

Aplicación de un Reactor Electroquímico a Escala Piloto, Operando en Modo Potenciostático para la Regeneración de Baños Agotados de Mordentado¹

Applying a Pilot Scale Electrochemical Reactor, Operating in Potentiostatic Mode for Regenerating Spent Baths Etching

H. Reyes, V. Pérez, J. Ariza

Recibido Marzo 10 de 2013 - Aceptado Mayo 30 de 2013

Resumen - En el tratamiento de los baños agotados de mordentado de las industrias de metalizado de plásticos se emplea un reactor electroquímico de tipo filtro-prensa a escala piloto como medio de recuperación del cromo hexavalente, mediante la oxidación del cromo trivalente sobre un ánodo de plomo. Esta investigación se centró en el estudio de un reactor de tal tipo, con el objetivo de estudiar su comportamiento operando en modo potenciostático de 5 y 7.5 V, con soluciones reales de baños de mordentado. Se evaluaron parámetros básicos para el diseño de reactores electroquímicos como son: el rendimiento eléctrico, el grado de conversión alcanzado, la productividad específica y la energía específica consumida, acoplando el reactor electroquímico con uno y dos separadores cerámicos fabricados a 250 kg/cm² y 0 % de almidón.

Palabras clave - Mordentado, Reactor electroquímico, Rendimiento eléctrico, Tiempo de residencia, Separador cerámico.

Abstract— when treating the exhausted baths etching industries metalized plastic is used an electrochemical reactor of the filter press type pilot scale as the recovery of hexavalent chromium by oxidation of trivalent chromium on an anode lead. This research focused on the study of a reactor of that type, in order to study their behavior operating in potentiostatic mode of 5 and 7.5 V, with real solutions etching baths. Basic parameters were evaluated for designing electrochemical reactors such as: electrical performance, the conversion reached, the specific productivity and specific energy consumed coupling the electrochemical reactor one and two ceramic separators manufactured 250 kg/cm² and 0 % starch.

Key Words - Etching, Electrochemical Reactor, Electrical Performance, Residence Time, Ceramic Separator.

I, NOMENCLATURA

X	: Grado de conversión del reactivo
X_R	: Grado de conversión por paso
ϕ	: Rendimiento eléctrico
η	: Productividad específica
k	: Coeficiente de transferencia de materia
a_e	: Superficie específica del electrodo
DTR	: Distribución de Tiempos de Residencia
U_c	: potencial de celda constante
E_s	: Energía específica
S-0-250	: Separador cerámico 0 % de almidón y presión 250 kg/cm ²
τ_s	: Tiempo de residencia del tanque
ϵ	: Porosidad

¹ Producto derivado del proyecto de investigación "RECROM", desarrollado por el grupo de investigación en Ingeniería Electroquímica y Corrosión, vinculado al Departamento de Ingeniería Química y Nuclear de la Universidad Politécnica de Valencia. España.

H. Reyes es Ph.D en Ingeniería Química y Nuclear, Director de la Maestría en Química de la Facultad de Ciencias Básicas y Tecnologías de la Universidad del Quindío. Docente Investigador, Armenia Colombia Cra 14 Calle 12 N (correo e.: hreyes@uniquindio.edu.co).

V. Pérez-Herranz es Ph.D en Ingeniería Química y Nuclear, Director del Departamento de Ingeniería Química y Nuclear de la Universidad Politécnica de Valencia, España. Camino de Vera S/N (correo e.: vperez@upv.es).

J. Ariza es MsC en Ingeniería, Director del Programa de Química y docente investigador en la Facultad de Ciencias Básicas y Tecnologías de la Universidad del Quindío, Armenia, Colombia. Cra 14 Calle 12 N (correo e.: jairoah@uniquindio.edu.co).

II. INTRODUCCIÓN

Los baños agotados procedentes de la industria de tratamientos de superficies y de las aguas de lavado asociadas, deben ser tratados antes de su vertido para disminuir la concentración de iones metálicos a un nivel aceptable para su descarga. La opción más conveniente es concentrar los metales hasta conseguir un valor de concentración que puedan ser recirculados al baño de metalizado; esto reduce significativamente los costos de disposición al alargar la vida de los baños y minimizar el vertido de los baños agotados [1-3].

Cuando el volumen de solución a tratar en un proceso electroquímico es muy grande, normalmente se asocia al reactor propiamente dicho un tanque de almacenamiento, asegurando así la circulación del electrolito por el interior de la zona de reacción de forma continua [4]. Este es un modo de operación muy versátil que presenta las siguientes ventajas:

1. Permite tratar mayores volúmenes de electrolito.
2. Permite mejor manejo y control de variables como la temperatura, el pH y la composición del electrolito soporte.
3. La preparación de la mezcla de reacción se puede llevar a cabo en el tanque de almacenamiento.
4. El tanque se puede utilizar como sistema de separación de gases o sólidos.

Con este tipo de operación, además de lograr un mayor tiempo de residencia del electrolito en el sistema, se obtienen valores elevados del coeficiente de transferencia de materia, manteniendo el caudal en el valor adecuado [5, 6].

Para un reactor electroquímico asociado a un tanque de almacenamiento, como el de la Fig. 5, su comportamiento se puede asimilar al de un reactor de flujo de pistón con dispersión axial.

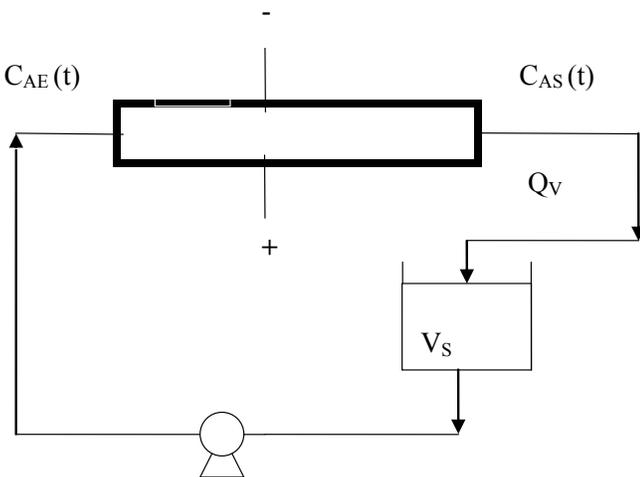


Fig. 1. Reactor electroquímico asociado a un tanque de almacenamiento.

El grado de conversión por paso que se consigue dentro del reactor es:

$$X_R = 1 - \exp(-k \cdot a_e \cdot \tau_R) \quad (1)$$

donde k es el coeficiente de transferencia de materia, a_e la superficie específica y τ_R el tiempo de residencia del reactor. La relación entre las concentraciones de entrada $C_{AE}(t)$ y salida $C_{AS}(t)$ vale:

$$C_{AS}(t) = C_{AE}(t) \exp(-k \cdot a_e \cdot \tau) \quad (2)$$

Por otro lado, el balance de materia en el tanque de almacenamiento viene dado por:

$$\tau_S \frac{dC_{AE}(t)}{dt} = C_{AS}(t) - C_{AE}(t) \quad (3)$$

donde τ_S es el tiempo de residencia del tanque y se cumple que $\tau_R \ll \tau_S$ ya que el volumen del tanque de almacenamiento es muy superior al del reactor.

La integración de la ecuación (2) teniendo en cuenta la ecuación (3) permite obtener la siguiente expresión para el grado de conversión del sistema:

$$X(t) = \frac{C_{AE}(0) - C_{AE}(t)}{C_{AE}(0)} = 1 - \exp\left(-\frac{t}{\tau_S} X_R\right) \quad (4)$$

donde $X(t)$ es el grado de conversión total del sistema y X_R es el grado de conversión alcanzado dentro del reactor en cada paso de electrolito dado por la ecuación (1).

Se ha elegido un caudal de trabajo de 20 l/h y se utilizan como promotores de turbulencia bolas de vidrio de 3 mm de diámetro, las cuales, aun tratándose de un caudal relativamente bajo garantizan una distribución uniforme de corriente en el reactor, permitiendo una Distribución de Tiempos de Residencia (DTR) constante sin oscilaciones ni irregularidades [7 - 9]. Por otro lado, el grado de conversión por paso alcanzado dentro del reactor electroquímico depende del producto $k \cdot a_e \cdot \tau_R$. Como la superficie específica, a_e , está fijada, el grado de conversión por paso que se consiga dentro del reactor depende del producto del coeficiente de transferencia de materia k , y del tiempo de residencia en el reactor τ_R , y ambos parámetros dependen del caudal, así: un aumento del caudal de electrolito mejora el coeficiente de transferencia de materia, pero hace que disminuya el tiempo de residencia [10 - 13]. El trabajar a un caudal bajo de 20 l/h, permite conseguir tiempos de residencia elevados en el reactor electroquímico, mientras que el uso de promotores de turbulencia garantiza la transferencia de materia. Trabajar a caudales más altos haría que el tiempo de residencia en el reactor fuera muy bajo, mientras que trabajar a caudales menores de 20 l/h hace que la DTR pueda presentar irregularidades.

III. DESARROLLO DEL ARTÍCULO

A. Procedimiento experimental

En la Fig. 2 se observa el esquema del montaje experimental cuando se utiliza el reactor con dos compartimentos. El montaje consta de dos tanques de almacenamiento de las soluciones de trabajo: una solución procedente de un baño de mordentado agotado real (solución problema), que se alimenta en el compartimento de oxidación del reactor y de una solución de H_2SO_4 1 M que se alimenta en el compartimento catódico, cuando el reactor piloto se aplica a la regeneración de los baños de mordentado agotados.

Las soluciones se alimentan al reactor mediante una bomba peristáltica y una bomba centrífuga de teflón; los caudales se miden mediante rotámetros provistos de válvulas que permiten regular el caudal de cada solución.

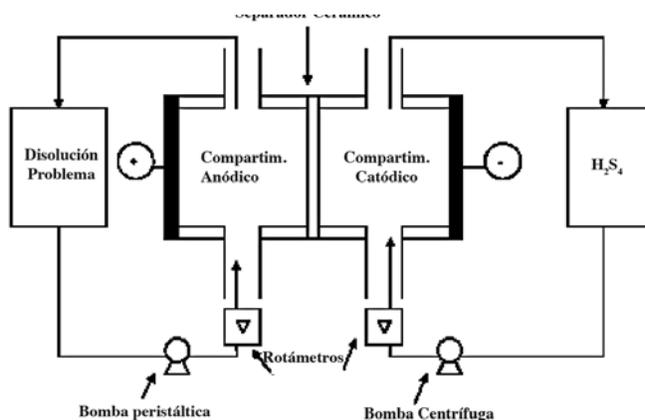


Fig. 2. Esquema del montaje experimental con un compartimento y un separador cerámico.

Los ánodos de Pb-Sn (5 %) se tratan con una solución de H_2SO_4 1 M durante dos días con el fin de obtener una película de óxido de plomo, fundamentalmente PbO_2 sobre la superficie del electrodo, que es buen conductor de la corriente eléctrica y protege al electrodo de la corrosión [14]. Estos electrodos son de forma cuadrada y sus dimensiones son 9.6x9.6 cm y espesor 0.3 cm. [15 - 16].

El separador cerámico utilizado es el S-0-250, de forma cuadrada y dimensiones 13.6x13.6 cm, espesor, e , 0.7 cm. Su composición es: 50.5 % caolín, 49.5 % alúmina, y sus propiedades estructurales son: diámetro medio de poro, dp , 0.37 μm , porosidad, ϵ , 0.500, densidad, ρ , 1.60 $g \cdot cm^{-3}$ [15, 17].

En la Fig. 3, se muestra una fotografía del reactor electroquímico a escala piloto con sus componentes.

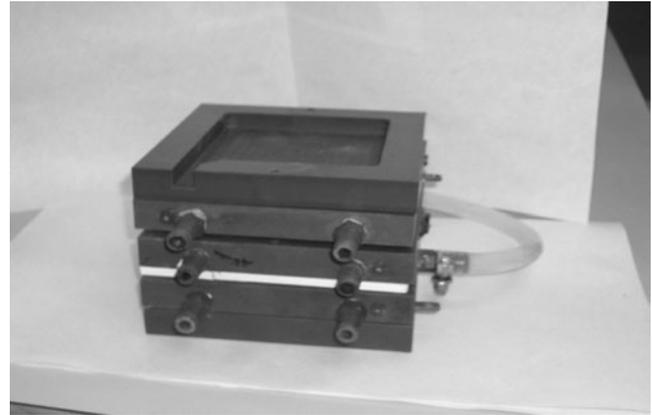


Fig. 3. Reactor electroquímico a escala piloto.

Una vez seleccionados los promotores de turbulencia y el caudal de trabajo, el reactor se aplicó a la regeneración de los baños agotados de mordentado mediante la oxidación del cromo trivalente a cromo hexavalente en el compartimento anódico del reactor [15]. Se llevaron a cabo experiencias a voltaje constante de 5 y 7.5 V y se evaluaron las diferentes "Figuras de mérito" del reactor electroquímico, a temperatura ambiente.

B. Discusión de resultados

El trabajar a potencial total de celda constante no permite fijar la reacción que sucede, ni la velocidad de la reacción electroquímica, pero esta forma de trabajo es habitual en procesos de revalorización de metales, en procesos de mordentado y en el de tratamientos de superficies.

En la Fig. 4 se observa la evolución de la intensidad de corriente con el tiempo para el reactor electroquímico a escala piloto, cuando se trabaja a potenciales de celda constante de 5 y 7.5 V y está acoplado el separador cerámico microporoso S-0-250 [15, 18].

Trabajando a voltaje de celda (U_c) constante, la velocidad de reacción y por tanto la intensidad evoluciona con el tiempo de acuerdo a las reacciones que se producen. En la Fig. 4 se observa como al menor voltaje de trabajo en el reactor electroquímico la intensidad aumenta inicialmente para luego estabilizarse en un valor prácticamente constante de 3 A aproximadamente, mientras que al voltaje de operación de 7.5 V, la intensidad aumenta rápidamente al principio, alcanzando un valor máximo y luego disminuye lentamente con el tiempo. El aumento inicial se debe al periodo de activación del electrodo. La intensidad que se alcanza cuando se opera a 7.5 V es mayor en todo momento a la que se alcanza cuando se opera a 5 V.

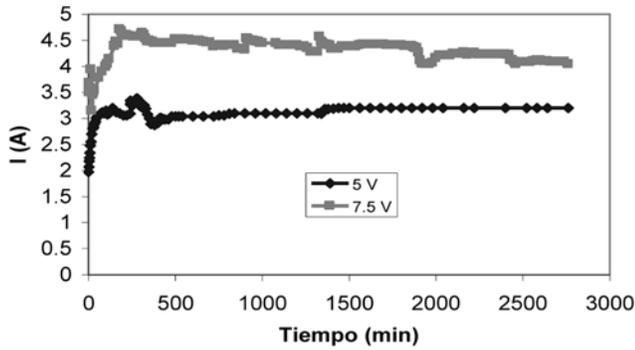


Fig. 4. Evolución de la intensidad con el tiempo para el reactor a escala piloto con un separador cerámico a $U_c = Cte$

La evolución del grado de conversión, X , con el tiempo para los dos voltajes de trabajo se presenta en la Fig. 5. El grado de conversión aumenta de forma continua con el tiempo y se aproxima de forma asintótica al valor final y puede comprobarse como en todo momento el grado de conversión alcanzado para el potencial de trabajo de 7.5 V es mayor que el que se alcanza para 5 V, debido a que la intensidad total y por tanto la velocidad de reacción en el interior del reactor electroquímico es mayor para el potencial de trabajo más elevado.

La ecuación 4 muestra que el grado de conversión depende sólo del tiempo adimensional (t/τ_s) y del grado de conversión en cada paso en el reactor electroquímico y el cociente X_R/τ_s se puede determinar a partir de la representación del $\ln(1-X)$ frente al tiempo que debe dar una línea recta. De igual forma en la Fig. 5 se representa el modelo de la ecuación (1) junto con los datos experimentales [4].

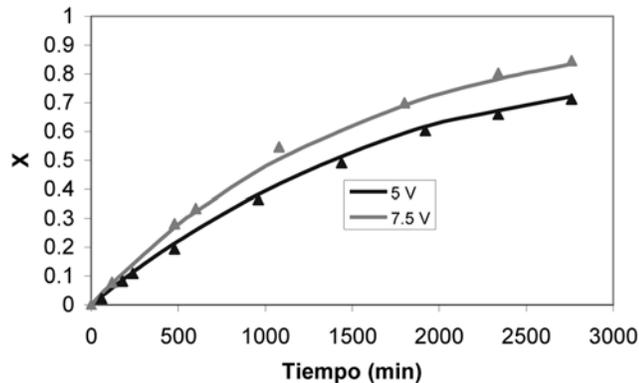


Fig. 5. Evolución del grado de conversión con el tiempo para el reactor a escala piloto con dos compartimentos a $U_c = Cte$.

En la Fig. 6, se representa el $\ln(1-X)$ frente al tiempo para los dos voltajes de trabajo. Del ajuste de los datos experimentales al modelo de la ecuación (4) se obtienen valores de X_R/τ_s de 0.013 min^{-1} y 0.0152 min^{-1} para los voltajes de 5 y 7.5 V respectivamente.

Los valores obtenidos indican que al aumentar el voltaje de trabajo aumenta ligeramente el grado de conversión por paso en el reactor electroquímico, ya que el tiempo de

residencia global, τ_s permanece constante. Esto es debido a que al aumentar el voltaje aumenta la intensidad y por tanto la velocidad de reacción [19]. Sin embargo, el aumento del grado de conversión por paso en el reactor no es proporcional al aumento del voltaje, ya que al aumentar la intensidad disminuye el rendimiento eléctrico.

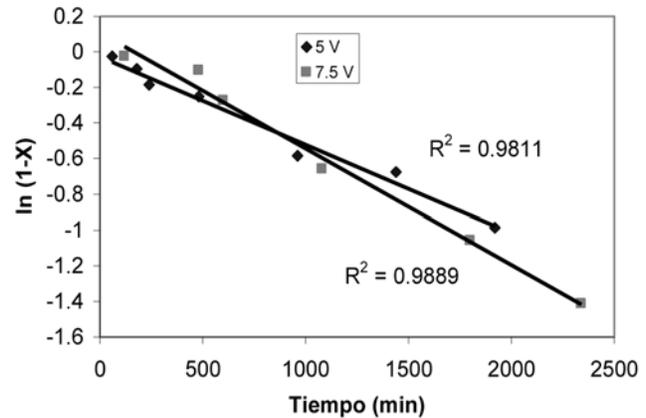


Fig. 6. Determinación del parámetro X_R/τ_s para el reactor a escala piloto con dos compartimentos a $U_c = Cte$.

La evolución del rendimiento eléctrico, ϕ , con el tiempo se presenta en la Fig. 7, siendo el comportamiento similar para los dos potenciales de trabajo. Inicialmente es máximo, y posteriormente disminuye lentamente con el tiempo. El comportamiento inicial se debe al período de activación que necesita el electrodo para que se produzca la reacción de oxidación del Cr(III) y cuyo efecto se vio reflejado en la evolución de la intensidad con el tiempo, tal como se ha comentado anteriormente.

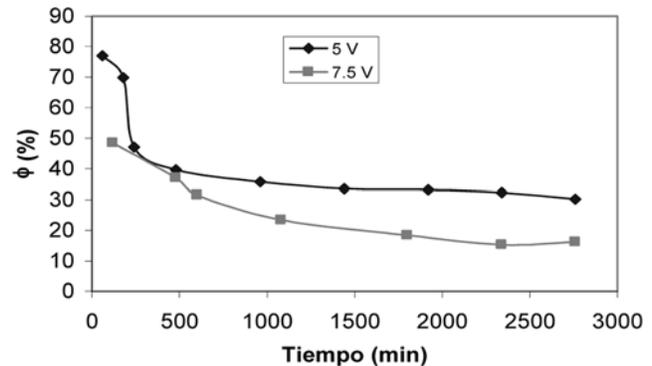


Fig. 7. Evolución del rendimiento eléctrico con el tiempo para el reactor electroquímico con un separador a $U_c = Cte$.

El rendimiento eléctrico alcanzado es bueno para los dos potenciales de trabajo, del orden del 25% cuando se opera a 7.5 V y del 35 % cuando se opera a 5 V, los cuales son valores típicos para este tipo de proceso de oxidación-reducción del cromo [3, 15, 20, 21]. El rendimiento eléctrico alcanzado para el voltaje de 5 V es superior al que se alcanza con 7.5 V debido a que aunque la cantidad de Cr(VI) recuperada en este último caso es mayor, la intensidad que circula por el reactor electroquímico también es mayor a la que se consigue con 5 V. Por tanto, las reacciones laterales

que se producen junto con la oxidación del Cr(III) a Cr(VI) tienen mayor peso cuando se opera a 7.5 V.

La productividad específica, η , es máxima al comienzo de la operación y disminuye de forma exponencial para los dos potenciales de operación, tal como puede comprobarse en la Fig. 8. Además, se observa como la productividad específica son muy parecidas para los dos potenciales de operación, siendo más baja para el menor potencial de trabajo como consecuencia de la intensidad que pasa por el reactor electroquímico que implica una mayor velocidad de recuperación de cromo con un rendimiento eléctrico mayor.

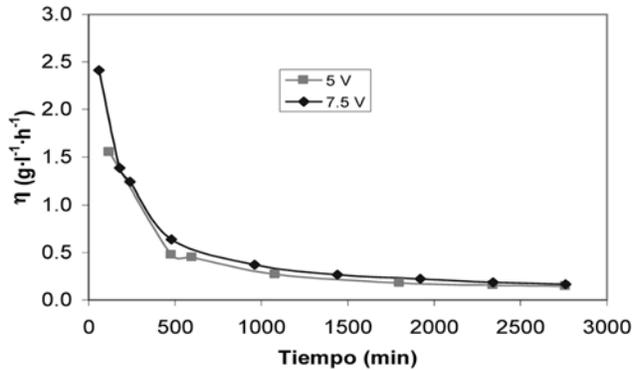


Fig. 8. Evolución de la productividad específica con el tiempo para el reactor a escala piloto con dos compartimentos a $U_c = Cte$.

En la Fig. 9, se representa la evolución de la energía específica consumida con el tiempo para los dos voltajes de trabajo. Cuando se opera a 5 V, la energía específica consumida aumenta suavemente durante la primera etapa del proceso y luego permanece prácticamente constante debido a que la intensidad se mantiene constante y la velocidad de recuperación de cromo también. Sin embargo, cuando se trabaja a 7.5 V la energía específica consumida presenta un comportamiento diferente al obtenido con 5 V, ya que durante todo el proceso aumenta con el tiempo. Este aumento de la energía específica consumida cuando se trabaja a 7.5 V se debe a que en este caso casi se consigue la recuperación total del cromo y aumenta la proporción en la que tiene lugar las reacciones secundarias. Además, la energía consumida es mayor en todo momento cuanto mayor es el potencial aplicado, ya que aunque el cromo se recupera a mayor velocidad, a mayor voltaje de trabajo el rendimiento eléctrico es menor y el conjunto de los dos factores hace que la energía específica consumida sea mayor [22].

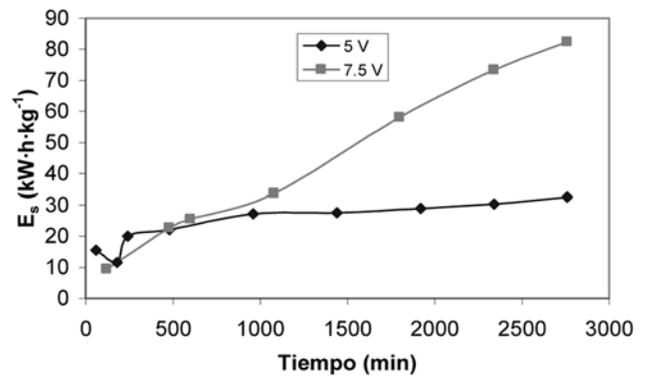


Fig. 9. Evolución de la energía específica consumida con el tiempo para el reactor a escala piloto con dos compartimentos a $U_c = Cte$

Para el reactor electroquímico a escala piloto operando en modo potenciostático se ha determinado el tiempo teórico necesario, $t_{100\%}$, para alcanzar una conversión total del 100%, suponiendo un rendimiento eléctrico del 100 %, a partir de la ecuación:

$$\int_0^{100} I(t) dt = n \cdot F \cdot V_s \cdot C \quad (5)$$

donde V_s es el volumen del tanque de almacenamiento y $C = Cr(VI)_{máximo} - Cr(VI)_{inicial}$

Se determinaron las distintas “Figuras de mérito” correspondientes a este tiempo. Los resultados obtenidos se

recogen en la Tabla I, junto con los valores de $\frac{X_R}{t_S}$.

Tabla i
“Figuras de mérito” correspondientes al tiempo necesario para obtener una conversión total del cr (iii) suponiendo un rendimiento eléctrico del 100%

SEP	t_{100} (min)	X	ϕ (%)	η ($g \cdot l^{-1} \cdot h^{-1}$)	E_s ($kW \cdot h \cdot kg^{-1}$)	$\frac{X_R}{\tau_S}$ (min^{-1})
S-0-250						
5 V	134.0	0.25	36.9	0.787	18.85	0.013
7.5 V	117.6	0.36	32.8	1.141	24.41	0.0152

Observando los resultados presentados en la Tabla I puede comprobarse que el tiempo teórico, $t_{100\%}$, disminuye con el aumento del voltaje, ya que cuanto mayor sea la corriente eléctrica menor debería ser el tiempo necesario para recuperar el cromo hexavalente.

El rendimiento eléctrico alcanzado para las dos configuraciones, operando a potencial de celda constante es elevado para este tipo de operaciones, mientras tanto, el consumo específico de energía, es mayor para el reactor electroquímico con dos compartimentos operando a 7.5 V.

Desde el punto de vista del funcionamiento del reactor a escala piloto interesa recuperar la mayor cantidad de cromo hexavalente en el menor tiempo posible, con un rendimiento eléctrico elevado, con una buena productividad y con el menor consumo específico de energía. Por tanto, teniendo en cuenta todos los valores presentados en la Tabla I, puede comprobarse que la configuración con dos compartimentos operando a 7.5 V es la que presenta mejores parámetros.

A medida que aumenta el potencial de operación, aumenta el cociente X_R/τ_s , debido al aumento del grado de conversión, ya que el tiempo de residencia global, τ_s , permanece constante en los dos casos.

IV. CONCLUSIONES

Cuando se trabaja con un reactor de dos compartimentos a voltaje total constante el grado de conversión y la energía consumida aumentan con el voltaje aplicado, mientras que el rendimiento eléctrico disminuye con el voltaje aplicado. El voltaje aplicado tiene poca influencia sobre la productividad.

El grado de conversión por paso que se alcanza en el reactor electroquímico aumenta con el voltaje aplicado.

Puede concluirse que para el proceso de regeneración de baños agotados de mordentado es conveniente utilizar el reactor electroquímico con dos compartimentos, operando a potencial constante de 7.5 V, ya que en estas condiciones la recuperación del cromo hexavalente se realiza en el menor tiempo, puesto que el tiempo teórico t_{100} obtenido es el menor de todos, presenta un buen rendimiento, buena productividad y el consumo específico de energía es bajo.

REFERENCIAS

- [1] Smith, W. H. and Foreman, T. "Electrowinning/electrostripping and electrolysis processes for the recovery and recycle of metals from plating rinse solutions". Separation Science and Technology, 32 pp. 669-679, 1997.
- [2] ElSourougy, M. R., Zaky, E. E., and Aly, H. F. "Transport Characteristics of Ceramic Supported Zirconium-Phosphate Membrane". Journal of Membrane Science, 126, pp. 107-113, 1997.
- [3] Guddati, S. L., Holsen, T. M., Li, C. C., Selman, J. R., Mandich, N. V. "The use of a porous ceramic diaphragm for the removal of metallic impurities from chromium plating baths". Journal of Applied Electrochemistry, 29, pp. 1129-1132, 2004.
- [4] Pérez-Herranz, V., Guiñón, J. L., García-Antón, J.; "Ingeniería Electroquímica". Universidad Politécnica de Valencia. SPUPV-97.897, 2002.
- [5] Rutherford, A. "Análisis de Reactores". Editorial Alhambra. Madrid. 1973.
- [6] González-García, J., Frias, A., Expósito, E., Montiel, V. and Aldaz, A. "Development of a Model for Characterization of Electrochemical Reactors". Industrial Engineering Chemical Research., 39, pp. 1132-1142, 2000.
- [7] Benkhelifa, H., Legrand, J., Legemtilhomme, P., Montillet, A. "Study of the hydrodynamic behaviour of the batch and continuous torus reactor in laminar and turbulent flow regimes by means of tracer methods". Chemical Engineering Science, 55, pp. 1871-1882, 2000.
- [8] Pinheiro-Torres, A., Olivera, F. A. R. and Fortuna, S. P. "Residence time distribution of liquids in a continuous tubular thermal processing system part I: Relating RTD to processing conditions". Journal of Food Engineering, 35, pp. 147-163, 1998.
- [9] Danckwerts, P. V. "Continuous flow systems. Distribution of residence times". Chemical Engineering Science", 2, pp. 1-13, 1953.
- [10] Tsamatsoulis, D. and Papayannakos, N. "Partial Wetting Of Cylindrical Catalytic Carriers In Trickle-Bed Reactors". Chemical Engineering Science, 49, pp. 523-529, 1994.
- [11] Hasson, D., Drak, A., Komlos, C., Yang, Q., Semiat, R. "Detection of fouling on RO modules by residence time distribution analyses". Desalination, 204, pp.132-144, 2007.
- [12] Doherty, T., Sunderland, J. G., Roberts, E. P. L. and Pickett, D. J. "Electrodeposition of copper ions on fixed bed electrodes: kinetic and hydrodynamic study". Electrochimica Acta, 41, pp. 519-526, 1996.
- [13] Zhang, T., Wan, T., Wang, J. "Flow patterns and wall stresses in a moving granular filter bed with an asymmetric lowered-wall and obstacles". Chemical Engineering and Processing, 44, pp. 1221-1227, 2005.
- [14] Melo, P. A., Pinto, J. C., Evaristo C., Biscaia, J. "Characterizing a tubular polymerization reactor by washout initiator perturbation". Chemical Engineering Science, 56, pp. 2703-2713, 2001.
- [15] Sánchez, E., Mestre, S., Pérez-Herranz, V., Reyes, H., Añó, E. "Membrane electrochemical reactor for continuous regeneration of spent chromium plating baths". Desalination, 200, pp. 668-670, 2006.
- [16] M. García-Gabaldón, V. Pérez-Herranz, Henry Reyes. "Regeneration of Hexavalent Chromium from a Simulated Rinse Etching Solution Using an Electrochemical Reactor With Two Compartments Separated by a Ceramic Membrane". Int. J. Electrochem. Sci., 6, pp 1493 – 1507, 2011.
- [17] Pérez-Herranz, V, et al. Chisa 2004. "Regeneration of etching solutions using electrochemical reactors provided with porous ceramic diaphragms". 16th International Congress of Chemical and Process Engineering, Czech Society of Chemical Engineering, Praga, 2004.
- [18] González-García, J., Montiel, V. and Aldaz, A. "Electrochemical characterisation of platinum nanoparticles prepared by microemulsion: how to clean them without loss of crystalline surface structure". Industrial Engineering Chemical Research., 37, pp. 4501-4511, 1998.
- [19] Pérez-Herranz, V., Guiñón, J. L. and García-Antón, J. "Electrochemical recovery of zinc from the spent pickling baths coming from the hot dip galvanizing industry. Potentiostatic operation". Journal Chemical Engineering Science 54, pp 1667-1675, 1999.
- [20] Mandich, N. V. Li, C. C., and Selman, J. R. "Recovery of metallic impurities from chromium plating solutions by electromigration". Plating and Surface Finishing, 84, pp. 82-90, 1997.
- [21] García-Gabaldón, M., Pérez-Herranz, V., García-Antón, J., Guiñón, J. L. "Electrochemical recovery of tin from the activating solutions of the electroless plating of polymers: Galvanostatic operation". Separation and Purification Technology. 45, pp. 183-191, 2005.
- [22] Bazan, J. C., and Bisang, J. M. "Potential and current distribution in porous electrodes under charge-transfer kinetic control". Journal of Applied Electrochemistry, 34, pp. 501-506, 2004.

HENRY REYES PINEDA es ingeniero Químico egresado de la Universidad Nacional de Colombia, Sede Manizales con Especialización en Educación Ambiental, Especialización en Ingeniería Electroquímica y Corrosión, Diploma de Estudios Avanzados en Tecnologías de Membranas, Electroquímica y medio Ambiente Seguridad Nuclear y con un Doctorado en Ingeniería Química y Nuclear de la Universidad Politécnica de Valencia, España.

Actualmente es profesor de tiempo completo de la Universidad del Quindío, Armenia, Colombia y Director de la Maestría en Química desde el 2010 y hace parte del Grupo Químico en Investigación y Desarrollo Ambiental. Ha sido docente de la Universidad de Caldas, Universidad Nacional,

Sede Manizales y Universidad Autónoma de Manizales. Entre sus áreas de trabajo investigativo se encuentran La Ingeniería Electroquímica, Los Procesos ambientales, el Tratamiento de residuos sólidos y líquidos, el Diseño de Reactores, entre otros.

El Doctor Reyes Pineda, se graduó en el 2007, obteniendo la máxima calificación en su Tesis Doctoral: “Cum Laude”

Ha sido profesor visitante en tres oportunidades a la Universidad Politécnica de Valencia, España y en dos ocasiones a la Universidad de Santa Cruz del Sur, Brasil, desarrollando actividades académicas e investigativas. Igualmente ha participado como conferencista en diferentes congresos nacionales e internacionales.

VALENTÍN PÉREZ HERRANZ es Ingeniero Químico de la Universidad de Valencia España, con Doctorado en Ingeniería Química de la Universidad Politécnica de Valencia, España, en donde actualmente es catedrático de Universidad y Director del Departamento de Ingeniería Química y Nuclear. Lidera el Grupo de investigación en Ingeniería Electroquímica y Corrosión.

Ha desarrollado proyectos de investigación, innovación y desarrollo con la Consellería de Educación, Ministerio de Educación Cultura y deporte de España, a la vez que viene trabajando en proyectos de cooperación entre Europa, África y América Latina.

El Doctor Pérez Herranz, es un reconocido investigador que participa activamente como conferencista invitado en diferentes actividades científicas en Europa y América.

JAIRO ARIZA HURTADO es Ingeniero Químico egresado de la Universidad de Antioquia, con Maestría en Ingeniería área Nuevos Materiales de la Universidad Pontificia Bolivariana.

Investigador del Instituto de Investigaciones Tecnológicas, Bogotá, 1979-1985.

Es profesor de planta de la Universidad del Quindío desde hace 15 años y actualmente es el Director del Programa de Química, donde ha liderado los procesos de Acreditación de Alta Calidad del mismo.

Ha desarrollado proyectos de investigación en el área de los materiales poliméricos con excelentes resultados.