



بررسی بازیابی اورانیوم از محیط سولفات‌ها توسط غشای مایع توده‌ای حاوی آل‌امین ۳۳۶ در کروزن

فاضل ضحاک‌فر، امیر چرخ‌چی*، میثم تراب‌مستعدی، رضا داورخواه

پژوهشکده چرخه سوخت هسته‌ای، پژوهشگاه علوم و فنون هسته‌ای، سازمان انرژی اتمی ایران، صندوق پستی: ۸۴۸۶-۱۱۳۶۵، تهران-ایران

*Email: acharkhi@aeoi.org.ir

مقاله‌ی پژوهشی

تاریخ دریافت مقاله: ۹۹/۶/۴ تاریخ پذیرش مقاله: ۹۹/۱۱/۱۲

چکیده

در این مطالعه، بازیابی اورانیوم از محیط سولفات‌ها توسط غشای مایع توده‌ای حاوی آل‌امین ۳۳۶ مورد بررسی قرار گرفته است. اثر غلظت اورانیوم و سولفوریک‌اسید در فاز دهنده، غلظت حامل در فاز غشای مایع، غلظت آمونیم‌کربنات در فاز گیرنده و سینتیک انتقال بررسی شد. بهترین شرایط جهت انتقال اورانیوم را فاز دهنده حاوی سولفوریک‌اسید ۰/۱۵ مول بر لیتر، آمونیم‌کربنات ۰/۵ مول بر لیتر به‌عنوان فاز گیرنده و غشای مایع آل‌امین ۳۳۶ با غلظت ۰/۰۱۲۵ مول بر لیتر فراهم نمود. با افزایش غلظت سولفوریک‌اسید تا غلظت ۰/۱۵ مول بر لیتر و غلظت آل‌امین ۳۳۶ تا ۰/۰۱۲۵ مول بر لیتر انتقال اورانیوم افزایش و سپس کاهش یافت. افزایش غلظت اولیه اورانیوم در فاز دهنده موجب کاهش در انتقال اورانیوم گردید. بررسی سینتیک انتقال نشان داد که عامل کنترل‌کننده سرعت انتقال، رهاسازی اورانیل از فاز غشای مایع به فاز گیرنده می‌باشد. سینتیک انتقال با فرض واکنش‌های سری شبه‌درجه یک برگشت‌ناپذیر به‌ترتیب برای استخراج و بازیابی مدل شد. برای غشای مایع حاوی آل‌امین ۳۳۶ و آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها شده ثابت سرعت استخراج به‌ترتیب 0.0061 min^{-1} و 0.0107 min^{-1} و ثابت سرعت بازیابی به‌ترتیب $5.56 \times 10^{-4} \text{ min}^{-1}$ و $12 \times 10^{-4} \text{ min}^{-1}$ به‌دست آمد.

کلیدواژه‌ها: غشای مایع توده‌ای، سینتیک، اورانیوم، محیط سولفات‌ها، آل‌امین ۳۳۶، آمونیم‌کربنات

Study of uranium recovery from sulfate medium utilizing bulk liquid membrane containing Alamine 336 in kerosene

F. Zahakifar, A. Charkhi*, M. TorabMostaedi, R. Davarkhah

Nuclear Fuel Cycle Research School, Nuclear Science and Technology Research Institute, AEOI, P.O.Box: 11365-8486, Tehran-Iran

Research Article

Received 25.8.2020, Accepted 31.1.2021

Abstract

In the present study, the uranium recovery by utilizing the bulk liquid membrane which contains Alamine 336 has been investigated. The effect of uranium and sulfuric acid concentration in the donor phase, carrier concentration in the liquid membrane phase, and ammonium carbonate concentration in the acceptor phase and transport kinetics were studied. The optimum conditions of uranium transport were obtained at $0.15 \text{ mol.L}^{-1} \text{ H}_2\text{SO}_4$ in donor phase, $0.5 \text{ mol.L}^{-1} (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ in the acceptor phase, $0.0125 \text{ mol.L}^{-1}$ Alamine 336 in kerosene. The results demonstrated that by increasing the concentration of sulfuric acid up to 0.15 mol.L^{-1} and the Alamine 336 concentration to $0.0125 \text{ mol.L}^{-1}$, the uranium transfer will increase and then decrease. The uranium transfer was decreased with an increment in initial uranium concentration. Studying the effect of time on the uranium transfer showed that the cause of rate-controlling is the release of uranyl from the liquid membrane phase to the acceptor phase. The kinetics of uranium transport was modeled assuming consecutive irreversible pseudo-first-order reactions. The extraction rate constant of 0.0061 min^{-1} and 0.0107 min^{-1} and the stripping rate constant of 5.56×10^{-4} and $12 \times 10^{-4} \text{ min}^{-1}$ were obtained for liquid membrane containing Alamine 336 and sulfated Alamine 336, respectively.

Keywords: Bulk Liquid Membrane, Kinetic, Uranium, Sulfate Medium, Alamine 336, Ammonium Carbonate



۱. مقدمه

با افزایش تقاضای انرژی و گرم‌تر شدن کره زمین به دلیل سوزاندن زغال‌سنگ و سایر هیدروکربن‌ها، انرژی هسته‌ای به گزینه‌ای مهم برای تأمین انرژی تبدیل شده است. در حال حاضر، اورانیم مهم‌ترین سوخت نیروگاه‌های هسته‌ای به شمار می‌رود که در خلال چرخه سوخت هسته‌ای تهیه می‌شود [۱]. پس از دستیابی به چرخه سوخت هسته‌ای، کاهش میزان اورانیم مصرفی و بهره‌گیری کامل از آن جهت قرار دادن اورانیم بیشتر در اختیار آیندگان، از مهم‌ترین اهداف می‌باشد. در فرایندهای مختلفی از این صنعت، اورانیم به همراه یون‌های فلزی و غیرفلزی در فاز آبی قرار دارد که بایستی به صورت انتخابی از این یون‌ها جدا گردد. روش‌های استخراج حلالی، رسوبدهی انتخابی، تبادل یونی و روش‌های غشایی از مهم‌ترین روش‌ها برای دستیابی به این هدف می‌باشند [۲].

در سال‌های اخیر روش غشای مایع با توجه به مزیت‌هایی مانند سهولت عملیاتی، هزینه پایین و قابلیت استخراج و بازیابی همزمان مورد توجه زیادی قرار گرفته است. غشای مایع توده‌ای، ساده‌ترین نوع غشای مایع می‌باشد که از فازهای آبی خوراک و بازیابی تشکیل شده که با کمک یک غشای مایع نسبتاً ضخیم امتزاج‌ناپذیر در آب که در واقع همان محیط آلی حاوی استخراج‌گر^۱ است از یکدیگر جدا شده‌اند [۳]. این روش به دلیل سادگی طرح و شرایط هیدرودینامیک مناسب، کاربرد آزمایشگاهی گسترده‌ای دارد [۴]. تاکنون از غشای مایع توده‌ای جهت جداسازی یون‌هایی مانند منیزیم، مس، نقره، کروم، کبالت و توریم از محلول‌های آبی استفاده شده است [۵-۱۱]. با استفاده از این روش انتقال اورانیم از محلول‌های آبی [۱۲، ۱۳]، محیط‌های فسفات [۱۴] و نیترات [۱۵، ۱۶] بررسی شده است. با این حال تاکنون مطالعه‌ای جهت امکان‌سنجی استفاده از روش غشای مایع توده‌ای به منظور استخراج و بازیابی همزمان اورانیم از محیط‌های سولفات‌ها انجام نگرفته است.

مروری بر مطالعات پیشین نشان می‌دهد که استخراج گرهای آمینی کاربرد گسترده‌ای در استخراج اورانیم از محیط سولفات‌ها دارند [۱۷-۲۱]، که در این بین آمین‌های نوع سوم به استخراج‌گرهایی مانند دی‌اتیل‌هگزیل فسفریک‌اسید^۲، تری‌بوتیل فسفات^۳، اتیل‌هگزیل فسفریک‌اسیدمونواتیل‌هگزیل

استر^۴، تری‌اکتیل‌فسفین‌اکساید^۵ و ... ترجیح داده می‌شوند [۲۲، ۲۳]. آل‌امین ۳۳۶ جهت استخراج اورانیم از محیط سولفات‌ها نسبت به دیگر استخراج‌گرهای آمینی مانند آل‌امین ۳۰۴، آل‌امین ۳۰۸ و آل‌یکوات ۳۳۶ همواره عملکرد بهتری داشته است [۲۴]. هم‌چنین بازیابی اورانیم از فاز آلی حاوی آمین نوع سوم با عریان‌سازهای کلریدریک‌اسید، سولفوریک اسید، نیتریک‌اسید، آب اکسیژنه، آمونیاک، آمونیم‌کربنات و آمونیم‌نیترات بررسی شده است [۱۹، ۲۵-۳۰].

در پژوهش قبلی نویسندگان، استخراج حلالی اورانیم از محلول سنتزی و محلول فروشویی با استفاده از آل‌امین ۳۳۶ انجام گرفت. نتایج نشان داد که در غلظت ۰/۱۵ مول بر لیتر از سولفوریک‌اسید، UO_2SO_4 گونه غالب اورانیم می‌باشد و بیش‌ترین استخراج اورانیم در این غلظت مشاهده گردید. آل‌امین ۳۳۶ جز اورانیم تقریباً سایر عناصر را از محلول فروشویی استخراج نکرد و تنها مزاحمت آهن مشاهده گردید که با اضافه کردن آسکوربیک‌اسید به‌عنوان عامل کاهنده، این مزاحمت نیز از بین رفت. هم‌چنین بررسی عریان‌سازهای اسیدی، خنثی و بازی نشان داد که آمونیم‌کربنات بهترین عملکرد برای بازیابی اورانیم از آل‌امین ۳۳۶ را داراست [۳۱]. بنابراین آمونیم‌کربنات به‌عنوان فاز گیرنده در آزمایش‌های غشای مایع انتخاب گردید و محدوده سایر پارامترها نیز با استفاده از نتایج به‌دست آمده از مطالعات استخراج حلالی تعیین شد.

هدف از این مطالعه بررسی انتقال اورانیم با استفاده از غشای مایع توده‌ای حاوی آل‌امین ۳۳۶ بود. جهت دستیابی به شرایط بهینه انتقال اورانیم، تأثیر پارامترهای مختلف مانند اثر غلظت اورانیم و سولفوریک‌اسید در فاز دهنده، غلظت حامل در فاز غشای مایع، غلظت آمونیم‌کربنات در فاز گیرنده و سینتیک انتقال بررسی گردید و شرایط بهینه انتقال اورانیم به‌دست آمد.

۲. مواد و روش‌ها

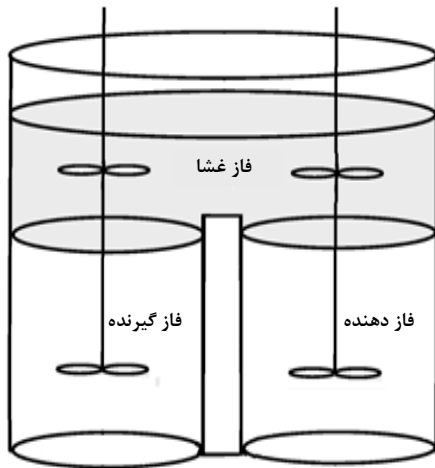
۲.۱ مواد شیمیایی

آزمایش‌های غشای مایع با استفاده از آل‌امین ۳۳۶ تجاری تهیه شده از شرکت نتسان^۶ چین انجام شد. این استخراج‌گر مخلوطی از آمین‌های نوع سوم C_8-C_{10} است که جرم مولکولی آن در محدوده ۳۸۸-۳۹۱ می‌باشد [۲۳]. کروم به مدت ۲۴ ساعت با آب مقطر اشباع و فاز آلی (فاز غشای مایع) از انحلال مقداری سنجیده از آل‌امین ۳۳۶ در آن تهیه شد.

1. Extractant
2. D2EHPA
3. TBP

4. PC-88A
5. TOPO
6. Netsun

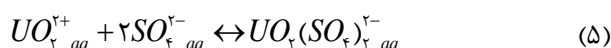




شکل ۱. طرح‌واره سلول استفاده شده در این مطالعه برای انتقال یون‌های اورانیم از طریق غشای مایع توده‌ای.

۳.۲ بررسی سازوکار انتقال اورانیم از محیط سولفات‌ها از طریق غشای مایع حاوی آلومین ۳۳۶

اورانیم موجود در محیط سولفات‌ها به صورت گونه‌های مختلفی وجود دارد که نحوه تشکیل این گونه‌ها در واکنش‌های (۵) تا (۷) نشان داده شده است. هم‌چنین آلومین ۳۳۶ موجود در فاز غشای مایع در تماس با محیط سولفات‌ها می‌تواند به گونه‌های $(R_2NH)_2SO_4$ و R_2NHHSO_4 تبدیل شود (واکنش‌های ۸ و ۹) [۲۲، ۲۳]. گونه‌های مختلف اورانیم با گونه‌های سولفات‌ها آلومین ۳۳۶، مطابق واکنش‌های (۱۰) تا (۱۵) واکنش می‌دهند. با توجه به نتایج مطالعه قبلی ما [۳۱]، در غلظت‌های کم سولفوریک‌اسید، از بین گونه‌های مختلف اورانیم در فاز آبی، UO_2SO_4 گونه غالب است. بنابراین تنها واکنش‌های مربوط به این گونه را در نظر می‌گیریم. مطابق با واکنش (۱۰) UO_2SO_4 با $(R_2NH)_2SO_4$ به واسطه تشکیل کمپلکس تجمع یون، استخراج می‌گردد [۳۳]. از طرفی در واکنش (۱۱) مشاهده می‌شود که در حضور R_2NHHSO_4 به دلیل تولید اسید، بازده واکنش استخراج اورانیم کاهش می‌یابد. بنابراین بیش‌ترین میزان استخراج اورانیم از محیط سولفات‌ها توسط آلومین ۳۳۶ مربوط به زمانی است که شرایط در محیط آبی به لحاظ غلظت سولفوریک‌اسید برای تشکیل $(R_2NH)_2SO_4$ در فاز آلی مهیا باشد. هم‌چنین بازیابی اورانیم از فاز آلی توسط آمونیم‌کربنات به صورت واکنش (۱۶) انجام می‌گیرد.



جهت تهیه فاز آبی خوراک، نمک اورانیل‌استات^۱ تهیه شده از شرکت مرک^۲ در آب مقطر حل شد و برای جلوگیری از هیدرولیز، به آن سولفوریک‌اسید اضافه گردید. فاز گیرنده با حل کردن آمونیم‌کربنات^۳ (مرک) در آب مقطر تهیه شد. همه ی مواد شیمیایی مورد استفاده دارای خلوص آزمایشگاهی بودند.

۲.۲ آزمایش‌های انتقال

آزمایش‌های انتقال با استفاده از یک سلول دو محفظه‌ای (شکل ۱) ساخته شده از استوانه‌های شیشه‌ای با قطر ۲ سانتی‌متر در دمای محیط انجام شد. یکی از محفظه‌ها با ۲۰ میلی‌لیتر محلول اسیدی اورانیم به‌عنوان فاز دهنده، و دیگری با ۲۰ میلی‌لیتر محلول حاوی آمونیم‌کربنات به‌عنوان فاز گیرنده پر شد. ۴۰ میلی‌لیتر کروزن حاوی آلومین ۳۳۶ با غلظت معین به عنوان فاز غشای مایع، در بالای فازهای دهنده و گیرنده قرار گرفت. فازهای دهنده، گیرنده و غشای مایع توسط همزن مکانیکی با سرعت ۲۰۰ دور بر دقیقه هم زده شدند.

پس از انجام هر آزمایش، حجم مناسبی از فازهای آبی دهنده و گیرنده جهت تعیین غلظت برداشته شد. غلظت اورانیم موجود در این فازها توسط طیف‌سنجی نشر اتمی-پلاسمای جفت‌شده القایی (ICP-AES) مدل لیبرتی ۲۲۰ واریان تعیین گردید و غلظت اورانیم در فاز غشای مایع از طریق موازنه‌ی جرم محاسبه شد. درصد استخراج از فاز دهنده توسط غشای مایع و درصد انتقال یون از فاز دهنده به فاز گیرنده مطلوب‌ترین شاخص برای تعیین پاسخ فرایند انتقال از طریق غشای مایع توده‌ای است که به ترتیب به صورت درصد نسبت غلظت فلز در فاز غشای مایع و فاز گیرنده به غلظت اولیه‌ی آن در فاز دهنده تعریف شد:

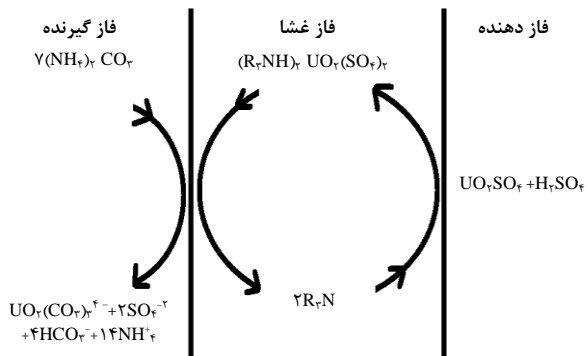
$$\% \text{ استخراج} = \left(1 - \frac{C_{d,t}}{C_{d,i}}\right) \times 100 \quad (۱)$$

$$\% \text{ انتقال} = \frac{C_{a,t}}{C_{d,in}} \times 100 \quad (۲)$$

که در آن $C_{d,i}$ ، $C_{a,t}$ ، $C_{d,t}$ ، به ترتیب غلظت یون اورانیم در هر لحظه (t) در فاز دهنده و گیرنده و غلظت اولیه‌ی یون اورانیم در فاز دهنده برحسب میلی‌گرم بر لیتر است.

1. $UO_2(C_2H_3O_2)_2 \cdot 2H_2O$
2. Merck
3. $(NH_4)_2CO_3$

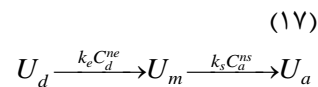




شکل ۲. نمایش سازوکار انتقال گونه غالب اورانیم از فاز دهنده به فاز گیرنده از طریق فاز غشای مایع حاوی آمین ۳۳۶.

۴.۲ مدل‌سازی سینتیک انتقال اورانیم

یک مدل سینتیکی برای توصیف رفتار انتقالی اورانیم مورد استفاده قرار گرفت و فرض شد که انتقال یون‌های اورانیم از میان غشای مایع، از قوانین سینتیکی مربوط به یک واکنش سری شبه درجه یک برگشت‌ناپذیر پیروی می‌کند [۳۴-۴۰]:



که در آن n_s و n_e درجه‌ی واکنش و k_s ، k_e ثابت سرعت استخراج و ثابت سرعت بازیابی هستند. همچنین علامت‌های a و m نشان‌دهنده‌ی فازهای به‌ترتیب، دهنده، غشای مایع و گیرنده هستند. سرعت انتقال یون‌های اورانیم می‌تواند براساس معادله‌های دیفرانسیلی (۱۸) تا (۲۰) بیان شود:

$$\frac{dR_d}{dt} = -k_e R_d^{*n_e} \quad (18)$$

$$\frac{dR_m^*}{dt} = k_e R_d^{*n_e} - k_s R_m^{*n_s} \quad (19)$$

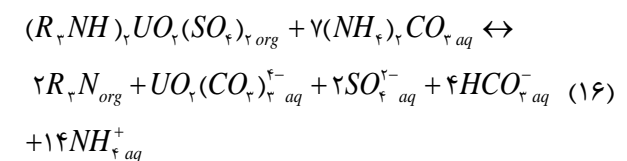
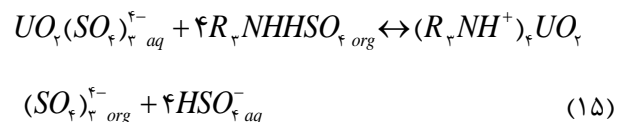
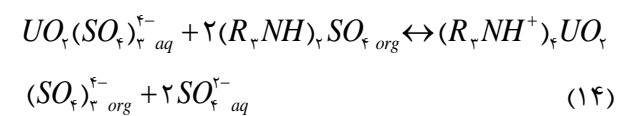
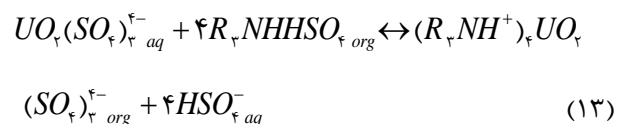
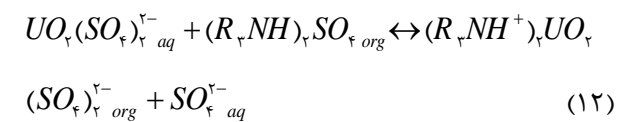
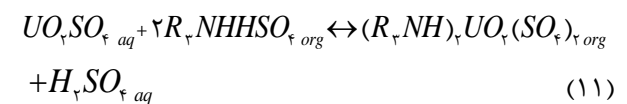
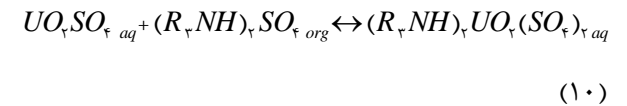
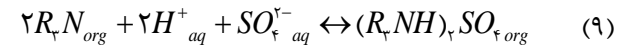
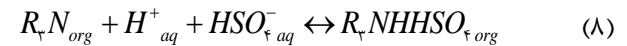
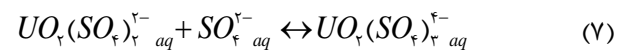
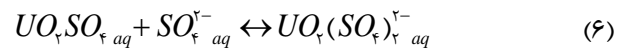
$$\frac{dR_a^*}{dt} = k_s R_m^{*n_s} \quad (20)$$

که در این معادلات R_d^* ، R_m^* و R_a^* غلظت لحظه‌ای بهنجار شده اورانیم در فازهای به‌ترتیب دهنده، غشای مایع و گیرنده هستند که مطابق با روابط (۲۱) تا (۲۳) تعریف می‌شوند:

$$R_d^* = \frac{C_d \cdot V_d}{C_{d,in} \cdot V_d} \quad (21)$$

$$R_m^* = \frac{C_m \cdot V_m}{C_{d,in} \cdot V_d} \quad (22)$$

$$R_a^* = \frac{C_a \cdot V_a}{C_{d,in} \cdot V_d} \quad (23)$$

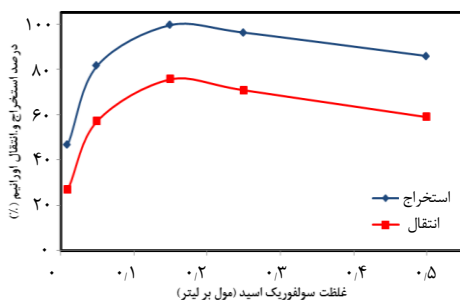


در شکل (۲) طرح‌واره‌ی از سازوکار انتقال گونه غالب اورانیم از فاز دهنده به گیرنده نشان داده شده است. این انتقال با سازوکار جفت‌شده همسوا انجام می‌گیرد. وجود حامل $(R_r N)$ در غشای مایع باعث تشکیل کمپلکس $(R_r NH)_r UO_r (SO_r)_r$ در سطح مشترک غشای مایع-فاز دهنده می‌شود. این کمپلکس در فاز غشای مایع حرکت کرده و پس از انتقال اورانیم به فاز گیرنده، احیا شده و به سطح مشترک غشای مایع-فاز دهنده برگشته و فرایند تکرار می‌شود.

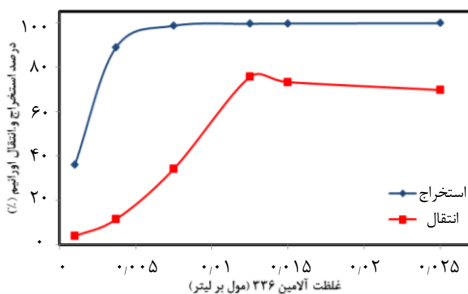
1. Simple facilitated transport



شد که نتایج آن در شکل ۴ گزارش شده است. در غلظت ۰/۰۰۱ مول بر لیتر از آلومین ۳۳۶، میزان استخراج توسط فاز غشای مایع کم‌تر از ۳۶٪ بود که موجب انتقال ناچیز اورانیم به فاز گیرنده گردید. با افزایش غلظت آلومین ۳۳۶ تا ۰/۱۲۵ مول بر لیتر، درصد استخراج اورانیم توسط فاز غشای مایع به ۹۹/۵۳٪ رسید و سپس تغییر چندانی نداشت. با افزایش غلظت آلومین ۳۳۶ از ۰/۰۰۱ تا ۰/۱۲۵ مول بر لیتر، میزان انتقال به فاز گیرنده از ۶۹/۷۲٪ به ۷۵/۵۷٪ افزایش و سپس کاهش اندکی یافت. کاهش انتقال اورانیم به فاز گیرنده با وجود افزایش غلظت حامل را می‌توان بر مبنای معادله ویلک-چانگ [۴۱] توجیه کرد که با افزایش گرانیوی غشای مایع که در اثر افزایش غلظت آلومین ۳۳۶ به وجود می‌آید، ضریب نفوذ کمپلکس تشکیل شده در داخل غشای مایع کاهش یافته و میزان انتقال اورانیم به فاز گیرنده کاهش می‌یابد. این نتایج در مطالعات گذشته نیز مشاهده شده است؛ شمسی‌پور و همکاران با استفاده از مطالعات سینتیکی و محاسبه ثابت تعادل ظاهری نشان دادند که با افزایش غلظت حامل HBTA تا حد مشخصی، انتقال اورانیم به فاز غشای مایع بهبود یافته و سپس به دلیل افزایش گرانیوی ناشی از افزایش غلظت حامل، انتقال اورانیم به فاز گیرنده کاهش می‌یابد [۱۳].



شکل ۳. اثر غلظت سولفوریک‌اسید فاز دهنده بر درصد استخراج و انتقال اورانیم در روش غشای مایع توده‌ای شرایط آزمایش: (Time = ۲۴ hr, $T = ۲۵^{\circ}\text{C}$, $[\text{Alamine 336}] = ۰.۱۲۵ \text{ mol.L}^{-1}$, $[(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3] = ۰.۵ \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{U}] = ۲۵۰ \text{ mg.L}^{-1}$)



شکل ۴. اثر غلظت آلومین ۳۳۶ در فاز غشای مایع بر درصد استخراج و انتقال اورانیم در روش غشای مایع توده‌ای شرایط آزمایش: (Time = ۲۴ hr, $T = ۲۵^{\circ}\text{C}$, $[\text{H}_2\text{SO}_4] = ۰.۱۵ \text{ mol.L}^{-1}$, $[(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3] = ۰.۵ \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{U}] = ۲۵۰ \text{ mg.L}^{-1}$)

در این روابط $C_{d,in}$ غلظت اولیه اورانیم در فاز دهنده و V_d ، V_a و V_m حجم فازهای به ترتیب دهنده، غشای مایع و گیرنده است. برای تعیین ثابت‌های سرعت و درجه‌ی واکنش، درصد خطای نسبی مطلق به صورت معادله (۲۴) تعریف و کمینه‌ی آن تعیین شد.

$$(24) \quad \frac{1}{3n} \left(\frac{\sum_{i=1}^n |R_{i,d,e}^* - R_{i,d,calc}^*|}{R_{i,d,e}^*} + \frac{\sum_{i=1}^n |R_{i,a,e}^* - R_{i,e,calc}^*|}{R_{i,a,e}^*} + \frac{\sum_{i=1}^n |R_{i,m,e}^* - R_{i,m,calc}^*|}{R_{i,m,e}^*} \right) \times 100$$

که در آن، n تعداد داده‌های آزمایشگاهی و $R_{i,d}$ نشان‌دهنده i امین غلظت در فاز دهنده است. برای بهینه‌سازی معادله‌ی (۲۴)، درجه‌ی واکنش برابر ۱ و یا ۲ در نظر گرفته شد و ثابت‌های سرعت با استفاده از تابع `fminsearch` نرم‌افزار MATLAB بهینه شد.

۳. نتایج و بحث

۳.۱ بررسی اثر سولفوریک‌اسید در فاز دهنده

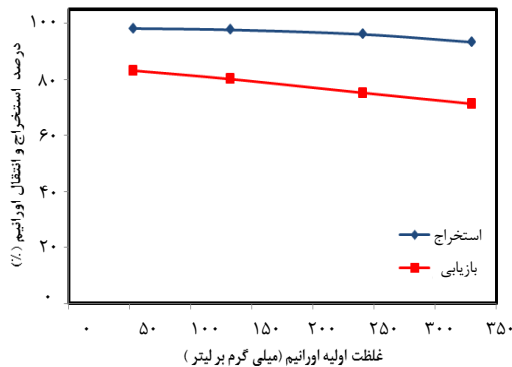
اثر تغییرات غلظت سولفوریک‌اسید در گستره‌ی ۰/۰۱ تا ۰/۵ مول بر لیتر بر میزان انتقال اورانیم به غشای مایع آلومین ۳۳۶ با غلظت ۰/۱۲۵ مول بر لیتر بررسی شد که نتایج آن در شکل ۳ ارائه شده است. نتایج نشان داد که در سولفوریک‌اسید ۰/۰۱ مول بر لیتر، انتقال اورانیم به فاز غشای مایع به سختی انجام می‌گیرد و میزان استخراج ۴۶/۷۷٪ است. در این غلظت، بخش عمده‌ای از آلومین ۳۳۶ به شکل آمین آزاد (R_3N) می‌باشد. با افزایش غلظت سولفوریک‌اسید از ۰/۰۱ تا ۰/۱۵ مول بر لیتر، بر طبق واکنش (۹)، به دلیل تبدیل تدریجی R_3N به گونه مطلوب $(R_3NH)_2SO_4$ ، میزان استخراج اورانیم توسط غشای مایع از ۴۶/۷۷٪ به ۹۹/۵۳٪ رسید و متعاقب آن، انتقال اورانیم به فاز گیرنده از ۶۹/۷۲٪ به ۷۵/۵۷٪ افزایش یافت. در غلظت‌های سولفوریک‌اسید بالاتر از ۰/۱۵ مول بر لیتر، استخراج اورانیم توسط فاز غشای مایع به دلیل تبدیل تدریجی گونه‌ی $(R_3NH)_2SO_4$ به R_3NHHSO_4 کاهش یافت (واکنش‌های ۸ و ۱۱) که موجب کاهش انتقال به فاز گیرنده می‌شود. پژوهش‌های استخراج حلالی نیز نشان داده است که با افزایش غلظت سولفوریک‌اسید تا حد مشخصی، استخراج اورانیم توسط آلومین ۳۳۶ بهبود یافته و سپس کاهش می‌یابد [۲۲، ۲۴].

۳.۲ بررسی اثر غلظت آلومین ۳۳۶ در فاز غشای مایع

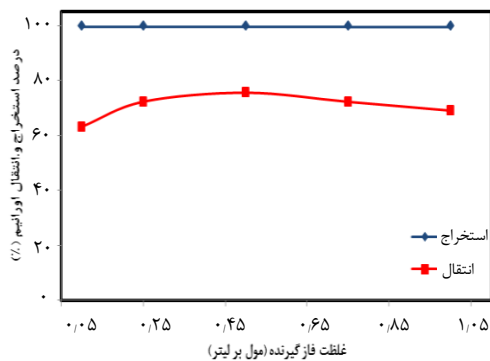
اثر تغییرات غلظت آلومین ۳۳۶ در فاز غشای مایع در گستره ۰/۰۰۱ تا ۰/۲۵ مول بر لیتر بر میزان انتقال اورانیم بررسی



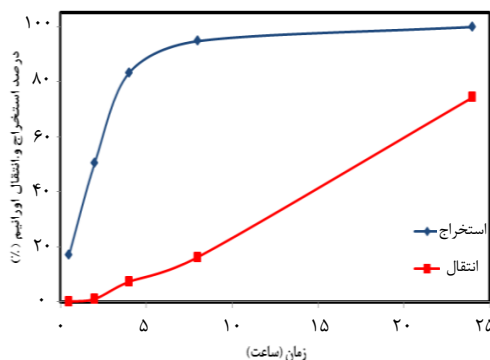
باشد [۴۳]. در شرایط بهینه، بیشینه انتقال اورانیم به فاز گیرنده پس از ۲۴ ساعت به‌دست آمد که ۷۴٫۳٪ انتقال صورت گرفت.



شکل ۵. اثر غلظت اولیه اورانیم در فاز دهنده بر درصد استخراج و انتقال اورانیم در روش غشای مایع توده‌ای شرایط آزمایش: $T = 25^\circ\text{C}$, $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 0.15 \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{Alamine336}] = 0.125 \text{ mol.L}^{-1}$, $[(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3] = 0.5 \text{ mol.L}^{-1}$



شکل ۶. اثر غلظت آمونیم‌کربنات در فاز گیرنده بر درصد استخراج و انتقال اورانیم در روش غشای مایع توده‌ای شرایط آزمایش: $T = 25^\circ\text{C}$, $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 0.15 \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{Alamine336}] = 0.125 \text{ mol.L}^{-1}$, $[U] = 250 \text{ mg.L}^{-1}$



شکل ۷. اثر زمان انتقال بر درصد استخراج و انتقال اورانیم در روش غشای مایع توده‌ای شرایط آزمایش: $T = 25^\circ\text{C}$, $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 0.15 \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{Alamine336}] = 0.125 \text{ mol.L}^{-1}$, $[(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3] = 0.5 \text{ mol.L}^{-1}$, $[U] = 250 \text{ mg.L}^{-1}$

۳.۲ بررسی اثر غلظت اولیه اورانیم در فاز دهنده

اثر تغییرات غلظت اورانیم در فاز دهنده بر میزان انتقال توسط غشای مایع توده‌ای مورد بررسی قرار گرفت که نتایج آن در شکل ۵ ارائه شده است. با افزایش غلظت اورانیم از ۵۰ تا ۳۳۰ میلی‌گرم بر لیتر، علی‌رغم انتقال بیش از ۲۳۵ میلی‌گرم بر لیتر اورانیم به فاز گیرنده، درصد انتقال اورانیم از ۸۳٫۱۲٪ به ۷۱٫۲۸٪ کاهش یافت. دلیل کاهش انتقال اورانیم را می‌توان کاهش و افزایش به‌ترتیب درصد استخراج و درصد بازیابی دانست. چنان‌که در شکل ۵ نشان داده شده است، با افزایش غلظت اولیه اورانیم، درصد استخراج اورانیم از ۹۸٫۱۳٪ به ۹۳٫۲۷٪ کاهش می‌یابد.

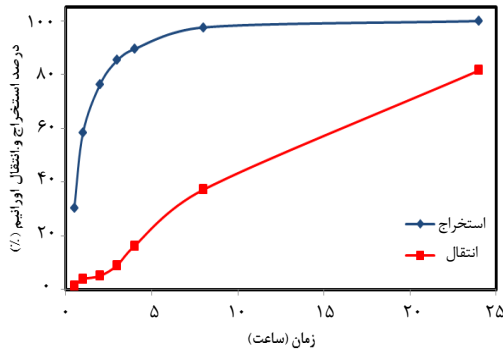
۴.۲ بررسی اثر غلظت فاز گیرنده

اثر تغییرات غلظت آمونیم‌کربنات در فاز گیرنده در گستره ۰٫۱ تا ۱ مول بر لیتر بر میزان انتقال اورانیم بررسی شد که نتایج آن در شکل ۶ آورده شده است. انتقال اورانیم با افزایش غلظت آمونیم‌کربنات از ۰٫۱ تا ۰٫۵ مول بر لیتر، از ۶۳٫۱۹٪ به ۷۵٫۵۷٪ افزایش و در ورای آن کاهش اندکی یافت. این کاهش جزئی به احتمال زیاد به‌دلیل افزایش گرانیوی فاز گیرنده و افزایش مقاومت لایه مرزی فاز غشای مایع و گیرنده است که موجب کاهش ضریب نفوذ کمپلکس تشکیل شده در فاز گیرنده می‌شود. مشابه این نتایج در استخراج مس با غشای مایع فیبر توخالی نیز مشاهده شده است [۴۲].

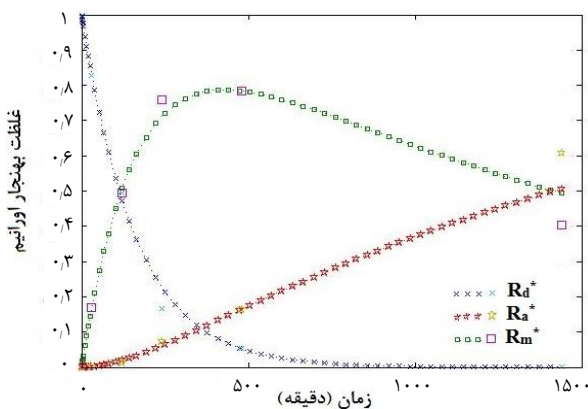
۵.۲ بررسی سینتیک انتقال اورانیم

سینتیک انتقال اورانیم از فاز دهنده حاوی ۲۵۰ میلی‌گرم بر لیتر اورانیم و ۰٫۱۵ مول بر لیتر سولفوریک‌اسید به فاز گیرنده حاوی آمونیم‌کربنات ۰٫۵ مول بر لیتر، با استفاده از غشای مایع حاوی آلومین ۳۳۶ با غلظت ۰٫۱۲۵ مول بر لیتر مورد بررسی قرار گرفت که نتایج آن در شکل ۷ ارائه شده است. غشای مایع آلومین ۳۳۶ در ابتدا (بازه‌ی زمانی ۳۰ تا ۲۴۰ دقیقه) سینتیک انتقال کندی را به‌دلیل کند بودن فرایند بازیابی یون‌های اورانیم از غشای مایع ارائه می‌دهد به‌طوری که کمتر از ۹٪ انتقال در این بازه‌ی زمانی صورت می‌گیرد. استخراج اورانیم از فاز دهنده توسط غشای مایع پس از ۸ ساعت تا ۹۴٪ افزایش می‌یابد. با این وجود، رهاسازی یون اورانیل از کمپلکس آن در فاز غشای مایع به داخل فاز گیرنده با سرعت آهسته‌تری اتفاق می‌افتد و این مرحله، تعیین‌کننده سرعت انتقال اورانیم می‌

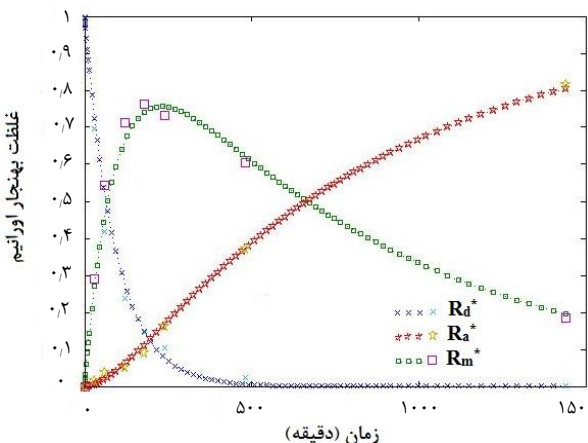




شکل ۸. اثر زمان انتقال بر درصد استخراج و انتقال اورانیم در روش غشای مایع توده‌ای در حالت آل‌امین ۳۳۶ سولفات شده شرایط آزمایش: $T = 25^{\circ}\text{C}$, $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 0.15 \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{Alamine336}] = 0.125 \text{ mol.L}^{-1}$, $[(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3] = 0.5 \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{U}] = 250 \text{ mg.L}^{-1}$



شکل ۹. تغییرات غلظت بهنجار شده‌ی اورانیم در فازهای دهنده (R_d^*), غشای آل‌امین ۳۳۶ (R_m^*) و گیرنده (R_a^*) شرایط آزمایش: $T = 25^{\circ}\text{C}$, $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 0.15 \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{Alamine336}] = 0.125 \text{ mol.L}^{-1}$, $[(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3] = 0.5 \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{U}] = 250 \text{ mg.L}^{-1}$



شکل ۱۰. تغییرات غلظت بهنجار شده‌ی اورانیم در فازهای دهنده (R_d^*), غشای آل‌امین ۳۳۶ سولفات شده (R_m^*) و گیرنده (R_a^*) شرایط آزمایش: $T = 25^{\circ}\text{C}$, $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 0.15 \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{Alamine336}] = 0.125 \text{ mol.L}^{-1}$, $[(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3] = 0.5 \text{ mol.L}^{-1}$, $[\text{U}] = 250 \text{ mg.L}^{-1}$

در ادامه جهت بهبود انتقال اورانیم از فاز دهنده به گیرنده، قبل از انجام آزمایش انتقال، فاز آلی استفاده شده به‌عنوان غشای مایع به مدت ۲۴ ساعت در مجاورت سولفوریک‌اسید 0.15 مول بر لیتر قرار گرفت تا حامل موجود در آن به $(\text{R}_3\text{NH})_2\text{SO}_4$ تبدیل شود. آزمایش‌های انتقال اورانیم با استفاده از غشای مایع آل‌امین ۳۳۶ سولفات شده انجام گردید که نتایج آن در شکل ۸ نشان داده شده است. نتایج نشان داد که با سولفات کردن آل‌امین ۳۳۶، میزان انتقال تا 81% بهبود می‌یابد. بهبود انتقال را می‌توان با استفاده از واکنش‌های (۹) و (۱۰) اینگونه توجیه کرد که مرحله استخراج (انتقال به فاز غشای مایع) شامل دو مرحله تولید $(\text{R}_3\text{NH})_2\text{SO}_4$ و سپس تشکیل کمپلکس تجمع یون می‌باشد. با سولفات کردن آل‌امین ۳۳۶، زمان لازم برای مرحله اول استخراج کاهش یافته و سرعت انتقال بهبود می‌یابد.

ثابت‌های سرعت، درجه‌ی واکنش و درصد خطای نسبی مطلق با استفاده از کمینه کردن معادله (۲۴) توسط تابع `fminsearch` نرم‌افزار `MATLAB` به‌دست آمد که نتایج آن در جدول ۱ گزارش شده و تغییرات غلظت بهنجار شده‌ی اورانیم در فازهای دهنده، غشای مایع و گیرنده در شکل ۹ و ۱۰ نشان داده شده است. مشاهده می‌شود که در هر دو حالت استفاده از غشای مایع آل‌امین ۳۳۶ و آل‌امین ۳۳۶ سولفات شده، در حالتی که درجه‌ی واکنش استخراج و بازیابی برابر یک است، درصد خطای نسبی مطلق کم‌ترین مقدار را دارد. در این حالت برای غشای مایع آل‌امین ۳۳۶ و آل‌امین ۳۳۶ سولفات شده به ترتیب ثابت سرعت استخراج 0.1061 min^{-1} و 0.107 min^{-1} و ثابت سرعت بازیابی $10 \times 10^{-4} \times 5.56 \text{ min}^{-1}$ و $10 \times 10^{-4} \times 12 \text{ min}^{-1}$ به‌دست آمد. نتایج نشان داد که برای تمامی حالات، ثوابت سرعت استخراج و بازیابی در زمان استفاده از غشای مایع آل‌امین ۳۳۶ سولفات شده از آل‌امین ۳۳۶ بیشتر است که با توجه به معادلات (۹) و (۱۰)، مؤید سرعت بالاتر انتقال است.



جدول ۱. ثابت‌های سرعت و درجه‌ی واکنش معادله‌ی سینتیکی پیشنهادی برای انتقال اورانیم با استفاده از غشای مایع آل‌امین ۳۳۶ و آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها شده.

حالت	درجه‌ی واکنش استخراج	درجه‌ی واکنش بازیابی	ثابت سرعت استخراج (min ⁻¹)		ثابت سرعت بازیابی × ۱۰ ^۴ (min ⁻¹)		درصد خطای نسبی مطلق (%)
			آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها	آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها	آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها	آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها	
۱	۱	۱	۰٫۰۰۶۱	۰٫۰۱۰۷	۱۲	۲۴/۲۲	آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها
۲	۱	۲	۰٫۰۰۶۱	۰٫۰۱۰۷	۱۹	۲۵/۲۴	آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها
۳	۲	۱	۰٫۵۷۸	۰٫۷۰۸۷	۷/۵۰۱	۱۰۳	آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها
۴	۲	۲	۰٫۵۷۸	۰٫۷۰۸۶	۸/۰۹۱	۱۰۱	آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها

۴. نتیجه‌گیری

در این مقاله انتقال اورانیم از محیط سولفات‌ها با استفاده از غشای مایع توده‌ای حاوی آل‌امین ۳۳۶ مورد بررسی قرار گرفت. اثر غلظت اورانیم و سولفوریک‌اسید در فاز دهنده، غلظت حامل در فاز غشای مایع، غلظت آمونیم‌کربنات در فاز گیرنده و سینتیک انتقال بررسی شد. فاز دهنده حاوی سولفوریک‌اسید ۰٫۱۵ مول بر لیتر، آمونیم‌کربنات ۰٫۵ مول بر لیتر به‌عنوان فاز گیرنده و غشای مایع آل‌امین ۳۳۶ با غلظت ۰٫۱۲۵ مول بر لیتر، بهترین شرایط برای انتقال اورانیم را فراهم نمود. با افزایش غلظت سولفوریک‌اسید از ۰٫۰۱ تا ۰٫۱۵ مول بر لیتر به‌دلیل افزایش استخراج توسط غشای مایع، انتقال اورانیم افزایش یافت و سپس به‌دلیل کاهش استخراج، انتقال اورانیم به فاز گیرنده کاهش یافت. انتقال اورانیم با افزایش غلظت غشای مایع آل‌امین ۳۳۶ از ۰٫۰۰۱ تا ۰٫۱۲۵ مول بر لیتر افزایش و سپس به‌دلیل افزایش گرانیوی غشای مایع، کاهش یافت. با افزایش غلظت فاز گیرنده از ۰٫۱ تا ۰٫۵ مول بر لیتر آمونیم‌کربنات، انتقال اورانیم افزایش و در ورای آن به‌دلیل افزایش گرانیوی فاز گیرنده و مقاومت لایه مرزی فاز غشای مایع و گیرنده، کاهش اندکی یافت. با افزایش غلظت اورانیم از ۵۰ تا ۳۳۰ میلی‌گرم بر لیتر در فاز دهنده، میزان انتقال به‌دلیل کاهش و افزایش به‌ترتیب ضریب توزیع استخراج و ضریب توزیع بازیابی، کاهش یافت. بیشینه انتقال اورانیم به فاز گیرنده پس از ۲۴ ساعت به‌دست آمد که ۷۴٫۳٪ انتقال صورت گرفت. بررسی اثر زمان بر انتقال اورانیم نشان داد که عامل کنترل‌کننده سرعت انتقال، رهاسازی اورانیم از فاز غشای مایع به فاز گیرنده می‌باشد. فاز غشای مایع جهت بهبود انتقال اورانیم، سولفات‌ها گردید که موجب بهبود انتقال اورانیم تا ۸۱٪ شد. بررسی‌های سینتیکی سیستم مورد مطالعه نشان داد که درجه‌ی واکنش استخراج و بازیابی برابر یک است. برای غشای مایع آل‌امین ۳۳۶ و آل‌امین ۳۳۶ سولفات‌ها شده به‌ترتیب ثابت سرعت استخراج min⁻¹ ۰٫۰۰۶۱ و ۰٫۰۱۰۷ و ثابت سرعت بازیابی min⁻¹ ۵/۵۶×۱۰^{-۴} و ۱۲×۱۰^{-۴} به‌دست آمد.

مراجع

1. M.E. Nasab, *Solvent extraction separation of uranium (VI) and thorium (IV) with neutral organophosphorus and amine ligands*, **Fuel** **116** (2014) 595-600.
2. V.Opratko, *Purification of yellow cake*, **U.S. Patent No.** (1965) 174-821.
3. K.Chakrabarty, *Liquid membrane based technology for removal of pollutants from wastewater*, **Doctor of philosophy thesis from IIT Guwahati** (2010).
4. I. Diaconu et al. *Analytical applications of transport through bulk liquid membranes*, **Cri. Rev. Anal. Chem.** **46** (2016) 332-341.
5. G. Muthuraman et al. *Use of bulk liquid membrane for the removal of chromium (VI) from aqueous acidic solution with tri-n-butyl phosphate as a carrier*, **Desalination** **249** (2009) 884-890.
6. G. León and M.A. Guzmán, *Facilitated transport of cobalt through bulk liquid membranes containing D2EHPA as carrier. Kinetic study of the influence of some operational variables*, **Des. Water Treat.** **13** (2010) 267-273.
7. A. Dinkar et al. *Carrier mediated transport of thorium from nitric acid medium using 2-ethyl hexyl hydrogen 2-ethyl hexyl phosphonate (PC88A)/N-dodecane as carrier*, **Sep. Sci. Tech.** **48** (2013) 728-735.
8. S. Tarahomi et al. *Selective transport of silver (I) cation across a bulk liquid membrane containing bis-β-enamino ester as ion carrier*, **J. Braz. Chem. Soc.** **28** (2017) 68-75.
9. T.T. Teng et al. *Bulk liquid membrane and its applications in wastewater treatment*, **Wast. Eng. Adv. Wast. Treat. Sys.** (2014) 158.



10. M.M. Zahedi and S.M. Ghasemi, *Separation study of Mg^{+2} from seawater and RO brine through a facilitated bulk liquid membrane transport using 18-Crown-6*, *J. Wat. Res. Desalination* (2016) 468-475.
11. V. Ghaffari et al. *The competitive and selective transport of metal cations through bulk liquid membrane by 5, 6,11,12-tetraphenyl-1,2,4,7, 8,10-hexa azo-cyclododeca-4,6,10,12-tetra-N-9,4-ditione and new synthesized phosphorus-nitrogen compound, $(CF_3C(O)NH)(C_6H_{11}NH)P(O)[NHCH_2C(CH_3)_2CH_2NH]P(O)(NHC_6H_{11})(NHC(O)CF_3)$* , *19th Iranian Seminar of Analytical Chemistry (ISAC 19)* (2013).
12. M. Shamsipur, R. Davarkhah, and A.R. Khanchi, *Facilitated transport of uranium (VI) across a bulk liquid membrane containing thenoyltrifluoroacetone in the presence of crown ethers as synergistic agents*, *Sep. Pur. Tech.* **71** (2010) 63-69.
13. M. Shamsipur et al. *Selective facilitated transport of uranium (VI) across a bulk liquid membrane containing benzoyltrifluoroacetone as extractant-carrier*, *Sep. Sci. Tech* **44** (2009) 2645-2660.
14. R.Davarkhah et al. *Kinetic studies on the extraction of uranium (VI) from phosphoric acid medium by bulk liquid membrane containing di-2-ethylhexyl phosphoric acid*, *J. Rad. Nuc. Chem.* **298** (2013).
15. J. Ramkumar, S. Nayak, and B. Maiti, *Transport of uranyl ion across a bulk liquid membrane using calixarene and synergistic agents as carriers*, *J. mem. sci.* **196** (2002) 203-210.
16. D. Nanda et al. *Selective and uphill transport of uranyl ion in the presence of some base metals and thorium across bulk liquid membrane by di (2-ethylhexyl) phosphoric acid*, *Sep. Sci. Tech.* **37** (2002) 3357-3367.
17. K. Južnič and Š. Fedina, *The extraction of uranium (IV) from sulphuric acid by tri-octylamine in benzene*, *Micr. Acta* **62** (1974) 39-44.
18. S.J. Lyle and M. Tamizi, *A study of equilibria in the extraction of uranium (VI) from aqueous sulphate solution by tri-n-octylamine in benzene or petroleum spirit*, *Hydrometallurgy* **11** (1983) 1-11.
19. J.R. Kumar et al. *Solvent extraction of uranium (VI) and separation of vanadium (V) from sulfate solutions using Alamine 336*, *J. Rad. Nuc. Chem.* **285** (2010) 301-308.
20. J.R. Kumar et al. *A brief review on solvent extraction of uranium from acidic solutions*, *Sep. Pur. Rev.* **40** (2011) 77-125.
21. F. Khanramaki et al. *Equilibrium and kinetic of uranium (VI) extraction from a sulfate leach liquor solution by Alamine 336 using single drop technique*, *Chem. Eng. Res. Des.* (2017).
22. F. Khanramaki et al. *Investigation of liquid extraction and thermodynamic studies on uranium from sulfate solution by Alamine 336 as an extractant*, *Int. J. Env. Sci. Tech.* (2017) 1-10.
23. G. Ramadevi et al. *Solvent extraction of uranium from lean grade acidic sulfate leach liquor with alamine 336 reagent*, *J. Rad. Nuc. Chem.* **294** (2012) 13-18.
24. C.-J. Kim et al. *Solvent extraction studies on uranium using amine based extractants and recovery from low grade ore leach liquors*, *J. Braz. Chem. Soc.* **23** (2012) 1254-1264.
25. C. Morais et al. *Uranium stripping from tertiary amine by sulfuric acid solution and its precipitation as uranium peroxide*, *Min. eng.* **18** (2005) 1331-1333.
26. J. Rydberg, *Solvent extraction principles and practice, revised and expanded*, *CRC Press* (2004).
27. F. Hurst, and D. Crouse, *Recovery of uranium from amine extractants with ammonium carbonate*, in, *Oak Ridge National Lab., Tenn* (1961).
28. V. Pandey ,A. Chakraborty, and N. Maity, *Preparation of nuclear grade uranium oxide from Jaduguda leach liquor*, (1991).
29. D.J. Crouse and K. Brown, *Amine extraction processes for uranium recovery from sulfate liquors*, *Oak Ridge National Laboratory* (1956).
30. D. Crouse and K. Brown, *Amine extract processes for uranium recovery from sulfate liquors. VOL. I*, *Oak Ridge National Lab., Tenn.* (1955).
31. F. Zahakifar et al. *Solvent extraction of uranium (VI) from leach liquor solution of Bandar Abbas Gachin ore using Alamine 336*, *Nuc. Sci. Tech. in Press* (2017).
32. É. Avelar et al. *modeling of the solvent extraction equilibrium of uranium sulfate with Alamine 336*, *Braz. J. Chem. Eng.* **34** (2017) 355-362.
33. N. Yakubu and A. Dudeney, *A study of uranium solvent extraction equilibria with alamine 336 in kerosene*, *Hydrometallurgy* **18** (1987) 93-104.
34. A. Yilmaz, et al. *Kinetic analysis of chromium (VI) ions transport through a bulk liquid membrane containing p-tert-butylcalix [4] arene dioxaoctylamide derivative*, *Sep. Pur. Tech.* **59** (2008) 1-8.
35. I.H. Gubbuk et al. *Kinetic study of mercury (II) transport through a liquid membrane containing calix [4] arene nitrile derivatives as a carrier in chloroform*, *Desalination* **261** (2010) 157-161.
36. W. Zhang et al. *Kinetic study of chromium (VI) facilitated transport through a bulk liquid membrane using tri-n-butyl phosphate as carrier*, *Chem. Eng. J.* **150** (2009) 83-89.
37. A.Ö. Saf, S. Alpaydin, and A. Sirit, *Transport kinetics of chromium (VI) ions through a bulk liquid membrane containing p-tert-butyl calix [4] arene 3-morpholino propyl diamide derivative*, *J. mem. sci.* **283** (2006) 448-455.
38. D. He, M. Ma, and Z. Zhao, *Transport of cadmium ions through a liquid membrane containing amine extractants as carriers*, *J. Mem. Sci.* **169** (2000) 53-59.



39. D. He and M. Ma, *Kinetics of cadmium (II) transport through a liquid membrane containing tricapryl amine in xylene*, *Sep. Sci. Tech.* **35** (2000) 1573-1585
40. M. Ma et al. *Kinetics of europium (III) transport through a liquid membrane containing HEH (EHP) in kerosene*, *Talanta* **55** (2001) 1109-1117.
41. C. Wilke and P. Chang, *Correlation of diffusion coefficients in dilute solutions*, *AIChE J.* **1** (1955) 264-270.
42. W. Zhang et al. *Simultaneous removal and recovery of copper (II) from acidic wastewater by hollow fiber renewal liquid membrane with LIX984N as carrier*, *Chem. Eng. J.* **157** (2010) 230-237.
43. S. Dadfarnia and M. Shamsipur, *Highly selective membrane transport of Zn²⁺ ion by a cooperative carrier composed of 1, 10-diaza-18-crown-6 and palmitic acid*, *Bull. Chem. Soc. Jap.* **65** (1992) 2779-2783.

COPYRIGHTS

©2021 The author(s). This is an open access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution (CC BY 4.0), which permits unrestricted use, distribution, and reproduction in any medium, as long as the original authors and source are cited. No permission is required from the authors or the publishers.



استناد به این مقاله

فاضل ضحاک‌فر، امیر چرخ‌چی، میثم تراب‌مستعدی، رضا داورخواه (۱۴۰۰)، بررسی بازیابی اورانیم از محیط سولفات‌ها توسط غشای مایع توده‌ای حاوی آل‌امین ۳۳۶ در کروزن، ۹۵، ۲۰-۱۱

DOI: [10.24200/nst.2020.1115](https://doi.org/10.24200/nst.2020.1115)

Url: https://jonsat.nstri.ir/article_1115.html

