

Remoción de níquel del sistema Ni(II)-NH₃-CO₂-SO₂-H₂O por electrocoagulación a escala de banco. Parte II

Nickel removing of the system Ni(II)-NH₃-CO₂-SO₂-H₂O by electrocoagulation on an bank scale. Part II

Armando Rojas-Vargas^{1*} <https://orcid.org/0000-0002-8927-2023>

María Elena Magaña-Haynes² <https://orcid.org/0000-0003-2023-8879>

Dania Del Toro-Alvarez³ <https://orcid.org/0000-0002-5491-3943>

Crispín Sánchez-Guillen² <https://orcid.org/0000-0002-0869-6909>

¹Empresa de Servicios Técnicos de Computación, Comunicaciones y Electrónica del Níquel (SERCONI), Holguín, Cuba

²Centro de Investigaciones del Níquel (CEDINIQ), Holguín, Cuba

³Facultad de Ingeniería Química-Agronomía, Universidad de Oriente, Santiago de Cuba, Cuba

*Autor para la correspondencia: correo electrónico: arojas@eros.moa.minem.cu

RESUMEN

Se estudió la remoción de níquel del sistema Ni(II)-NH₃-CO₂-SO₂-H₂O por electrocoagulación en un reactor cilíndrico con agitación de 25 L de capacidad útil y dos pares de electrodos Al/Al. Se procesó licor efluente del proceso de destilación de la planta productora de níquel en Punta Gorda, Cuba, con una concentración de níquel de 300 a 652 mg/L, a una densidad de corriente de 8,3 mA/cm², 60 °C y pH 8,64 (+/- 0,033). Se obtuvo una eficiencia de remoción promedio de 99,65 (+/- 0,07) %, concentración en equilibrio menor que 2 mg/L y capacidad de adsorción entre 3342 y

7264 mg/g. De acuerdo al análisis cinético y de equilibrio, se considera que el proceso está probablemente bajo el control de la resistencia de los mecanismos reacción química y su contribución autocatalítica. El costo de operación por consumo de energía eléctrica y de electrodo fue 11,12 y 16,02 CUP/kg de Ni y el consumo específico de energía de 1,709 a 2,342 kW-h/kg de Al.

Palabras clave: adsorción; cinética; electrocoagulación; níquel.

ABSTRACT

The nickel removal of the system Ni(II)-NH₃-CO₂-SO₂-H₂O was studied by electrocoagulation in a cylindrical reactor with agitation, of 25 L of useful capacity and two pair of Al/Al electrodes. Effluent liquor from the distillation process of the nickel-producer plant in Punta Gorda, Cuba, was processed with nickel concentration from 300 to 652 mg/L, at a current density of 8,3 mA/cm², 60 °C and pH 8,64 (+/-0,033). An average removal efficiency of 99,65 (+/-0,07) % was obtained, an equilibrium concentration less than 2 mg/L and an adsorption capacity between 3342 and 7264 mg/g. According to the kinetic and equilibrium analysis, it is considered that the process is probably under the control of the resistance of the chemical reaction mechanisms and its autocatalytic contribution. The operation costs for electrical energy and electrode consumption were between 11,122 y 16,022 CUP/kg of removed nickel and the specific energy consumption of 1,709 to 2,342 kW-h/kg of Al.

Keywords: adsorption; kinetic; electrocoagulation; nickel.

Recibido: 15/05/2022

Aceptado: 28/08/2022

Introducción

La electrocoagulación se ha presentado como un método efectivo para la remoción de níquel de residuales líquidos de diferentes industrias.^(1,2,3,4,5,6,7,8)

En el caso de la industria del níquel en Cuba por la tecnología de lixiviación carbonato-amoniaca, en el proceso de destilación y obtención del carbonato básico de níquel, sistema Ni(II)-NH₃-CO₂-SO₂-H₂O, se obtiene un efluente líquido con una concentración de níquel disuelto remanente entre 0,2 y 1,0 g/L y varias especies en composición según las proporciones: $1,5 \leq \text{NH}_3/\text{CO}_2 \leq 2,0$; $1,8 \leq \text{Ni}/\text{S} \leq 3,2$; $10,4 \leq \text{CO}_2/\text{S} \leq 13,8$.⁽⁹⁾

En estudio a escala de laboratorio se determinaron las condiciones más favorables para la remoción del níquel de ese efluente industrial con el par de electrodos Al/Al. A una concentración inicial de 660 mg/L se obtuvo un 95 % de eficiencia a 9,8 mA/cm², 60 °C, pH 8,65 y 40 min de electrólisis.⁽¹⁰⁾ A los valores definidos para las variables independientes y níquel inicial entre 293 y 1356 mg/L, se determinó la cinética de reacción, la isoterma de adsorción, se caracterizó el precipitado por los métodos ICP-OES, DXR y FTIR, y se analizó el mecanismo de remoción. Se propuso un modelo cinético el cual sugiere que el proceso está determinado por la contribución simultánea de la resistencia de los mecanismos: nucleación, difusión externa, la reacción química y un posible efecto autocatalítico.

Posteriormente, a escala de banco se obtuvo una eficiencia de remoción promedio de 99,67 (+/-0,06) % para níquel inicial de 300 a 652 mg/L. El modelo cinético presentado previamente fue representativo de los nuevos resultados experimentales con un coeficiente de determinación (R²) de un 99,59 %.

Por otra parte, en la literatura se hacen referencias a varios modelos cinéticos de adsorción^(8,11,12,13,14,15) y de isotermas de adsorción^(8,11,12,13,14,15,16,17); teniendo en cuenta la caracterización del producto por técnicas como: DXR, FTIR, SEM, TGA-DSC, y el análisis de las interacciones químico-físicas adsorbato-adsorbente, se plantearon mecanismos de remoción.

Este trabajo tuvo el propósito de determinar la cinética e isoterma de adsorción para la remoción de níquel del sistema Ni(II)-NH₃-CO₂-SO₂-H₂O por electrocoagulación a

escala de banco, estimar el costo de operación y contrastar los resultados con los estudios previos a escala de laboratorio.

Fundamentación teórica

La adsorción es un fenómeno superficial en el cual átomos, iones o moléculas de gases, líquidos o sólidos disueltos son retenidos en la superficie de una sustancia sólida o líquida. Una de las etapas del proceso de electrocoagulación consiste en la adsorción de los contaminantes sobre los coagulantes.^(1,2,3,4,5,6,7,8,10,11)

En la literatura se identifican los modelos conceptuales: Modelos de isotermas de adsorción y modelo de superficie de coordinación.

Los modelos de isoterma describen el equilibrio de la adsorción de un material en una superficie a temperatura constante. Representa la cantidad de material unido a la superficie en función del material presente en la fase gas o en la disolución.⁽¹¹⁻¹⁶⁾

Por su parte, el modelo de superficie de coordinación trata la superficie de adsorción como un plano de grupos hidróxidos, X-OH, donde X representa átomos de metales (Ni, Fe, Al). Se considera que en los sitios de adsorción el -OH es un ligando ácido-base sensible y forma complejos en la disolución. Incorpora el modelo de la doble capa eléctrica modificado por Stern y Grahame (figura 1).^(18,19)

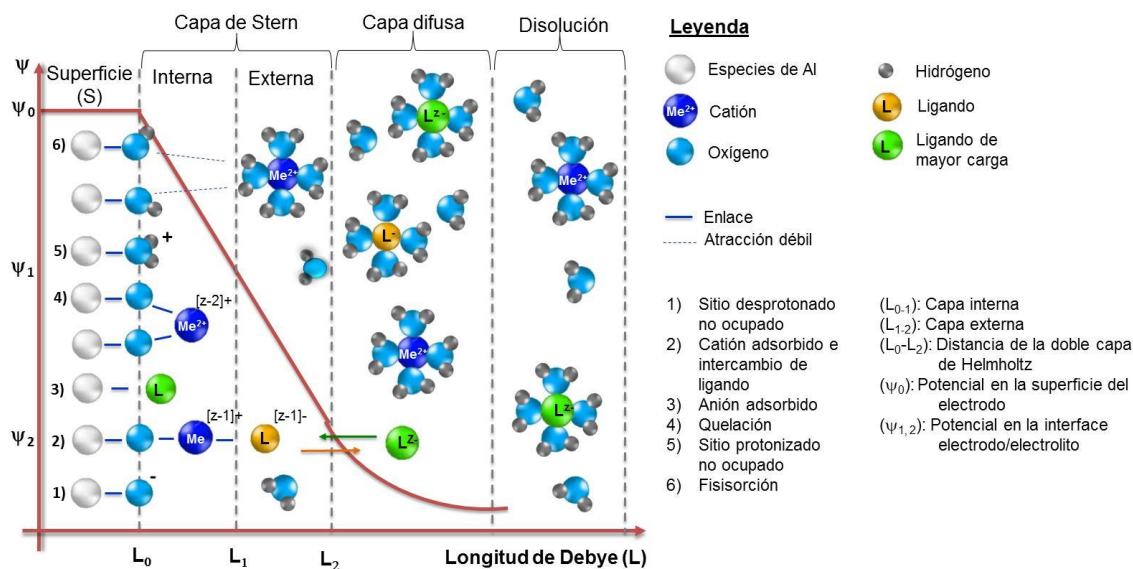


Fig. 1- Modelo de la doble capa eléctrica y de superficie de coordinación

La coordinación en la capa interior de Stern (plano interno de Helmholtz) consiste en que el ion central y el ligando están en contacto directo en un sitio específico de la superficie, con una interacción fuerte y estable. Involucra enlace iónico, covalente o la combinación de ambos.

Por otra parte, la coordinación en la capa exterior de Stern (plano externo de Helmholtz) resulta cuando una o más moléculas de agua se interponen entre el ion central y el grupo funcional ligando de la superficie con carga opuesta. Involucra interacciones electrostáticas débiles, se le denomina adsorción no específica y neutraliza la carga superficial en sitios deslocalizados.^(20,21,22,23,24)

El ion difuso se refiere al ion central rodeado de moléculas de agua (solvatado) el cual neutraliza la carga superficial en sitios deslocalizados. Los iones solvatados son intercambiables tanto de la esfera exterior como el ion difuso, por varias reacciones en equilibrio en la superficie de coordinación.⁽²³⁾

Materiales y métodos

El licor alimentado a la celda de electrocoagulación procedió de la empresa productora de níquel en Punta Gorda, Cuba. Se utilizó licor efluente de las columnas de destilación, además, se prepararon licores sintéticos a partir del Licor Producto ⁽⁹⁾, licor efluente y agua destilada (tabla 1).

Tabla 1-Caracterización del licor alimentado a la celda de electrocoagulación

Licor	pH	Concentración (g/L)						
		Ni	NH ₃	CO ₂	NH ₃ /CO ₂	S	SO ₄ ²⁻	S ₂ O ₃ ²⁻
LS ¹	8,67	0,319	1,48	1,18	1,25	0,03	0	0
	8,64	0,531	2,09	1,38	1,51	0,74	1,76	0
	8,65	0,966	3,49	3,35	1,04	0,11	0,01	0
LE ²	8,66	0,300	0,55	0,13	4,23	2,16	3,83	1,73
	8,60	0,525	0,70	0,18	3,89	2,21	4,21	2,01
	8,59	0,652	1,35	0,97	1,40	2,30	5,08	1,42

¹Licor sintético ²Licor efluente de las columnas de destilación

La electrocoagulación se realizó en un reactor cilíndrico de 25 L de capacidad útil, equipado con dos impelentes y dos pares de electrodos planos Al/Al.

Las variables dependientes fueron la remoción de níquel (X, %), el consumo de energía y de electrodo; las variables fijas, densidad de corriente de 8,3 mA/cm², pH 8,65, tiempo de retención 40 min y temperatura de 60°C; variable independiente, composición iónica del licor de alimentación.

Se determinó la capacidad de adsorción (Q_t) o cantidad de adsorbato adsorbido por unidad de adsorbente (mg/g) (1).^(10,13)

$$Q_t = (C_0 - C_t) \cdot \frac{V}{\Delta M_F} \quad (1)$$

donde

C₀ (mg/L) es la concentración inicial de níquel;

C_t (mg/L) concentración en cada intervalo de tiempo en la fase líquida;

V (L) volumen de disolución;

ΔM_F(g) cantidad de metal que se disuelve de acuerdo a la Ley de Faraday (2).

$$\Delta M_F = \frac{M \cdot I \cdot t}{n \cdot F} \cdot L \cdot \frac{1}{60} \quad (2)$$

donde

M (26,98 g/mol) peso molecular del [Al];

I (A) intensidad de corriente;

t (min) tiempo de electrocoagulación; n número de electrones para aluminio (n=3);

F constante de Faraday (96487 c/mol);

L número de electrodos ánodos.

Cuando la duración del proceso es lo suficientemente prolongado, Q_t es constante y determina la carga o capacidad de adsorción en el equilibrio (Q_e) experimental, correspondiente a la concentración (C_e) en el equilibrio.

Se evaluaron varios modelos de cinética de adsorción⁽¹¹⁻¹⁵⁾(tabla 2) y de isothermas de adsorción^(11-13,15-17) (tabla 3).

Tabla 2. Modelos cinéticos de adsorción

Modelos	Ecuaciones cinéticas	
Pseudo 1er orden	$\frac{dQ_t}{dt} = k_1 \cdot (Q_e - Q_t)$	$\ln(Q_e - Q_t) = \ln Q_e - k_1 \cdot t$ (3)
	Q_e y Q_t Cantidad ($\text{mg} \cdot \text{g}^{-1}$) adsorbida en equilibrio, t tiempo (min) de iniciado el proceso, k_1 constante de velocidad de adsorción (min^{-1}).	
Pseudo 2do orden	$\frac{dQ_t}{dt} = k_2 \cdot (Q_e - Q_t)^2$	$\frac{t}{Q_t} = \frac{1}{k_2 \cdot Q_e^2} + \frac{t}{Q_e} = \frac{1}{h} + \frac{t}{Q_e}$ (4)
	k_2 Constante de velocidad de adsorción ($\text{g} \cdot \text{mg}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$) h Velocidad de reacción inicial ($\text{g} \cdot \text{mg}^{-1}$).	
Elovich	$\frac{dQ_t}{dt} = \alpha \cdot \exp(\beta \cdot Q_t)$	$Q_t = \frac{1}{\beta} \cdot \ln(\alpha \cdot \beta) + \frac{1}{\beta} \cdot \ln(t)$ (5)
	α Velocidad de adsorción ($\text{mg} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$), β constante de desorción ($\text{g} \cdot \text{mg}^{-1}$)	
Avrami	$\frac{dQ_t}{dt} = k_{av}^n \cdot t^{n-1} \cdot (Q_e - Q_t)$	$\ln \left[-\ln \left(1 - \frac{Q_t}{Q_e} \right) \right] = n_{av} \cdot \ln k_{av} + n_{av} \cdot \ln t$ (6)
	K_{av} Constante cinética (min^{-1}), n_{av} Constante de Avrami	
Weber y Morris	$\frac{dQ_t}{dt} = \frac{1}{2} \cdot k_3 \cdot t^{-1/2}$	$Q_t = k_3 \cdot \sqrt{t} + c$ (7)
	k_3 Velocidad de difusión intraparticular ($\text{mmol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{min}^{-1/2}$)	

Tabla 3- Modelos de isotermas de adsorción

Modelos	Ecuaciones	
Langmuir	$\frac{C_e}{Q_e} = \frac{C_e}{q_{max}} + \frac{1}{q_{max} \cdot K_L} \quad R_L = \frac{1}{1 + K_L \cdot C_0}$	(8)
	q_{max} Máxima capacidad de adsorción (mg/g), K_L Constante de adsorción, R_L Constante de equilibrio.	
Redlich-Peterson	$\ln\left(\frac{C_e}{Q_e}\right) = \beta \cdot \ln(C_e) - \ln A$	(9)
	A: constante de la isoterma ($L \cdot g^{-1}$), β constante adimensional	
Temkin	$Q_e = \frac{R \cdot T}{b_T} \cdot \ln(A_T \cdot C_e) \quad Q_e = B \cdot \ln(C_e) + B \cdot \ln(A) \quad b_T = \frac{R \cdot T}{B}$	(10)
	b_T , Constante de Temkin (J/mol), T temperatura (K), R constante de los gases 8,31 J/ mol K, A_T Constante de equilibrio (L/mg) a la máxima energía límite.	
Koble-Carrigan	$\frac{1}{Q_e} = \left(\frac{1}{A_k \cdot C_e^p} \right) + \frac{B_k}{A_k}$	(11)
	A_k (mg/L), B_k (mg/L), p, son constante de la isoterma	
Freundlich	$\ln Q_e = \frac{1}{n} \cdot \ln C_e + \ln K_f$	(12)
	K_f : Constante de Freundlich de capacidad de adsorción (mg/g)/(mg/L) ⁿ n : La intensidad o energía de adsorción (adimensional).	

Los parámetros de los modelos se ajustaron aplicando el StatGraphic 5.1 y el Microsoft Excel; la mejor calidad de ajuste se decidió por el mayor coeficiente de determinación (R^2). Se calculó el costo de operación por kg de níquel removido (C_{op} , CUP/kg), la eficiencia de la corriente eléctrica (η) y el consumo específico de energía por kg electrodo disuelto (See , kW-h/kg), (3)-(6).^(4,10)

$$C_{op} = [C_{en} \cdot a + \Delta M_{exp} \cdot b] \cdot \frac{1}{m_{Ni}} \quad (13)$$

$$C_{op} = \left[a \cdot U \cdot I \cdot t \cdot \frac{1}{60} + b \cdot \Delta M_{exp} \right] \cdot \frac{1}{[Ni] \cdot V \cdot x_{Ni}} \quad (14)$$

$$\eta = \frac{\Delta M_{exp}}{\Delta M_F} \quad (15)$$

$$See = \frac{n \cdot F \cdot U}{3600 \cdot M \cdot \eta} \quad (16)$$

donde

C_{en} (kW-h) consumo de energía;
 a (3,88 CUP/kW-h) costo de la energía eléctrica;
 b (46,08 CUP/kg) costo del electrodo de aluminio;
 ΔM_{exp} pérdida de peso experimental de los electrodos;
 m_{Ni} (kg) masa de níquel removido;
 U (V) tensión;
 $[Ni^{2+}]$ (g/L) concentración inicial;
 V (L) volumen útil de la celda;
 x_{Ni} fracción convertida o remoción de níquel.

Resultados y discusión

La eficiencia de remoción de níquel (X) por electrocoagulación alcanzó un promedio de 99,65 (+/-0,07) % al procesar los licores efluentes del proceso industrial de destilación y la concentración en equilibrio (C_e) resultó menor que 2 mg/L en el residual. En la medida que incrementó la concentración de 300 a 652 mg/L, aumentó la capacidad de adsorción (Q_e) y sugiere que no se consiguió la máxima capacidad a las condiciones experimentales (tabla 4).

Tabla 4-Concentración en equilibrio y capacidad de adsorción del níquel a 8,3 mA/cm², 60°C, 40 min y pH8,64+/-0,033

Ni (mg/L)	300	525	652	319*	531*	966*
X (%)	99,7	99,6	99,7	98,1	96,6	78,4
Ce (mg/L)	1	2	2	6	18	209
Qe (mg·g⁻¹)	3342	5845	7264	3498	5733	8460

* Licor sintético (LS)

Sin embargo, al utilizar licor sintético la remoción (x) fue inferior y disminuyó con el incremento del níquel en disolución para un níquel remanente entre 6 y 209 mg/L. Los resultados experimentales se ajustaron a los modelos cinéticos de adsorción. De acuerdo al coeficiente de determinación (R^2), se ordenaron por su calidad de

ajuste según: (1) pseudo-segundo orden > (2) Avrami> (3) Elovich> (4) Weber-Morris >>> (5) pseudo-primer orden (ver tabla 5).

El modelo de pseudo-segundo orden mostró que en la medida que incrementó la concentración inicial de níquel disminuyó la constante de velocidad (k_2), lo que se atribuye a la saturación de los centros activos de la superficie de adsorción con el catión $[Ni^{2+}]$ incrementando el tiempo necesario de electrocoagulación. Al operar con los licores sintéticos se alcanzó menor k_2 y se atribuye a la inferior concentración de especies aniónicas, fundamentalmente de azufre $[S_xO_y^{Z-}]$.

Por su parte, el modelo de *Avrami* tuvo una calidad de ajuste $95,4 \leq R^2 \leq 98,7\%$ para los licores efluentes del proceso y la constante cinética (k_{av}) también disminuyó proporcionalmente con la concentración de $[Ni^{2+}]$. Fue más representativo de los datos para alta concentración inicial de $[Ni^{2+}]$.

Tabla 5-Constantes de los modelos cinéticos de adsorción

Ni (mg/L)	300	525	652	319*	531*	966*
Pseudo - segundo orden						
$k_2 \cdot 10^{-6}$ (g·mg ⁻¹ ·min ⁻¹)	99,66	33,73	9,66	97,07	20,90	5,08
R ²	99,6	98,8	94,4	99,5	98,4	88,0
Avrami						
k_{av} (min ⁻¹)	0,146	0,120	0,072	0,086	0,053	0,043
n_{av}	1,09	1,08	1,66	1,28	1,05	1,04
R ²	95,4	96,2	98,7	92,7	97,6	96,2
Elovich						
$\beta \cdot 10^{-3}$ (g·mg ⁻¹)	1,46	0,41	0,34	1,75	0,22	0,27
α (mg·g ⁻¹ ·min)	3299,3	1297,4	973,5	114,9	1442,3	50,3
R ²	89,4	97,1	96,19	79,6	98,5	94,0
Weber & Morris						
k_3 (mmol·g ⁻¹ ·min ^{-1/2})	226,6	532,93	1284,5	239,11	1982,9	3299,9
n (mg·g ⁻¹)	2036,7	2671,5	346,4	2132,2	1052	4428
R ²	74,8	93,1	91,7	71,2	99,8	97,8

* Licor sintético

El modelo de *Elovich* supone que los sitios activos del adsorbente son heterogéneos y exhiben diferentes energías de activación. La constante cinética de velocidad (α) incrementó proporcionalmente con la concentración de $[Ni^{2+}]$, sugiere que incide más de un mecanismo en el proceso ($89,4 \leq R^2 \leq 97,1\%$); y la

constante (β) relacionada con la energía de activación y la extensión de la superficie de adsorción, disminuyó con el incremento del $[\text{Ni}^{2+}]$ en todo el intervalo. Por su parte, el modelo de *Weber–Morris* fue menos representativo de los datos ($74,8 \leq R^2 \leq 93,1$ %) refleja la influencia de la transferencia de masa externa seguido por la difusión interpartícula en poros de diferentes tamaños. Sugiere que el transporte de soluto a través de la estructura interna de los poros del adsorbente y la difusión propiamente dicha en el sólido no es un paso en el mecanismo, en correspondencia con el modelo de tiempo de conversión (Parte I), donde la difusión interna pudo prescindirse del proceso por su baja significación estadística.

Isotermas de adsorción de níquel

El modelo más representativo de los datos para los licores efluentes fue la isoterma de *Koble-Carrigan* (A_k : 3638 mg/L, B_k : 0,09 mg/L, p : 1,08), con un coeficiente de determinación (R^2) 96,2%, refiere que la adsorción es una mezcla (*Langmuir* y *Freundlich*) y no precisamente la monocapa ideal de adsorción, homogénea y de sitios idénticos, sino que la distribución de los sitios activos y la energía en la superficie tiende a ser heterogénea; además, no se desprecian las interacciones entre el adsorbato.

En cambio, para el licor sintético, la isoterma más representativa fue *Langmuir* (99,9 %) seguida por *Koble-Carrigan* (99,8 %). De ambos modelos se puede inferir como posible mecanismo fundamental la quimisorción monocapa sobre un número finito de sitios específicos. Los parámetros de *Langmuir* son: q_{max} : 8 879 mg/g; K_L : 0,096 7 L/mg y la constante de equilibrio $0,011 \leq R_L \leq 0,031$.

Análisis del mecanismo de remoción del níquel

A partir del análisis cinético y de isotermas de adsorción, siguiendo los resultados presentados en la parte I de este trabajo, se refiere que el proceso de remoción

del níquel por electrocoagulación del sistema Ni(II)-NH₃-CO₂-SO₂-H₂O está determinado por la resistencia de los mecanismos:

La formación aleatoria del electrocoagulante Al(OH)₃ y el crecimiento de la superficie de adsorción, a partir de las reacciones de hidrólisis y polimerización del aluminio, originando las especies monoméricas, poliméricas, oligoméricas de aluminio y el Al(OH)₃, donde se produce la adsorción de los contaminantes (Ni²⁺, S_xO_y^{z-}, CO₃²⁻, NH₃) en los centros activos por interacción electrostática y superficie de coordinación, y la posterior cristalización, en competencia con aquella nucleación que se produce al crecer los depósitos sobre los electrodos (ecuación de *Kolgomorov-Johnson-Mehl-Avrami-Erofeev*). La difusión externa del adsorbato en la película o capa límite hasta la superficie del adsorbente (modelo 2D). La reacción química en los centros activos de la superficie de coordinación (Ley de Potencia) y la contribución de un posible efecto autocatalítico (*Roginskii-Shultz*).

La significación estadística de la concentración de azufre y dióxido de carbono sobre la remoción, de acuerdo al modelo tiempo de conversión, ratifica el efecto favorable de los aniones [S_xO_y^{z-}; CO₃²⁻] sobre el proceso. Estos son atraídos por fuerzas electrostáticas para balancear las cargas y se adsorben en la superficie de coordinación; en interacción con la concentración inicial de níquel, activan un efecto sinérgico que propicia la remoción.

Costo estimado de operación

Se determinó el costo de operación (Cop) por consumo de electrodo y de energía eléctrica para el licor efluente del proceso. A un 98% de remoción de níquel, los costos fueron entre 9,268 y 13,352 CUP/kgde Ni; mientras que para un 99% de remoción, Cop incrementó hasta un 18,8% para un níquel remanente máximo de 7 mg/L (tabla 6).

Tabla 6-Costos estimados de operación para la remoción de níquel por electrocoagulación, 8,3 mA/cm², 60°C, pH 8,64+/-0,033

Ni (mg/L)		300	525	652
See (kW-h/kg de Al)		2,342	1,905	1,709
X: 98 %	Costo (CUP/kg de Ni)	13,352	9,994	9,268
	Ni remanente (mg/L)	6	11	13
X: 99 %	Costo (CUP/kg de Ni)	16,022	12,300	11,122
	Ni remanente (mg/L)	3	5	7

De acuerdo al mecanismo de remoción, se considera de interés evaluar la recirculación de una suspensión del producto obtenido, a determinada concentración de sólidos, al reactor de electrocoagulación a condiciones no saturadas de los sitios de adsorción, según el modelo de isoterma a seguir.

Conclusiones

1. Se obtuvo una eficiencia promediode remoción de níquel por electrocoagulación del licor efluente del proceso de destilación industrial, sistema Ni(II)-NH₃-CO₂-SO₂-H₂O, de 99,65 (+/-0,07) %, para una concentración en equilibrio residual menor o igual que 2 mg/L y capacidad de adsorción entre 3342 y 7264 mg/gen el intervalo definido para las variables independientes.
2. Se estima que el proceso se encuentra probablemente bajo el control de la resistencia de los mecanismos reacción química y su contribución autocatalítica.
3. El costo de operación por consumo de energía eléctrica y de electrodo fue 11,12 y 16,02 CUP/kgde Ni y el consumo específico de energía de 1,709 a 2,342 kW-h/kg de Al.

Nomenclatura

a: Costo de la energía eléctrica (CUP / kW-h)

b: Costo del electrodo (Me, CUP / kg)

C_{en}: Consumo de energía (kW-h)

C_{op} : Costo de operación por kg de níquel removido (CUP/kg)

F: Constante de Faraday (96487 c / mol)

I: Intensidad de corriente (A)

See: Consumo específico de energía eléctrica por kg de electrodo (kW-h/kg)

t: Tiempo de electrocoagulación (min)

U: Tensión (V)

X: Remoción de Ni (%)

ΔM_{exp} : Pérdida de peso experimental de los electrodos (g)

ΔM_F : Cantidad de metal que se disuelve de acuerdo a la Ley de Faraday (g)

$E_{ta-\eta}$: Eficiencia de la corriente eléctrica

Referencias bibliográficas

1. VLACHOU, M., *et al.* Effect of various parameters in removing Cr and Ni from model wastewater by using electrocoagulation. *Global NEST J.*[en línea]. 2013, **15**(4). 494-503. ISSN: 2241-777X.
2. SABEDOT-PERTILE, T., JONKO, E. Treatment of hydrocyanic galvanic effluent by electrocoagulation. *Korean J ChemEng*[en línea]. 2017, **34**(10). ISSN: 1975-7220. DOI: 10.1007/s11814-017-0178-y
3. SHUNXI-ZHANG, XIAOHONG-YANG, *et al.* Treatment of wastewater containing nickel by electrocoagulation. *Environ. Eng. Sci.*[en línea]. 2017,**34**(12). 861–871. ISSN: 1557-9018, DOI: 10.1089/ees.2016.0621
4. BEYAZIT, N. Copper (II), Chromium (VI) and Nickel (II) Removal from Metal Plating Effluent by Electrocoagulation. *Int. J. Electrochem. Sci.*[en línea]. 2014, **9**(8). 4315 – 4330. ISSN: 1452-3981.
5. LEKHLIF, B., OUDRHIRI, L., ZIDANE, F., *et al.* Study of the electrocoagulation of electroplating industry wastewaters charged by nickel (II) and chromium (VI). *J. Mater. Environ. Sci.* 2014, **5**(1). 111-120. ISSN: 2028-2508.

6. KALEEM, M. K, *et al.* Efficiency of Aluminum and Iron Electrodes for the Removal of Heavy Metals by Electrocoagulation Method. *J. Korean Chem. Soc.*[en línea]. 2013, **57**(3). 316-321. ISSN: 1229-5949. DOI: 10.5012/jkcs.2013.57.3.316
- 7.MANSOUR, S. E; HASIEB, I. H. Removal of Nickel from drinking water by electrocoagulation technique using alternating current. *Curr. Res. Chem.*[en línea]. 2012, **4**(2). 41-50. ISSN: 2348-5221. DOI: 10.3923/crc.2012.41.50
8. AL-QODAH, Z., AL-SHANNAG, M. Heavy metal ions removal from wastewater using electrocoagulation processes. *Sep. Sci. Technol.* [en línea]. 2017, **52**(17). 2649-2676. ISSN: 1520-5754. DOI: 10.1080/01496395.2017.1373677
9. ROJAS-VARGAS, A., *et al.* Lixiviación carbonato amoniaca: estimación del níquel disuelto en el efluente de destilación. *Revista de Metalurgia* [en línea]. 2019, **55**(3). 1-11. ISSN-L: 0034-8570. DOI: 10.3989/revmetalm.149
- 10.ROJAS-VARGAS, A., RICARDO-RIVERON, *et al.* Remoción de níquel por electrocoagulación del sistema Ni(II)-NH₃-CO₂-SO₂-H₂O con electrodos de aluminio. *Tecnología Química*[en línea]. 2020, **40**(2). ISSN: 2224-6185.
11. NARIYAN, E., SILLANPÄÄ, M., *et al.* Electrocoagulation treatment of mine water from the deepest working European metal mine - Performance, isotherm and kinetic studies. *Sep. Purif. Technol.* 2017, **177**, 363–373. e-ISSN: 1383-5866. DOI: 10.1016/j.seppur.2016.12.042
12. INYINBOR A.A., ADEKOLA, F.A., OLATUNJI, G.A. Kinetics, isotherms and thermodynamic modeling of liquid phase adsorption of RhodamineB dye on to Raphiahookerie fruit epicarp. *Water Resources and Industry.* 2016, **15**. 14–27.e-ISSN: 2212-3717.DOI: 10.1016/j.wri.2016.06.001
13. IDOWU-ADEOGUN, A., BABU-BALAKRISHNAN, R. Kinetics, isothermal and thermodynamics studies of electrocoagulation removal of dye rhodamine B. *Appl Water Sci.*2015.e-ISSN: 2190-5495. DOI: 10.1007/s13201-015-0337-4
14. ÇIRIĞ, N.S., KUBILAY, Ş., SAVRAN, A., *et al.* Kinetics and Thermodynamic Studies of Adsorption of Methylene Blue. *IOSR-JAC*, [en línea]. 2017, **10**(5). 53-63. ISSN: 2278-5736. DOI: 10.9790/5736-1005015363

15. KAMARAJ, R., GANESAN, P., VASUDEVAN, S. Removal of lead from aqueous solutions by electrocoagulation: isotherm, kinetics and thermodynamic studies. *Int. J. Environ. Sci. Technol.* 2015, **12**. 683–692. e-ISSN: 1735-1472. DOI: 10.1007/s13762-013-0457-z
16. YOOSEFIAN, M., AHMADZADEH, S., AGHASI, M., *et al.* Optimization of electrocoagulation process for efficient removal of ciprofloxacin antibiotic using iron electrode; kinetic and isotherm studies of adsorption. *J. Mol. Liq.* 2016. DOI: 10.1016/j.molliq.2016.11.093
17. AYAWEI, N., EBELEGI, A.N., WANKASI, D. Modelling and Interpretation of Adsorption Isotherms. *J. Chem-NY.* 2017. ISSN: 2090-9071. DOI: 10.1155/2017/3039817
18. YUTINAN-QIAN. Explore adsorption compression using computational and experimental methods. [Johns Hopkins University]. (Thesis for the degree of Master of Science), 2019.
19. RISA-VIEIRA, A. Surface complexation modeling of Pb(II), Cd(II) and Sc(II) onto iron Hydroxide in single a bisolute systems. [University of Texas Austin]. (Thesis for the degree of Doctor of Philosophy), 2006.
20. PILON, L., WANG, H., D'ENTREMONT, A. Recent Advances in Continuum Modeling of Interfacial and Transport Phenomena in Electric Double Layer Capacitors. *J. Electroch. Soc.*, 2015, **162**(5). A5158-A5178. ISSN. 0013-4651
21. PINZÓN, B. M.L., VERA, V.L.E. Cinética de bioadsorción de Cr (III) usando cáscara de naranja. *Dyna.* 2009, **160**, 95-106. ISSN 0012-7353.
22. QINGWEN-HE. Investigation of stabilization mechanisms for colloidal suspension using nanoparticles. [University of Louisville]. (Thesis for the degree of Doctor of Philosophy), 2014.
23. STUMM-WERNER. The Inner-Sphere Surface Complex. A Key to Understanding Surface Reactivity. 1995, *J. Am. Chem. Soc.* ID: 0065-2393/95/0244-0001\$09.28/0.
24. SABÍN, F.J.D. Estabilidad coloidal de nanoestructuras liposómicas. [Universidad de Santiago de Compostela]. (Tesis Doctoral), 2007.

Conflicto de interés

Los autores declaran que no existen conflictos de interés.

Contribución de los autores

Armando Rojas Vargas: diseño y desarrollo, análisis y expresión de los resultados.

María Elena Magaña Haynes: desarrollo y expresión de los resultados.

Dania Del Toro Álvarez: diseño y revisión crítica.

Crispin Sánchez Guillen: diseño y revisión crítica.