

Cyanex 572를 사용하여 [Pr, Nd, Sm]/[La]분리에 대한 항류추출공정 설계

이주은 · 소홍일 · 장인환 · §안재우 · 김홍인* · 이진영*

대진대학교 신소재공학과, *한국지질자원연구원 DMR융합연구단

Design of Counter current Extraction Process for the Separation of [Pr, Nd, Sm]/[La] using Cyanex 572

Joo-eun Lee, Hong-Il So, In-Hwan Jang, §Jae-Woo Ahn,
Hong-in Kim* and Jin-young Lee*

Department of Advanced Materials Sci. & Eng., Daejin University, Pocheon 11159, Korea
*Coverage Research Center for Development of Mineral Resources (DMR) Korea Institute
of Geoscience and Mineral Resources, Daejeon 34132, Korea

요 약

추출제로 Cyanex 572를 사용하여 혼합 용액에서 [Pr, Nd, Sm]그룹과 [La]을 분리하기 위하여 Xu Guangxian이 제시한 이론에 의하여 항류추출 공정의 최적 추출 공정 변수를 계산하고자 하였다. 기초실험으로부터 두 그룹의 최적 분리계수는 추출 공정의 경우 16.80, 세정공정에서는 21.48 이었고, 1.0 M Cyanex 572에 의한 희토류 성분의 추출용량은 0.12 M 이었다. 공정 개발에 필요한 추출 단수, 세정 단수, 유량비 등에 대하여 최적 추출비 이론에 의해 계산하였다. 계산 결과 두 그룹의 희토류 분리에 필요한 단수는 추출 7단 및 세정 4단이며, 원료용액, 추출용액 및 세정용액의 유량비는 25 : 5.67 : 12.27 이었다.

주제어 : 희토류, Cyanex 572, 추출용량, 항류추출, 분리계수

Abstract

For the purpose of optimizing the counter current extraction process for separation of [Pr, Nd, Sm] group and [La] in mixed solution using Cyanex 572 as an extractant, the theory of Xu Guangxian was derived for calculating the optimized extraction factors. From the basic batch test result, the separation factor was 16.80 at extraction process and 21.48 at scrubbing process, and the loading capacity of 1.0 M Cyanex 572 was 0.12 M of rare earth element. The process parameters such as the stage number at extraction and scrubbing process, the flow rate ratio of feed and solvent solution can be calculated using an equation of optimum extraction ratio proposed by Xu Guangxian. From the result of calculation, 7 extraction stages and 4 scrubbing stages were required for rare earth separation, and the flow rate ratio of feed solution, solvent solution, scrubbing solution was 25 : 5.67 : 12.27.

Key words : rare earth elements, cyanex 572, counter current extraction, separation factor

· Received : July 26, 2018 · Revised : August 14, 2018 · Accepted : August 20, 2018

§ Corresponding Author : Jae woo Ahn (E-mail : jwahn@daejin.ac.kr)

Advanced Materials Science & Engineering, Daejin University, Hoguk-ro 1007, Pocheon-si, Gyeonggi-do 11159, Korea

©The Korean Institute of Resources Recycling. All rights reserved. This is an open-access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0/>), which permits unrestricted non-commercial use, distribution and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

1. 서 론

희토류 원소들은 금속산업, 촉매제, 자성재료 등 첨단 산업 속 광범위한 분야에서 활용되어 신기술에 필수불가결한 재료로서 기술 발전에 따라 수요가 급증하였고, 특히 희토류 매장량이 중국에 집중되어 있어 이러한 자원의 편재성을 이용해 희토류자원을 무기화하려는 중국의 움직임에 따라 국내에서 희토류를 자체적으로 공급할 수 있는 방안이 절실한 실정이다¹⁻³⁾. 자원이 풍부한 만큼 물리·화학적 특성이 비슷해 분리가 힘든 희토류 금속을 분리 및 정제하는 연구 또한 중국에서 활발히 진행되고 있으며 그 중 batch test만으로 향류추출공정에 필요한 변수를 계산할 수 있도록 Xu Guangxian이 최적 추출비 이론으로 제시하였고 이를 활용해 실제 공정에 응용하고 있다⁴⁾. 본 저자들의 이전 연구에서도 최적추출비 이론을 바탕으로 Pr 및 Nd 분리에 대한 향류추출공정의 최적 조건을 계산하여 Cyanex 572와 PC88A의 두 추출제의 효율성을 비교한 바 있다⁸⁻¹²⁾.

Fig. 1에는 경희토류 혼합용액에서 각 성분들을 단계적으로 분리·회수하는 공정 개략도를 나타냈다. 경희토류 원소인 La, Ce, Pr, Nd, Sm 혼합액으로부터 첫 단계는 Ce를 분리하는 것인데 Ce는 다른 원소들보다 3가 이온에서 4가 이온으로 쉽게 산화되기 때문에 산화-환원 방법에 의해 비교적 쉽게 분리 회수할 수 있다¹³⁻¹⁵⁾. 따라서 Ce이 제거된 La, Pr, Nd, Sm의 경희토류 혼합용액에서 희토류 성분을 분리하는 다음 단계는 [Pr, Nd, Sm]그룹과 [La]을 분리하는 단계이다. Pr, Nd, Sm은 상호 분리가 어렵기 때문에 먼저 [Pr, Nd, Sm] 그룹과 [La]을 분리해야 한다. 따라서 본 연구에서는 Xu Guangxian이 제안한 최적추출비 이론에 의한 최적 공정 설계 기법을 소개하고, La, Pr, Nd, Sm 혼합용액에서 Cyanex 572를 사용하여 [Pr, Nd, Sm] 그룹과

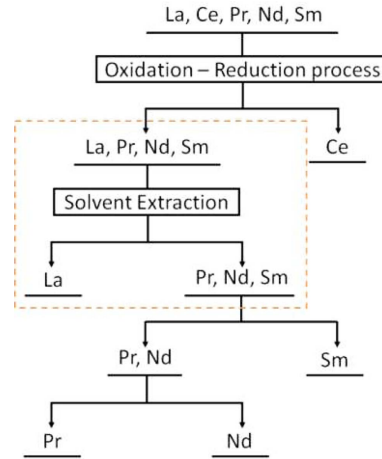


Fig. 1. Schematic diagram of light rare earth metals.

[La]을 향류추출 공정에 의해 분리할 경우에 필요한 단수 및 유량 등을 최적추출비 이론에 의해 계산하여 적정 조건을 제시하고자 하였다.

2. 이론적 배경

2.1. 향류추출 공정

용매추출법에서 향류추출(counter current)공정은 다단 추출 및 세정공정이 연속적으로 이루어지기 때문에 분리가 어려운 희토류 원소의 상호분리 기술로 효과적이다. 이 공정은 추출제를 포함하고 있는 유기상과 원료 용액인 수상이 혼합되어 반응이 일어나는 혼합조(mixer)와 반응 후 유기상과 수상을 분리시키는 침강조(settler)가 한 단을 이루며, 유기상과 수상이 서로 반대 방향에서 주입된다. 이에 대한 향류추출공정의 모식도를 Fig. 2에 나타냈다.

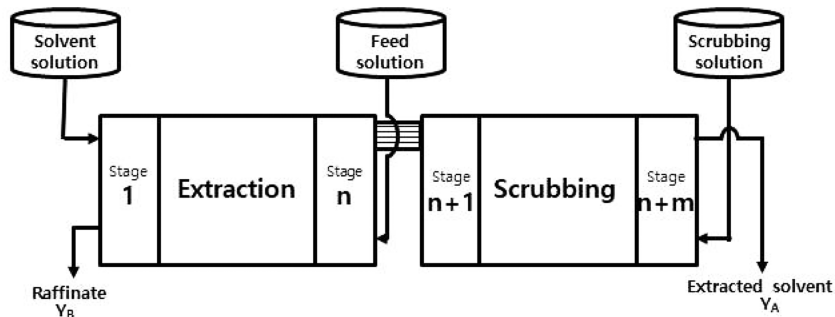


Fig. 2. Schematic diagram of counter current extraction.

항류추출공정 설계에 필요한 변수를 구하기 위한 기 분석을 유도하려면 다음과 같은 가정이 필요하다. 첫째는, 여러 원소가 포함되어 있는 용액에서 추출 경향이 큰 물질들을 그룹 A, 추출 경향이 더 작은 물질들을 그룹 B라고 하며 A, B에 대한 2성분 추출이라 간주하여 계산한다. 이 때 분리계수는 그룹 A와 B에서 인접한 원소들의 분리계수를 그룹 간 분리계수로 정하는데 예를 들어 A그룹 원소(C_1, C_2, \dots, C_n)와 B그룹 원소($C_{n+1}, C_{n+2}, \dots, C_m$)가 있을 때 A, B그룹의 분리계수는 C_{n+1} 의 추출비/ C_n 의 추출비로 나타낼 수 있다. 본 연구에서 A그룹은 [Pr, Nd, Sm], B그룹의 경우는 [La]이기 때문에 분리계수는 B그룹의 La과 A그룹 중 추출율이 가장 낮은 Pr의 추출비로 나타낸다. 둘째는 각 단마다 추출 및 세정 분리계수가 다소 다를 수 있지만 일정한 분리계수를 적용한다는 것이다. 셋째는 각 단에서의 추출비 및 유량비가 일정하다는 것인데, 이것은 정상상태에 도달하면 만족시킬 수 있다.

2.2. 최적 추출비 이론에 의한 항류추출공정 설계

2.2.1. 최적 추출비 이론⁶⁻⁸⁾

분리할 대상에 대해 batch test를 진행하여 실험한 결과를 토대로 추출단 및 세정단의 추출비(E), 분리계수(β)를 계산하고, 이때 추출단의 분리계수를 β , 세정단의 분리계수를 β' 라 한다. (M)은 A그룹 및 B그룹의 총량(mmol/min), (\bar{A})는 유기상 내 A그룹의 농도, (A)는 수상 내 A그룹의 농도를 나타낸다.

$$E_A = (\bar{A})/(A) \quad E_B = (\bar{B})/(B) \quad E_{M_i} = (\bar{M}_i)/(M_i) \quad (2)$$

$$\beta = E_{Pr}/E_{La} \quad \beta' = E_{Pr'}/E_{La'} \quad (3)$$

최종 회수금속인 A그룹의 순도(P_A)와 회수율(Y_A)를 결정하고, 이후 분리대상인 A, B그룹에 대해 다음과 같이 순화배수(purification factor) a, b 를 정의하는데 이는 분리 효과를 판단하는 기준이 된다. a 는 유기상 끝단($n+m$ 단)에서의 A그룹 순도와 수상 끝단(1단)에서 B그룹의 회수율을, b 는 수상 끝단(1단)에서의 B그룹 순도와 유기상 끝단($n+m$ 단)에서 A그룹 회수율을 결정하는 인자이다. f_A 및 f_B 는 A그룹과 B그룹의 물분율이다.

$$a = \frac{P_{A_{n+m}}/(1-P_{A_{n+m}})}{f_A/f_B} \quad (4)$$

$$b = \frac{a-Y_A}{a(1-Y_A)} \quad (5)$$

최적화된 추출공정은 순도와 회수율이 높고 경제성이 제일 좋은 공정을 말한다. 이는 최적 추출비 공식으로 공정설계를 위한 변수를 계산할 수 있으며 순도 및 회수율이 같은 상황 하에 금속의 하루 생산량이 최대일 때 반드시 만족하여야 하는 공식이다. 먼저 추출단 제어 조건하의 추출 단 수상 끝단(1단)에서 B그룹의 생산량 Q_B 은 다음 식으로 표현할 수 있다.

$$Q_B = 1.44 \cdot \frac{V}{t} \cdot \frac{(B)_1}{1+R} \quad (6)$$

Q_B 는 B그룹의 생산량(kg/d), V 는 각 단 혼합실의 유효체적(ℓ), t 는 접촉시간(min), $(B)_1$ 은 수상출구(1단) 중 B그룹의 금속농도(g/l), R 은 수상과 유기상의 부피비이며, 1.44는 g/min을 kg/d로 환산하기 위한 인자이다.

이 때 각 단 혼합실의 유효체적 V 는 다음과 같다.

$$V = \frac{V_{Total}}{n(1+r)} \quad (7)$$

V_{Total} 은 추출단의 혼합 침강실의 총 체적(ℓ)이고 r 은 침강실과 혼합실의 체적비다.

Kremser 식으로부터¹⁶⁾

$$\frac{(B)_1}{(B)_n} = \frac{E_B-1}{E_B^n-1} \cong 1-E_B \quad (8)$$

(7), (8)식을 (6)에 대입하고 E_B 로 미분하면

$$\ln \beta \cdot E_B = \frac{1-E_B}{E_B} \quad (9)$$

이를 Taylor 급수공식으로 전개한 뒤 제 1항을 (9)식에 대입하면 다음 식을 얻을 수 있다.

$$E_B = 1/\sqrt{\beta} \quad (10)$$

(10)식은 추출단 총 체적과 분리효과가 같은 조건하에서 일생산량 Q_B 가 가장 많을 때 E_B 이 반드시 만족해야 할 식이며 이 식을 최적 추출비 공식이라고 한다.

한편, 세정단 제어일 경우에 최적 추출비 공식은 다음과 같다.

$$E_{A'} = \sqrt{\beta'} \quad (11)$$

항류추출공정에서 금속을 고순도로 분리할 수 있는 기준으로 회추출비(J_S)와 회세정비(J_W)를 정의할 수 있고, 이 값이 클수록 고순도 분리가 가능하며 다음식으로 나타낼 수 있다.

$$J_S = \bar{S}/M_1 \quad (12)$$

$$J_W = W/\bar{M}_{n+m} \quad (13)$$

여기서 \bar{S} 는 최대 추출량으로 보통 n단 부근에서 가장 높은 값을 보인다. W 는 최대 세정량으로 보통 n+1단 부근에서 가장 높다. M_x 는 x단에서의 총 금속 질량유량이다. J_S 가 비교적 작을 때 추출단 제어라 하며 (10)식을 만족시켜야 하고, J_W 가 작을 때는 세정단 제어라 하며 (11)식을 만족시켜야 한다. $J_S = J_W$ 일 때는 $f_B' = \sqrt{\beta}/(1+\sqrt{\beta})$ 의 관계식을 갖고, 이를 통해 다음 Table 1과 같이 두 가지 경우에 대하여 \bar{S} 와 W 를 계산할 수 있다.

Table 1. Formula of optimum extraction ratio, maximum extraction and scrubbing quantity

Extraction stage control	Scrubbing stage control
if, $f_B' > \sqrt{\beta}/(1+\sqrt{\beta})$	if, $f_B' < \sqrt{\beta}/(1+\sqrt{\beta})$
$E_M = 1/\sqrt{\beta}$	$E_M' = \sqrt{\beta}$
$E_M' = \frac{E_M \cdot f_B'}{E_M - f_A'}$	$E_M = \frac{E_M' \cdot f_A'}{E_M' - f_B'}$
$\bar{S} = \frac{E_M \cdot f_B'}{1 - E_M}$	$W = \bar{S} - f_A'$ (14)

f_A' 와 f_B' 는 각각 유기상끝단(n+m단)에서의 A그룹 물질분율과 수상끝단(1단)에서의 B그룹 물질분율을 나타낸다.

2.2.2. 단수 계산

추출 단수(n)와 세정 단수(m)는 Alders의 단수공식으로 다음과 같이 구할 수 있다¹⁷⁾.

$$n = \left(\frac{\log b}{\log(\beta \cdot E_M)} + 2.303 \log \frac{P_A^* - P_{A_1}}{P_A^* - P_{A_n}} \right) \div E_{efficient} \quad (15)$$

$$m+1 = \left(\frac{\log a}{\log(\beta' \cdot E_M')} + 2.303 \log \frac{\bar{P}_B - \bar{P}_{B_{n+m}}}{\bar{P}_B - \bar{P}_{B_n}} \right) \div E_{efficient} \quad (16)$$

반응조의 형태가 사각형이고 완벽하게 닫힌계가 아닌 점을 고려하여 공정 효율 $E_{efficient}$ 을 고려하였다. 수상 내 A그룹의 순도와 유기상 내 B그룹의 순도가 낮을 경우, P_A^* 와 \bar{P}_B 를 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$P_A^* = \frac{(\beta \cdot E_M) - 1}{\beta - 1} \quad (17)$$

$$\bar{P}_B = \frac{(\beta' \cdot E_M') - 1}{\beta' - 1} \quad (18)$$

2.2.3. 유량비 결정

유량비는 원료용액인 수상과 유기상의 상비를 통해 최적 추출비를 만족시킬 수 있는 중요한 인자이다. 원료용액 유량(V_F , ml/min), 유기상 유량(\bar{V}_S , ml/min) 그리고 세정액 유량(V_W , ml/min)은 다음과 같이 구할 수 있다.

$$V_F = M_F/C_F \quad (19)$$

$$\bar{V}_S = \bar{S}/\bar{C}_S \quad (20)$$

$$V_W = 3W/C_W \quad (21)$$

여기서 M_F 는 질량유량으로 1 mmol/min 또는 1 g/min이고 C_F 는 원료용액의 몰농도, \bar{C}_S 는 유기상에 추출된 희토류의 몰농도이며 C_W 는 세정 산 농도이다. 1.0 M 희토류 금속이온을 세정하는 데는 추출반응식에 의해 3.0 M HCl이 필요하다는 가정 하에 세정액 유량을 계산하였다.

3. 실험방법

본 연구에서는 La, Pr, Nd, Sm을 그룹별로 분리하기 위해 추출제로 Cyanex 572(2,4,4-Trimethyl-1-Pentene, Cytec Inc.)를 선정하여 이에 따른 향류추출공정을 설계하였다. Cyanex 572는 희석제인 Exxol D-80(Exxon mobil chem.)와 혼합하여 농도를 1.0 M로 조절한 뒤 사용하였다. 수용액은 0.1 M HCl에 희토류 시약을 용해한 모의용액을 제조하여 사용하였다.

추출실험은 금속이온이 포함되어 있는 수상과 추출제가 포함된 유기상을 상향식 교반기로 혼합하여 NaOH 용액으로 혼합용액의 pH를 조절하였다. 이때 유기상과 수상의 상비(O/A)가 1.0인 조건에서 실험하였다. 세정 실험은 pH 3.0에서 추출제에 금속원소를 모두 추출한 뒤 0.01 ~ 0.5 M HCl을 각각 혼합하여 추출된 금속이온에 대해 세정하였다. 물질 평형에 도달 한 뒤 20분간 교반하고 20분간 정치시킨 후 수상에서 샘플을 채취하여 수용액상에 남아있는 경희토류 농도를 ICP-OES(iCAP 6500DUV)로 분석하였다.

4. 실험 결과

4.1. Cyanex 572의 추출용량

Cyanex 572의 추출용량을 알아보기 위해 1.0 M Cyanex 572에 같은 부피의 0.02 M 희토류 수상용액

을 반복적으로 주입하여 희토류를 추출하였고 그 결과를 Fig. 3에 나타냈다. 평형 pH의 경우 금속이 100% 추출될 수 있는 pH를 기준으로 선정하였고 이에 따라 La는 pH 2.50, Pr과 Nd는 pH 2.00, Sm은 1.50으로 조절하였으며 상분리가 가능한 영역에서의 경향을 알아 보았다. 이론적으로 1.0 M Cyanex 572에는 희토류 원소가 최대 0.167 M까지 추출될 수 있지만⁸⁾ 실제로는 0.10 ~ 0.14 M범위에서 최대 추출용량에 이르는 것을 확인하였다. 따라서 1.0 M Cyanex 572에는 평균적으로 0.12 M의 희토류 금속을 추출할 수 있음을 알 수 있었다.

4.2. [Pr, Nd, Sm]/[La]그룹 간 분리계수

일정한 pH상에서 Pr, Nd, Sm은 비교적 추출이 잘되므로 A그룹, 상대적으로 추출이 덜 되는 La는 B그룹이고 추출 및 세정 시 추출비를 통해 그룹 간 인접원소인 La과 Pr의 분리계수를 식 (3)을 이용해서 계산하여 Table 2, 3에 나타내었다. Cyanex 572에 의한 추출 시 분리계수는 pH가 증가함에 따라 증가했다가 pH 2.00 이후로 감소하였고 세정 시 분리계수는 HCl농도에 반비례하였다. 이는 HCl농도가 증가함에 따라 B그룹의 원소가 선택적으로 세정되는 것이 아닌 모든 원소가 탈거되는 공정이 일어나 분리가 잘 안되기 때문이라 사료된다.

추출 및 세정 분리계수 중 높은 값을 갖는 계수를 최적 분리조건으로 선택하였고 Cyanex 572의 추출 분리계수는 pH 2.00일 때 16.80, 세정 분리계수는 HCl 농도가 0.05 M일 때 21.48이다. 이와 비슷한 연구에서 Cyanex 272를 사용했을 때 초기pH가 4.94에서 추출

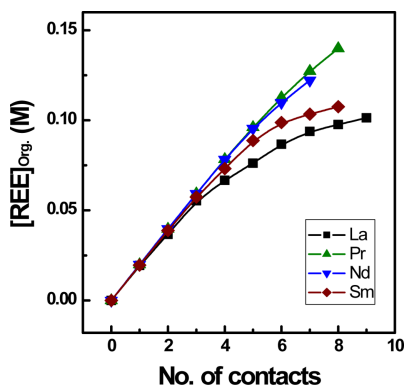


Fig. 3. Loading capacity of 1.0 M Cyanex 572 using 0.02 M La, Pr, Nd, Sm. (O/A ratio = 1, 25°C)

Table 2. Distribution ratio and separation factor of Pr and La group on the extraction stage. (O/A:1.0, 25°C)

pH	D_{La}	D_{Pr}	D_{Nd}	D_{Sm}	$\beta_{Pr/La}$
1.00	0.27	0.60	0.59	4.13	2.20
1.25	0.37	1.69	2.03	19.78	4.56
1.50	0.66	6.48	8.68	75.40	9.80
1.75	1.65	26.66	37.24	180.62	16.13
2.00	5.89	98.98	135.21	245.97	16.80
2.25	27.10	261.16	323.43	275.70	9.64
2.50	115.19	396.38	438.28	262.18	3.44

Table 3. Distribution ratio and separation factor of Pr and La group on the scrubbing stage. (O/A:1.0, 25°C)

HCl [M]	D_{La}	D_{Pr}	D_{Nd}	D_{Sm}	$\beta'_{Pr/La}$
0.01	18.82	-	-	-	-
0.05	0.47	10.13	14.08	906.13	21.48
0.1	0.07	1.34	1.74	23.38	18.57
0.2	0.04	0.19	0.18	1.76	4.56
0.3	0.02	0.03	0.04	0.32	1.69
0.5	0.00	0.00	0.00	0.03	-

분리계수가 20으로 비슷한 양상을 보인다¹⁸⁾.

4.3. 최적 분리공정의 변수 계산

경희토류 혼합용액에서 A[Pr, Nd, Sm]그룹의 순도를 99.9%, 회수율을 99.0%로 설정하여 식 (2) ~ (21)을 사용해서 향류추출공정에 필요한 변수를 계산하였다. 여기서 B[La]의 몰분율은 0.25, 추출 용량은 0.12 M, 4성분 (La, Pr, Nd, Sm)의 총 금속이온 농도는 0.04 M이며 공정 효율을 80%로 가정하여 단수계산에 적용하였다.

4.3.1. 분리목표 결정

식 (4), (5)를 이용해 다음과 같이 순화배수 a , b 를 구할 수 있으며, 계산결과 a 는 333, b 는 99.7의 값을 얻었는데 이는 단수를 계산할 때 활용된다.

$$a = \frac{0.999/(1-0.999)}{0.75/0.25} = 333, \quad b = \frac{333-0.99}{333(1-0.99)} = 99.7$$

4.3.2. 최적 추출비의 선택

최적 추출비를 구하기 위해 f'_B 와 $\sqrt{\beta}(1+\sqrt{\beta})$ 를 비교해 본 결과, $\sqrt{\beta}(1+\sqrt{\beta})$ 값이 더 크기 때문에 분

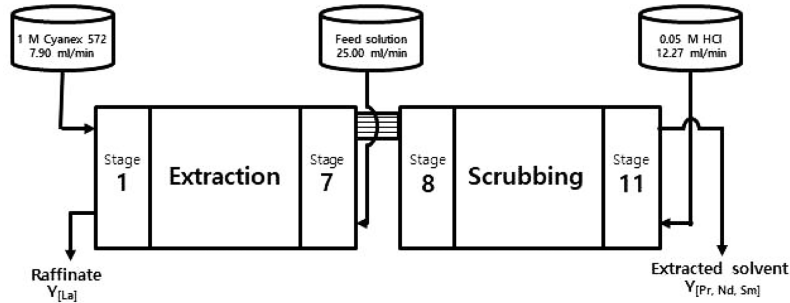


Fig. 4. Counter current process of A[Pr, Nd, Sm] and B[La] group separation using Cyanex 572.

리공정은 세정단 제어라는 것을 알 수 있었고, (14)식을 이용해 최대 추출량 \bar{S} 와 최대 세정량 W 를 다음과 같이 구하였다.

$$\bar{S} = \frac{0.79 \times 0.26}{1 - 0.79} = 0.9477 \text{ mmol/min}$$

$$W = 0.95 - 0.74 = 0.2045 \text{ mmol/min}$$

4.3.3. 단수계산

(15) ~ (18)식을 이용해 실험으로 구한 분리계수와 순화배수 등을 대입하여 추출 단수 n 과 세정 단수 m 을 다음과 같이 구하였다.

$$n = \frac{\log(99.70)}{\log(16.80 \times 0.79)} + 2.303 \log \frac{0.77 - 0.03}{0.77 - 0.75} \div 0.8 \approx 7$$

$$m + 1 = \frac{\log(333)}{\log(21.48 \times 4.63)} + 2.303 \log \frac{0.18 - 0.001}{0.18 - 0.02} \div 0.8 \approx 5$$

따라서 추출은 7단, 세정은 4단이 필요하여, 총 11단이 필요하다는 것을 알 수 있다.

4.3.4. 유량비 결정

유량비는 각각 (19) ~ (21)식을 이용하여 다음과 같이 구하였다.

$$V_F = 1/40 = 25 \text{ ml/min}$$

$$\bar{V}_S = 0.95/120 = 7.90 \text{ ml/min}$$

$$V_W = (3 \times 0.20)/50 = 12.27 \text{ ml/min}$$

계산 결과 추출단수와 세정단수는 총 11단을 필요로 하고 최적 추출비를 만족시키는 원료용액, 추출용액 및 세정용액의 유량비는 25 : 7.90 : 12.27이며 이에 따른 공정개략도를 Fig. 4에 나타냈다.

5. 결 론

[Pr, Nd, Sm]그룹과 [La]을 분리하기 위해 Cyanex 572의 추출용량, 그룹 간 분리계수 등을 기초 실험을 통해 구한 다음, 최적 추출비 공식에 의해 공정변수를 계산하여 향류추출 공정을 설계하였고 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

- 1) 1.0 M Cyanex 572에 추출될 수 있는 희토류의 추출용량을 알아본 결과, 평균 0.12 M까지 추출 할 수 있었다.
- 2) 기초실험을 통해 그룹 간 인접원소인 La과 Pr의 추출 시 평형 pH에 따른 분리계수와 세정 시 HCl 농도에 따른 분리계수를 알아보았으며 각각 16.80, 21.48 이었다.
- 3) [Pr, Nd, Sm]그룹을 순도 99.9%, 회수율 99%로 회수하기 위해서는 추출 7단, 세정 4단이 필요하며, 최적 유량비는 25 : 5.67 : 12.27 이었다.

References

1. Kim, J. H., 2015 : *A Case Study on the Dispute of Export Restrictions for China-Rare Earth*, J. of Korea Trade, 40(1), pp.89-108.
2. Koh, S. M., 2009 : *Situation of the Supply-demand and Potentiality of REE Resources in South Korea*, J. Miner. Soc. Korea, 22(4), pp.417-422.
3. Kim, T. S. et al., 2014 : *Status of Rare earth industry*, Trends in Metals & Materials Engineering, 27(1), pp.8-16.
4. Lee, J. Y. et al., 2005 : *Calculation of parameter for solvent extraction process by theory of optimum extraction ratio*, Proceedings of the Korean Inst. of Resources Recycling Conference, 26, pp.298-303, The Korean Inst. of Resources Recycling, Changwon Univ., Korea, 14-15

- October.
5. Yang, H., et al., 2015 : *Component content distribution profile control in rare earth countercurrent extraction process*, Chinese J of Chemical Engineering, 23, pp.192-198.
 6. Guangxian, X. and Jimel, X., 1985 : *New frontiers in Rare Earth Science and Application*, Elsevier, Beijing.
 7. Guangxian, X., 1995 : *The Rare Earth*, Metallurgical Industry Press of China, Beijing.
 8. Lee, J. E. et al., 2018 : *Comparison of Counter Current Extraction Process of Pr & Nd Separation using Cyanex 572 and PC88A*, Korean J. Met. Mater., 56(8), pp.597-604.
 9. Cho, Y. C., Kang, M. S., Ahn, J. W., and Lee, J. Y., 2016 : *Solvent Extraction of Rare Earth Elements (La, Ce, Pr, Nd, Sm) from Hydrochloric Acid Solutions using Cyanex 572*, J. of Korean Inst. of Resources Recycling, 25(6), pp.50-57.
 10. Cho, Y. C. et al., 2017 : *Extraction & Separation Behavior of Light Rare Earth Elements from the Mixed Solutions by Cyanex 572*, J. of Korean Inst. of Resources Recycling, 26(4), pp.79-87.
 11. Cho, Y. C. et al., 2018 : *Comparison of the Extraction and Separation Behavior of La, Ce, Pr, Nd, Sm from Light Rare Earth Mixed Solutions by PC88A and Cyanex 572*, Korean J. Met. Mater., 56(2), pp.146-154.
 12. Cho, Y. C. 2017 : *A Study of Solvent Extraction Behavior of Light Rare Earth(La, Ce, Pr, Nd, Sm) Using Cyanex 572 in Hydrochloric Acid Solution*, M.S Thesis, Daejin University, Korea.
 13. Gupta, C. K. and Krishnamurthy, N., 2004 : *Extractive Metallurgy of Rare Earths*, pp.172-173 CRC Press, Florida.
 14. Yoon, H. S. et al., 1998 : *Decomposition and leaching of bastnasite by sulfation and recovery of cerium hydroxide from leached solution*, J. of Korean Ind 7 Eng. Chemistry, 9(3), pp.407-412.
 15. Kim, S. D. et al., 2002 : *Recovery of cerium and removal impurity from leached-solution of monazite*, Theories and Applications of Chem. Eng., 8(2), pp.3801-3804.
 16. Kremser, A., 1930 : *Theoretical analysis of absorption process*, National Petroleum News, 22(21), pp.43.
 17. Alders, L., 1959 : *Liquid-Liquid Extraction*, Elsevier, Amsterdam.
 18. Banda, R., Jeon, H. S., and Lee, M. S., 2012 : *Solvent extraction separation of Pr and Nd from chloride solution containing La using Cyanex 272 and its mixture with other extractants*, Separation and Purification Technology, 98, pp.481-487.

이 주 은

- 대전대학교 신소재공학과 학사
- 현재 대전대학교 신소재공학과 석사 과정

안 재 우

- 현재 대전대학교 신소재공학과 교수
- 당 학회지 제11권 6호 참조

소 홍 일

- 대전대학교 신소재공학과 학사
- 현재 대전대학교 신소재공학과 석사 과정

김 홍 인

- 현재 한국지질자원연구원 DMR융합연구단 선임연구원

장 인 환

- 대전대학교 신소재공학과 학사
- 현재 대전대학교 신소재공학과 석사 과정

이 진 영

- 현재 한국지질자원연구원 DMR융합연구단 책임연구원
 - 당 학회지 제22권 1호 참조
-