

УДК 661.865:66.081.312.32

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ СОРБЦИИ РЗЭ СУЛЬФОКАТИОНИТАМИ ИЗ АЗОТНО-ФОСФОРНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ В ПУЛЬСАЦИОННОЙ КОЛОННЕ

© 2021 г. Д. А. Елатонцев^а, *, А. П. Мухачев^б

^а Днепропетровский государственный технический университет, Каменское, Украина

^б Институт геотехнической механики им. Н.С. Полякова НАН Украины, Днепр, Украина

*e-mail: ya.nah2015@yandex.com

Поступила в редакцию 25.09.2020 г.

После доработки 16.03.2021 г.

Принята к публикации 27.04.2021 г.

Изучена кинетика и получены изотермы сорбции и регенерации как индивидуальных, так и суммы редкоземельных элементов (РЗЭ) из производственных азотно-фосфорнокислых растворов с помощью ионообменных смол типа КУ–2. Высокая скорость указанных процессов позволяет применять данные смолы в пульсационных колоннах с псевдооживленным слоем смолы. Показано, что эффективность сорбционных аппаратов может быть повышена за счет уменьшения объема аппаратуры и сокращения единовременной загрузки сорбента. Установлено, что удельная нагрузка по раствору ($10–12 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$) в пульсационной колонне примерно в 4–5 раз больше, чем в типовых колоннах со сплошным слоем сорбента. Использование пульсационных аппаратов дает возможность в 6–7 раз снизить единовременную загрузку сорбента. Полученные данные по сорбции РЗЭ на сульфокатионитах могут быть использованы при проектировании промышленных пульсационных колонн.

Ключевые слова: катионит, колонна, сорбция, десорбция, кинетика, РЗЭ

DOI: 10.31857/S0040357121050018

ВВЕДЕНИЕ

Сорбционная схема получения концентрата редкоземельных элементов (РЗЭ) из азотно-фосфорнокислых растворов, получаемых при переработке фосфоритов месторождения Меловое (Казахстан), включает сорбцию РЗЭ сульфокатионитом КУ–2 непосредственно из растворов сложного солевого состава, десорбцию суммы оксидов РЗЭ ($\Sigma \text{TR}_2\text{O}_3$) азотной кислотой и осаждение товарного продукта из сорбционного регенерата после предварительной дезактивации [1–3]. Как показала практика, существенным недостатком аппаратного оформления процесса была сравнительно низкая производительность системы сорбционных колонн ($700 \text{ т/год } \Sigma \text{TR}_2\text{O}_3$), обусловленная малой скоростью выходящего потока растворов (3 м/ч) [4]. Увеличение скорости восходящего потока приводит к значительному уносу мелких фракций сорбента, образованию промоин в слое, переносу фронта сорбции и, следовательно, резкому снижению числа ступеней сорбции и десорбции.

В качестве более высокопроизводительных аппаратов была предложена пульсационная колонна с насадкой КРИМЗ [5–7]. Этот аппарат, используемый ранее для жидкостной экстракции,

представляет собой пульсационную колонну, насадка которой отличается от обычно принятых и широко известных (колец Рашига и др.) тем, что каждый ее элемент является распределителем потока обеих фаз. Кроме того, на каждом элементе такой насадки меняется направление движения потока. В колонне с насадкой КРИМЗ была достигнута равномерность распределения фаз в сечении на аппаратах промышленного масштаба (диаметром 600 мм и высотой 10 м), причем по всей высоте колонны эффективность процесса была одинаково высокой [8].

Было предложено использовать колонну такого типа для организации непрерывного процесса сорбционного извлечения $\Sigma \text{TR}_2\text{O}_3$, причем смола подавалась в колонну в небольшом количестве и стекала по насадке вниз, как тяжелая жидкость [9]. Первоначальные опыты показали, что при содержании смолы в колонне порядка 10–25% от ее объема колонна может пропускать до $20–40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ раствора в зависимости от разности плотностей смолы и выходящей водной фазы, и размера зерен сорбента [10]. Отмечалось, что смола равномерно распределялась по высоте и сечению аппарата и хорошо контактировала с раствором. По сравнению с существующими колон-

Таблица 1. Характеристики использованных ионитов

Тип	Содержание дивинилбензола, %	Фракционный состав, %				Удельный объем в Н-форме, см ³ /г	ρ , г/см ³
		+1.0 мм	0.5–1.0 мм	0.25–0.5 мм	–0.25 мм		
КУ–2	8	16	52	25	7	2.10	1.22
КУ–2–20	20	25	63	10	2	2.00	1.31
КУ–22	20	28	41	18	13	2.91	1.17

нами производительность пульсационного сорбционного аппарата возрастает в 4–5 раз, загрузка сорбента также уменьшается в несколько раз и резко увеличивается эффективность процесса, поскольку аппарат работает равномерно [11]. Положительным качеством процесса является малый объем загрузки смолы вследствие короткого времени ее пребывания в колонне. Однако в связи с этим возникает необходимость работать на смолах, быстро реагирующих с извлекаемыми компонентами. Смолы с медленной кинетикой процесса практически непригодны для испытываемой колонны [12].

В связи с этим целью первой части исследования была проверка физико-химических свойств ионитов типа КУ-2, определение кинетики процессов сорбции и десорбции, а также снятие кинетических характеристик смолы. Во второй части работы проводились гидравлические испытания сорбционной колонны на реальных сорбционных и десорбционных растворах с целью определения оптимальных режимов работы аппарата.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

В качестве сорбента при проведении гидравлических и технологических испытаний были использованы сульфокатиониты марок КУ–2, КУ–22 и КУ–2–20, физико-химические характеристики которых приведены в табл. 1.

Исходный раствор характеризовался следующим составом, г/дм³: 18.2 Σ TR₂O₃; 0.005 U; 14.6 Fe; 57.3 P₂O₅; 2.3 Al; 15.4 CaO; 5.6 F; 153 HNO₃. Перед сорбцией раствор разбавлялся в два раза водопроводной водой, плотность раствора составляла 1.11 г/см³, вязкость – 1.26×10^{-3} Па с.

Для описания сорбции в колонне с псевдооживленным слоем смолы процесс исследовался по так называемой схеме Альдерса [13], применяемой для изучения экстракционного процесса. Смысл такой проверки состоял в изучении процесса сорбции при протитовочном кратковременном контактировании реагентов (смолы и раствора) в течение 1–5 мин. В таких условиях каждый контакт эквивалентен определенной доле равновесной (теоретической) ступени.

Методика гидравлических испытаний. При гидравлических испытаниях нужно было определить

скорость осаждения смолы, определяющую производительность аппарата и время ее нахождения в колонне, влияющее на эффективность процесса. Скорость осаждения смолы, время пребывания сорбента в аппарате и зависимость этих параметров от скорости подъема питающего раствора определялись визуально на колонне из органического стекла диаметром 200 мм и высотой 2 м по следующей методике. Колонна заполнялась исходным раствором (азотно-фосфорнокислый раствор РЗЭ или 5 М раствор HNO₃ в водопроводной воде), включался пульсатор, и в колонну подавалась определенная порция сорбента. В момент подачи смолы можно наблюдать опускающийся фронт сорбента и измерить скорость его движения (v_0^{\max}). После этого питатель выключался и замерялась скорость движения верхнего фронта смолы (v_0^{\min}). Скорость осаждения смолы в неподвижном растворе (v_0) определяли по формуле

$$v_0 = \frac{v_0^{\max} + v_0^{\min}}{2}. \quad (1)$$

Аналогично, предварительно установив скорость раствора в колонне, можно определить скорость осаждения смолы (v_c) при различных удельных нагрузках раствора.

При увеличении скорости подачи раствора смола в колонне начинает вначале “зависать”, а затем уносится из аппарата. Скорость раствора, при которой наступало зависание смолы, обозначена как удельная нагрузка “захлебывания” (W_3). Величина W_3 зависит от разности плотностей смолы и питающего раствора, размера зерен сорбента и вязкости раствора.

Величину рабочей нагрузки и скорость осаждения смолы при подаче питающего раствора определяли по уравнениям [15]

$$W = \eta v_0, \quad (2)$$

$$v_c = v_0 - W. \quad (3)$$

Эффективность колонны оценивалась на основании высоты, эквивалентной теоретической ступени, и производительности единицы объема аппарата, определяемой как отношение удельной нагрузки по раствору к высоте, эквивалентной теоретической ступени, H_3 [16]:

$$\theta = \frac{W}{H_3}. \quad (4)$$

Высота, эквивалентная теоретической ступени, рассчитывалась как отношение рабочей высоты аппарата (2 м) к числу теоретических ступеней контакта, определяемых по данным равновесного распределения суммы РЗЭ между смолой и раствором, и рабочей линией процесса. На основе полученных данных рассчитывали число теоретических ступеней, обеспечивающих заданное извлечение ΣTR_2O_3 (пример графического определения показан на рис. 2 для сорбции лантана на катионите КУ-2). При расчетах КПД колонны условно принимался равным 0.9.

Методика технологических испытаний колонны. Перед началом каждой операции (сорбции, промывки или десорбции) колонна заполнялась раствором (исходный раствор при сорбции, водопроводная вода при промывке, 5 М HNO_3 при десорбции), включался пульсатор на выбранный режим пульсации (500 мм/мин), одновременно подавалась смола (в набухшем состоянии) и питающий раствор. Интенсивность пульсации рассчитывали как произведение двойной амплитуды пульсации (мм) на ее частоту (1/мин). После 3–4-кратного обмена колонны по раствору в аппарате устанавливалось стационарное состояние. В этот момент отбирали пробы раствора и смолы для определения среднего содержания ΣTR_2O_3 . Смола во время опыта не выводилась из колонны, а собиралась в нижней отстойной зоне. После окончания опыта смола отделялась от раствора, а затем направлялась на следующие операции.

Сорбция РЗЭ на сульфокатионите КУ-2 в Н-форме осуществлялась непосредственно из азотно-фосфорнокислых растворов, полученных при переработке коллективного уран-редкоземельного концентрата. Одновременно с РЗЭ в смолу переходило некоторое количество примесей (Fe, Th, Al и др.), снижающих емкость сорбента по РЗЭ. Фосфор и фтор сульфокатионитами не сорбировались.

Промывка сорбента проводилась водопроводной водой при $T : Ж = 1.1–1.2$ с целью удаления захваченного смолой маточного раствора. Эта стадия процесса является важнейшей операцией, обеспечивающей успех проведения последующих процессов дезактивации регенератов и получения товарного продукта. При неудовлетворительной промывке фосфор и фтор могут попасть в регенерат и при дезактивации последнего приводят к значительным потерям РЗЭ [17].

Десорбция РЗЭ осуществлялась с помощью раствора 5 М HNO_3 при соотношении объемов раствора к набухшей смоле 3 : 1. Анализ исходных растворов и ионитов на содержание РЗЭ и сопут-

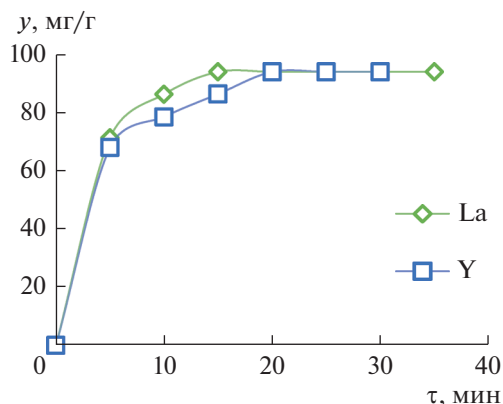


Рис. 1. Кинетика сорбции La и Y на катионите КУ-2.

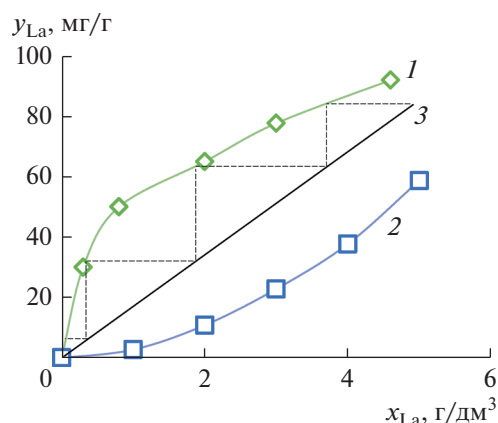


Рис. 2. Распределение La на катионите КУ-2 при сорбции. Время контактирования: 1 – 30 мин; 2 – 5 мин; 3 – рабочая линия.

ствующих элементов осуществлялся по стандартным методикам [18, 19].

Для определения оптимального времени контактирования при сорбции лантана и иттрия азотнокислый раствор, содержащий 10 г/дм³ La_2O_3 (Y_2O_3) и 1.5 М HNO_3 , перемешивался в колбе со смолой пропеллерной мешалкой при соотношении $T : Ж = 1 : 10$. Через каждые 5 мин контактирования отбирались пробы (1–2 см³) для определения содержания La и Y. Концентрация La, Y и ΣTR_2O_3 в катионите определялась по разности концентраций соответствующих элементов в исходном растворе и в растворе после сорбции на единицу массы смолы.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Задачей лабораторных исследований было выяснение глубины сорбции при кратковременных контактах, характерных для процесса в пульсационных колоннах. Для этого изучались равновесие

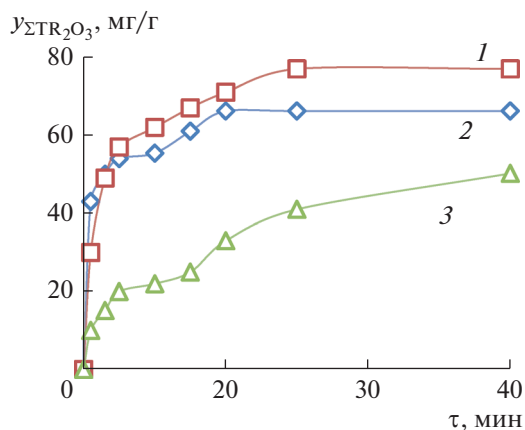


Рис. 3. Кинетика сорбции ΣTR_2O_3 : 1 – КУ-22; 2 – КУ-2; 3 – КУ-2-20.

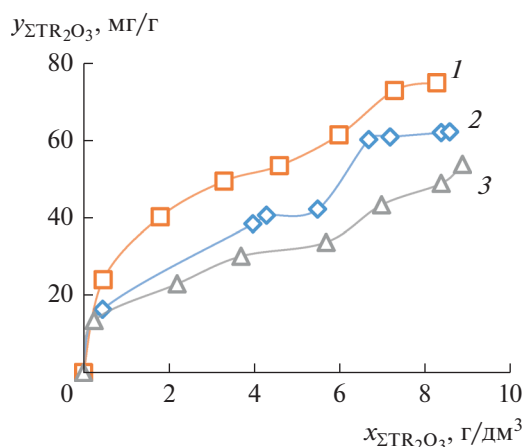


Рис. 4. Равновесное распределение ΣTR_2O_3 при сорбции: 1 – КУ-22; 2 – КУ-2; 3 – КУ-2-20.

и кинетика сорбции и десорбции (регенерации) РЗЭ – индивидуальных, извлекаемых из чистых азотнокислых растворов (на примере La и Y), а также суммы РЗЭ из производственных растворов.

Изучение процессов сорбции и регенерации индивидуальных РЗЭ. В качестве индивидуальных РЗЭ были выбраны лантан и иттрий. Результаты изучения кинетики сорбции лантана и иттрия на КУ-2 приведены на рис. 1.

Из рис. 1 видно, что основное количество La сорбируется за первые 5 мин, за следующие 10 мин смолой поглощаются остальные 30% La. Таким образом, время установления равновесия – 15 мин. При сорбции иттрия равновесие устанавливается несколько медленнее (20 мин).

На рис. 2 представлены данные по равновесному распределению La из азотнокислого раствора, содержащего 1.5 М HNO_3 ($T : Ж = 1 : 1$), при разном времени контактирования.

Результаты исследования кинетики показывают, что при контактировании в течение 5 мин на катионите КУ-2 сорбируется 70–75% от равновесного содержания La в смоле. Поэтому это время было принято оптимальным для проведения дальнейших экспериментов.

Из рис. 2 имеем число теоретических ступеней контакта, равное 4, откуда $H_3 \approx 0.5$ м. Аналогичным образом рассчитывали число теоретических ступеней при использовании других сульфокатионитов.

Из литературных данных известно, что оптимальное число ступеней при достижении равновесия при сорбции должно быть 4–6, при десорбции – 7–8 [20]. В настоящем исследовании эти выводы получили экспериментальное подтверждение.

Смола КУ-2 после сорбции, содержащая 70 мг/г La, направлялась на регенерацию, время контактирования на ступени 1 мин, $T : Ж = 1 : 2.6$. Для полного извлечения La при выбранных параметрах достаточно 4–5 ступеней, при этом содержание La в смоле достигает 70 мг/г. Регенерация La происходит медленнее: если для сорбции достаточно 4–5 ступеней, то для регенерации необходимо 7–8. При регенерации с помощью 5 М HNO_3 уже через 5 мин контактирования регенерируется до 70% La и Y от их равновесного содержания в смоле.

Изучение процессов сорбции и регенерации ΣTR_2O_3 . На рис. 3 представлены данные о кинетике сорбции ΣTR_2O_3 .

Из рис. 3 видно, что на катионитах КУ-2 и КУ-22 сорбция во времени почти одинакова: за 5 мин достигается насыщение до 60% от равновесной концентрации. Процесс сорбции на катионите КУ-2-20 более растянут: за 5 мин насыщение составляет 50% от равновесной концентрации. За последующие 15 мин для КУ-2 и КУ-22 достигается равновесие и при дальнейшем увеличении времени контактирования содержание ΣTR_2O_3 в катионитах не изменяется. Равновесие для КУ-2-20 достигается только через 1 ч. Равновесное распределение ΣTR_2O_3 представлено на рис. 4.

Катионит КУ-22 по сорбционным свойствам несколько лучше КУ-2 и КУ-2-20, но его применение в противоточных колоннах непрерывного действия затруднено из-за небольшого удельного веса ($1.16 \text{ см}^3/\text{г}$). Данные о равновесии при регенерации ΣTR_2O_3 исследуемых катионитов представлены на рис. 5.

Регенерация РЗЭ с катионитов КУ-2-20 и КУ-22 происходит менее эффективно, чем с КУ-2. Исследование кинетики процесса показало, что при контактировании катионита и раствора в течение 5 мин достигается насыщение смолы

КУ–2 по $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$ на 70–75% от равновесного. Исходя из этого, время контактирования фаз на каждой ступени было принято равным 5 мин. При выбранном режиме сорбции достаточно 4 контактов (ступеней) для полного извлечения $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$ из раствора. Содержание $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$ в сбросном растворе составляет 0.6 г/дм³, в выходящем катионите – 52 мг/г. При сокращении времени контактирования до 1 мин аналогичный результат достигается за 6 ступеней. При сорбции из более концентрированного раствора (13 г/дм³ $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$) содержание $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$ в выходящем катионите повышается до 70 мг/г, однако после 7 ступеней сбросный раствор содержит 2 г/дм³ $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$.

Концентрация железа в исходном растворе составляла 6 г/дм³, в сбросном – 4.6 г/дм³. Содержание железа в выходящем КУ–2 составляло 12.8 мг/г (или 20% от $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$), остаточное содержание $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$ – 7 мг/г.

Гидравлические испытания колонны. Сорбент КУ–22 обладает хорошими технологическими параметрами, но имеет небольшую плотность в набухшем состоянии (табл. 1). Это затрудняет его использование в противоточных ионообменных аппаратах, поскольку рабочие нагрузки будут относительно малы. Сульфокатиониты с большим количеством сшивки КУ–2 и КУ–2–20 имеют большую плотность в набухшем состоянии, поэтому для растворов данного состава более целесообразно применить сульфокатионит с 8% дивинилбензола (КУ–2). Результаты гидравлических испытаний представлены в табл. 2.

Из табл. 2 видно, что с увеличением скорости раствора в колонне время пребывания смолы в аппарате существенно возрастает. При этом установлено, что увеличение W приводит к выносу из аппарата наиболее мелких зерен сорбента ($d_3 < 0.4$ мм). Повысить производительность сорбционной колонны можно, например, за счет

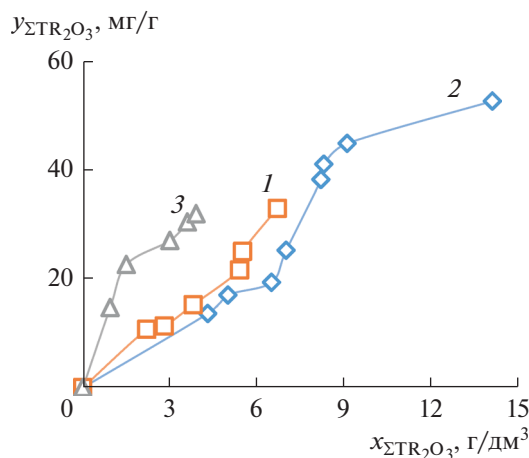


Рис. 5. Равновесное распределение $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$ при регенерации: 1 – КУ–22; 2 – КУ–2; 3 – КУ–2–20.

использования катионита с большим удельным весом, чем у КУ–2.

Технологические испытания колонны. Для обеспечения высокой эффективности процесса целесообразно использовать высокую скорость подачи раствора, однако при этом процесс может лимитироваться временем пребывания в колонне не смолы, а раствора. Поэтому желательно подобрать такую скорость подачи раствора, при которой достигается примерно равное время пребывания обоих реагентов. Результаты исследования процесса сорбции $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$ приведены в табл. 3.

Как следует из табл. 3, при нагрузке 12 м³/(м² ч) значения H_3 и θ несколько выше, чем при 10 м³/(м² ч). Процесс, проведенный при более высокой удельной производительности (15 м³/(м² ч)), был неустойчив по причине уноса мелких фракций смолы ($d_3 < 0.4$ мм). Поэтому, несмотря на то что эффективность работы аппарата в таком ре-

Таблица 2. Результаты гидравлических испытаний

Стадия	W , м ³ /(м ² ч)	v_0 , м/ч	Время пребывания, мин/м колонны	
			смолы	раствора
Сорбция	0	33	0	1.8
	5	27	12	2.2
	10	21	6.0	2.9
	15	15	4.0	4.0
	17	Унос	3.5	–
	0	30	0	2.0
Десорбция	5	24	12	2.5
	10	16	6.0	3.6
	14	Унос	4.3	–

Таблица 3. Результаты технологических испытаний пульсационной колонны при сорбции суммы РЗЭ сульфокатионитом КУ–2

W , м ³ /(м ² ч)	L , дм ³ /ч	Т : Ж	$u_{нач}$, мг/г	$u_{кон}$, мг/г	$x_{нач}$, г/дм ³	$x_{кон}$, г/дм ³	Fe(III), г/дм ³		H_3 , м	θ , л/ч
							нач	кон		
8	250	1 : 1.5	0	32	8.92	0.24	0.70	6.10	1.0	8.0
10	320	1 : 2.9	8.0	47	8.75	3.0	0.65	7.20	1.8	5.62
12	375	1 : 3.0	5.0	46	8.34	2.64	0.56	4.72	1.6	7.28
15	470	1 : 3.1	0.5	40	8.92	3.60	0.40	4.50	2.4	6.25
17	535	1 : 4.7	6.0	54	8.34	3.91	0.60	4.85	1.5	11.3

Таблица 4. Результаты технологических испытаний пульсационной колонны при десорбции суммы РЗЭ сульфокатионитом КУ–2

W , м ³ /(м ² ч)	L , дм ³ /ч	Т : Ж	$u_{нач}$, мг/г	$u_{кон}$, мг/г	$x_{кон}$, г/дм ³	Содержание примесей в регенерате, г/дм ³			H_3 , м	θ , л/ч
						P	F	Fe(III)		
6	188	1 : 1.75	53	34	4.5	0.21	0.14	0.43	3.8	1.6
7	220	1 : 2.2	32	10	1.9	0.02	0.013	0.04	2.0	3.5
9	278	1 : 3.0	48	13	5.0	0.22	0.13	0.64	1.5	5.9
10	314	1 : 3.0	28	12	2.3	0.018	0.018	0.065	2.3	4.4
12	375	1 : 4.3	23	6.5	1.4	0.033	0.014	0.019	2.0	6.0

жиме была сравнительно высокой, рекомендовать его нецелесообразно.

При нагрузках 10–12 м³/(м² ч) H_3 составляет 1.6–1.85 м. Как следует из результатов гидравлических испытаний (табл. 2), время пребывания смолы при указанных нагрузках составляет 2.8–3.0 мин на 1 м высоты аппарата. Следовательно, смола на одной ступени находится около 5.0–5.5 мин, что хорошо согласуется с результатами проведенных исследований (рис. 2).

Данные по равновесному распределению ΣTR_2O_3 (рис. 4) показывают, что при 6-минутном контакте для сорбции ΣTR_2O_3 из раствора с исходной концентрацией 10–12 г/дм³ до их содержания в сбросном растворе 0.4 г/дм³ при Т : Ж = 1 : 3 требуется 4 теоретических ступени контакта (рис. 5).

Принимая с некоторым запасом H_3 при сорбции 2 м, находим, что колонна высотой 6 м должна обеспечить нужное извлечение ΣTR_2O_3 . Из табл. 3 видно, что смола сорбировала примерно 4–5 мг/г железа, т.е. на каждые 8–10 мг ΣTR_2O_3 сульфокатионит поглощает из раствора примерно 1 мг Fe. Данное обстоятельство влияет на ход технологического процесса несущественно, однако в дальнейшем должно стать темой отдельного исследования.

Исследование процесса промывки. Эффективность отмывки зависит от времени обработки смолы промывным раствором и соотношения по-

токов фаз. Поскольку n и W , как правило, задаются технологической схемой, решающую роль играет время пребывания смолы в аппарате. Время пребывания раствора в этом случае не столь существенно [21].

Промывка сорбента проводится с целью отделения механически захваченных примесей (особенно от фтора и фосфора), которые при попадании в регенерат приводят к значительным потерям РЗЭ при последующей дезактивации. При этом фосфор отмывается водой несколько лучше, чем фтор, что, вероятно, объясняется его более прочной связью со смолой.

Конечное содержание примесей после отмывки составило: фтора – 0.38, фосфора – 1.39 мг/г воздушно-сухой смолы. Такое содержание не нарушает дальнейшие технологические операции [15].

Исследование процесса десорбции. Эффективность процесса десорбции также определяется временем контактирования реагентов и оценивается с помощью H_3 по экспериментальным равновесным данным. Влияние W на эффективность процесса десорбции показано в табл. 4.

Из табл. 4 видно, что при соотношении Т : Ж = 1 : 3 и $W=10$ м³/(м² ч) H_3 изменяется в пределах 1.5–2.2 м. Десорбцию можно провести и с меньшим расходом кислоты при Т : Ж = 1 : 1.2–1.75, но в таком случае потребуется колонна большей высоты.

ИНДЕКСЫ

В случае вымывания РЗЭ из смолы, содержащей 60–70 мг/г $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$, до содержания 0.5–2.0 мг/г по данным равновесного распределения (рис. 4) необходимо 6–7 теоретических ступеней. Следовательно, принимая среднее значение $H_3 = 2$ м, для десорбции необходима колонна высотой 12–15 м.

В исследованной колонне высотой 2 м с насадкой КРИМЗ содержание фосфора в регенерате составило 0.21–0.26 г/дм³, что свидетельствует о высокой эффективности промывки.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Эффективность пульсационной колонны на стадиях сорбции, промывки и десорбции $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$ значительно выше, чем у известных из литературы аппаратов периодического и непрерывного действия [4, 11, 15].

Короткое время пребывания смолы в аппарате и низкое содержание сорбента в колонне (15–25% вместо 60–70%) приводит к значительному уменьшению единовременной загрузки смолы (в 7–8 раз) по сравнению со стандартными аппаратами непрерывного действия.

Установлено, что удельная нагрузка по раствору в пульсационной колонне в 4–5 раз выше по сравнению с типовыми сорбционными аппаратами.

Показано, что H_3 на стадиях сорбции и десорбции при нагрузках 8–15 м³/(м² ч) составляет 1.5–2.0 м. Необходимая степень отмывки сорбента от фтора и фосфора обеспечивается в колонне высотой 2 м.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

d_3	диаметр зерна ионита, м
H_3	высота, эквивалентная одной теоретической ступени, м
I	интенсивность пульсации в колонне, мм/мин
L	производительность колонны по раствору, дм ³ /ч
W	удельная нагрузка колонны по раствору, м ³ /(м ² ч)
x	концентрация $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$ в растворе, г/дм ³
y	емкость ионита по $\Sigma\text{TR}_2\text{O}_3$, мг/г
η	безразмерный коэффициент, зависящий от размера зерен и соотношения потоков в колонне ($\eta = 0.3–0.7$)
θ	производительность единицы объема колонны, 1/ч
μ	вязкость, Па с
ρ	плотность, г/см ³
v	скорость осаждения смолы (ионита), м/ч

кон	конечный
нач	начальный
max	максимальный
min	минимальный

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Полтавцев В.И.* Прогрессивные противоточные процессы десорбции с анионитов // Ат. энерг. 1996. Т. 80. № 1. С. 66.
2. *Нам Л.С., Смирнова Т.Ю., Дмитриев К.О.* Технология сорбционного извлечения урана из рудных пульп в пульсационных колоннах // Ат. энерг. 1996. Т. 80. № 1. С. 59.
3. *Нам Л.С.* Переработка урансодержащего сырья в пульсационных колоннах // Хим. нефтегазов. машиностр. 2003. № 11. С. 6.
4. *Нам Л.С., Быховцов В.Л., Смирнова Т.Ю., Дмитриев К.О., Воронина З.Г., Кислова Н.А., Захаров Е.И., Ладыженский М.М., Головнев В.П.* Методика расчета аппаратуры для отмывки ионитов в процессах сорбционного извлечения урана из пульп и растворов // Ат. энерг. 1987. Т. 63. № 3. С. 165.
5. *Сахаров И.А., Тарасов А.В., Шербаум В.М., Елишов В.З., Рагинский Л.С., Ройзман Д.Х.* Исследование гидравлических сопротивлений насадок типа КРИМЗ // Теор. осн. хим. технол. 1984. Т. 18. С. 255.
6. *Балакирев С.М., Медведев С.Ф., Рыбальченко А.А., Коростыпневский Н., Грабовский А.Б., Захаров Е.И.* Изучение продольного перемешивания в пульсационной колонне с насадкой КРИМЗ методом реакции на возмущение // Теор. осн. хим. технол. 1984. Т. 18. С. 117.
7. *Быков Е.Д., Мартынов В.Б., Сорокина Н.А., Кошкин В.Н.* Применение рециркуляционной модели для расчета пульсационных экстракционных колонн с насадкой КРИМЗ // Теор. осн. хим. технол. 1986. Т. 20. С. 247.
8. *Кривопустов С.И., Пищулин В.П., Брендаков В.Н., Теровский С.В.* Разработка математической модели экстракционного процесса // Цветн. мет. 2012. Т. 1. С. 50.
9. *Карпачева С.М.* Критерии выбора экстрактора // Ат. энерг. 1979. Т. 47. № 5. С. 324.
10. *Щелконогов А.А., Мальцев Н.А., Владимиров А.С., Басулин В.В., Муленков В.П., Костылев Ю.В.* Конструкция насадки для пульсационных колонн выщелачивания сырья нагретыми агрессивными кислотами. Пат. 2457897 РФ. 2010.
11. *Поляков А.С., Науменко Н.А., Полуэктов П.П.* Пульсационная техника: функциональность, эффективность, безопасность // Безоп. окруж. среды. 2006. № 1. С. 32.
12. *Кривопустов С.И., Пищулин В.П., Брендаков В.Н., Кладиев С.Н., Чешуяков С.А.* Диагностирование отклонений в процессе экстракционного аффинажа ядерного топлива // Цветн. мет. 2012. Т. 8. С. 90.

13. *Альдерс Л.* Жидкостная экстракция. М.: Изд-во иностранной литературы, 1962.
14. *Захаров Е.И., Карпачева С.М.* О некоторых вопросах механизма дробления и массопередачи в пульсационных экстракционных колоннах // *Ат. энерг.* 1977. Т. 42. № 6. С. 473.
15. *Карпачева С.М., Рябчиков Б.Е.* Пульсационная аппаратура в химической технологии. М.: Химия, 1983.
16. *Захаров Е.И., Карпачева С.М.* Разработка методик расчета и моделирования пульсационных экстракционных колонн // *Ат. энерг.* 1978. Т. 45. № 5. С. 343.
17. *Натареев С.В.* Ионообменная адсорбция в противоточном аппарате с провальными тарелками // *Теор. осн. хим. технол.* 2007. Т. 41. № 4. С. 385.
18. *Бусев А.И., Типцова В.Г., Иванов В.М.* Руководство по аналитической химии редких элементов. М.: Химия, 1978.
19. *Лурье Ю.Ю.* Аналитическая химия промышленных сточных вод. М.: Химия, 1984.
20. *Шикерун Т.Г., Рябов А.С., Шамин В.И., Софронов В.Л., Чешуяков С.А., Кривоустов С.И.* Аффинаж урановых растворов в центробежных экстракторах // *Радиохимия.* 2014. Т. 56. № 2. С. 148.
21. *Карпачева С.М., Маймур О.К.* Влияние температуры растворов на гидродинамику экстракционной колонны // *Ат. энерг.* 1985. Т. 58. № 4. С. 246.