

Extracción de zinc y cobre mediante membranas líquidas emulsionadas en diferentes condiciones fisicoquímicas de la fase externa

Zinc and copper extraction using liquid emulsion membranes with different external phase physicochemical conditions

Ontiveros, Jesús^{1*}; Medina, Héctor¹; Bullón, Johnny²; Cárdenas, Antonio¹

¹ Laboratorio de Mezclado, Separación y Síntesis Industrial (LMSSI).

² Laboratorio de Formulación, Interfases, Reología y Procesos (FIRP)
Escuela de Ingeniería Química-Universidad de Los Andes. Mérida.

*jesusf@ula.ve

Recibido: 05-12-2007

Revisado: 18-05-2008

Resumen

Se extrajo zinc de una solución acuosa mediante la tecnología de membranas líquidas emulsionadas. Se analizó el efecto de la acidez de la fase interna, la concentración de surfactante (SPAN 20) y la concentración del transportador (DEHPA) en la separación del metal de la fase acuosa. La extracción obtenida para la formulación sin ningún aditivo en la fase acuosa externa y partiendo de una solución de concentración inicial 500 ppm de zinc es del 33,4% para diez minutos de operación. La adición de soluciones amortiguadoras, ya sean ácidas o básicas aumenta la extracción a 75,8%, 75,7% y 86,7% cuando se emplea ácido cítrico/citrato de sodio, amoníaco/cloruro de amonio y amoníaco puro respectivamente. La variación en la concentración del transportador, el surfactante y la acidez de la fase acuosa interna tienen efectos similares: un aumento gradual de la extracción conforme aumentan dichas concentraciones hasta un punto en el cual la extracción disminuye. Las concentraciones óptimas son de 0,75% de SPAN 20, 4% v/v de DEHPA y 1,5M de ácido sulfúrico. Utilizando ésta formulación en la preparación de la emulsión se encontró que la extracción de zinc es 36%. Un aumento de velocidad de agitación desde 100 r.p.m. hasta 250 r.p.m. permite elevar la extracción a 94%. Esta formulación, bajo las mismas condiciones de agitación permite extraer cobre en un 57,3%.

Palabras clave: membranas líquidas emulsionadas, zinc, cobre, DEHPA, span 20.

Abstract

Zinc was extracted from a water solution using emulsion liquid membrane technology. The internal phase acidity, the surface active agent concentration (SPAN 20) and the carrier (DEHPA) effects on metal separation were analyzed. The extraction of zinc from a 500 ppm effluent, without additives in the external aqueous phase, is 33.4% in ten minutes of operation. It was found that the addition of basic or acid buffer's solutions, improves the extraction to 75.8%, 75.7% and 86.7% when citric acid/sodium citrate, ammonia/ammonium chloride and ammonia are added to the external phase, respectively. Changes in the carrier, the surfactant concentration and the acidity of the internal phase have a similar effect: a gradual increase on the extraction when concentration increases until a maximum is reached. Optimal concentrations for maximum extraction are 0.75% of SPAN 20, 4% v/v DEHPA and 1,5M sulfuric acid. Using this formulation for the emulsion, the extraction of zinc is 36%. An increase in agitation speed from 100 r.p.m. to 250 r.p.m. allows improving the extraction to 94%. This formulation, in the same stirring conditions, allowed an extraction of 57.3% of the copper from water samples.

Key words: emulsion liquid membranes, zinc, copper, DEHPA, span 20.

1 Introducción

En 1968 se inician las investigaciones en la tecnología de membranas líquidas emulsionadas (MLE) cuando N. Li de Exxon, desarrolla un proceso de separación de mezclas de hidrocarburos. Años más tarde la base de los procesos de separación sería recogida en el libro *Separation and Purification Technologies* (Cahn 1992). Hasta la actualidad este campo de investigación se ha extendido a la determinación exacta de los parámetros que gobiernan los mecanismos de transporte, modelado matemático y la verificación de la efectividad de las M.L.E. en potenciales aplicaciones. (Cárdenas 1995, Cahn 1992, Araki 1990, Marr 1982).

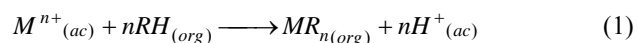
Las membranas líquidas emulsionadas consisten en un conjunto de gotas o microsferas de pocas micras de diámetro de una emulsión, que es mezclada con una fase continua que contiene el material a ser recuperado y/o eliminado. Si la emulsión es del tipo W/O/W, puede contener un agente acomplejante, un surfactante para estabilizar la membrana, un solvente orgánico en el cual es disuelto el agente y las fases acuosas. Independientemente de la dirección del flujo de materia, la transferencia de masa ocurre entre la fase continua externa y la fase dispersa de la emulsión, funcionando como membrana la fase orgánica (Lázaro 1994, Parkinson 1983).

El proceso de separación involucra esencialmente tres etapas: la formulación de la emulsión, su dispersión mediante agitación en la fase donadora y, una vez que ha ocurrido la transferencia de masa, el rompimiento de la emulsión a fin de obtener una fase orgánica, y una fase acuosa en la cual está el componente separado (Lázaro 1994).

Se ha estudiado el empleo de la tecnología de Membranas Líquidas Emulsionadas en el tratamiento de aguas para la extracción de contaminantes orgánicos e inorgánicos. Dentro de los contaminantes inorgánicos destacan los metales pesados, por sus efectos tóxicos, entre ellos zinc, cobre, níquel, cadmio, manganeso y cromo.

R. Marr (1982) y posteriores investigaciones demostraron la factibilidad de eliminar el zinc en efluentes contaminados mediante membranas líquidas emulsionadas, de modo más económico en comparación con otros métodos como extracción por solventes, precipitación o separación con resinas de intercambio iónico. El transporte del zinc de la fase donadora a la fase interna se lleva a cabo por transporte activo, en el cual la fase membrana consiste de 95% de Shellsol T como solvente, 2% de PX-100 como surfactante y 3% de ácido di(2-etil-hexil)-ditiofosfórico (DTPA) como transportador (Marr 1982, Draxler 1980).

Al igual que el DTPA, el ácido di(2etil-hexil)-fosfórico (DEHPA) se utiliza industrialmente como solvente para la extracción líquido-líquido de zinc, cobre y níquel, según la siguiente estequiometría (Cox 1983, Thorsen 1983):



El DEHPA se ha utilizado como transportador en la extracción de zinc utilizando ácido sulfúrico en la fase acuosa interna (Medina, 2005) y en la extracción de cobre y Níquel utilizando ácido clorhídrico en la fase acuosa interna (Strzelbicki 1980).

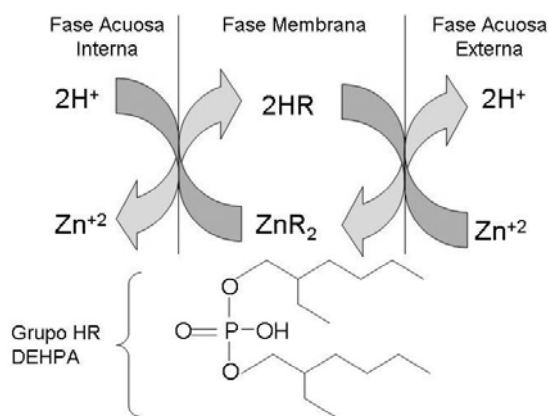


Fig. 1. Mecanismo de extracción del zinc en membrana líquida emulsionada para el zinc con DEHPA

El objetivo del presente trabajo es optimizar la formulación utilizada en un trabajo anterior (Medina 2005) mediante el estudio de la influencia de la adición de soluciones amortiguadoras a la fase acuosa externa y además obtener la concentración de transportador, surfactante, acidez de la fase interna y agitación que maximicen la extracción del zinc, utilizando luego la nueva formulación para extraer un metal de similares características: el cobre.

2 Parte experimental

2.1 Reactivos

Los componentes de la emulsión son: agua destilada, ácido sulfúrico 96% (H_2SO_4 , Riedel de Häen), kerosén (43,19 °API, 5% punto de ebullición 156°C y 70% destilado punto de ebullición 200°C), ácido di(2etil-hexil)-fosfórico como transportador (DEHPA; densidad 0,965g/mL; SIGMA) y un surfactante no-iónico: Sorbitan monolaurato (SPAN 20; densidad 1,032g/mL, SIGMA).

Los iones de zinc y cobre se obtienen a partir de los cloruros respectivos, cloruro de zinc ($ZnCl_2$; grado analítico; 98% pureza; Riedel de Häen) y cloruro de cobre ($CuCl_2 \cdot 5H_2O$; Riedel de Häen). Las soluciones buffer se preparan con amoníaco (NH_3 ; grado analítico 25%v/v; densidad 0,971g/mL, Riedel de Häen) y cloruro de amonio (NH_4Cl ; grado analítico, MERCK), ácido cítrico (Reagent Chemicals). Todos los reactivos fueron suministrados por

2.2 Procedimiento

Se preparó una emulsión del tipo agua en aceite (W1/O)

de acuerdo a las condiciones descritas en la tabla 1, sometiendo la fase acuosa interna y la fase membrana a agitación durante 45 segundos con un agitador de turbina Taurus.

Tabla 1. Resumen condiciones de trabajo de membrana líquida emulsionada

Fase Acuosa Interna (W1)	
Relación W1O	3:7
Solución ácido sulfúrico	2 M
Fase Membrana (O)	
Solvente: kerosene	95% v/v
Transportador:	
ácido di(2etil-hexil)-fosfórico	4% v/v
Surfactante:	
SPAN 20	1% v/v
Fase Acuosa Externa (W2)	
Relación W1O / W2	1:9
Volumen	220 mL
Concentración Zn	500 ppm

Se añadió la emulsión preparada a la fase acuosa externa; agitándola con un dispositivo de velocidad regulable de 3 aspas de longitud total 3 cm. Se sumergió un pH-metro pHM210 Meter Lab®, (calibrado previamente), en la solución para medir el pH.

Se estudió la variación que sufre el proceso de extracción en diferentes condiciones de pH de la fase acuosa externa, con la adición de un buffer de ácido cítrico/citrato de sodio, amoníaco/cloruro de amonio y amoníaco. Se realizaron varias experiencias modificando parámetros de la emulsión, uno a uno, manteniendo constante el resto; entre ellos la concentración del transportador, del surfactante, la acidez de la fase acuosa interna y la relación W/O. Se estudió el efecto de la agitación de la fase externa. Conocida la influencia de cada uno de estos parámetros y las mejores condiciones de trabajo por conjunto de variables, se procedió a realizar una formulación óptima y estudiar la extracción de zinc y de cobre.

2.3 Análisis

Se analizó el contenido de zinc y cobre mediante Absorción Atómica en un equipo Varian SpectrAA 55B en muestras de la fase acuosa externa, tomadas en intervalos de 1 o 2 minutos.

3 Resultados y discusión

A continuación se describe el efecto de las soluciones buffer sobre la extracción de zinc.

3.1 Efecto del pH de la fase externa

Buffer ácido cítrico / citrato de sodio

La Fig. 2 muestra el perfil de concentración para diferentes soluciones amortiguadoras del sistema citrato de so-

dio/ ácido cítrico. La mayor extracción es del 75,8% y se obtiene para la solución con un pH inicial de 5,17.

El aumento de la extracción en las soluciones con una mayor proporción de citrato de sodio, muestra que la disociación del agente extractor se produce más fácilmente si la cantidad de protones es menor en la fase acuosa externa, aumentando la cantidad del metal que reacciona con el anión del DEHPA disociado.

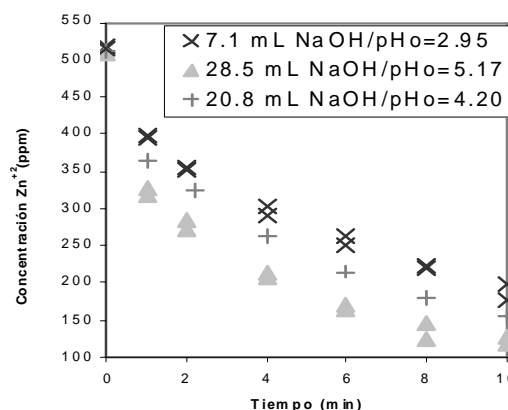


Fig. 2. Perfil de concentración de zinc en el tiempo para diversos valores iniciales del pH de la fase acuosa externa con un buffer ácido cítrico/citrato de sodio.

Buffer amoníaco / cloruro de amonio

Los resultados de las experiencias con el buffer básico se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2. Extracción de zinc para diversas concentraciones de amoníaco y relaciones Sal/Base en fase acuosa externa.

Conc. NH ₃ (mol/dm ³)	Relación (sal/base)	Extracción (%)	pH. inicial	pH final
2,89	0,16	47,7	10,29	9,72
2,10	0,35	57,8	10,00	9,23
1,84	0,45	65,5	9,88	9,07
1,57	0,57	58,5	10,00	9,29
0,30	4,20	72,4	8,22	7,00
0,89	0,11	68	9,72	9,03
0,46	2,74	75,7	8,38	7,19
0,30	2,33	61,3	8,36	7,85

La presencia de amoníaco en solución acuosa añade a la ecuación 1 el siguiente equilibrio:



Los protones liberados producto del transporte de zinc hacia la fase acuosa interna con el ácido sulfúrico reaccionan con los iones oxidrilo producto de la disociación del amoníaco:



Se observó un cambio en la naturaleza de la emulsión, la coloración pasa a turbia, y el cese de la agitación no hace que la turbidez desaparezca. La fase acuosa externa, una vez separada por decantación de la fase emulsión, presenta un olor a kerosén, -el cual corresponde a la fase membrana de la emulsión múltiple-, lo que sugiere una solubilización del mismo en la fase acuosa externa por la disminución de la tensión interfacial.

Se verifica este resultado al realizar un análisis microscópico a la fase acuosa externa (Fig. 3) en la cual se observaron gotas de kerosén con un diámetro promedio de 2,72 μm .

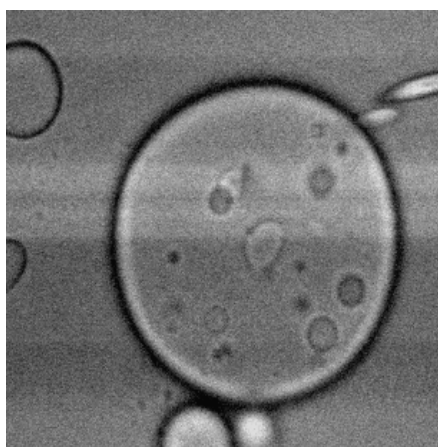


Fig. 3. Vista microscópica de la emulsión múltiple.

La formación de estas gotas, que favorecen la extracción por el aumento del área de contacto, no contribuye al tratamiento del agua por la introducción a la misma de un componente oleico.

Amoniaco

La Fig. 4 muestra la relación entre el porcentaje extracción del zinc y la concentración del amoníaco. La extracción que se obtiene en un sistema sólo con amoníaco es superior a la obtenida en condiciones similares de concentración en un buffer amoníaco/ cloruro de amonio (86,7% vs. 58,5%).

3.2 Efecto de la concentración de surfactante

El resultado que se muestra en la Tabla 3 es análogo al obtenido en la extracción del indio, en el cual se reporta una concentración óptima de surfactante donde se obtiene un máximo en el porcentaje de extracción. (Kondo y col., 1998). Valores superiores o inferiores de surfactante causan una disminución de la extracción.

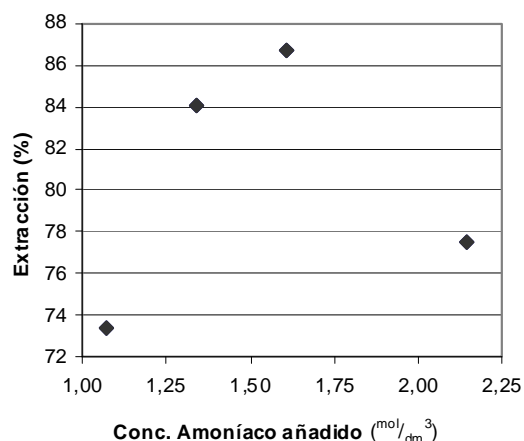


Fig. 4. Extracción de zinc vs. concentración de amoníaco añadido a la fase externa.

Tabla 3. Extracción de zinc para cada concentración de surfactante.

Concentración SPAN 20 (%v/v)	Extracción (%)	Extracción añadiendo 30mL de amoníaco 1,6 M
0,5	23,0	65,3
0,75	34,2	86,7
1	33,4	83,9

El comportamiento observado es el resultado de diferentes efectos que se contrarrestan. Por un lado se tiene que por el carácter interfacial de la reacción, una gran cantidad de surfactante disminuye el área disponible y a partir de cierto valor, un aumento en la concentración disminuye la extracción. Por otra parte, un aumento del surfactante causa transporte del agua de la fase externa a la interna, por efectos de ósmosis (Draxler y Marr 1986).

3.3 Efecto del pH de la fase interna

Se encontró que la dependencia entre los parámetros estudiados no es lineal, por el contrario se observa que la máxima extracción se corresponde a una concentración del ácido de 1M en la fase interna (W1), valores superiores o inferiores presentan rendimientos menores.

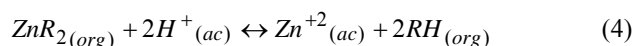
Tabla 4. Extracción y condiciones de operación a diferentes concentraciones de ácido sulfúrico.

Molaridad del ácido sulfúrico	Extracción (%)	Extracción (%) añadiendo 30mL de solución 1,6 M de NH_3
2	33,4	86,7
1,5	35,3	84,8
1	34,7	76,4
0,5	18,9	49,8

La Tabla 4 muestra el porcentaje de extracción obtenido y los resultados para las mismas experiencias pero en presencia de 30mL de solución de amoníaco 1,6 M en la fase externa.

La tendencia obtenida, por lo menos en la extracción sin ningún aditivo, confirma el comportamiento descrito en la extracción de níquel, y reportado previamente en la extracción de cobre (Kulkarni y col. 2001). Según Kulkarni (2001) existe una concentración óptima de ácido en la que la extracción es máxima, y por encima de la cual la extracción disminuye debido a que las gotas del ácido en el kerosén (emulsión primaria) se hinchan por el gradiente osmótico existente, produciendo el paulatino rompimiento de la emulsión.

En las experiencias sin ningún aditivo la concentración óptima de ácido es de 1,5M. Se presume que la razón por la cual el rendimiento es tan bajo para una concentración de 0,5M, es que el gradiente de potencial químico que se establece no permite que el mecanismo de transferencia de masa logre su total efectividad, aún cuando el ácido presente en la emulsión es superior al estequiométrico requerido por la reacción.



En las experiencias con amoníaco en la fase externa, no se observa un máximo entre los valores estudiados; probablemente dicho valor se encuentre ligeramente por encima de 2M.

3.4 Efecto de la concentración del transportador

La Tabla 5 muestra los porcentajes de extracción de zinc y los valores del coeficiente de permeación P según el modelo propuesto por Medina y col. (2005):

$$\frac{dC_{\text{Zn}^{+2}}}{dt} = -P \frac{C_{\text{Zn}^{+2}}}{C_{\text{H}^+}} \quad (5)$$

Tabla 5. Extracción de zinc para cada concentración de transportador (DEHPA)

Concentración DEHPA (%v/v)	Extracción (%)	Coficiente Permeación P $\left(\frac{\text{mol}}{\text{dm}^3 \cdot \text{min}}\right)$
3	22,0	0,0000316
4	33,4	0,0001089
6	31,4	0,0000982

El comportamiento se ajusta bien a la naturaleza interfacial de la extracción y a la estructura del agente utilizado. Los resultados son similares a los reportados para la extracción de cromo (VI), donde se consigue una tendencia asin-

tótica del porcentaje de extracción respecto a la concentración del transportador utilizado: Aliquat 336 U. (Chakravarti y col. 1995).

La tendencia se debe, en el caso de ciertos transportadores, a la competencia que se establece por la adsorción en la interfase entre el surfactante y el transportador. A partir de cierta concentración de transportador la extracción no es más eficiente pues la superficie interfacial ya está saturada. Además, el hecho de agregar más transportador, aumenta la viscosidad de la fase orgánica y disminuye la velocidad del transportador a través de la fase membrana.

La Fig. 5 muestra el ajuste realizado con el modelo cinético desarrollado anteriormente y aplicado a las experiencias con distintas concentraciones de DEHPA:

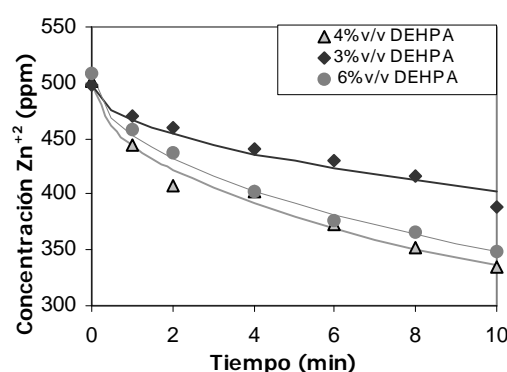


Fig. 5. Ajuste de la data cinética y datos experimentales para diferentes concentraciones de transportador (DEHPA)

3.5 Relación W/O en la emulsión primaria

Cuando la relación entre la fase acuosa interna y la fase oleica (W1/O) aumenta, el porcentaje de extracción de zinc de la fase acuosa externa disminuye. En la tabla 6 se recogen los datos de estas experiencias.

Tabla 6 Extracción de zinc, pH inicial y final de la fase acuosa externa para cada relación W/O utilizada.

Relación W/O	Extracción de zinc (%)	pH inicial	pH final
30/70	32,9	6,79	2,34
40/60	29,6	6,79	2,25
50/50	23	6,78	2,19

La disminución del relación W/O tiene varios efectos que pueden incidir en el comportamiento observado. En primer lugar la estabilidad de una emulsión agua en aceite aumenta conforme el relación W/O disminuye (Salager 2000), por tanto es de esperar que la emulsión cuya relación agua/aceite es 50/50 sea la menos estable, y permita la mayor liberación de protones a la fase acuosa externa, hecho que se verifica en la tabla 6, en la cual el pH a 10 minutos aumenta conforme disminuye el relación W/O. La emulsión

es menos estable y permite la liberación de protones cuando el grosor de la membrana disminuye (Cárdenas y Castro 2003).

La liberación de protones en la fase acuosa externa no se relaciona con la estequiometría del proceso, pues la experiencia con una relación W/O de 50/50 es la que presenta la menor extracción (23%). La concentración de protones corresponden a los liberados por la poca estabilidad de la emulsión, lo que incide en la disociación del transportador en la interfase y eventualmente hace que el transporte de zinc sea menor.

Adicionalmente, la cantidad neta de moles de DEHPA (la concentración permanece constante en 4% v/v) por mol de zinc en la fase externa es mayor en la medida que hay mayor cantidad de fase orgánica y es probable que este factor tenga incidencia en la extracción.

3.6 Efecto de la agitación

La influencia de la agitación es marcada, la Fig. 6 muestra como el porcentaje de extracción de zinc aumenta hasta 92,6% cuando la velocidad de agitación de la fase externa es 250 r.p.m. Los valores medidos de pH no reflejan un rompimiento apreciable de la emulsión debido al aumento del cizallamiento.

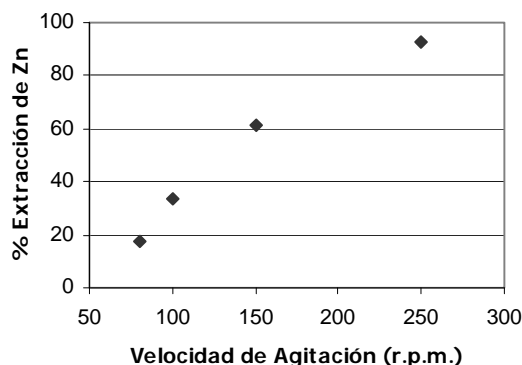


Fig. 6. Porcentaje de extracción de zinc vs. Velocidad de agitación de la fase externa.

3.7 Formulación óptima: Extracción de cobre y zinc

La variación de diferentes condiciones de la MLE. permite realizar un cambio en la formulación de la emulsión, empleando el valor óptimo que se ha conseguido para cada parámetro de forma individual.

Tabla 7. Nueva Formulación de la membrana líquida emulsionada.

Fase acuosa interna (W1)	
Solución ácido sulfúrico	1,5 M
Fase membrana (O)	
Kerosén	95,25% v/v
Ácido di(2etil-hexil)-fosfórico	4% v/v
SPAN 20	0,75% v/v

La emulsión formulada se emplea manteniendo la agitación en 100 r.p.m., obteniéndose un porcentaje de extracción de 36%.

Se repite la experiencia con la formulación estándar (Tabla 1) para el cobre y se aplica la nueva (Tabla 7) con una velocidad de 250 r.p.m. Los perfiles de concentración se muestran en la Fig. 7 junto a los del zinc bajo las mismas condiciones de estudio.

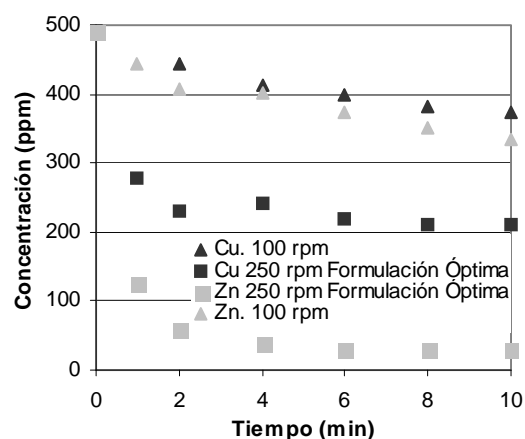


Fig. 7. Concentración de zinc y cobre en la fase acuosa externa vs Tiempo con la formulación sugerida y condiciones de agitación.

Utilizando la formulación “estándar” y una agitación de 100 r.p.m., el porcentaje de extracción de cobre y zinc es similar (33,4% vs. 23,9%); al utilizar las condiciones óptimas de formulación y agitación la extracción de zinc y cobre aumenta a 94% y 57,3%, respectivamente.

4 Conclusiones

La adición de soluciones amortiguadoras, ácidas o básicas, o de una base débil como el amoníaco, favorecen la extracción del zinc debido a que regulan el pH o provocan que la cantidad de protones en la fase externa reaccionen y se favorezca la disociación del transportador en la interfase, y con ello el transporte de zinc hacia la fase interna.

La formulación de la emulsión, tomando los parámetros óptimos hallados logra una disminución en la cantidad de surfactante (de 1% a 0,75%) y ácido sulfúrico utilizados (de 2M a 1,5M). El incremento de la velocidad de agitación de 100 a 250 r.p.m. permite incrementar la extracción.

La extracción lograda con los parámetros óptimos de operación es 94% para el zinc y 57,3% para el cobre.

Agradecimientos

Los autores expresan su agradecimiento al “Consejo de Desarrollo Científico, Humanístico y Tecnológico” de la Universidad de los Andes y al “Fondo Nacional para el desarrollo de la Ciencia y la Tecnología”, por el apoyo financiero al proyecto.

Referencias

- Araki T y Tsukube H, 1990, Liquid membranes: Chemical Applications, CRC Press Inc.
- Cahn R y Li N, 1992, Commercial applications of emulsion liquid membranes en Li N y Calo J, Separation and purification technologies, Marcel Dekker, New York, pp. 195-210.
- Cárdenas A, 1995, Emulsiones múltiples, Cuaderno FIRP 277, Universidad de Los Andes, Mérida.
- Cárdenas A y Castro E, 2000, Breaking of multiple emulsions under osmotic pressure and effect of the W1/O relation, *Interciencia*, 28, pp. 534-538.
- Chakravarti AK, Choedhury SB, Chakravarti S, Chakravarti T y Mukherjee DC, 1995, Liquid membrane multiple emulsion process of chromium (VI) separation from waste waters colloid and surfaces, 103, pp. 59-71.
- Cox M y Flett D, 1983, Metal extractant chemistry en Lo, T et al., Handbook of solvent extraction, New York, Wiley-Interscience Publications, pp. 53-89.
- Draxler J y Marr R, 1986, Emulsion liquid membranes, phenomenon and industrial application, *Chem. Eng. Prog.*, 20, pp. 319-329.
- Kondo K y Matsumoto M, 1998, Separation and concentration of indium (III) by an emulsion liquid membrane containing diisostearylphosphoric acid as a mobile carrier, *Sep. Purif. Technol.*, 13, pp. 109-115.
- Kulkarni P, Tiwari K y Mahajani V, 2001, Recovery of nickel via liquid emulsion membrane process using methane sulfonic acid as a strippant, *Sepm. Sci. Technol.*, 36 (4), pp. 639-656.
- Lazaro P, 1994, Membranas líquidas en emulsión, *Ingeniería Química*, pp. 149-154.
- Marr R y Kopp A, 1982, Liquid membrane technology - A survey of phenomena, mechanisms and models, *Int. Chem. Eng.*, 22, pp. 44-59.
- Medina H, Bullón J, Ontiveros J, Chacón T y Cárdenas A, 2005, Zinc separation of aqueous solutions using emulsion liquid membranes, *Rev. Fac. Ing. de la UCV*, Vol. 20, N° 3, pp. 57-62.
- Parkinson G, 1983, Liquid membranes, *Chem. Eng.*, 22, Agosto, pp. 22-25.
- Reis M, Bart HJ y Carvalho J, 1999, Liquid membrane permeation of zinc in a continuous countercurrent column *Proc. ISEC.*, pp. 959-964.
- Salager JL, 2000, Emulsion properties and related know-how to attain in pharmaceutical emulsions and suspensions, Nielloud F y Marti-Mestres G Eds, Chap 3, M Dekker, pp. 74-111.
- Strzelbicki J y Charewicz W, 1983, The liquid surfactant membrane separation of copper, cobalt and nickel from multicomponent aqueous solutions, *Hydrometallurgy*, 5, pp. 243.
- Thorsen G, 1983, Commercial processes for cadmium and zinc en Lo, T et al., Handbook of solvent extraction, Wiley-Interscience Publications, New York, pp. 709-716.

