

# ВЛИЯНИЕ ВЫСАЛИВАТЕЛЕЙ НА ЭКСТРАКЦИЮ ЕВРОПИЯ И АМЕРИЦИЯ ИЗ АЗОТНОКИСЛЫХ РАСТВОРОВ 40%-НЫМ ТРИБУТИЛФОСФАТОМ В УГЛЕВОДОРОДНОМ РАЗБАВИТЕЛЕ

© 2025 г. Е. А. Пузиков\*, А. А. Наумов, П. И. Сорока, М. В. Мамчик, Н. Д. Голецкий, М. М. Металиди, А. С. Кудинов

Радиевый институт им. В.Г. Хлопина,  
194021, Санкт-Петербург, 2-й Муринский пр., д. 28

\*e-mail: egor\_puzikov@mail.ru

Получена 17.09.2024, после доработки 23.12.2024, принята к публикации 23.12.2024

Получены экспериментальные данные по экстракции азотной кислоты, европия и америция в 40%-ный ТБФ в С13 в присутствии ряда высаливателей: нитратов натрия, магния, железа и алюминия. Выбраны концентрации азотной кислоты и нитрат-иона для эффективного выделения трансплутониевых и редкоземельных элементов. На основании полученных данных внесены корректировки в существующую программу для математического моделирования (программные комплексы Statics, Dynamics). Для проверки корректной работы программы проведены расчеты испытанной схемы фракционирования высокоактивного рафината с использованием экстракционной системы на основе ТБФ в парафине в присутствии высаливателя. При сравнении результатов расчетов программы с результатами анализа поясочного пробоотбора первого блока отклонения колеблются в пределах погрешности измерений аналитического оборудования. Показана возможность прогнозирования работы экстракционного каскада при варьировании соотношения объемных расходов фаз, количества ступеней и концентрации высаливателя.

**Ключевые слова:** экстракция, трибутилфосфат, америций, европий, фракционирование, моделирование, база экспериментальных данных

DOI: 10.31857/S0033831125010087

## ВВЕДЕНИЕ

Ранее нами была предложена и успешно испытана комбинированная схема экстракционной переработки ОЯТ, в которой фракционирование ВАО является одной из стадий Пурекс-процесса с использованием единого экстрагента – 40%-ного ТБФ в предельных углеводородах [1, 2]. Повышение концентрации ТБФ от используемой в настоящее время концентрации 30% до 40–45% позволяет не только повысить производительность экстракционной установки первого экстракционного цикла, но и осуществить переработку высокоактивного рафината с выделением из него фракции трансплутониевых и редкоземельных элементов (ТПЭ и РЗЭ) без применения других экстрагентов. Однако вследствие низких коэффициентов распределения трехвалентных РЗЭ и ТПЭ при экстракции разбавленным ТБФ данная стадия переработки нуждается в применении высаливателей, таких как нитраты железа [3, 4], алюминия, магния, натрия или аммония [5]. Растворение металлов или их оксидов в высокоактивном рафинате позволяет создать необходимый солевой фон и понизить его кислотность. В ходе экстракционного разделения высокоактивного рафината в присутствии высаливателя можно выделить долгоживущую

фракцию, содержащую ТПЭ и РЗЭ, и короткоживущую фракцию, содержащую цезий, стронций, другие продукты деления урана, такие как металлы платиновой группы (Pd, Rh, Ru), осадкообразующие – молибден и цирконий.

Альтернативные схемы фракционирования ВАО с групповым выделением фракции ТПЭ и РЗЭ используют экстракционные системы на основе фосфиноксида разнорадикального в тяжелых фторированных (*m*-нитробензотрифторид – Ф-3) или хлорированных (гексахлорбутадиен – ГХБД) разбавителях [6]. В частности, предложенная на ПО “Маяк” технология для повышения извлечения актинидов и РЗЭ предполагает использование таких высаливателей, как нитрат натрия или алюминия. В проектном направлении “Прорыв” на операции разделения ТПЭ и РЗЭ с использованием экстракционной системы на основе дигликольамида (ТОДГА) в тяжелом фторированном растворителе Ф-3 [7] или легком разбавителе на основе *n*-нананола или *n*-деканола в парафинах [8] также предложено применение высаливателя – нитрата аммония или натрия.

Таким образом, предлагаемые в настоящее время экстракционные схемы выделения долгоживущей фракции ВАО предусматривают ее локализацию в технологических засоленных продуктах

с последующим отверждением в стекло- или керамических матрицах.

Данная статья посвящена оптимизационным расчетам извлечения фракции РЗЭ и ТПЭ из высокоактивного рафината с использованием математической модели [9], для уточнения параметров которой потребовалось получение данных по распределению азотной кислоты и основных компонентов ВАО, таких как Eu и Am, в 40%-ный ТБФ в углеводородном разбавителе в присутствии высаливателей, поскольку было установлено, что имеющиеся в литературе и собственные экспериментальные данные не охватывают диапазон концентраций азотной кислоты от 0.01 до 6 моль/л, высаливателя от 0 до 3 моль/л, а также 40%-ный ТБФ.

## ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

В работе использовали реактивы квалификации х.ч. и ч.д.а.

В качестве индикаторных меток использовали  $^{154}\text{Eu}$  и  $^{241}\text{Am}$ . ТБФ с содержанием основного вещества не менее 99.5% очищали перманганатно-щелочной обработкой [10]. Разбавитель С13 (Парафин нефтяной жидкий, фракция С13 (ТУ 0255-022-05766480-2006)) очищали по стандартной методике – промывкой концентрированной серной кислотой, затем щелочью и водой [11].

Концентрацию азотной кислоты определяли прямым титрованием с индикатором бромкрезоловый синий или потенциометрическим титрованием в присутствии фторида натрия.

Концентрацию радиоактивных элементов  $^{154}\text{Eu}$  и  $^{241}\text{Am}$  определяли радиометрически по  $\gamma$ -спектру [12] на сцинтилляционном гамма-спектрометре Canberra с ОЧГ-детектором GC1018 и многоканальным анализатором DSA-1000, погрешность определения 10%.

Концентрацию Na, Mg, Al и Fe определяли на атомно-эмиссионном спектрометре ICP OES Prodigy Plus.

Относительная погрешность получения экспериментальных данных визуального титрования составляет не более 5%, спектрометрических измерений – до 8%, радиометрических – 10%.

Лабораторные опыты проводили на модельных растворах. Экстракцию азотной кислоты, европия, америция и массового количества лантана проводили в раствор 40% ТБФ в С13 при температуре  $20 \pm 2^\circ\text{C}$  и времени контакта фаз 5 мин.

## РЕЗУЛЬТАТЫ И ОБСУЖДЕНИЕ

### Лабораторные исследования

В рамках исследований были получены зависимости распределения  $^{154}\text{Eu}$  и  $^{241}\text{Am}$  от концентраций азотной кислоты и различных высаливателей.

В качестве экстракционной системы использовали 40%-ный ТБФ в С13. Для испытаний готовили модельные растворы с концентрациями 0.01–6 моль/л азотной кислоты и 0–3 моль/л высаливателей. Для азотной кислоты выбран рабочий диапазон для фракционирования ТПЭ и РЗЭ с использованием высаливателей.

На рис. 1 представлены зависимости коэффициентов распределения европия и америция от концентрации азотной кислоты в водной фазе в присутствии различных высаливателей. Полученные зависимости при концентрации натрия 1 моль/л и магния 0.6 моль/л имеют схожий характер с экстремумом при концентрации азотной кислоты в водной фазе около 1 моль/л. Для остальных же концентраций натрия и магния зависимости ведут себя аналогично зависимостям для железа и алюминия – наблюдается уменьшение коэффициентов распределения Eu и Am при повышении концентрации азотной кислоты. Во всех случаях коэффициенты распределения европия выше коэффициентов распределения америция, причем фактор разделения возрастает от 1.5 до 2 с увеличением концентрации азотной кислоты. Высаливающее действие катионов металлов при одинаковой концентрации нитрат-иона возрастает в ряду  $\text{Na}^+ < \text{Mg}^{2+} < \text{Fe}^{3+} < \text{Al}^{3+}$ .

Принципиально реализовать выделение ТПЭ и РЗЭ можно с помощью любого исследуемого высаливателя. При этом лучшие показатели достигаются при концентрации азотной кислоты до 1 моль/л и нитрат-иона выше 3 моль/л.

При корректировке состава высокоактивного рафината по концентрации азотной кислоты целесообразно использовать металлы или их оксиды, которые позволяют создать необходимый солевой фон и понизить кислотность для значимых значений коэффициентов распределения ТПЭ и РЗЭ в ТБФ в парафине. При этом введение гидроксидов металлов и аммония может привести к образованию осадков, и применение их нецелесообразно. Таким условиям отвечает металлическое железо, магний и их оксиды. В случае алюминия требуется введение дополнительных медиаторов, таких как фторид-ионы с ртутью, что негативно сказывается на последующем обращении с образующимися растворами.

С другой стороны, использование нитрата железа(III) имеет ограничения из-за склонности катионов  $\text{Fe}^{3+}$  к гидролизу. Уже при  $\text{pH} 2$  образуются гидроксиды железа, выпадающие в виде осадка на поверхности экстракционного оборудования ( $\text{p}K_{\text{b}_2} = 11.87$ ,  $\text{p}K_{\text{b}_3} = 10.74$ ,  $\text{ПР} = 6.3 \times 10^{-38}$ ), а при  $\text{pH} 3$  достигается количественное осаждение гидроксида железа(III). В случае нитрата магния осадкообразование возможно только при  $\text{pH}$  выше 4 ( $\text{p}K_{\text{b}_2} = 2.6$ ,  $\text{ПР} = 5.6 \times 10^{-12}$ ) [13]. В связи с вышесказанным для дальнейших стендовых испытаний на экстракционном каскаде в качестве высаливателя был выбран нитрат магния.

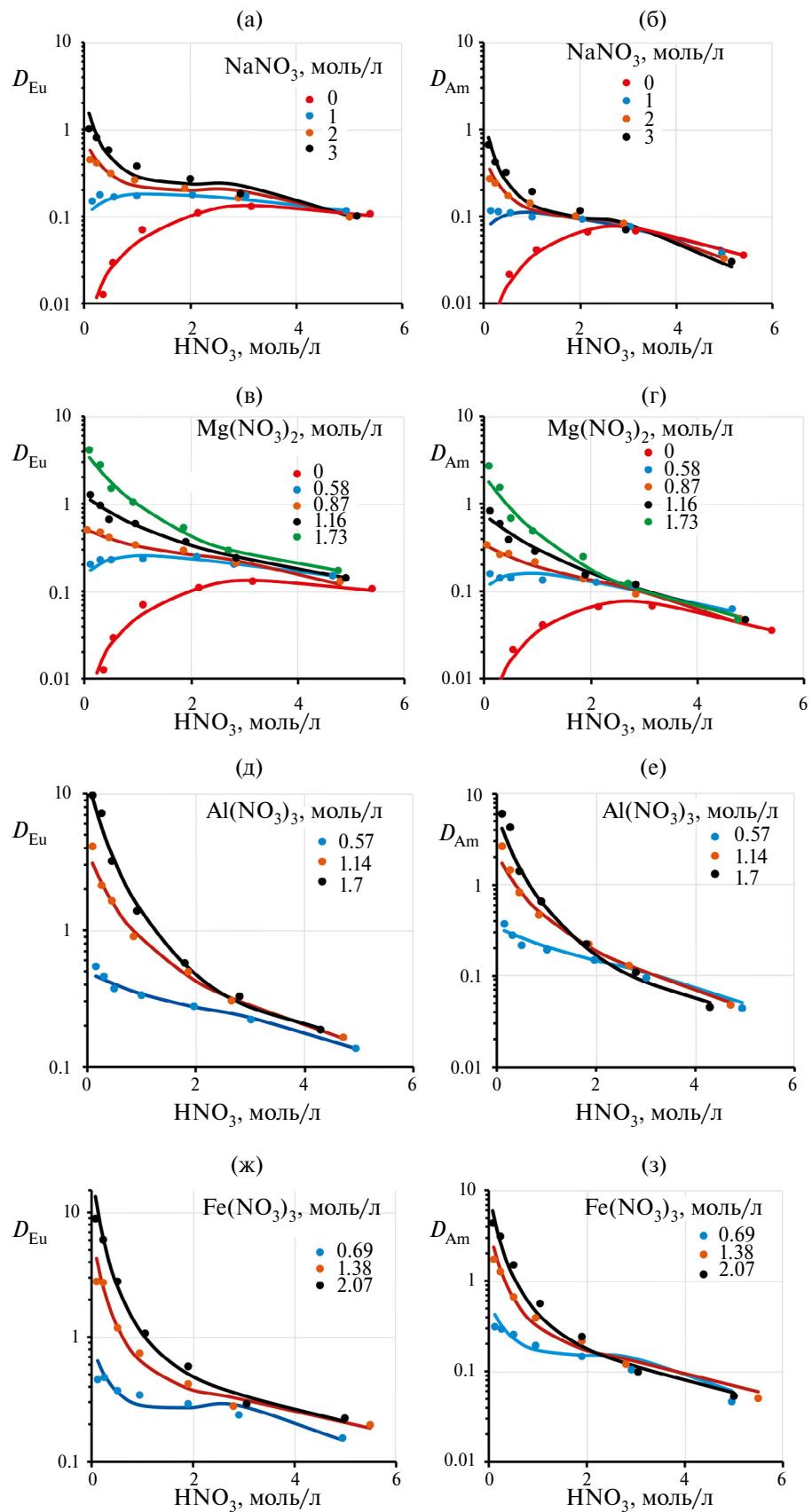


Рис. 1. Влияние азотной кислоты на коэффициенты распределения Eu (а, в, д, ж) и Am (б, г, е, з) при экстракции в 40%-ный ТБФ в присутствии высульвателей: а, б –  $\text{NaNO}_3$ ; в, г –  $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$ ; д, е –  $\text{Al}(\text{NO}_3)_3$ ; ж, з –  $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3$ .

*Корректировка параметров  
математической модели*

Для описания экстракции трехвалентных лантанидов и актинидов разбавленными растворами ТБФ в присутствии азотной кислоты и высаливателей была предложена ранее унифицированная модель [9], основанная на параллельном протекании реакций, представленных в табл. 1. При разбавлении ТБФ за точку отсчета принимались значения констант или параметров равновесия для 100%-ного ТБФ, а экстракцию при его более низких молярных концентрациях рассчитывали через его разбавление по уравнению:

$$\lg K = \lg K_{100} - a \lg (C_{\text{TB}} / C_{100}), \quad (1)$$

где  $\lg K_{100}$  – константа экстракции для 100%-ного ТБФ,  $\lg K$  – константа экстракции при концентрации ТБФ  $C_{\text{TB}}$ , а параметр  $a$  отражает угол наклона зависимости логарифма константы от логарифма относительной концентрации ТБФ и зависит от природы разбавителя.

Рассчитанные по уравнению (1) значения констант равновесий 1.1–1.4 для 40%-ного ТБФ со-поставлены в табл. 1 со значениями, полученными с помощью оптимизационных расчетов на основе полученных экспериментальных данных. Следует отметить, что значение константы равновесия 1.4 не может быть точно определено, так как заметную роль данная реакция имеет при значениях концентрации азотной кислоты выше 5 моль/л, а этот диапазон кислотности в данной работе не исследовался. Определенные нами значения констант равновесий 1.1–1.4 позволяют рассчитывать коэффициенты распределения азотной кислоты и трехвалентных европия и америция в диапазоне концентраций азотной кислоты от 0.01 до 6 моль/л и концентрации нитрат-иона высаливателя до 6 моль/л с относительной погрешностью не выше 8–10%.

*Сопоставление результатов расчетов  
с экспериментом по извлечению Eu  
и Am из высокоактивного рафината  
1-го экстракционного цикла в противоточном  
экстракционном каскаде*

Для разделения компонентов высокоактивного рафината первого цикла переработки ОЯТ была предложена технологическая схема (рис. 2), состоящая из блока извлечения РЗЭ и ТПЭ, блока их реэкстракции и блока регенерации экстрагента. Состав исходного высокоактивного раствора и составы технологических потоков представлены в табл. 2. Экспериментальная проверка данной схемы была проведена на стенде центробежных экстракторов с использованием в качестве экстрагента 40% ТБФ в С13.

Исходный раствор подавали в 6-ю ступень блока экстракции, в 8-ю ступень дозировали промывной раствор, содержащий 1.5 моль/л  $Mg(NO_3)_2$  в качестве высаливателя, а во вторую ступень вводили раствор 3 моль/л азотной кислоты для предотвращения выпадения осадков гидроксидов гидролизующихся катионов металлов. На втором блоке реэкстрагировали РЗЭ и ТПЭ раствором 0.2 моль/л азотной кислоты. Регенерацию экстрагента проводили раствором метиламинкарбоната (МАК). Почасовой отбор проб показал, что стационарный режим работы установки был достигнут через 6 ч работы. Общая продолжительность опыта составила 12 ч.

Для моделирования процесса извлечения РЗЭ и ТПЭ из высокоактивного рафината 1-го цикла переработки ОЯТ использовали программный комплекс Dynamics [14], в который была внедрена описанная выше модель для расчета коэффициентов распределения компонентов.

На рис. 3 представлены расчетные и экспериментальные профили распределения Eu и Am по ступеням блока экстракции. Концентрации изотопов приведены в долях от концентрации в исходном растворе, которая принята за единицу. Приведенные на рис. 3 данные показывают, что в целом модель

**Таблица 1.** Уравнения реакций экстракции Eu и Am в 40%-ный ТБФ с парафинами и константы их равновесий

Номер урав- нения	Уравнение	Константа равновесия	Значение констант			
			по уравне- нию (1)		по экспери- ментальным данным	
			Eu	Am	Eu	Am
1.1	$Me^{3+}_{(aq)} + 3NO_3^-_{(aq)} + 3TBP_{(s)} = Me(NO_3)_3(TBP)_{3(s)}$	$K_{4.1} \times 10^3$	8.86	1.62	9.01	1.75
1.2	$Me^{3+}_{(aq)} + 3NO_3^-_{(aq)} + 4TBP_{(s)} = Me(NO_3)_3(TBP)_{4(s)}$	$K_{4.2} \times 10^2$	3.67	5.12	3.98	5.3
1.3	$Me^{3+}_{(aq)} + 3NO_3^-_{(aq)} + mH_2O \cdot TBP_{(s)} = Me(NO_3)_3(H_2O \cdot TBP)_{m(s)}$	$K_{4.3} \times 10^2$	8.20	4.8	10.1	5.2
1.4	$H^+_{(aq)} + Me^{3+}_{(aq)} + 4NO_3^-_{(aq)} + 3TBP_{(s)} = H[Me(NO_3)_4(TBP)_3]_{(s)}$	$K_{4.4} \times 10^7$	0.48	0.45	0.52	0.46

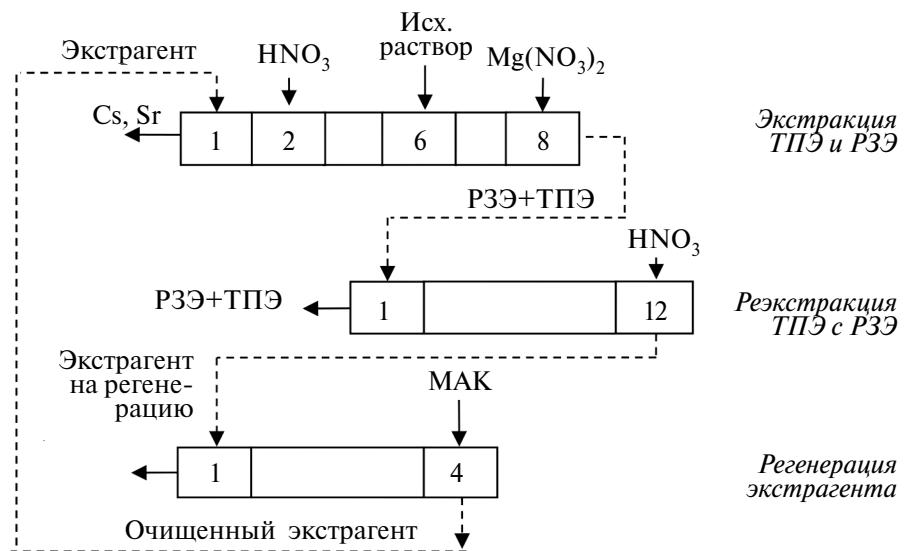


Рис. 2. Принципиальная технологическая схема фракционирования ВАО.

Таблица 2. Составы технологических потоков фракционирования ВАО

Характеристика потока	Содержание компонентов									
	HNO <sub>3</sub> , моль/л	ΣРЗЭ, г/л	<sup>137</sup> Cs, Бк/л	<sup>90</sup> Sr, Бк/л	<sup>154</sup> Eu, Бк/л	<sup>241</sup> Am, Бк/л	<sup>244</sup> Cm, Бк/л	Mg, г/л	Zr, мг/л	Mo, мг/л
Исходный раствор	0.50	2.98	$1.8 \times 10^{11}$	$6.8 \times 10^{10}$	$4.2 \times 10^9$	$4.2 \times 10^9$	$8.8 \times 10^9$	36	142	407
Рафинат	0.10	<0.1	$8.8 \times 10^{10}$	$3.4 \times 10^{10}$	$5.1 \times 10^4$	$4.3 \times 10^4$	$4.0 \times 10^5$	28	110	320
Экстракт ТПЭ и РЗЭ	0.33	0.36	$5.9 \times 10^5$	$2.7 \times 10^5$	$1.6 \times 10^8$	$1.1 \times 10^8$	$9.4 \times 10^5$	<0.1	<1	<1
Резэкстракт ТПЭ и РЗЭ	0.50	0.74	$7.2 \times 10^6$	$2.2 \times 10^6$	$7.5 \times 10^8$	$7.3 \times 10^8$	$1.5 \times 10^9$	<0.1	<1	<1

Таблица 3. Влияние концентрации высаливателя, соотношения объемных расходов органического к водному потоку ( $\alpha$ ), числа экстракционных ступеней ( $N + 2$ ) на коэффициент очистки от америция и pH рафината. ( $N + 2$ ) – общее число ступеней ( $N$  – на зону экстракции, две – на промывку экстракта). Количество высаливателя в исходном и промывном растворе одинаково

Mg(NO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> , моль/л	$\alpha = 2.8; N = 6$		$\alpha = 5.6; N = 6$		$\alpha = 5.6; N = 8$		$\alpha = 5.6; N = 10$		$\alpha = 5.6; N = 14$	
	Am	pH	Am	pH	Am	pH	Am	pH	Am	pH
0.5	1.1	0.8	1.2	1.4	1.2	1.4	1.7	1.4	1.2	1.4
1.0	3.5	1.2	$8.6 \times 10^1$	1.8	$3.9 \times 10^2$	1.8	$2.2 \times 10^3$	1.8	$3.6 \times 10^4$	1.8
1.5	$2.1 \times 10^2$	1.4	$2.7 \times 10^4$	2.1	$1.0 \times 10^7$	2.1	$3.9 \times 10^7$	2.1	$4.8 \times 10^{10}$	2.1

достаточно точно предсказывает степень извлечения экстрагируемых компонентов с учетом снижения концентрации РЗЭ и ТПЭ на выходе из блока на 4–5 порядков по сравнению с исходным раствором, что приводит к увеличению погрешности измерений. Полученный в эксперименте коэффициент очистки рафината Cs и Sr от альфа-излучателей составил  $1.4 \times 10^4$ , что ниже расчетного значения  $3.0 \times 10^4$ . Это может быть обусловлено повышенной температурой (до 40–45°C) в ступенях экстракционного каскада по сравнению с лабораторными

исследованиями, что будет учтено при корректировке температурного коэффициента при расчете распределения РЗЭ и ТПЭ.

Таким образом, полученные результаты подтверждают возможность использования данного программного комплекса для выбора режима извлечения РЗЭ и ТПЭ из ВАО. Например, расчеты показывают, что увеличение числа ступеней блока экстракции с 8 до 12 при сохранении соотношения потоков водной и органической фаз позволяет повысить коэффициент очистки еще на 2 порядка

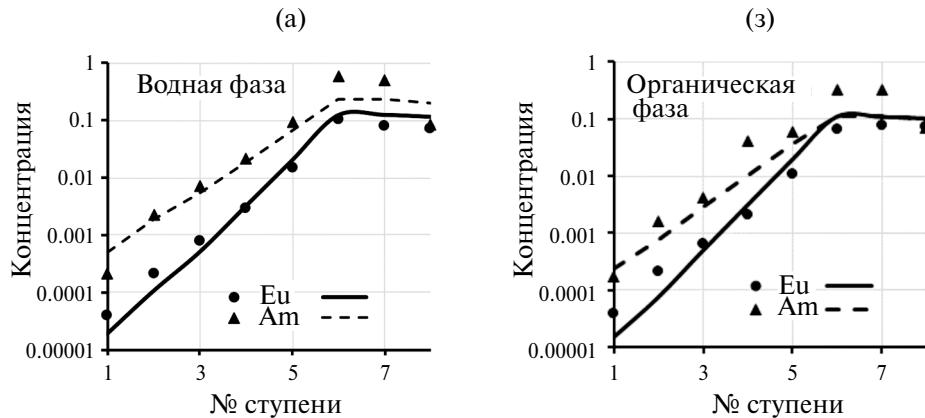


Рис. 3. Профили распределения Eu и Am по ступеням блока экстракции в водной (a) и органической (b) фазах. Точки – эксперимент, линии – расчет.

до  $10^6$ . Вместе с тем при необходимости понизить концентрацию менее 1 моль/л  $Mg(NO_3)_2$ , потребуется увеличить число ступеней блока экстракции до 24 для сохранения такого же коэффициента очистки.

#### Анализ применимости результатов математической модели к задачам фракционирования ВАО

Основной задачей фракционирования ВАО является извлечение ТПЭ с совместным выделением химических аналогов РЗЭ с получением фракций кратковременных (Cs и Sr) и долгоживущих изотопов (ТПЭ и РЗЭ).

Для оценки влияния концентрации высаливателя (нитрата магния) в исходном и промывном растворах (их концентрации равны), соотношения расходов органического (40%-ный ТБФ в парафине) и водного потоков, а также числа ступеней разделения на коэффициент очистки от америция в первом блоке схемы, представленной на рис. 2, были проведены расчеты, результаты которых приведены в табл. 3. Также был оценен такой критический параметр, как значение pH рафината, который может ограничивать условия проведения экстракции за счет гидролиза нитрата магния.

Из анализа представленных в табл. 3 данных следует, что удовлетворительная эффективность извлечения Am достигается при концентрации 1–1.5 моль/л нитрата магния в зависимости от общего числа ступеней и соотношения потоков. При этом коэффициент очистки от Am изменяется от  $2.7 \times 10^4$  до  $4.8 \times 10^{10}$  при общем количестве ступеней от 8 до 16 соответственно. Однако необходимо учитывать, что на коэффициент очистки от Am также могут влиять присутствующие в растворах ВАО микропримеси, поэтому расчетные значения требуют экспериментального подтверждения на реальных растворах. Сравнение экспериментального и расчетного значений коэффициента очистки рафината Cs и Sr от альфа-излучателей показывает расхождение

менее чем в 2 раза (экспериментальное значение  $1.4 \times 10^4$ , расчетное –  $2.7 \times 10^4$ ).

#### ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Для уточнения параметров унифицированной математической модели, описывающей распределение Eu и Am в условиях, приближенных к извлечению этих элементов из высокоактивного рафината первого цикла Пурекс-процесса, были получены экспериментальные данные по равновесному распределению америция и европия в экстракционной системе на основе 40%-ного ТБФ в предельных углеводородах в присутствии различных высаливателей:  $NaNO_3$ ,  $Mg(NO_3)_2$ ,  $Al(NO_3)_3$  и  $Fe(NO_3)_3$ . Высаливающее действие катионов металлов при одинаковой концентрации нитрат-иона возрастает в ряду  $Na^+ < Mg^{2+} < Fe^{3+} < Al^{3+}$ .

Принципиально реализовать выделение ТПЭ и РЗЭ можно с помощью любого из исследованных высаливателей. При этом лучшие показатели достигаются при концентрации менее 1 моль/л азотной кислоты и более 3 моль/л нитрат-иона.

Возможность выделения фракции РЗЭ и ТПЭ из высокоактивного рафината первого цикла Пурекс-процесса была экспериментально продемонстрирована на стенде центробежных экстракторов, при этом расхождение экспериментального и расчетного значений коэффициента очистки рафината Cs и Sr от альфа-излучателей составило менее 2 раз.

Проведенные с использованием математической модели расчеты позволили скорректировать структуру и режим работы каскада для повышения извлечения альфа-излучающих ТПЭ из высокоактивного рафината с целью их локализации при обеспечении безопасного проведения экстракционного процесса без гидролиза нитрата магния. В частности, показано, что на десяти экстракционных ступенях при соотношении потоков органической к водной фазе 5.6

и концентрации высаливателя 1.5 моль/л  $Mg(NO_3)_2$  коэффициент очистки рафината от ТПЭ может составить до  $3.9 \times 10^7$  при рН рафината 2.1.

Также модель позволяет спрогнозировать корректировку технологического процесса для повышения очистки рафината Cs и Sr от альфа-излучателей до  $2 \times 10^5$ .

### ФИНАНСИРОВАНИЕ РАБОТЫ

Работа проведена при финансовой поддержке АО “Росатом наука”.

### КОНФЛИКТ ИНТЕРЕСОВ

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Zilberman B.Y., Goletskiy N.D., Puzikov E.A., Naumov A.A., Kamaeva E.A., Kudinov A.S. et al. // Solvent Extr. Ion Exch. 2019. Vol. 37. N 6. P. 435–445.
2. Naumov A.A., Голецкий Н.Д., Пузиков Е.А., Мамчич М.В., Кудинов А.С., Сорока П.И. // Радиохимия. 2023. Т. 65. № 2. С. 179–187.
3. Фёдоров Ю.С., Куляко Ю.М., Блажева И.В., Голецкий Н.Д., Зильберман Б.Я., Металиди М.М. и др. // Радиохимия. 2016. Т. 58. № 3. С. 229–233.
4. Винокуров С.Е., Куляко Ю.М., Маликов Д.А., Перевалов С.А., Пилищенко К.С., Савельев Б.В. и др. Патент RU 2774155 С1. 15.06.2022. Заявка № 2021122316 от 27.07.2021.
5. Голецкий Н.Д., Пузиков Е.А., Наумов А.А., Мамчич М.В., Кудинов А.С. // Радиохимия-2022: X Рос. конф. с междунар. участием. М., 2022. С. 264.
6. Логунов М.В., Ворошилов Ю.А., Бабаин В.А. // Радиохимия. 2022. Т. 64. № 5. С. 438–458.
7. Tkachenko L., Kenf E., Babain V., Alyapyshev M., Logunov M., Voroshilov Yu. et al. // Proc. Int. Conf. “Fast Reactors and Related Fuel Cycles: Next Generation Nuclear Systems for Sustainable Development”, FR17. Yekaterinburg, Russian Federation, June 26–29, 2017. CN245-228.
8. Мамчич М.В., Голецкий Н.Д., Ткаченко Л.И., Визный А.Н., Наумов А.А., Белова Е.В. и др. // Радиохимия. 2021. Т. 63. № 4. С. 372–380.
9. Пузиков Е.А., Зильберман Б.Я., Голецкий Н.Д., Кудинов А.С. // Радиохимия. 2019. Т. 61. № 6. С. 485–488.
10. Елинсон С.В., Петров К.И. Цирконий. Химические и физические методы анализа. М.: Атомиздат, 1960. 212 с.
11. Рябчиков Д.И., Рябухин В.А. Аналитическая химия редкоземельных элементов и иттрия. М.: Наука, 1966. 166 с.
12. Маргулис У.Л., Марей А.Н., Тарасенко Н.В., Ютуккенберг Ю.М. Дозиметрические и радиометрические методики / Под ред. Н.Г. Гусева. М.: Атомиздат, 1966. 444 с.
13. Лурье Ю.Ю. Справочник по аналитической химии. М., 1979. С. 92–101.
14. Пузиков Е.А., Голецкий Н.Д., Зильберман Б.Я., Федоров Ю.С., Кудинов А.С., Наумов А.А. и др. // Радиохимия. 2017. Т. 59. № 5. С. 411–422.

## Effect of Salting-Out Agents on the Extraction of Europium and Americium from Nitric Acid Solutions with 40% Tributyl Phosphate in a Hydrocarbon Diluent

E. A. Puzikov\*, A. A. Naumov, P. I. Soroka, M. V. Mamchich, N. D. Goletskii, M. M. Metalidi, and A. S. Kudinov

*Khlopin Radium Institute, 2-i Murinskii pr. 28, St. Petersburg, 194021 Russia*

\*e-mail: egor\_puzikov@mail.ru

Received September 17, 2024; revised December 23, 2024; accepted December 23, 2024

Experimental data on the extraction of nitric acid, europium, and americium with 40% TBP in C13 in the presence of salting-out agents such as sodium, magnesium, iron, and aluminum nitrates were obtained. The nitric acid and nitrate ion concentrations ensuring efficient recovery of transplutonium and rare earth elements were chosen. Based on the data obtained, corrections to the existing program for mathematical modeling (Statics, Dynamics program complexes) were made. To check the adequacy of program operation, computations were made for the experimentally tested flowsheet of the high-level raffinate partitioning using the extraction system based on TBP in paraffin in the presence of a salting-out agent. Comparison of the calculation results with the results of cell-by-cell analysis of samples from the first block shows that the deviations are within the measurement uncertainty of the analytical equipment. The possibility of predicting the operation of the extraction cascade at varied parameters (phase flow rates, number of steps, salting-out agent concentration) was demonstrated.

**Keywords:** extraction, tributyl phosphate, americium, europium, partitioning, modeling, experimental database