

Estudio de separación de fases en sistemas líquido-líquido usando LIX 984N en fase orgánica^(*)

J. Castillo-Segura*, F. Biela-Cornejo* y P. Navarro-Donoso*

Resumen

En este trabajo se estudiaron los fenómenos de sedimentación y coalescencia en una dispersión líquido-líquido sin reacción química, la fase acuosa consistió en electrolito de sulfato de sodio 0,25 M y una fase orgánica de extractante característico para el cobre (LIX 984N) diluido en un solvente comercial (shellsol 24 AR). Los fenómenos que dominan la separación de fases han sido estudiados por diversos investigadores, los cuales plantean una serie de modelos para predecir los perfiles de sedimentación y coalescencia. En este trabajo se aplicó un modelo semi-empírico para describir los fenómenos involucrados, variando las siguientes condiciones experimentales: porcentaje de extractante en fase orgánica (5 - 30 % v/v), continuidad de fase (acuosa y orgánica), tiempo y velocidad de agitación (30 - 1.800 s y 400 - 1.200 rpm respectivamente). Los principales resultados muestran que a partir de las 800 rpm de agitación esta variable no presenta influencia en el tiempo de ruptura primario, de la misma forma sobre 180 s de agitación se produce el mismo efecto. La fracción de fase dispersa encontrada en la zona de empaquetamiento fue de 0,74. Para mayores niveles de porcentaje de extractante en fase orgánica aumentó el tiempo de separación de fases al igual que cuando se utilizó la fase orgánica como fase continua en relación a la fase acuosa. Se encontró un ajuste parcial de los datos experimentales en relación a los valores simulados, lo cual es atribuible a dos factores: la inercia inicial del sistema una vez detenida la agitación y la existencia de tiempos diferentes de puntos de inflexión de las curvas de sedimentación y coalescencia. En los diferentes artículos encontrados en literatura asumen que los fenómenos mencionados anteriormente ocurren al mismo tiempo.

Palabras clave

LIX 984N; Separación de fases; Dispersión líquido-líquido; Sedimentación; Coalescencia.

Study of phase separation in liquid-liquid systems using LIX 984N in organic phase

Abstract

In this work we studied the sedimentation and coalescence phenomena in liquid-liquid dispersion without chemical reaction, the aqueous electrolyte consisted of 0.25 M sodium sulfate and an organic phase characteristic organic extractant for copper (LIX 984N) diluted in a commercial solvent (Shellsol 24 AR). The phenomena that dominate the phase separation have been studied by several researchers, which proposed a number of models to predict sedimentation and coalescence profiles. In this work we applied a semi-empirical model to describe the phenomena involved, varying the following experimental conditions: percentage of extractant in organic phase (5 - 30 % v / v), continuous phase (aqueous and organic), time and stirring speed (30 - 1800 s and 400 - 1200 rpm respectively). The main results show that from the 800 rpm of agitation this variable has no influence on primary breakup time, in the same way for 180 seconds of stirring produces the same effect. The fraction of dispersed phase in the packing zone found was 0.74. For higher levels of percentage of extractant in organic phase increased the phase separation time as when the organic phase was used as the continuous phase relative to the aqueous phase. We found a partial adjustment of the experimental data in relation to the simulated values, which is attributable to two factors: the initial inertia of the system once the agitation stopped and the existence of different times of inflection points of the curves of sedimentation and coalescence. In the different articles found in literature assume that the above phenomena occur simultaneously.

Keywords

LIX 984N; Phase separation; Liquid-liquid dispersion; Sedimentation; Coalescence.

1. INTRODUCCIÓN

El proceso de extracción por solventes (SX) se ha aplicado con gran éxito en la minería, partiendo

desde los años 40 con la extracción del uranio y su uso con fines bélicos en la segunda guerra mundial, esta técnica ha sido aprovechada con fines hidrometalúrgicos a una serie de especies metálicas

^(*) Trabajo recibido el día 4 de septiembre de 2011 y aceptado en su forma final el día 21 de diciembre de 2011.

* Departamento de Ingeniería Metalúrgica, Universidad de Santiago de Chile, Casilla 10233, Santiago, Chile.

como: Cu, Ni, Zn, Mo, Wo, V, tierras raras, metales del grupo del platino, entre otros. Sin embargo, fue en los años 60 con la invención de los extractantes tipo hidroxioximas cuando su uso se dio en gran escala en la recuperación del cobre desde soluciones ácidas^[1]. En el día de hoy se ha dado un nuevo empuje al utilizarlo junto a tecnologías de última generación como son las técnicas que emplean membranas (membranas líquidas, contactores de fibra hueca, etc.), orientadas principalmente a la remoción de metales pesados desde efluentes industriales a niveles medioambientalmente aceptables o para el retorno de estos al proceso original^[2].

La técnica de extracción por solventes en conjunto con electro-obtención (EW) de cátodos, ha significado un avance sustancial en la minería del cobre, logrando hacer posible económicamente la explotación de yacimientos de baja ley, que hasta hace pocos años se consideraba inviables. Hoy en día es común encontrar plantas de procesamiento de minerales mediante lixiviación-extracción por solventes-electro obtención que cuentan con lixiviación en pilas para minerales de tipo óxidos y sulfuros secundarios en el rango de 0,3 a 1,5 % de cobre y lixivía-

ción en botaderos (incluyendo sulfuros primarios) con minerales que se encuentran en el rango de 0,1 a 0,5 % de cobre. Las soluciones de lixiviación que actualmente se utilizan en extracción por solventes está en el rango de 0,5 a 8 g/L de cobre con temperatura entre 15 a 25 °C^[3].

Chile se ha convertido en un importante productor de cátodos vía procesos hidrometalúrgicos, la cual desplazó en el año 1997 a la producción de cátodos electrorefinados y refinados a fuego en el país. El auge del proceso SX-EW comienza a partir del año 1994, ya que antes de 1993 la producción no superaba las 160.000 ton anuales por esta vía, situación que posteriormente se incrementó exponencialmente, superando en menos de cinco años el millón de toneladas anuales^[4]; el detalle de la producción entre los años 1991-2010 se aprecia en la tabla I.

1.1. Dispersiones líquido-líquido

La dispersión y separación de mezclas líquido-líquido es una de las tecnologías más utilizadas en

Tabla I. Producción de cobre refinado en Chile, miles de toneladas por año

Table I. Production of refined copper in Chile, thousands of tons per year

Año	SX-EW	Electrorefinado	Refinado a fuego
1991	120,1	967,2	115,4
1992	135,5	952,6	129,1
1993	155,1	953,8	133,3
1994	201,0	932,6	120,2
1995	372,5	972,4	122,7
1996	635,7	993,7	118,8
1997	881,0	1.110,8	124,8
1998	1.108,1	1.098,0	128,8
1999	1.362,1	1.141,0	163,3
2000	1.372,3	1.136,7	159,3
2001	1.538,2	1.187,3	156,7
2002	1.602,0	1.115,6	132,5
2003	1.653,1	1.107,4	141,4
2004	1.636,3	1.050,6	149,8
2005	1.584,6	1.077,0	162,4
2006	1.691,8	958,2	161,3
2007	1.832,1	985,4	119,0
2008	1.971,0	987,7	98,9
2009	2.117,5	1.071,3	87,8
2010	2.088,5	1.054,9	100,5

industrias como química, petroquímica, minera, farmacéutica y alimentos. El método más común de dispersar una fase líquida en forma de gotas en otra continua es por medio de la agitación mecánica. El equipo más sencillo y más comúnmente utilizado para separar una mezcla de dos líquidos en sus constituyentes es el decantador gravitacional, si bien se han desarrollado otros equipos de extracción no han logrado disminuir su uso. En un sedimentador gravitacional, la separación de las fases se basa principalmente en dos mecanismos físicos: sedimentación de las gotas y coalescencia de estas. La sedimentación ocurre cuando una gota se mueve a través de la fase continua para aproximarse a su respectiva fase, coalescencia es el proceso de combinar dos o más gotas para formar gotas más grandes o la adhesión de una gota con su interfase, estos dos procesos pueden o no ocurrir simultáneamente. Una dispersión líquido-líquido puede tener lugar en continuidad acuosa (O/A) u orgánica (A/O). En las aplicaciones que utilizan mezclador-sedimentador, se opta por una continuidad específica generalmente por razones de menor atrapamiento de fases^[5]. En los procesos comerciales se puede producir la inversión en la continuidad que puede ser inducida por cambios en la proporción de los flujos o en las propiedades físicas, este último a veces causado por contaminantes^[6].

Industrialmente es importante conocer los tiempos de separación de fases, determinar los arrastres, así como la distribución de tamaño de las gotas de la mezcla o un tamaño característico de la dispersión, tal como el diámetro de Sauter (d_{32}). La sedimentación y coalescencia dependen de un gran número de factores tales como: concentración de la fase dispersa, propiedades físicas, geometría del mixer-settler, turbulencia, presencia de sustancias tensoactivas e incluso presencia de partículas finas^[7-9].

1.2. Descripción de perfiles de sedimentación y coalescencia

Para comprender los fenómenos de sedimentación y coalescencia de una dispersión líquido-líquido, diversos autores han formulado modelos matemáticos de separación de fases, en un inicio a partir de la observación de la sedimentación de partículas sólidas y posteriormente en el análisis de la sedimentación y coalescencia de gotas. También se ha reportado el uso de modelos de separación de fases en el diseño de equipos industriales, reduciendo al mínimo los costos en pruebas a nivel piloto^[10]. Los modelos actuales se basan principalmente en la sedimentación

de las gotas y la coalescencia en la interfase, son principalmente del tipo hidráulicos, no consideran la composición química del sistema o las interacciones intermoleculares.

Los primeros modelos que predicen la separación de fases fueron modelos empíricos, correlacionaban los perfiles de sedimentación y coalescencia con las propiedades físicas y físico-químicas de los fluidos, así surge en el año 1977 el modelo de Golob y Modic^[11]. El modelo se obtuvo a partir de una gran serie de pruebas batch, mezclando agua como fase dispersa y diferentes solventes como ciclo-hexano, benceno y tolueno entre otros, abarcando un total de 19 sistemas solvente orgánico-agua.

Casi una década después, en 1988, aparece el modelo fenomenológico de Hartland y Jeelani^[12]. Este modelo permite predecir los perfiles a partir de las alturas iniciales de los líquidos y el tiempo final de separación de fases. Los autores suponen que la sedimentación de las gotas y la coalescencia interfacial son controladas inicialmente por el tamaño promedio de las gotas, este supuesto se mantiene hasta que la sedimentación termina y finalmente la zona densa-empacada controla el sistema. El sistema utilizado en su estudio fue agua como fase dispersa y n-heptano mezclado en parafina como fase continua.

Nadiv y Semiat^[13] desarrollan un modelo para la separación líquido-líquido basado en el análisis de una suspensión de partículas sólidas, estudian el efecto de las condiciones de agitación y la altura de la dispersión en un sistema compuesto de agua como fase acuosa y queroseno como fase orgánica. El modelo contempla cuatro parámetros fundamentales que deben determinarse mediante pruebas experimentales y posterior obtención de los perfiles de sedimentación y coalescencia.

En 1998 Jeelani y Hartland^[14] postularon un nuevo modelo. Los autores estudiaron el efecto de fracción de fase dispersa y la altura de la dispersión en los tiempos de separación, su modelo predice la variación de la altura de las interfaces de la sedimentación y la coalescencia con el tiempo en función del tamaño inicial de las gotas dispersas y el tiempo de coalescencia interfacial. Utilizaron en sus pruebas de laboratorio agua desmineralizada como fase continua y decanol en parafina como fase dispersa.

Yu y Mao^[15], proponen una modificación al modelo planteado por Jeelani y Hartland para obtener el parámetro t_i (tiempo de inflexión) a través del ajuste experimental de datos sin la necesidad de conocer el tamaño inicial de las gotas dispersas ni el tiempo de coalescencia interfacial. Los autores utilizaron agua y queroseno para obtener los datos experimentales.

Para predecir el tamaño inicial de las gotas se pueden encontrar en la literatura diversas ecuaciones, tal como la ecuación (1), que predice el tamaño promedio de estas en función de la velocidad inicial de sedimentación y las propiedades de los fluidos, propuesta por Kumar y Hartland^[16]. Esta expresión ha sido utilizada ampliamente en los estudios descritos anteriormente, donde v_0 corresponde a la velocidad inicial de sedimentación, ϕ_0 es el diámetro de Sauter (d_{32}), ρ , μ , corresponden a la densidad y viscosidad, el subíndice c se refiere a la fase continua, ε es la fracción de fase dispersa.

$$v_0 = \frac{12\mu_c}{0,53\rho_c\phi_0} \left[-1 + \sqrt{1 + \frac{0,53\rho_c\Delta\rho g\phi_0^3(1-\varepsilon)}{108\mu_c^2(1+4,56\varepsilon^{0,73})}} \right] \quad (1)$$

Los perfiles de sedimentación y coalescencia, así como el tiempo final de separación de fases se determinaron de forma experimental, además se utilizó el modelo propuesto por Hartland y Jeelani (1988) para simular las respectivas curvas, las cuales están determinadas por las ecuaciones (2) a (5), el procedimiento completo del cálculo se detalla en el artículo de Hartland.

$$y = y_0 t - (k_s t^2 / 2) \quad (2)$$

$$y^* = y' \left(\frac{t_f - t}{t_f - t'} \right)^2 \quad (3)$$

$$x = x_0 - k_s t \quad (4)$$

$$x^* = \frac{y' (1 - \varepsilon_p) (t_f - t)^3}{(t' - t)^2} \frac{1}{[\varepsilon_p t_f - t' + (1 - \varepsilon_p) t]} \quad (5)$$

Donde x e y corresponden a la posición de los frentes de sedimentación y coalescencia, el superíndice * se refiere al término de la zona de sedimentación, el subíndice 0 se refiere al valor inicial, t es el tiempo, t_f es el tiempo final de separación, k_s es una constante que depende de la altura inicial de la fase dispersa, la fracción de fase dispersa y el tiempo de separación y ε_p es la fracción de fase dispersa.

1.3. Objetivos

En la sección anterior se realizó una descripción de estudios de separación de fases que se pueden encontrar en la literatura, investigaciones que evaluaron el efecto de varios parámetros sobre los fenómenos

involucrados en diversos sistemas líquido-líquido, aunque no se ha realizado un estudio de esta naturaleza para el caso de la extracción por solventes de cobre.

El objetivo de este trabajo es simular la separación de fases, la sedimentación y coalescencia en un sistema compuesto por una fase acuosa y orgánica con características similares a las del proceso de extracción por solventes de cobre.

2. PARTE EXPERIMENTAL

2.1. Equipamiento

Los experimentos fueron llevados a cabo en un reactor de vidrio encamisado de un 1 litro de capacidad, de forma cilíndrica de 10 cm de diámetro interno, 14 cm de alto, de fondo plano, equipado con cuatro deflectores de acero inoxidable de 1,0 cm de ancho y provisto de graduación para registrar las alturas de las fases, el esquema del reactor se muestra en la figura 1 (a). El agitador contiene seis aspas espaciadas de manera uniforme en un disco circular y dos aspas en la superficie del disco, está montado en el centro del mezclador-sedimentador a una distancia de 3 cm del fondo del reactor; el esquema del agitador se muestra en la figura 1 (b). La energía necesaria para generar la mezcla de ambas fases es suministrada a través de un motor de velocidad variable (0 - 2.000 rpm). La temperatura del sistema se mantiene constante a través del bombeo de agua temperada en un baño termostático a través de la camisa del reactor.

El proceso de separación de fases fue grabado con una cámara y posteriormente digitalizado en un computador personal. El montaje experimental se muestra en la figura 2.

2.2. Sistema líquido-líquido

La fase acuosa está compuesta por una solución de sulfato de sodio 0,25 M disuelto en agua destilada a pH 2,0 regulado con ácido sulfúrico. Las fases orgánicas están compuestas por un extractante orgánico tipo hydroxioxima en un diluyente similar al que-roso, la fase orgánica descrita se encuentra en muchas operaciones mineras de extracción por solvente, ya que su mecanismo de extracción (quelante) resulta de una gran selectividad por el ión cúprico desde soluciones ácidas de lixiviación. Los reactivos utilizados son extractantes y diluyentes comerciales,

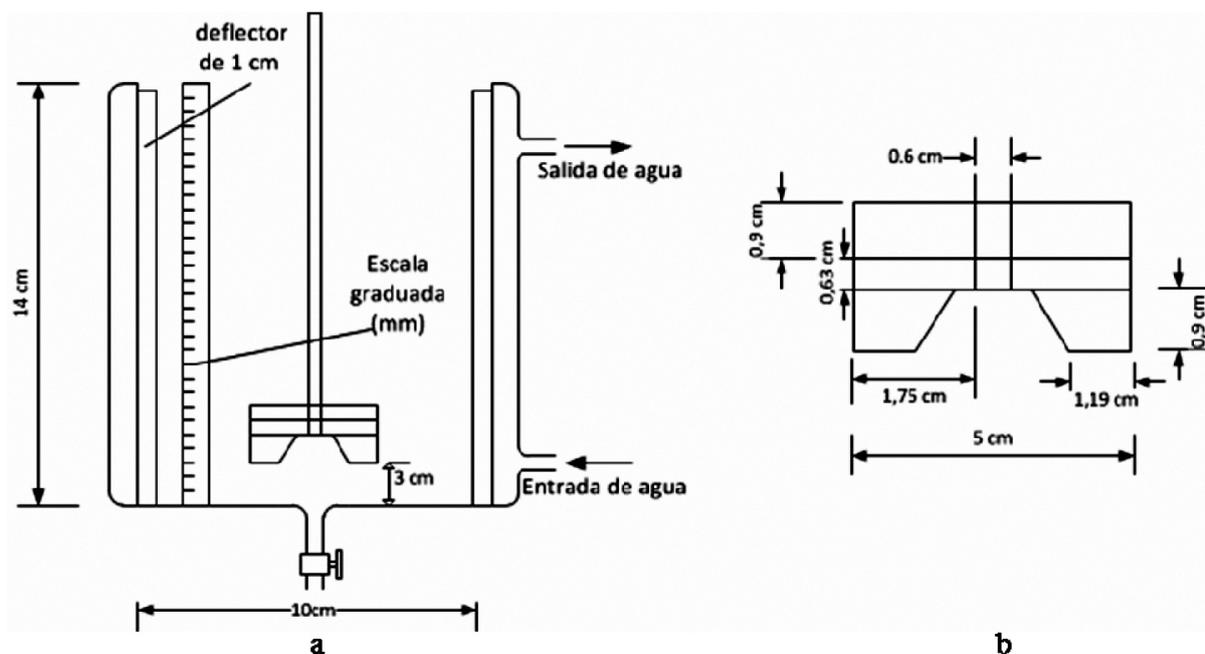


Figura 1. Esquema del reactor mezclador-sedimentador; a) detalle del reactor, b) detalle del agitador.

Figure 1. Mixer-settler reactor scheme; a) detail of the reactor, b) detail of the agitator.

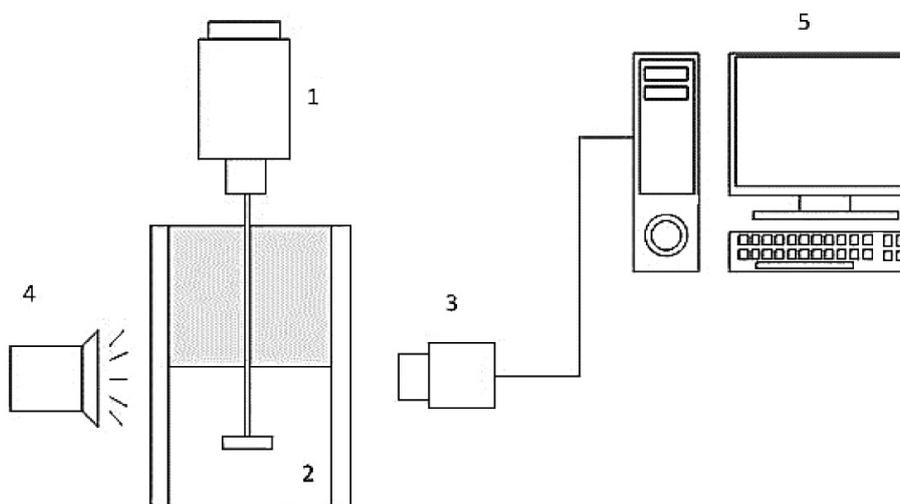


Figura 2. Montaje experimental; 1: sistema de agitación, 2: reactor, 3: cámara digital, 4: foco halógeno, 5: computador.

Figure 2. Experimental setup; 1: agitation system, 2: reactor, 3: digital camera, 4: halogen bulb, 5: PC.

específicamente: LIX 984N (mezcla 1:1 de Salicilaldoxima y cetoxima), el diluyente es Shellsol 2046 AR. Las propiedades físicas de los líquidos usados se muestran en la tabla II. La densidad fue medida con el uso de un picnómetro, la viscosidad fue medida con un viscosímetro de Ostwald. La conti-

nuidad de la dispersión fue verificada con un conductímetro, el sistema en continuidad acuosa registra el paso de la corriente dado por la naturaleza conductora de la fase acuosa, en el caso contrario no se registra lectura, debido a que la fase orgánica no conduce la corriente eléctrica.

Tabla II. Propiedades de fases del sistema líquido-líquido a 20 °C

Table II. Liquid-liquid phase systems properties at 20 °C

Fase	Densidad (kg m ⁻³)	Viscosidad (Pa s x 10 ⁻³)
Orgánica		
5 % LIX 984N	812	3.203
10 % LIX 984N	817	3.234
20 % LIX 984N	824	4.888
30 % LIX 984N	829	5.640
Acuosa		
0,25 M Na ₂ SO ₄ pH 2.0	1025	1.050

2.3. Condiciones experimentales

Las pruebas batch fueron llevadas a cabo a nivel de laboratorio, el listado de los parámetros y el rango de estos se muestra en la tabla III.

2.4. Procedimiento

El reactor de mezcla fue llenado con volúmenes de fase acuosa y orgánica idénticos (400 mL de cada fase líquida) para obtener una fracción inicial

Tabla III. Condiciones de operación del sistema líquido/líquido

Table III. System operating conditions liquid/liquid

Parámetro	Valor
Velocidad de agitación (rpm)	400 - 1.200
Tiempo de agitación (s)	30 - 1.800
Porcentaje de extractante en fase orgánica (%)	5 - 30
Continuidad de fases	Acuosa/orgánica
Fracción de fase dispersa	0,5
Concentración de sulfato de sodio (mol/l)	0,25
pH	2
Temperatura (°C)	20

de fase dispersa de 0,5 ($\epsilon_0 = 0,5$). Después de agitar el sistema durante un tiempo determinado, se detiene el motor, grabando mediante la cámara la separación de las fases hasta que estas se han separado claramente, registrando los perfiles de sedimentación y coalescencia, así como el tiempo final de separación. Los datos experimentales y la determinación de los parámetros del modelo fueron obtenidos a partir de la digitalización y posterior análisis de las grabaciones. Las pruebas fueron llevadas a cabo a una temperatura constante de 20 °C. El tipo de dispersión (A/O u O/A), se puede obtener bajo dos condiciones, en este sistema en específico siempre se tiene continuidad acuosa si la fracción de fase disuelta es igual a 0,5 y la temperatura es de 20 °C a una velocidad de agitación mayor o igual a 400 rpm, por lo tanto, basta con agregar las fases al reactor y comenzar la agitación. Para lograr la continuidad orgánica, se debe comenzar agitando con una cantidad inferior de fase acuosa y toda la fase orgánica, posteriormente se agrega el volumen restante de la fase acuosa, obteniendo una dispersión del tipo A/O, ambas continuidades se verificaron mediante un conductímetro.

3. RESULTADOS

Las figuras 3 a 6 muestran los resultados experimentales, evaluando el efecto de las variables velocidad de agitación, tiempo de agitación, porcentaje de extractante en la fase orgánica y continuidad de la dispersión en el tiempo de separación de fases o tiempo de ruptura primaria. Los resultados de las

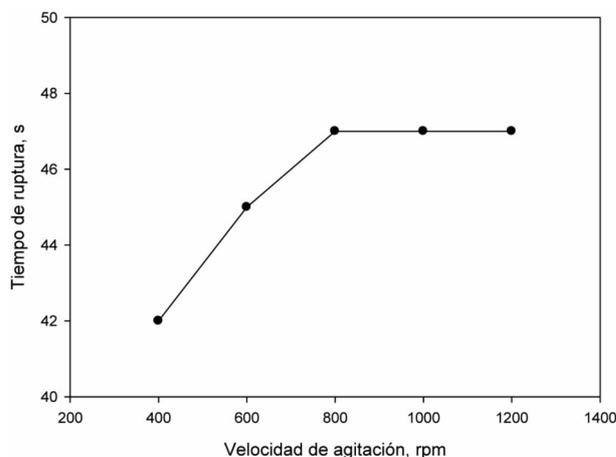


Figura 3. Efecto de la velocidad de agitación.

Figure 3. Effect of stirring speed.

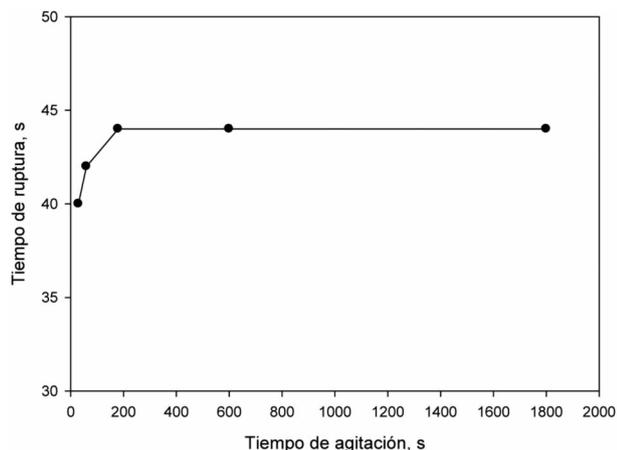


Figura 4. Efecto del tiempo de agitación.

Figure 4. Effect of stirring time.

condiciones experimentales fueron: fase orgánica compuesta de un 10 % de extractante, fracción de fase dispersa de 0,5, temperatura de 20 °C y tiempo de agitación de 30 min, este último valor escapa al tiempo de agitación normal en una operación de SX, pero debido a que aún se desconocía el tiempo óptimo se buscó en la literatura algunos valores de referencia en sistemas similares. Es necesario mencionar que el rango de velocidad de agitación que se utilizó, corresponde al rango práctico permitido por el equipo, así se tiene que bajo las 400 rpm no se alcanza una mezcla homogénea, observando en la superficie una capa sobrenadante de fase orgánica. Sobre las 1.200 rpm se produce una succión importante de aire, lo que evita la observación clara de los perfiles de sedimentación y coalescencia, además de ser una interferencia dentro del estudio.

simulaciones son mostrados en las figuras 5 a 7, los perfiles de sedimentación y coalescencia son obtenidos a partir del modelo de Hartland (Ec. (2) a (5)).

3.1. Efecto de la velocidad de agitación

El efecto de la velocidad de agitación sobre el tiempo de separación de fases o tiempo de ruptura primario fue estudiado en el rango de 400 a 1.200 rpm. Las

3.2. Efecto del tiempo de agitación

El efecto del tiempo de agitación fue estudiado bajo las siguientes condiciones: fase orgánica compuesta de un 10 % de LIX 984N, fracción de fase dispersa de 0,5, temperatura de 20 °C y velocidad de agitación de 800 rpm. Los tiempos de agitación que se emplearon en este conjunto de pruebas experimentales, fueron 30 s, 1, 3, 10 y 30 min. Los resultados se muestran en la figura 4.

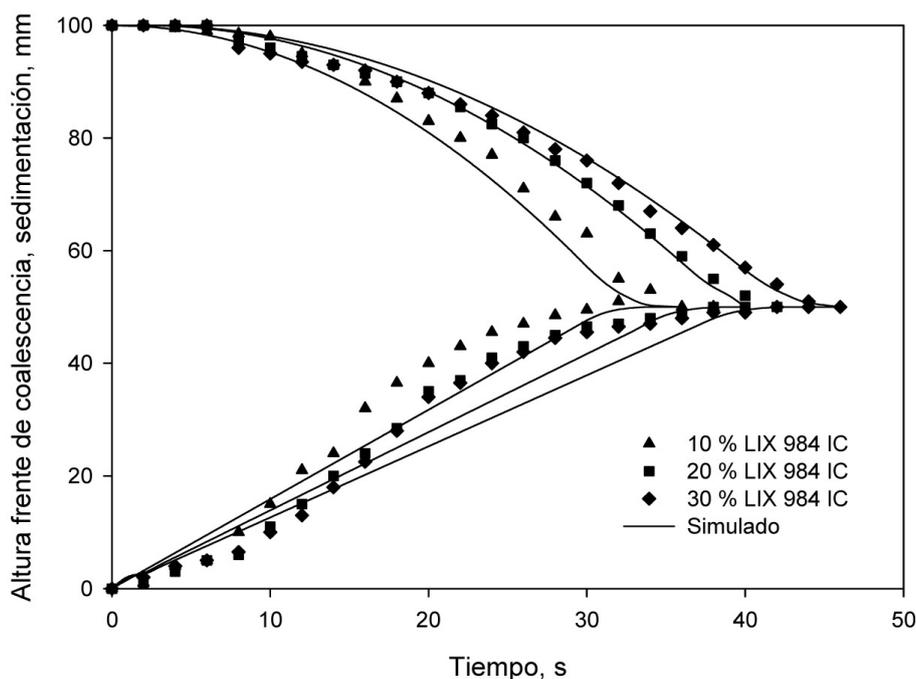


Figura 5. Efecto del porcentaje de extractante en la fase orgánica.

Figure 5. Effect of percentage of extractant in the organic phase.

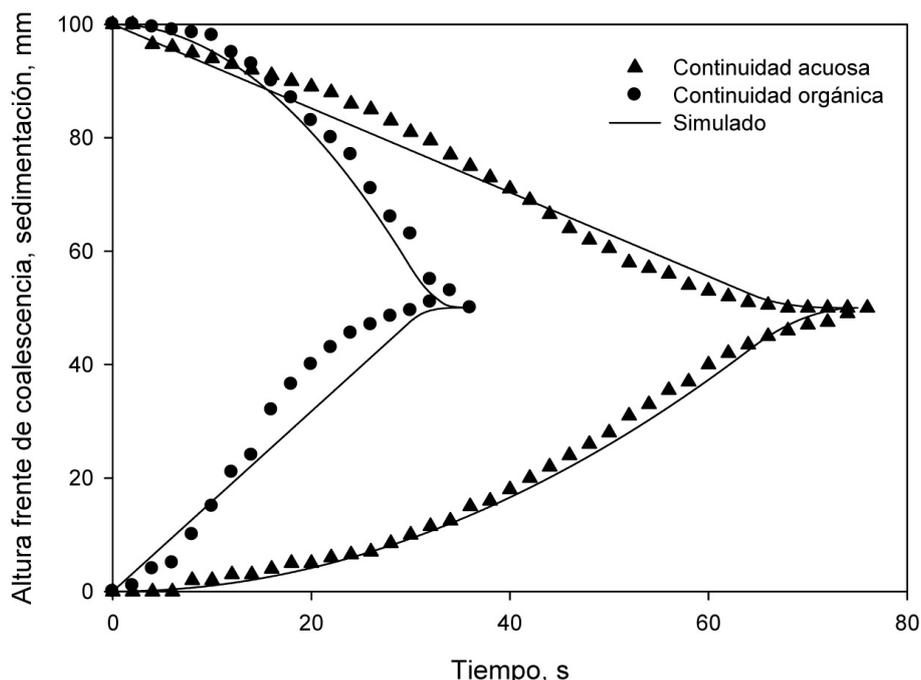


Figura 6. Efecto de la continuidad de fase.

Figure 6. Effect of continuous phase.

3.3. Efecto del porcentaje de extractante en la fase orgánica

En SX de cobre la fase orgánica contiene una cierta cantidad de reactivo extractante del tipo hidroxioxima, establecido por la concentración de cobre en

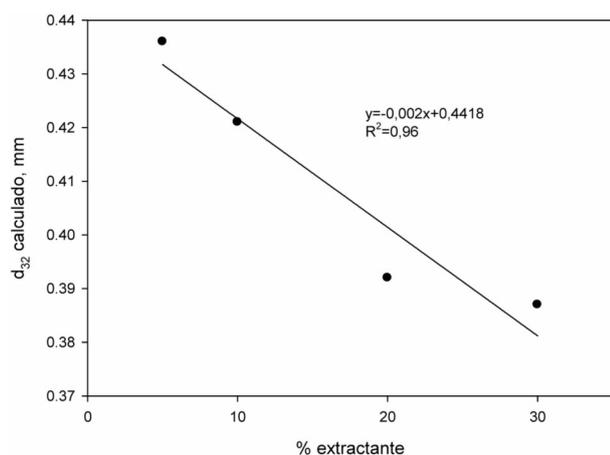


Figura 7. Variación del diámetro de Sauter en función del porcentaje de extractante en la fase orgánica.

Figure 7. Sauter diameter variation according to the percentage of extractant in the organic phase.

la solución acuosa, mientras mayor es la concentración de cobre en la fase acuosa, más extractante se necesitará en la fase orgánica, existiendo un límite por razones de operación que no supera el 30 % v/v. Los porcentajes de extractante que se estudiaron fueron: 5, 10, 20 y 30 % v/v. Los resultados experimentales se pueden apreciar en la figura 5, se omitieron los perfiles y simulación para 5 % de extractante, debido a que son prácticamente idénticos a los de 10 % de extractante. Las condiciones experimentales fueron: fracción de fase dispersa de 0,5, temperatura de 20 °C, fase continua acuosa, 3 min de agitación y velocidad de agitación de 800 rpm.

3.4. Efecto de la continuidad de fase

La última variable en estudio fue la continuidad de fase, las condiciones experimentales en ambos casos son las siguientes: 10 % de LIX 984N, fracción de fase dispersa de 0,5, temperatura de 20 °C, 3 min de agitación y velocidad de agitación de 800 rpm. Las simulaciones se obtuvieron utilizando una fracción de fase dispersa en zona empacada de 0,74.

4. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1. Efecto de la velocidad de agitación

Respecto a la velocidad de agitación, en la figura 3 se puede apreciar claramente que el sistema en estudio, se hace independiente de la velocidad de agitación a las 800 rpm, en el rango inferior (400 a 800 rpm), el tiempo final de separación de fases está fuertemente influenciado por la agitación del sistema, sobre este rango no se observa efecto alguno. Se supone que en el rango 800 - 1.200 rpm de agitación la distribución de tamaños de gotas no debiera variar mayormente, haciendo de esta manera constante el tiempo de ruptura primaria.

4.2. Efecto del tiempo de agitación

Desde el punto de vista de la separación de fases sólo bastó agitar ambas fases durante 3 min, valor que normalmente se encuentra en una operación industrial de extracción por solventes de cobre. Se han encontrado en la literatura estudios que utilizan tiempos más prolongados (sobre 30 min de agitación) para saturar ambas fases en un sistema líquido-líquido, siendo estos sistemas totalmente diferentes a los característicos de extracción por solventes de cobre. Se puede interpretar que los resultados de la literatura se deben a la naturaleza de las fases involucradas (altamente viscosas) y principalmente a la baja velocidad de agitación (cercana a las 300 rpm).

4.3. Efecto del porcentaje de extractante en la fase orgánica

La respuesta que se obtuvo al modificar el porcentaje en volumen de LIX 984N en la fase orgánica fue un aumento sustancial en los tiempos finales de separación de fases a medida que se incrementaba la cantidad de reactivo extractante. Este resultado se puede explicar a través del cambio en las propiedades de la fase dispersa (Tabla II), influenciado por la alta viscosidad del reactivo en cuestión y se puede correlacionar con el diámetro de Sauter calculado a partir del modelo planteado en la ecuación (1) tal como lo muestra la tabla III.

Para comprobar el efecto del porcentaje de extractante se contrastó el tiempo de ruptura primario con el diámetro promedio de las gotas (Tabla IV), la velocidad de sedimentación inicial se consiguió a partir

Tabla IV. Predicción del diámetro de Sauter en función del porcentaje de extractante

Table IV. Predicting the Sauter diameter based on the percentage of extractant

% LIX 984N	Velocidad inicial de sedimentación (mm/s)	d_{32} (mm)
5	2,354	0,436
10	2,195	0,421
20	1,911	0,392
30	1,869	0,387

de los datos experimentales, correspondiendo a la sección lineal en el tramo inicial del frente de sedimentación. Las simulaciones se obtuvieron utilizando un ϵ_p de 0,74.

En la figura 7 se correlacionan los valores del diámetro de Sauter encontrados con los porcentajes de extractante en la fase orgánica, de donde se puede cuantificar que al aumentar de 5 a 30 % v/v de extractante el diámetro de Sauter disminuyó en un 11 %. Se encontró que la relación entre el diámetro de Sauter y el porcentaje de extractante en la fase orgánica es lineal, presentando un buen ajuste con un factor de correlación de 0,96.

En la figura 8 se correlaciona la velocidad de sedimentación con el porcentaje de extractante en la fase orgánica determinándose una misma relación en el sentido de que la velocidad de sedimentación disminuye con el aumento del porcentaje de extractante.

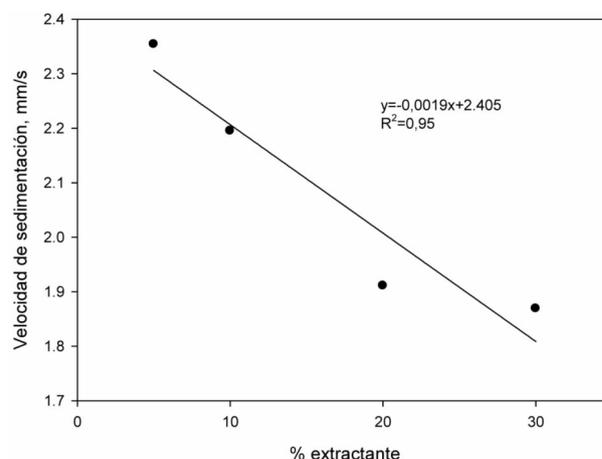


Figura 8. Variación del diámetro de Sauter en función de la velocidad inicial de sedimentación.

Figure 8. Sauter diameter variation depending on the initial rate of sedimentation.

Nuevamente se encontró que la relación entre el diámetro de Sauter y la velocidad es de tipo lineal, esto resulta esperable, ya que la velocidad inicial de sedimentación y el diámetro de Sauter, son dos parámetros dependientes. El ajuste de la recta dio un factor de correlación de 0,95.

4.4. Efecto de la continuidad de fase

En la figura 6 se puede apreciar que el modelo de Hartland se puede utilizar tanto para continuidad acuosa como orgánica. Para el caso de la continuidad acuosa se utilizó un ϵ_p de 0,72, para el caso de la continuidad orgánica el ϵ_p fue de 0,74. Respecto a los resultados experimentales, el tiempo de ruptura primaria es mayor en continuidad orgánica que en acuosa, esto se debe a la mayor viscosidad de la fase orgánica lo cual produce un movimiento más lento de las gotas de acuoso a través de la fase continua.

4.5. Análisis de la simulación

El modelo utilizado en este trabajo contiene un parámetro llamado fracción de fase dispersa en la zona densamente empacada (ϵ_p), el cual corresponde a un factor de empaquetamiento de las gotas en la zona

en la cual todavía persiste la dispersión una vez que ha comenzado la separación de las fases, este factor es un valor más o menos constante para un sistema dado, se puede obtener en forma experimental y corresponde a la fracción de fase dispersa justo en el instante que las curvas de sedimentación y coalescencia han cambiado de pendiente. De todos modos, cuando se realizan simulaciones matemáticas, este parámetro siempre es conocido y se puede estimar en base al ajuste que se quiera lograr. En forma particular, en nuestro sistema el valor estimado experimentalmente de ϵ_p fue de 0,74.

La figura 9 muestra la simulación utilizando el valor experimental 0,74 de ϵ_p y la simulación para un valor de ϵ_p 0,69 utilizado para mejorar el ajuste del perfil de sedimentación.

De acuerdo al análisis realizado y a observaciones preliminares de tipo experimental se planteará en la continuación de esta línea de investigación la existencia de valores ϵ_p diferentes para la coalescencia y sedimentación, es decir, la existencia de tiempos diferentes de coalescencia y sedimentación para el sistema en estudio.

5. CONCLUSIONES

De acuerdo con el estudio realizado es posible plantear las siguientes conclusiones:

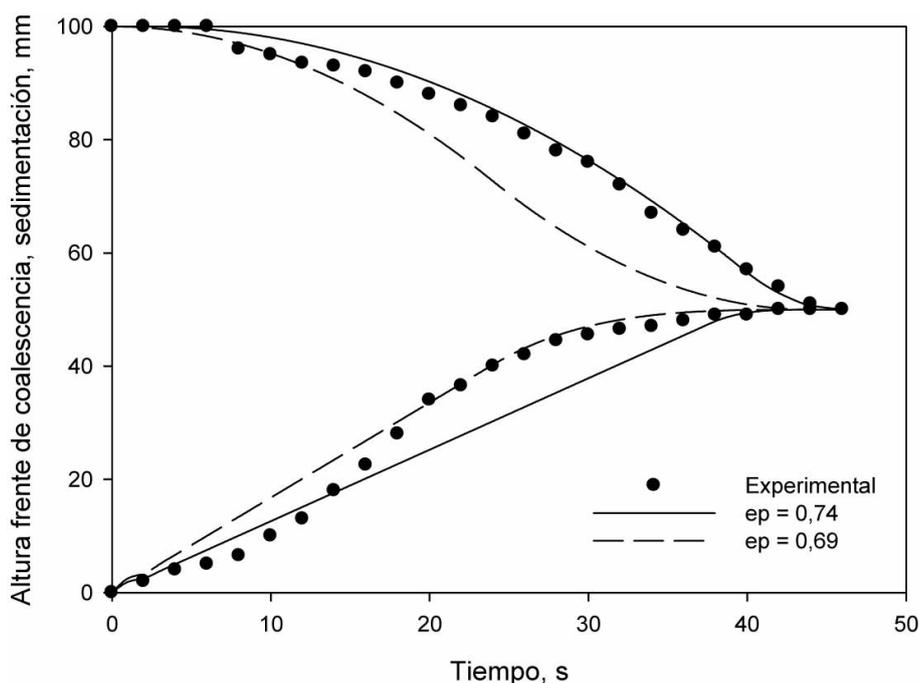


Figura 9. Simulaciones a diferente ϵ_p .

Figure 9. Simulations at different ϵ_p .

- Bajo las 800 rpm de agitación se produce una variación en la velocidad de separación de fases al cambiar este parámetro, sobre este valor el tiempo de separación de fases se hace constante. De la misma forma sobre 3 min de agitación el tiempo de separación de fases no cambia.
- Las propiedades físicas de las fases son sumamente influyentes en los tiempos de separación de la dispersión, esto quedó demostrado de manera experimental al variar el porcentaje de LIX 984N en la fase orgánica. Un aumento en la cantidad de reactivo extractante aumenta el tiempo final de separación de fases, la explicación de este fenómeno está relacionada con la naturaleza del reactivo (muy viscoso y denso) y su influencia en el incremento de la densidad, viscosidad de la fase orgánica y diámetro de Sauter determinado.
- En relación a la simulación matemática implementada mediante las ecuaciones de Hartland, se encontró que los datos simulados presentan un ajuste aceptable, aunque claramente sólo se puede lograr mayor ajuste para el frente de coalescencia. La desviación observada respecto a los resultados experimentales se puede corregir en gran medida a partir del parámetro ϵ_p , teniendo la salvedad que a mayor ajuste para un frente también se producirá una mayor desviación del otro frente.
- En las dispersiones líquido-líquido del tipo de soluciones de este estudio, los autores de este trabajo proponen la existencia de más de una zona de empaquetamiento ϵ_p , esta suposición se basa en el hecho de que los puntos de inflexión para el frente de sedimentación y coalescencia se producen a tiempos diferentes, lo que implicaría un ϵ_p característico para cada curva.
- Finalmente se plantea que los resultados mostrados corresponden a una primera aproximación para estudiar problemáticas que comúnmente afectan a la separación de fases en la metalurgia extractiva del cobre, los cuales posiblemente deban ser ajustados para un sistema que involucre disoluciones que contengan cobre, por consiguiente reacción química y los efectos que estos puedan acarrear.

Agradecimientos

Este trabajo ha sido desarrollado en el marco del Proyecto DICYT 051114ND financiado por la Universidad de Santiago de Chile. Se agradece a CONICYT Chile el apoyo financiero para el estudiante de doctorado Jonathan A. Castillo S.

REFERENCIAS

- [1] D. Flett, *J. Organomet. Chem.* 690 (2005) 2.426-2.438.
- [2] S. Lin y R. Juang, *Water Res.* 36 (2002) 3.611-3.619.
- [3] G. Kordosky, M. Virnig y B. Boley, *Tsinghua Sci. Technol.* 11 (2006) 160-164.
- [4] J. Ocaranza, *Anuario de estadísticas del cobre y otros minerales*, COCHILCO, Santiago, Chile, 2010, pp. 16-19.
- [5] T. Frising, C. Noik, C. Dalmazzone y J. Disper, *Sci. Technol.* 27 (2006) 1.035-1.057.
- [6] R. Reeve y J. Godfrey, *Trans. IChemE* 80 (2002) 864-871.
- [7] S. Jeelani, K. Panoussopoulos y S. Hartland, *Ind. Eng. Chem. Res.* 38 (1999) 493-501.
- [8] A. Khakpay, H. Abolghasemi y A. Salimi-Khorshidi, *Chem. Eng. Process* 48 (2009) 1.105-1.111.
- [9] J. Spence y J. Masliyah, *Can. J. Chem. Eng.* 67 (1989) 924-928.
- [10] A. Kumar y S. Hartland, *Ind. Eng. Chem. Res.* 34 (1996) 3.925-3.940.
- [11] J. Golob y R. Modic, *Trans. IChem.* 55 (1977) 207-211.
- [12] S. Hartland y S. Jeelani, *Chem. Eng. Sci.* 43 (1988) 2.421-2.429.
- [13] C. Nativ y R. Semiat, *Ind. Eng. Chem. Res.* 34 (1995) 2.427-2.435.
- [14] S. Jeelani y S. Hartland, *Ind. Eng. Chem. Res.* 37 (1998) 547-554.
- [15] G. Yu y Z. Mao, *Chem. Eng. Technol.* 27 (2004) 407-413.
- [16] A. Kumar y S. Hartland, *Can. J. Chem. Eng.* 63 (1985) 368-376.