physical Chemistry A* 1995. Vol. 69. No. 10. pp. 1816–1819. (in Russian).
11. Thomas H. Heterogeneous ion exchange in a flowing system // *J. Am. Chem. Soc.* 1944. V. 66. № 10. p. 1664–1666.
12. Chemical and functional properties of food proteins / edited by Zdzislaw E. Sikorski / CRC Press; 1 edition. 2001. P. 82.
13. Kishinevsky M.H. Mass transfer in a stationary granular layer at small Reynolds numbers // *Russian Journal of Applied Chemistry*. 1986. T. LIX. I. 10. p. 2167–2169. (in Russian).

Сведения об авторах

Лариса П. Бондарева к.х.н., доцент, кафедра физической и аналитической химии, Воронежский государственный университет инженерных технологий, пр-т Революции, 19, г. Воронеж, 394036, Россия, larbon@mail.ru

 <https://orcid.org/0000-0001-9143-9374>

Елена А. Загорулко к.т.н., доцент, кафедра пожарной безопасности, Воронежский институт повышения квалификации сотрудников ГПС МЧС России, ул. Краснознаменная, 231, г. Воронеж, 394052, Россия, zagorulko.yelena@ya.ru

 <https://orcid.org/0000-0003-0772-0855>

Алексей В. Астапов к.х.н., доцент, кафедра физики и химии, Военно-воздушная академия имени профессора Н. Е. Жуковского и Ю. А. Гагарина, ул. Старых Большевиков, 54 «А», г. Воронеж, 394064, Россия, solar_al@mail.ru

 <https://orcid.org/0000-0002-7314-3024>

Вклад авторов

Все авторы в равной степени принимали участие в написании рукописи и несут ответственность за плагиат

Конфликт интересов

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

Information about authors

Larisa P. Bondareva Cand. Sci. (Chem.), assistant professor, Department of physical and analytical chemistry, Voronezh State University of Engineering Technologies, Revolution Av., 19 Voronezh, 394036, Russia, larbon@mail.ru

 <https://orcid.org/0000-0001-9143-9374>

Elena A. Zagorulko Cand. Sci. (Engin.), Associate Professor, Department of Fire Safety, Voronezh institute of Advanced Training of Employees of the EMERCOM of Russia, Krasnoznamennay st., 231, Voronezh, 394052, Russia, zagorulko.yelena@ya.ru

 <https://orcid.org/0000-0003-0772-0855>

Aleksey V. Astapov Cand. Sci. (Chem.), assistant professor, Department of physics and chemistry, Academy of the Air Force named by Professors N.E. Zhukovsky and Yu.A. Gagarin, Old Bolsheviks st., 54A, Voronezh, 394064, Russia, solar_al@mail.ru

 <https://orcid.org/0000-0002-7314-3024>

Contribution

All authors are equally involved in the writing of the manuscript and are responsible for plagiarism

Conflict of interest

The authors declare no conflict of interest.

Поступила 10/09/2022

После редакции 22/09/2022

Принята в печать 01/10/2022

Received 10/09/2022

Accepted in revised 22/09/2022

Accepted 01/10/2022