

Posibilidades de la operación de lavado utilizando dos líneas en paralelo de repulpadores-espesadores, en procesos hidrometalúrgicos^(*)

J. Otero de la Gándara^(*)

Resumen Se describen dos variantes de circulación de fases, cuando se utilizan dos líneas en paralelo de repulpadores y espesadores. En cada una de las dos variantes se mantienen dos líneas de flujo de una de las fases, en la forma convencional, y la otra fase se hace circular en una sola línea de flujo, de forma alternada, entre las etapas de las dos líneas convencionales. Se presenta un algoritmo de cálculo simplificado para hallar las concentraciones de operación en las diferentes etapas. También se presenta un ejemplo numérico con el que se ponen de manifiesto las posibles mejoras obtenibles: a) Mayor intervalo de concentraciones de operación. b) Mayor rendimiento de recuperación de solubles. c) Aumento del número de etapas teóricas equivalente. En cada situación real se precisa la cuantificación de las posibles mejoras, para considerar el interés económico de alguna de las variantes que se proponen.

Palabras clave: **Lavado en contracorriente. Dos líneas de repulpadores-espesadores.**

Countercurrent washing, in metallurgical processes, using two parallel lines of repulpers and thickeners

Abstract Two types of phase circulation are shown using two parallel lines of repulpers and thickeners. Each type holds two conventional flow lines for one phase. The second phase is circulated in one flow line, alternating the stages of the two conventional lines. An algorithm is presented for the simplified calculation of the operating concentrations in all the stages. A numerical application shows the possible advantages: broader range of operating concentration, larger efficiency of solute recovery, and higher number of theoretical equivalent stages. Each actual application needs the quantification of the above mentioned advantages in order to assess the economical interest of the proposed types.

Keywords: **Countercurrent washing. Two lines of repulpers-thickeners.**

1. INTRODUCCIÓN

En los diagramas de flujo de beneficio de minerales, en Hidrometalurgia, es posible la presencia de circuitos de lavado que utilizan dos líneas, que operan en paralelo (Fig. 1) cuando por la capacidad necesaria de tratamiento se debe sobrepasar el diá-

metro máximo conveniente de los espesadores, o se considera oportuno prever la posible reducción de la capacidad de tratamiento en un 50 % parando una línea. También se puede justificar la existencia de esta situación por la necesidad de aumentar la capacidad de tratamiento de una instalación en la que las características del equipo existente no admiten los nuevos caudales y, así, se monta una segunda línea para operar en paralelo con la primera.

La circulación en contracorriente de la pseudo-fase pulpa de mineral y fase agua de lavado, en estas dos líneas, se puede modificar adoptando las condiciones de flujo siguientes:

^(*) Trabajo recibido el día 4 de diciembre de 1995.

^(*) Dpto. de Ingeniería Química. Universidad Complutense de Madrid. 28040-Madrid (España).

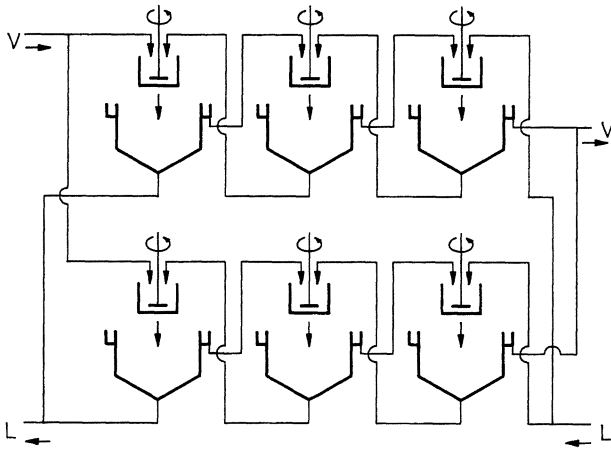


FIG. 1.— Diagrama de flujo con dos líneas de repulpadores-espesadores.

FIG. 1.— Flow diagram with two lines of repulpers and thickeners.

- a) Se hace circular la pseudofase pulpa de mineral en una sola línea de flujo (Fig. 2), alimentando de forma sucesiva la primera etapa de la primera línea, a continuación la primera etapa de la segunda línea, posteriormente la segunda etapa de la primera línea, para repetir de nuevo la secuencia entre las dos líneas.

La fase solución acuosa circula en las dos líneas, en la forma que corresponde al flujo convencional.

- b) La fase agua de lavado circula en una sola línea de flujo (Fig. 3), alimentando de forma sucesiva y alternada, las etapas de las dos líneas, en forma idéntica al flujo de pseudofase pulpa de mineral que se describe en a).

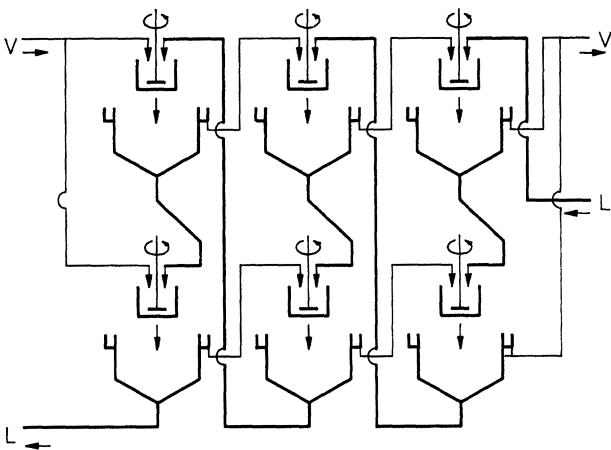


FIG. 2.— Diagrama de flujo con dos líneas de repulpadores-espesadores. Una única línea de flujo para L.

FIG. 2.— Flow diagram with two lines of repulpers and thickeners. Only one L-line of flow.

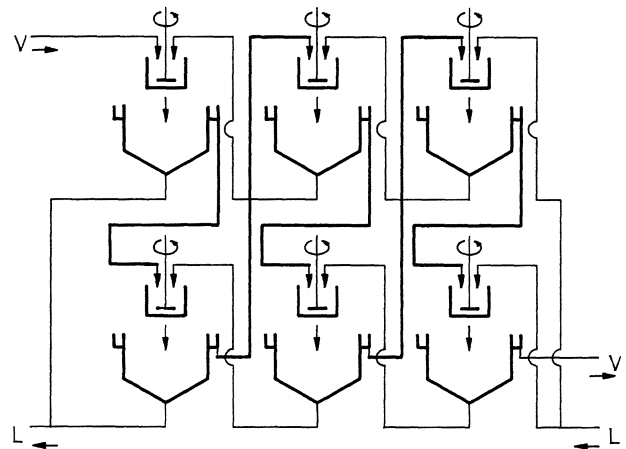


FIG. 3.— Diagrama de flujo con dos líneas de repulpadores-espesadores. Una única línea de flujo para V.

FIG. 3.— Flow diagram with two lines of repulpers and thickeners. Only one V-line of flow.

La pseudofase pulpa de mineral circula en las dos líneas, en la forma que corresponde al flujo convencional.

Estas variantes de circulación en la operación de lavado, sobre las que no se encuentra referencia en la bibliografía, presentan un conjunto de posibilidades que pueden mejorar las condiciones de operación. En la presente Nota Técnica se presta atención a la evaluación de las mejoras que se pueden obtener.

En relación con otras operaciones de transferencia de materia o de calor, efectuadas en contracorriente, sí existen referencias en la bibliografía sobre esta variante de circulación. En rectificación (1 y 2), se ha estudiado el enriquecimiento que se obtiene en la circulación cruzada de la fase líquida, cuando la fase vapor se segrega en varias líneas de flujo en paralelo independientes. En la figura 4a) se representa la circulación de la fase líquida en el plato y las líneas segregadas de la fase vapor. El gradiente de concentraciones en la dirección del flujo, que se produce en la fase líquida, ocasiona una variación de las concentraciones del vapor que, en forma segregada, abandona el plato. Esta variación de concentraciones no se destruye por mezcla entre platos si la circulación de la fase vapor se mantiene segregada y la de la fase líquida se efectúa entre platos describiendo un helicoide o escalera de caracol (Fig. 4b). Se han propuesto diseños mecánicos que cumplen estas condiciones de flujo (2-4), con los que teóricamente es posible aumentar la eficacia del plato y, aunque se sigue considerando sus posibilidades (5), no se ha conseguido un diseño de plato que pueda justificarse desde el punto de vista económico.

En extracción líquido-líquido (6) se ha propuesto un diseño de etapa que opera en estas condiciones de flujo, con las que teóricamente se

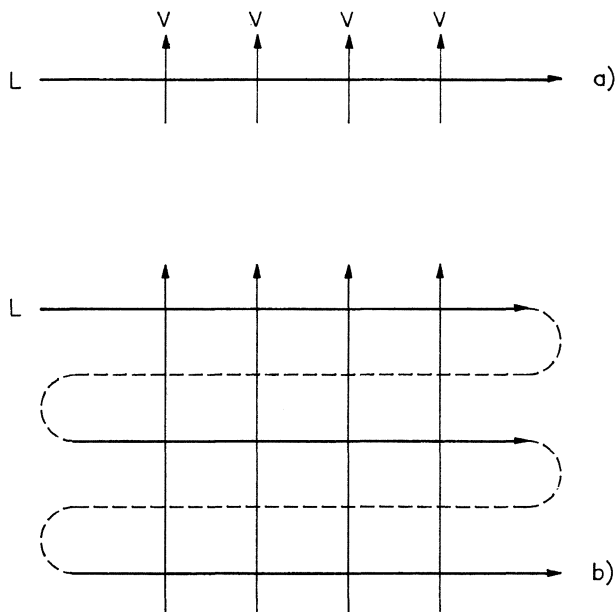


FIG. 4.— Una línea de flujo de fase líquida *L* y varias líneas de flujo segregado de fase vapor *V*. a) En un plato. b) En una columna de platos.

FIG. 4.— One line of liquid flow *L* and multiple lines of segregate vapor flow *V*. a) Plate. b) Plate column.

pueden alcanzar enriquecimientos superiores a una etapa teórica convencional.

En transferencia de calor, en algunos procesos de obtención de cemento (7), para recuperar calor de los humos del horno de clínquerización, se opera con dos líneas en paralelo de cambiadores de calor de contacto de etapas múltiples, constituidas por un conducto de arrastre de sólidos por los gases y por un ciclón, en el que se separan gas y sólido equilibrados térmicamente. Las dos líneas están dispuestas de tal forma que es posible hacer circular el sólido alternadamente entre ellas, tal como se describió anteriormente, para la opción de operación de lavado. Con este sistema se consigue una elevación de la recuperación de calor de interés económico, junto con una mayor flexibilidad de operación. En los cambiadores de calor de trombón, en los que los tubos se disponen en escalera de caracol, y en los cambiadores de calor con tubos en espiral utilizados en recuperación de frío en licuefacción de gases, se presenta esta forma de circulación cruzada de las dos corrientes entre las que tiene lugar la transferencia de calor. En ambos casos se precisan estudios de optimización de diseño.

A continuación se aborda, en primer lugar, la definición del algoritmo de cálculo para la operación de lavado en circulación convencional y, en segundo lugar, las dos variantes de circulación descritas. Posteriormente, se presentan los resultados

numéricos correspondientes a un caso práctico que permite una evaluación, en primera aproximación, de las posibilidades de estas variantes de circulación en la operación de lavado con dos líneas en paralelo, así como una pauta del método a seguir en el estudio de una situación concreta.

2. ALGORITMO DE CÁLCULO

En cada una de las etapas de la instalación de lavado formada por el conjunto repulpador-espesador, y en toda la instalación, el balance de materia parcial, referido al componente o suma de componentes solubles en fase acuosa que se lavan, se establece de la forma siguiente:

$$L_e x_e + V_e y_e = L_s x_s + V_s y_s \quad [1]$$

donde *L* y *V* representan, respectivamente, la cantidad de pseudofase pulpa de mineral y de fase acuosa que entran (e) o salen (s), en la instalación o etapa repulpador-espesador; *x* e *y*, con los correspondientes subíndices, corresponden a las concentraciones del componente o suma de componentes solubles, expresadas en tantos por uno.

Cuando se opera con la misma concentración de sólidos en todas las etapas de la instalación de lavado, y esta concentración es igual a la de los sólidos, en la pulpa de mineral alimentado a la instalación, para concentraciones bajas de componentes solubles, puede admitirse en primera aproximación que $L_e = L_s$ y $V_e = V_s$ (8).

Si se denomina *R* a la relación *V/L*, y se tiene en cuenta que el componente o conjunto de componentes en solución tienen la misma concentración en la solución clara que rebosa en el espesador y en la solución acuosa retenida en la pulpa del mineral espesada que sale por la base del espesador, y se denomina *X* a la fracción en peso de solución acuosa que contiene la pseudofase *L*, x_s e y_s se relacionan mediante la expresión:

$$x_s = X y_s \quad [2]$$

La expresión [1] se puede escribir de la forma siguiente:

$$x_e + R y_e = x_s + R y_s = x_s + (R/X) x_s = X y_s + R y_s \quad [3]$$

En un caso concreto, para unas determinadas condiciones de operación (*R* y *X* definidos) y con los valores $y_e = 0$ agua de lavado empleada en la instalación, y x_e concentración de solubles en la pulpa de mineral alimentada en la instalación, se puede elegir y_s o x_s , para definir los valores de x_s o y_s correspondientes también a la instalación.

A partir de los valores y_s y x_e , de toda la instalación, que corresponden también a la etapa primera, se inicia el cálculo etapa a etapa mediante las expresiones [2] y [3], ordenada esta última de la forma siguiente :

$$y_e = (1 + (X/R)) y_s - (1/R) x_e \quad [4]$$

Con estos valores x_s e y_e , se tienen los valores de x_e e y_s , de la etapa siguiente y se puede repetir de nuevo el cálculo de los valores x_s e y_e , ahora para la segunda etapa. La repetición del cálculo se da por terminada cuando los valores hallados para x_s e y_e de una etapa son iguales a los correspondientes a toda la instalación. Si esta condición no se cumple, se modifica el valor R elegido previamente, y se repite la secuencia de cálculo y nueva elección de R hasta lograr una concordancia aceptable.

Si se inicia el cálculo, para los valores y_e y x_s , correspondientes a toda la instalación, la expresión [3] se ordena de la forma siguiente :

$$x_e = (X + R) y_s - R y_e \quad [5]$$

y se realiza el cálculo etapa a etapa, como en el caso anterior.

Las expresiones [2], [4] y [5], son válidas para el caso de la operación con dos líneas de repulpadores-espesadores y una única línea de flujo para L o para V , modificando de forma conveniente el valor de R , teniendo en cuenta que para una única línea de flujo para L , $R = (R \text{ en flujo convencional}) \cdot 0,5$, y para una única línea de flujo V , $R = (R \text{ en flujo convencional}) \cdot 2$.

Las concentraciones de solubles en salida o entrada de etapa en la línea de flujo continuo cumplen las condiciones establecidas para la circulación convencional. Las concentraciones de salida y entrada, en las líneas de flujo segregado, cumplen la condición siguiente: x_s o y_e de la etapa n son iguales, respectivamente, a x_e e y_s de la etapa $n + 2$ ó $n - 2$, utilizando la línea de flujo continuo para numerar las etapas.

3. EVALUACIÓN NUMÉRICA DE POSIBILIDADES

Para la evaluación numérica se ha elegido un caso simple, utilizando tres etapas con una relación V/L , $R = 1$ en operación convencional, y con un valor de $X = 0,5$ (espesamiento del 50 %) en todas las etapas y en la alimentación de pulpa del mineral. La concentración de componentes solubles en la pulpa de alimentación se fija en 1/1.000, para poder admitir que se cumple la condición de constancia de L y V en todas las etapas.

La tabla I muestra los valores de las concentraciones de entrada y salida en cada etapa, en circula-

TABLA I.- Operación convencional ($V = 1$; $L = 1$; $R = 1$); $y_s = 2 x_s$; $x_e = 0,5 y_s - y_e$

TABLE I.- Conventional operation ($V = 1$; $L = 1$; $R = 1$); $y_s = 2 x_s$; $x_e = 0,5 y_s - y_e$

Etapa	y_e	x_s	y_s	x_e
1	0	0,06666	0,13333*	0,19999**
2	0,13333*	0,19999**	0,40000	0,46666
3	0,40000	0,46666	0,93333	1,00000

Rendimiento: 93,33 %

ción convencional, expresadas en tantos por mil. Se señalan con * y ** las concentraciones de entrada y salida iguales. En la tabla se incluye también el valor del rendimiento de recuperación de solubles, calculándolo mediante la expresión:

$$(L_e x_e - L_s x_s) / L_e x_e = 1 - (x_s / x_e) \quad [6]$$

En las tablas II y III, se presentan los valores correspondientes a una única línea de flujo L y V , respectivamente. El número de etapas en estos dos casos es, lógicamente, el doble del correspondiente a las dos líneas en paralelo. En la línea continua de flujo L , el cálculo etapa a etapa se inicia con $y_e = 0$, y para V con $x_e = 0,001$ (1/1.000). Los dos valores de y_s o x_s , que se obtienen en las líneas que operan en paralelo, permiten hallar el valor medio que corresponde a la corriente que se obtiene por mezcla de ambas a la salida de la instalación. El orden de numeración de las seis etapas se mantiene en los dos casos.

El estudio comparativo de las tablas I, II y III, pone de manifiesto que con la circulación con una única línea de flujo de la fase L o V , se obtiene un rendimiento de recuperación de compuestos solubles superior al que corresponde al flujo convencional en dos líneas en paralelo, y este aumento de rendimiento es mayor en el caso de flujo único de fase L .

TABLA II.- Línea única de flujo, L ; ($V = 1$; $L = 2$; $R = 0,5$); $y_s = 2 x_s$; $x_e = y_s - 0,5 y_e$

TABLE II.- Only one line for underflow of thickeners, L , ($V = 1$; $L = 2$; $R = 0,5$); $y_s = 2 x_s$; $x_e = y_s - 0,5 y_e$

Etapa	y_e	x_s	y_s	x_e
1	0	0,03030	0,06060*	0,06060**
2	0	0,06060**	0,12120*	0,12120
3	0,06060*	0,12120	0,24240	0,21210
4	0,12120*	0,21210	0,42420	0,36360
5	0,21210	0,36360	0,72720	0,60600
6	0,36360	0,60600	1,21200	1,00000

Rendimiento: 96,96 %

TABLA III.- Línea única de flujo, V; (V = 2 ; L = 1 ; R = 2); $x_s = 0,5 y_s$; $y_e = 1,25 y_s - 0,5 x_e$

TABLE III.- Only one line for overflow of thickeners, V (V = 2 ; L = 1 ; R = 2); $x_s = 0,5 y_s$; $y_e = 1,25 y_s - 0,5 x_e$

Etapa	x_e	y_s	x_s	y_e
6	1,00000	0,96050	0,48025**	0,70062*
5	1,00000	0,70062*	0,35031**	0,37578
4	0,48025**	0,37578	0,18789	0,22955
3	0,35031**	0,22955	0,11477	0,11178
2	0,18789	0,11178	0,05589	0,04578
1	0,11477	0,04579	1,02289	0,0001

Rendimiento: 96,05 %

Para evaluar esta diferencia en el intervalo de concentraciones de operación, expresándola en etapas teóricas, en las tablas IV y V se presenta el cálculo de etapas en el caso convencional, operando en el mismo intervalo de concentraciones para una única línea de flujo, para la fase L (Tabla IV) o para la fase V (Tabla V). En ambos casos se estiman las fracciones de etapa necesarias de la forma usual. Con una única línea de flujo para L, se obtiene algo más de una etapa, y para una única línea de flujo para V, se supera 0,6 de etapa.

En la tabla VI se presenta la variante con una única línea de flujo L, con el mismo rendimiento de recuperación de solubles que en el caso de la tabla I, modificando el valor de R de forma conveniente y operando en el cálculo por tanteos. En esta caso, para $y_{s,m}$ se alcanza un valor 1,27 superior al correspondiente a la operación convencional, y el caudal de fase acuosa se hace un 78,4 % inferior.

En las figuras 5, 6 y 7, se representa el cálculo gráfico del número de etapas, para las variantes de operación de las tablas I, II y III, utilizando el método descrito en (8). En la operación convencional sólo se define un flujo neto. En las otras dos variantes, el flujo neto es diferente en cada etapa.

TABLA IV.- Operación convencional, con los valores x_s e y_s de la variante de la tabla II; (V = 1; L = 1; R = 1); $y_s = 2 x_s$; $x_e = 1,5 y_s - y_e$

TABLE IV.- Conventional operation. x_s and y_s of table II; (V = 1; L = 1; R = 1); $y_s = 2 x_s$; $x_e = 1,5 y_s - y_e$

Etapa	y_e	x_s	y_s	x_e
1	0	0,03030	0,06060*	0,09090**
2	0,06060*	0,09090**	0,18180	0,21210
3	0,18180	0,21210	0,42420	0,45450
4	0,42420	0,45450	0,90900	0,93930
5	0,90900	0,93930	1,87860	1,90890

Número de etapas teóricas: 4,06

TABLA V.- Operación convencional, con los valores de x_s e y_s de la variante de la tabla III; (V = 1; L = 1; R = 1); $y_s = 2 x_s$; $x_e = 1,5 y_s - y_e$

TABLE V.- Conventional operation. x_s and y_s of table III; (V = 1; L = 1; R = 1); $y_s = 2 x_s$; $x_e = 1,5 y_s - y_e$

Etapa	y_s	x_s	y_s	x_e
1	0	0,03939	0,07878*	0,11817**
2	0,07878*	0,11817**	0,23634	0,27573
3	0,23634	0,27573	0,55146	0,59085
4	0,55146	0,59085	1,18170	1,22109

Número de etapas teóricas: 3,65

TABLA VI.- Operación con una única línea de flujo L, con el mismo valor de x_s , en operación convencional de la tabla I. (V = 0,7833; L = 2; R = 0,39165); $y_s = 2 x_s$; $x_e = 0,89165 y_s + 0,39165 y_e$

TABLE VI.- Only one line for underflow of thickeners. x_s of conventional operation, table I. (V = 0,7833; L = 2; R = 0,39165); $y_s = 2 x_s$; $x_e = 0,89165 y_s + 0,39165 y_e$

Etapa	y_e	x_s	y_s	x_e
1	0	0,06666	0,13332*	0,118875**
2	0	0,118875**	0,237749*0,	2 119 89
3	0,13332**	0,211989	0,423978	0,3 25 8 26
4	0,237749*	0,325826	0,651651	0,4 87 9 30
5	0,423978	0,487930	0,975861	0,7 04 0 75
6	0,651651	0,704075	1,408150	1,00035

$y_{s,m}$ (etapas 5, 6: 1,192005)

Rendimiento: 93,33 %

6. COMENTARIOS

Como resumen, y de forma breve, se hacen los comentarios siguientes:

- 1) Con una única línea de flujo para L se presenta la posibilidad de operar, en un intervalo de concentraciones mayor, con un rendimiento de recuperación de componentes solubles superior en relación a los correspondientes a una sola línea de flujo V, y en comparación con dos líneas en paralelo con flujo convencional. Si se expresa el intervalo de concentraciones mediante el número de etapas teóricas equivalente para una única línea de flujo L, el número total disponible se puede elevar un 30 % sobre el correspondiente a las dos líneas en paralelo con flujo convencional.

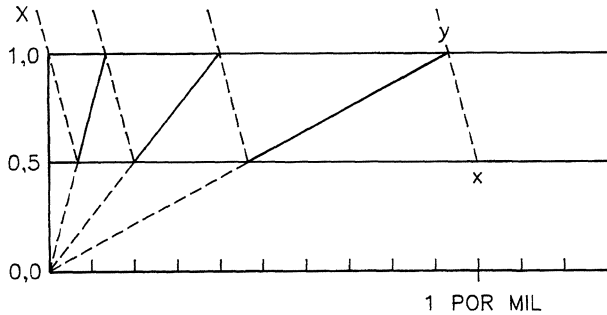


FIG. 5.— Solución gráfica para el cálculo del número de etapas teóricas. Flujo convencional (Tabla I).

FIG. 5.— Graphic calculation of the number of theoretical stages. Conventional flow (Table I).

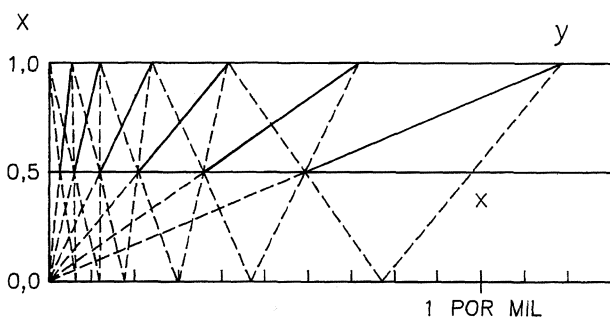


FIG. 6.— Solución gráfica para el cálculo del número de etapas teóricas. Una única línea de flujo para L (Tabla II).

FIG. 6.— Graphic calculation of the number of theoretical stages. Only one line for underflow of thickeners (Table II).

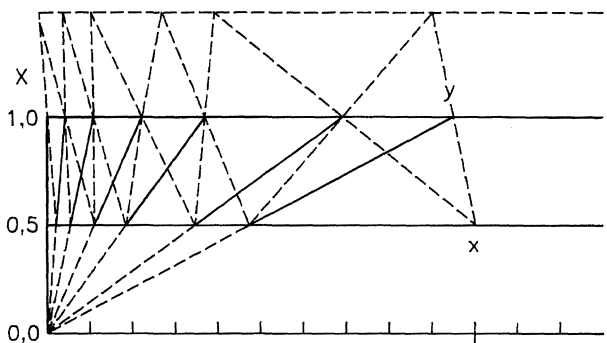


FIG. 7.— Solución gráfica para el cálculo del número de etapas teóricas. Una única línea de flujo para V (Tabla III).

FIG. 7.— Graphic calculation of the number of theoretical stages. Only one line for overflow of thickeners (Table III).

2) El estudio teórico expuesto, en cada caso, tendrá que completarse con el estudio de las condiciones de sedimentación (adición de floculantes), para que los espesadores puedan operar con un flujo doble de pseudofase pulpa de mineral. Es evidente que también habrá que evaluar las nuevas necesidades de bombeo para la pulpa espesada.

3) En relación con el tratamiento de las soluciones fértiles que se obtienen en la operación de lavado, tanto si se utiliza la extracción líquido-líquido como el cambio de ion, la existencia de dos corrientes de fase líquida clara con concentraciones diferentes, para una única línea de flujo L, puede facilitar la obtención de soluciones fértiles con una concentración mayor en reextracción o en elución. El estudio de esta opción, de forma general, es complejo, y sólo se hace referencia a ella porque evidentemente merece atención.

Notación

- x: Concentración de solubles, en la pseudofase pulpa de mineral.
Solubles concentration in underflow of thickeners.
- y: Concentración de solubles en la fase acuosa.
Solubles concentration in overflow of thickeners.
- L: Cantidad de pseudofase pulpa de mineral.
Aqueous and mineral pseudophase flow (underflow of thickeners).
- V: Cantidad de fase acuosa.
Aqueous phase flow (overflow of thickeners).
- R: Relación V/L.
V/L relation.
- X: Fracción en peso de agua o solución acuosa, en la pseudofase pulpa de mineral.
Massfraction of water or aqueous phase in underflow of thickeners.

Subíndices

- e: Entrada en la instalación o en una etapa.
Stage or instalation feed.
- s: Salida en la instalación o en una etapa.
Stage or instalation exit.
- m: Valor medio.
Mean value.

REFERENCIAS

- (1) LEWIS, W.K. *Ind. Eng. Chem.*, 28, 1936: 399.
- (2) KIRSCHBAUM, E. La técnica de la distillazione frazionata. Ed. Hoepli. Milán, 1951: 218 y 234. Traducción de Distiller und Rektifiziertchnik. Springer. Berlín.
- (3) HAUSEN, H. *Forsch. Ingenieurwes.*, 6, 1935: 9.
- (4) NEEL, L., BAILLY, M. y TONDER, D. *Int. Chem. Eng.*, 33, 1993: 467.
- (5) HUMPRHEY, J.L. y FRANK SEIBERT, A. *Chem. Eng.*, 99 (12), 1992: 86-89.
- (6) OTERO DE LA GANDARA, J. *Rev. Metal. (CENIM)*, 31 (2), 1995: 106-110.
- (7) KWECH, L. *Zement-Kalk-Gips.*, 9, 1986: 251-269.
- (8) OTERO DE LA GANDARA, J. Operaciones de Separación en Metalurgia Extractiva. Ed. Alhambra. Madrid, 1976.