

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA,
MINERA Y METALURGICA



ESTUDIO TECNICO ECONOMICO DE LA
APLICACION DE CELDAS COLUMNA EN EL
CIRCUITO DE FLOTACION DE LA
CONCENTRADORA CONDESTABLE

TESIS

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO METALURGISTA

JORGE LUIS CARDENAS CABRERA

LIMA - PERU

1995

INDICE

1	<u>ANTECEDENTES Y OBJETIVOS</u>	7
1.1	Antecedentes	7
1.2	Objetivos	9
2	<u>DESARROLLO Y FUNDAMENTO TEORICO DE LA TECNOLOGIA DE FLOTACION COLUMNAR</u>	10
2.1	<u>Revisión histórica del desarrollo de la flotación columnar</u>	10
2.2	<u>Investigación y aplicación industrial de las columnas de flotación</u>	12
2.2.1	Investigaciones a nivel industrial	12
2.2.2	Aplicaciones industriales	14
2.3	<u>Fundamentos teóricos de la flotación en contracorriente en celdas columna</u>	19
2.3.1	Principios de la flotación en contracorriente en celdas columna	19
2.3.2	Comportamiento del mineral dentro de la columna de flotación	21
2.3.3	Mecanismo de la adherencia partícula mineral-burbuja de aire.	22
2.3.4	El fenomeno del entrapamiento de finos	24
2.3.5	Condiciones de mezcla en la celda columna	25
2.3.6	Constante cinética de flotación y tiempo de residencia medio	26
2.4	<u>Condiciones operativas, diseño y control de columnas de flotación</u>	28
2.4.1	Condiciones operativas en una columna de flotación	28
2.4.2	Aspectos del diseño de celdas columna	29
2.4.3	Area de la sección transversal	30
2.4.4	Altura de la celda columna	32
2.4.5	Aspectos de instrumentación y control de celdas columna	39
2.5	<u>Virtudes de las celdas columna de flotación en contracorriente</u>	43

	<u>ANÁLISIS DE LA OPERACION ACTUAL DEL CIRCUITO DE FLOTACION DE LA PLANTA CONCENTRADORA CONDESTABLE</u>	46
3.1	<u>Descripción de las operaciones de la Planta Concentradora Condestable</u>	
3.1.1	Generalidades	46
3.1.2	Descripción de la Planta Concentradora	46
3.1.3	Parámetros de Operación	
3.2	<u>Análisis de la performance del circuito de flotación</u>	56
3.2.1	Resultados Generales	56
3.2.2	Etapa flotación rougher	
3.2.3	Etapa Flotación Scavenger	65
3.2.4	Etapa flotación de limpieza	68
3.2.5	Circuito de clasificación y remolienda	
3.2.6	Consideraciones económicas	80
4	<u>ESTUDIO TECNICO DE LA APLICACION DE CELDAS COLUMNA EN EL CIRCUITO DE FLOTACION DE LA PLANTA CONCENTRADORA CONDESTABLE</u>	84
4.1	<u>Alternativas de operación de celdas columna dentro del circuito de flotación de la concentradora condestable.</u>	86
4.2	<u>Pruebas experimentales de flotación en celdas columna a nivel piloto</u>	86
4.2.1	Ubicación y descripción de la celda columna piloto	86
4.2.2	Trabajo experimental	88
4.2.3	Presentación y análisis de resultados	93
4.3	<u>Dimensionamiento de la celda columna industrial y selección de equipos auxiliares</u>	111
4.3.1	Parámetros básicos de diseño	111
4.3.2	Dimensionamiento de la columna de flotación	113
4.3.3	Sistema dispersor de aire.	113
4.3.4	Instrumentación.-	114
4.3.5	Equipos auxiliares.-	114
5	<u>EVALUACION ECONOMICA</u>	115
5.1	<u>Incidencia del incremento en el grado del concentrado sobre el valor del mineral</u>	118
5.2	<u>Ahorro en energía por la parada del circuito de limpieza convencional</u>	118
5.3	<u>Ahorro por concepto de transporte de concentrado</u>	119
5.4	<u>Estimación de la inversión de la instalación de la celda columna.</u>	120
5.5	<u>Costo de operación de la celda columna</u>	121

5.6	<u>Perfil económico</u>	122
CONCLUSIONES		127
BIBLIOGRAFIA		130
ANEXO 1		133

INTRODUCCION

Como resultado de la intensa explotación de minerales de alta ley en el pasado, **la industria minera ha tenido que procesar** cada vez mayores cantidades de materiales con contenidos menores de **minerales** económicos. Al mismo tiempo, los yacimientos que se ponen en explotación son cada vez más complejos y presentan una disseminación más fina de las especies valiosas, haciendo el **proceso de** separación más complicado y costoso.

Entre las diferentes técnicas de beneficio de minerales, la flotación **por espumas** ha sido uno de los procesos más efectivos para la separación selectiva de partículas **minerales**. Sin embargo, el proceso de flotación tiene sus limitaciones en cuanto a la granulometría del **mineral** procesado. Es aceptado que **generalmente** las **principales** pérdidas de especies valiosas durante la flotación ocurren en las fracciones muy finas y muy gruesas del mineral.

Como consecuencia de la complejidad de los yacimientos y de la disseminación fina de las especies valiosas es necesario una molienda más **enérgica** suficiente **para liberarlas**. Consecuentemente, el proceso de flotación convencional se hace difícil ocasionando problemas graves de recuperación y calidad del producto hasta el punto de afectar **la economía** del proceso en **forma** negativa, e incluso impedir una ventajosa comercialización de los productos obtenidos así como la inviabilidad de determinados **procesos** en las etapas extractivas de los metales.

Desde comienzos de 1930 en que aparecen las primeras celdas de flotación, de geometría cilíndrica o paralelepípeda equipadas con agitadores mecánicos, mecanismo básico de una máquina de flotación convencional no había sido cambiado solamente se había apuntado hacia el incremento de sus dimensiones físicas (algunas de las celdas de flotación

convencionales más grandes han alcanzado una capacidad de 95m³ 3000 pie³. El desarrollo de un mecanismo de flotación **alternativo** eficiente **mejoraría** considerablemente la capacidad del proceso de flotación.

Como consecuencia de lo **anterior, surge** la tecnología de flotación columnar, de lejos, el más importante avance en los últimos años en el campo del procesamiento de minerales. La experiencia práctica industrial ha demostrado que la celda columna de flotación (llamada así por su gran altura) supera en **eficiencia** a las celdas de agitación mecánica convencionales, especialmente en aplicaciones de flotación diferencial difíciles y flotación de finos.

El concepto de contacto en contracorriente entre un flujo de pulpa descendente y un **enjambre** de **burbujas** ascendente constituye **principio básico** de la flotación columnar aunque la idea de la celda columna no es nueva -la **concepción** columnar original se debe a Boutin & Tremblay (1964) y Boutin **Wheeler** (1967)- sin **embargo, recién** a principios de la década de los ochenta el uso industrial de las columnas de flotación ha experimentado un marcado crecimiento, tanto en aplicaciones de optimización de plantas en operación, como en nuevos proyectos minero-metalúrgicos.

Teniendo **consideración** lo anteriormente expuesto, y entendiendo que todo incremento en la eficiencia **los procesos** empleados en la industria minero-metalúrgica de nuestro país implica un mejor aprovechamiento de nuestros recursos naturales, se llevó a cabo un **trabajo** de investigación que permite comprender los principales aspectos básicos de esta relativamente nueva tecnología y determinar el impacto económico que origina **para** una aplicación industrial **pecífica**.

El presente trabajo detalla los resultados del estudio de investigación sobre la aplicación industrial de celdas columna realizado en las instalaciones de la **Cía. Minera**

Condestable S.A. que beneficia minerales sulfurados de cobre,
y presenta la evaluación técnico-económica de la factibilidad
la aplicación de celdas columna en circuito de
flotación de esta concentradora.

CAPITULO 1

i ANTECEDENTES Y OBJETIVOS

1.1 Antecedentes

La planta concentradora de la Cía. Minera Condestable S.A. procesa 1200 TM por día de mineral sulfurado de cobre, siendo la principal especie mineral valiosa la calcopirita (sulfuro de cobre y fierro) y teniendo como material de ganga pirita e insolubles. El mineral de cabeza tratado en esta planta analiza alrededor de 1.1% de cobre total (más o menos 0.05% de cobre como óxido), mientras que el concentrado final de cobre producido analiza entre 24% a 25% de cobre total. La recuperación metalúrgica del proceso oscila entre 83% a 85%.

Una preocupación constante en la operación metalúrgica de la planta concentradora ha sido la dificultad de producir un concentrado de cobre de mejor calidad, habiéndose llegado inclusive a obtener leyes de concentrado de hasta 23% en algunos casos, muy por debajo del nivel deseado (más de 26% de cobre total). Este problema se ha visto acentuado por la tendencia a disminuir de la ley del mineral de cabeza a niveles por debajo de 1.0% de cobre.

Por otra parte, en esta planta concentradora el proceso de flotación se lleva a cabo en celdas de flotación de agitación mecánica convencionales. La sección de flotación de la planta incluye un circuito de flotación de limpieza de tres etapas, la cual se realiza en celdas de flotación del tipo Denver Sub-A, y cuya función es limpiar el llamado concentrado rougher secundario. Así, el concentrado de cobre producido por este circuito de limpieza conforma junto con el concentrado de las primeras celdas de flotación rougher (llamado concentrado rougher primario) el concentrado final de la planta.

El rendimiento metalúrgico del **circuito** flotación de limpieza no es precisamente el óptimo deseado, observándose la dificultad de estas celdas de limpieza de **producir un** concentrado de buena calidad que **permita mejorar la calidad** del concentrado final producido.

Dentro de este contexto, obviamente cualquier cambio que se **realizara** tendiente a incrementar el grado del concentrado final se traducirá inmediatamente en mayores ingresos en la operación de la planta.

De **otro** lado, desde hace ya varios **años** se ha tenido conocimiento de los excelentes resultados obtenidos con la operación de las llamadas "celdas columna de flotación" en diversas plantas concentradoras del mundo, y, sin ir muy lejos, aquí en el Perú, en las concentradoras de cobre de Cuajone y Toquepala de la Southern Perú Copper Corporation.

Estas celdas no-mecánicas de flotación, han dado sus mejores resultados operando como celdas de limpieza, y particularmente en el caso de minerales porfiríticos de **cobre han** dado mejores eficiencias de separación en menor número de etapas, produciendo concentrados de mejor calidad, reduciendo la complejidad del circuito, mejorando su control y reduciendo los costos de operación, principalmente por una reducción del consumo de **energía** dado que no poseen dispositivos mecánicos de agitación.

Como consecuencia de lo hasta aquí comentado, la **Cía. Minera Condestable S.A.** apoyó la realización de un trabajo de investigación relacionado a la aplicación de columnas de flotación en sus instalaciones tendiente a establecer los beneficios de su implementación. Los objetivos trazados en la realización de este estudio de investigación se mencionan en la siguiente sección.

1.2 Objetivos

Después de lo expuesto en la sección anterior, se plantean los siguientes objetivos principales del presente trabajo:

- 1.2.1 Evaluar técnicamente la operación actual del circuito de flotación de la planta concentradora Condestable mediante la **realización** de un balance de materia detallado del mismo, que permita determinar los puntos potenciales aplicación de **columnas de flotación** en dicho circuito.
- 1.2.2 **Analizar** los principales aspectos básicos de fundamento y operación de la tecnología de flotación en columnas, por medio del desarrollo de un programa de investigación a nivel piloto, realizado en las mismas instalaciones de la concentradora, y que a la vez permita estimar las implicancias industriales que tendría la aplicación de este tipo de celdas dentro del circuito de flotación de la misma.
- 1.2.3 Evaluar económicamente la implementación de celdas columna en dicho circuito de flotación, analizando la inversión de capital requerida, los posibles ingresos adicionales que se obtendrían, así como el costo de operación de este tipo de máquinas de flotación.

CAPITULO 2

2 DESARROLLO Y FUNDAMENTO TEORICO DE LA TECNOLOGIA DE FLOTACION COLUMNAR

2.1 Revisión histórica del desarrollo de la flotación columnar

Inventada por Pierre Boutin a principios de la década de los sesentas, la celda columna de flotación en **contracorriente** constituyó una gran innovación tecnológica frente a las celdas mecánicas de flotación convencionales:

empleada como rougher-scavenger, la columna de flotación es celente;

empleada como cleaner, los resultados pueden ser espectaculares.

Las primeras **pruebas** con celdas columna se **realizaron** operándola como una celda rougher-scavenger en una flotación inversa de hierro (la sílice era flotada y los minerales de **hierro** deprimidos). La columna de flotación produjo una **descarga o** underflow -concentrado de hierro- tan bueno o mejor que el producido en las etapas rougher-scavenger con las celdas mecánicas convencionales.

Luego, el escalamiento de la celda columna progresó rápidamente desde la unidad **de 2"Ø** a una columna de 12"Ø semi-automatizada para tratar mineral de la Iron Ore Company of Canada (IOCC). En aquel tiempo, la IOCC tenía los derechos exclusivos para el empleo de celdas columna de flotación en el Canadá en el campo de los minerales de hierro.

Entonces, Column Flotation Company of Canada Ltd., ingresó al campo de los sulfuros. Un productor de cobre canadiense - **Opemiska Copper Mines Ltd.**- **envió** mineral para pruebas de flotación en celda columna y los resultados obtenidos le llevaron **adquirir la primera** celda **columna** de tamaño

industrial de 36"Ø (1963). Esta celda resultó un desastre mecánico

Unos años después de esta experiencia Column Flotation Company regresó a aquella planta con una unidad de sección cuadrada de 18" de lado, con una capacidad de 40 tpd (1965). El objetivo era adiestrarse en el diseño apropiado de una celda columna de tamaño industrial. Inicialmente, se probó como rougher-scavenger y tenía que producir relaves iguales a los relaves de estas mismas etapas en planta. Lo logró, y lo hizo así, a la vez de producir un concentrado rougher-scavenger de una calidad similar al concentrado final de la planta. Luego, fue probada como una celda cleaner y produjo un concentrado de mayor grado que el concentrado final de planta, 5% en Cu más alto.

Con esto concluía su trabajo en Opemiska.

La columna de flotación de 18", fue probada luego con varios minerales y siempre produjo resultados satisfactorios. Sin embargo, no era, realmente, una unidad de tamaño industrial. Siempre se había apuntado hacia la celda columna de 72" (72"x72"x44'9"). Pero, previo a esta gran máquina, se necesitaba la columna intermedia de 36".

El fracaso de la unidad original de 36"Ø en Opemiska había insinuado la posibilidad de la existencia de cortocircuito en el interior de la columna según la sección transversal de la celda columna se incrementaba. Esto se comprobó luego con la primera unidad de sección cuadrada de 36" de lado que fue probada en paralelo con la columna ya ensayada anteriormente de 18" de lado. El diseño de esta celda columna de 36" permitía, por medio de inserción de divisores, convertir la columna de 36" en una unidad modular de 4 columnas de 18".

Las pruebas demostraron que las colas de ambas columnas eran ahora similares, es decir, ya no existía cortocircuito en la columna de flotación de 36".

Luego de la celda columna de 36", Column Flotation Company no dudó en diseñar la columna de 72". Esta columna estaba dividida en 4 columnas de 36", empleando un solo juego de instrumentación.

Sin embargo, a pesar de los buenos resultados, la comunidad minera aún desconfiaba.

Finalmente, en 1980, Gaspé Mines Div. of Noranda Mines Ltd., Murdochville, Québec, Canadá, ordenó una columna de 18" otra de 36", ambas de sección cuadrada y con una altura aproximada de 40', para su circuito de molibdeno. Esta fue la primera planta comercial con celdas columna, 18 años después de su invención. Estas dos columnas de flotación reemplazaron 13 etapas de limpieza en celdas mecánicas convencionales del circuito de molibdeno.

Desde el primer momento, los resultados metalúrgicos en el circuito de molibdeno mejoraron, por lo que, pronto una celda columna de 72"x72"x40' fue pedida dado que la unidad de 36" no era lo suficientemente grande para el volumen de alimento a la primera etapa de limpieza. Así, tres celdas columnas, reemplazando a 13 etapas de limpieza convencionales, produjeron concentrados de mayor grado, sin desmedro de la recuperación.

Desde entonces, el uso industrial de las columnas de flotación en contracorriente ha experimentado un crecimiento muy marcado.

2.2 Investigación y aplicación industrial de las columnas de flotación

2.2.1 Investigaciones a nivel industrial

Los fabricantes de columnas de flotación en Canadá emplearon algunas de sus columnas de tamaño industrial (18"x 18", 36"x 36" y 72"x 72") para investigaciones a nivel de planta piloto in-situ sobre varios tipos de minerales y carbonos (Ref. 1).

Dentro de estas investigaciones a nivel piloto tenemos:

flotación de cobre en Opemiska Copper Mines, Chapais, Québec; en la unidad Cobriza de Centromin-Perú, en Perú; y en Gaspé Mines, Murdchville, Québec; flotación de hematita en Iron Ore Co. of Canada, Labrador City, Newfoundland; flotación inversa de sílice de hematita en Iron Ore Co. of Canada, Sept-Îles, Québec; separación de molibdeno de cobre en Chile y en Zambia; y finalmente, flotación de Fluorop en ALCAN, en Arvide, Québec. Las investigaciones a nivel de planta piloto in-situ indicaron que el performance metalúrgico era mejorado con el uso de la columna de flotación.

En años recientes, la mayoría de compañías mineras en Canadá se han volcado a la flotación columnar, como se puede apreciar en la Tabla 2.1, siendo la aplicación más importante de las columnas de flotación en los circuitos de limpieza.

Alentado por la mejor eficiencia metalúrgica de las celdas columna, CANMET (Canada Center for Mineral and Energy Technology) ha apoyado muchos proyectos de investigación y desarrollo a nivel industrial sobre columnas de flotación, como, por ejemplo, incremento del grado del concentrado de zinc en Ruttan Mine of Hudsonbay Mining and Smelting Co., Manitoba y en Cominco Ltd. en Kimberly, O.C.; y la eliminación de pirrotita de concentrados de Cu-Ni en Inco, Thompson, Manitoba. Falconbridge Nickel Mines Ltd., Falconbridge, Ontario, está también estudiando la posibilidad de mejorar la eliminación de pirrotita de concentrados de Cu-Ni con la finalidad de reducir la emisión de SO₂ en sus operaciones de fundición.

Halvorsen, W.J. (1979 & 1980) estudió la flotación de carbón usando una celda columna canadiense de 72" en la planta de preparación de carbón Champion de Consolidation Coal Company Inc., Bethel Park, PA. La columna produjo un carbón muy

limpio con 5% de ceniza, a partir de un alimento que contenía 30% de ceniza, con una recuperación de cerca del 80%.

Tabla 2.1.- Investigaciones y aplicaciones industriales de flotación en celdas columna en Norteamérica.

-
1. INCO, Thompson, Manitoba
 2. INCO, Copper Cliff, Ontario
 3. Hudson Bay Mining and Smelting Co., Ruttan Mine, Manitoba
 4. Falconbridge Nickel Mines Ltd., Falconbridge, Ontario
 5. Cominco Ltd., Kimberly, British Columbia
 6. Cominco Ltd., Polaris Project Greenland
 7. Cominco Ltd., Red Dog Project, Alaska
 8. Utah Mines Ltd., Island Copper Mine, British Columbia
 9. Noranda Mines Ltd., GECO, Manitouwadge, Ontario
 10. Noranda Mines Ltd., Brunswick Mining and Smelting Corp. Ltd., Bathurst, New Brunswick
 11. Noranda Mines Ltd., Gaspé Copper Mine, Murdochville, Québec
 12. Gibraltar Mines Ltd., Mcleese Lake, British Columbia

Pruebas a nivel industrial sobre el tratamiento de carbón ultrafino, en BHP-UTAH Coal Limited's Riverside Mine, por flotación en columnas, demostraron la factibilidad de producir concentrados con 10% ceniza a partir de alimentos ultrafinos con 40-50% de ceniza, normalmente descartados en la planta de preparación de carbón, a recuperaciones de 70-80%. Una instalación de celdas columna en Riverside Mine para el tratamiento de carbón ultrafino recuperaría anualmente carbón limpio adicional por un valor de \$US 6.6 millones (Ref. 2).

2.2.2 Aplicaciones industriales

El mercado y cada vez creciente auge de la flotación columnar en los últimos años ha llevado a considerar a las celdas columna de flotación en contracorriente dentro de proyectos de nuevas plantas de procesamiento de minerales, así como en programas de expansión y optimización de plantas concentradoras ya existentes. A continuación, se mencionan

algunas de las más importantes y recientes instalaciones de celdas columna:

a) En abril de 1986, en la concentradora San Manuel (56,700 TMD) de Magma Copper Co., Tucson, Arizona, se instalaron 2 columnas de flotación (de 5' y 6'Ø), operando en paralelo, para reemplazar una de las 8 líneas de limpieza del bulk Cu-Mo convencionales. Ambas columnas 40' de alto, reemplazaron 28 celdas de primera limpieza y 8 de segunda limpieza de 40 ft³ de capacidad cada una. La recuperación de molibdeno en el concentrado Bulk Cu-Mo de la celda columna se **incrementó** en un mínimo de 5 puntos porcentuales comparado con la recuperación en los cleaner convencionales de 2-etapas. **La recuperación del molibdeno que se pierde en las fracciones finas se incrementó** (Ref. 3).

Actualmente, después del éxito de las primeras dos celdas columna, las 8 líneas de limpieza en 2-etapas convencionales han sido reemplazadas por 16 columnas de flotación de 6'Ø (Ref. 4).

b) La introducción de 3 celdas columna (2.5m Ø x 13m de alto) en el circuito de flotación LGM (Low Grade Middlings) de Mt Isa Mines (MIM) mejoró la recuperación de zinc en 2%. Este hecho, llevó a que en el diseño de la nueva y moderna planta concentradora de plata-plomo-zinc, de 750,000 TM anuales, de MIM's Hilton Mine, Queensland, puesta en marcha a fines de 1989, **se considere la** instalación de 2 celdas columna de 2.0m Ø x 11m de alto para el circuito de limpieza de plomo y otras dos de las mismas dimensiones para el circuito de limpieza de zinc (Refs. 5 y 6).

c) Como Hilton en Queensland, la **Golden Grove Joint Venture's Sandles Mine**, en Western Australia, explota un mineral polimetálico. Su planta concentradora Scuddles de cobre-plomo-zinc, de 2400 TMD, cuenta en su circuito de flotación de zinc con 2 celdas columna de flotación rougher

(2.44m de \varnothing x 16m de alto) operando en paralelo y una celda columna de flotación de 2.44m de \varnothing x 16m de alto para la limpieza del concentrado scavenger producido en celdas Denver 300 DR. Los concentrados de las tres celdas columna conforman el concentrado final de zinc (Ref. 7).

d) La concentradora Coopertoon de Kennecott Utah Copper, de 85,000 TCD, cuenta con cuatro columnas de flotación para las etapas de limpieza 1ra. y 2da. de su concentrado rougher de molibdeno (dos para cada etapa), y otra celda columna que funciona como scavenger-cleaner de las colas de las columnas de limpieza. El concentrado limpio analiza 40-60% MoS₂ (Ref. 8).

e) La concentradora de la mina Oracle Ridge, una de las minas de cobre más nuevas de Arizona, realiza un proceso de flotación bulk de sulfuros que recupera cobre y el oro y la plata asociados en un sólo concentrado. Esta concentradora Oracle Ridge, con una capacidad de 850 TCD, cuenta con dos columnas de flotación de 5' \varnothing x 35' de alto diseñadas por Minproc Engineers, una de las cuales opera como celda de flotación rougher-cleaner, que produce el concentrado final, mientras que la otra funciona como celda scavenger (Ref. 9).

f) La reciente incorporación de cuatro celdas columna de flotación de 8' \varnothing x 42' de alto, en la planta de procesamiento de Copper Range Co. ha elevado el grado de concentrado desde 28.5 a 31.5%Cu, y con la posibilidad de alcanzar un grado de 34%. Las unidades columnares que operan como flotación re-cleaner (2da. y última etapa de limpieza) reemplazaron cerca de 50 celdas de flotación mecánicas convencionales (Ref. 10).

g) Un circuito de flotación en columnas ha sido operado exitosamente en una planta de flotación de 100 tph en Harboru Lights Mine en Leonora, Western Australia, para producir un concentrado sulfurado de oro en una sola etapa. planta comercial fue puesta en marcha a mediados de

agosto de 1987. Cuenta con una columna de 2.5m \varnothing x 12m de alto para la flotación rougher, y otra celda columna de 1.2m de \varnothing para la flotación de limpieza del concentrado scavenger producido en celdas Outokumpu OK-17. Los concentrados de las dos columnas conforman el concentrado final. Los primeros resultados indican altas recuperaciones de sulfuros en la columna rougher (Ref. 11).

h) mina de plomo-zinc Polaris localizada en Little Cornwallis Island, en High Arctic, tiene una capacidad de 2750 TMD. El mineral de cabeza analiza 13.3% Zn y 3.1% Pb. Al presente una celda columna de 24" \varnothing en el circuito de plomo ha elevado el grado del concentrado final de plomo desde 79% a 81%, con igual recuperación. Otra celda columna de sección cuadrada de 75cm x 75cm está siendo probada en aplicaciones de limpieza en el circuito de zinc (Ref. 12).

i) La flotación en columnas también ha sido extensamente empleada, desde 1961, en China. La primera columna comercial fue instalada en una planta de flotación de cobre; luego, numerosas concentradoras de cobre, plomo, zinc, molibdeno, pirita, fluorita, grafito, carbón, fosfato, y hierro han empleado las columnas de flotación en contracorriente (Ref. 13).

Así también, entre las principales instalaciones de celdas columna en Sudamérica se cuentan:

j) El Teniente, en Chile, después de perder varios años probando otros tipos de columnas de flotación, puso en marcha una celda columna de flotación en contracorriente de 36" en Mayo de 1988. Inmediatamente, se produjeron los resultados esperados.

k) En la planta de procesamiento de la Escondida, en Chile, de 35,000 TMD de capacidad, la flotación de limpieza se realiza en ocho celdas columna de 4m x 4m de sección transversal y 14m de alto. El concentrado de estas celdas

constituye el concentrado final de cobre de la planta (Ref. 14).

l) La mina de cobre Los Bronces de la Cía. Minera Disputada de las Condes (CMD), una de las más sofisticadas y modernas operaciones mineras en Chile, recientemente instaló en su Planta Concentradora San Francisco (12,000 TMD) una celda columna de 6.8 m² de área de sección rectangular para reemplazar la tercera y última etapa de limpieza con la finalidad de incrementar el grado de su concentrado de cobre en 1.5% (Ref. 15).

m) La concentradora de Cuajone, de la Southern Perú Copper Corporation, en el Perú, con una capacidad de tratamiento de 57,000 TMD, se interesó en la tecnología de la flotación columnar por la necesidad de bajar el contenido de insolubles de su concentrado final, lo que se traduciría en grandes ahorros por costos de fundición. Así, a mediados de 1983 se instaló una celda columna piloto de 48" de diámetro por 30 pies de alto, y desde entonces a la actualidad, Cuajone cuenta con cinco celdas columna, dos de las cuales, de 10 pies de diámetro por 42 pies de alto, en plena operación en uno de los circuitos de limpieza de la planta de cobre, fueron en su momento las más grandes del mundo.

La planta de molibdeno de Cuajone, diseñada para procesar 1800 a 2000 tpd de un bulk Cu-Mo, incluye 8 etapas de limpieza. En marzo de 1987 se incorporó al circuito convencional una celda columna de 24"Ø (0.61m de Ø x 9.15m de alto), la que reemplaza a las últimas etapas de limpieza, 5ta. a 8va., cuyo producto es el concentrado final con 94% MoS₂, 0.8% Cu y 1.8% Insol. Otra celda columna de 36"Ø x 49' de alto (0.914m Ø x 14.93m de alto), instalada en Octubre de 1987, reemplaza las etapas 3ra. y 4ta. limpiezas. La instalación de estas celdas permitió parar 18 celdas mecánicas de 24 ft², lo cual se traducía en un ahorro de energía del orden de \$36,500 al año al pararse nueve motores

de 10 HP cada uno. Además, con las celdas columna se logró **mejorar** la calidad **del concentrado** final. Finalmente, se incorporó a este circuito de limpieza otra celda columna de 48"Ø por 49' (Ref. 16).

n) La concentradora Toquepala, de la Southern Perú Copper Corporation, comenzó a **emplear** celdas columna escala industrial en **Abril de** 1986 cuando puso en operación una columna de 0.9m de Ø por 12.2m de alto en su planta de molibdeno.

En Enero de 1989, en uno de los cuatro circuitos de limpieza de la planta de **cobre** puso en operación dos celdas columna de 2.4m de **diámetro** por 12.2m de altura, reemplazo de un circuito convencional de 56 celdas de flotación de 1.1m³ cada una.

Los resultados reportaron incrementos de recuperación del orden de 0.92%, y grados de concentrado 2.85%. Cu más altos con contenido de insoluble menor en 0.7% respecto al que se venía **obteniendo** con celdas convencionales. Esto significa una reducción de costos, no sólo en la Concentradora sino también en la Fundición.

Con esta experiencia, el 4 de julio de 1991, se puso en operación dos columnas de flotación en una segunda sección. Estos cambios e inversiones son parte de un proyecto que en total comprende ocho columnas de flotación para la etapa de limpieza de concentrados de la concentradora Toquepala.

2.3 Fundamentos teóricos de la flotación en contracorriente en celdas columna

2.3.1 Principios de la flotación en contracorriente en celdas columna

La columna de flotación en contracorriente es un tipo de sistema de flotación no-mecánica. El diseño original de la columna de flotación canadiense se muestra en la Fig. 2.1. Esta celda de flotación presenta, en términos generales, dos

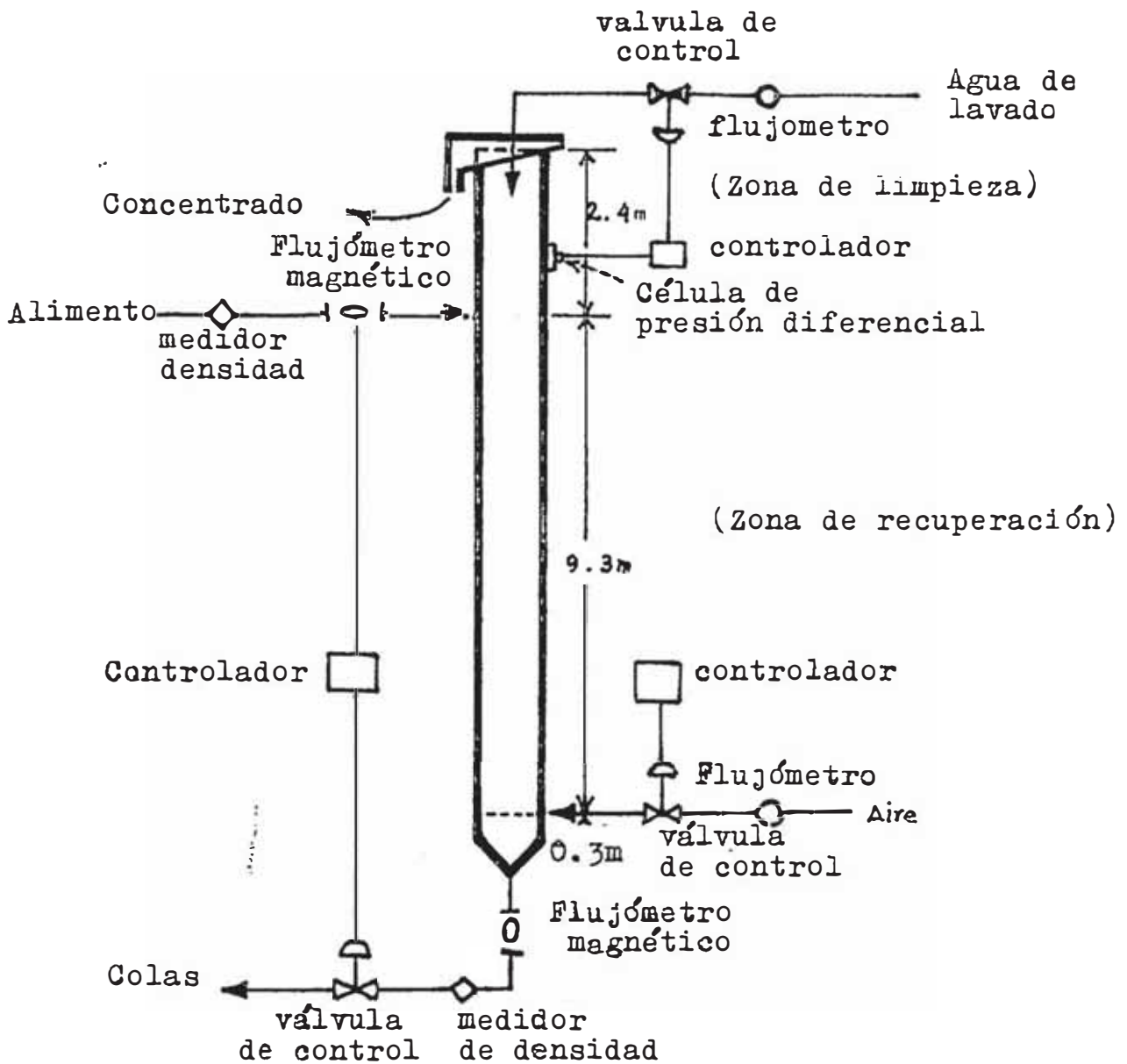


Figura 2.1.- Diagrama esquemático de la columna de flotación en contracorriente y su sistema de control automático.

zonas características: una zona inferior llamada zona de recuperación o colección, y otra superior, llamada zona de limpieza o lavado (Ref. 1). La pulpa mineral, previamente acondicionada, es alimentada a través de una entrada lateral ubicada generalmente a una distancia de entre $1/4$ y $1/3$ de la altura de la columna desde el tope superior de la celda. Las partículas minerales encuentran un enjambre ascendente de burbujas de aire mientras sedimentan, por acción de la gravedad, a lo largo de la zona inferior de la columna, es decir, la zona de recuperación, donde la fase continua es pulpa. Las pequeñas burbujas de aire son generadas, empleando aire comprimido, por medio de un generador de burbujas ubicado en el fondo de la columna. La continua colisión entre las burbujas de aire y las partículas en contracorriente asegura la flotación de los minerales hidrofóbicos.

Cuando las burbujas mineralizadas alcanzan la parte superior de la columna, es decir, la zona de limpieza, ellas encuentran un flujo descendente de agua fresca o de lavado, el cual impide que el agua que ingresa con la pulpa de alimentación a la celda columna entre al flujo de las espumas mineralizadas. El agua de lavado es suministrado por medio de un adecuado sistema de distribución tipo ducha ubicado sobre ó debajo de la superficie de espuma. Las espumas limpiadas rebosan por el labio superior de la celda columna y son recogidas por medio de una canaleta colectora de espumas.

Por consiguiente, la capacidad del circuito esta determinada principalmente por el área de la sección transversal de la columna, mientras que las longitudes de las zonas de recuperación y de limpieza determinan la recuperación y la pureza del producto, respectivamente.

Entonces, en esencia, el principio básico de la flotación columnar en contracorriente es, justamente, el empleo del

flujo en contracorriente de burbujas de aire y partículas sólidas. El flujo en contracorriente es acentuado por la adición de agua de lavado en el tope superior de la columna, la cual obliga al agua que entra con el alimento a fluir hacia la descarga de colas.

Este modelo de flujo contrasta con el encontrado en las celdas mecánicas convencionales, donde aire, agua y sólidos son todos dirigidos en la misma dirección. El resultado final es que la columna de flotación en contracorriente exhibe mejores condiciones hidrodinámicas para la flotación, rindiendo así un producto más limpio a recuperaciones más altas y consumos energéticos más bajos.

2.3.2 Comportamiento del mineral dentro de la columna de flotación

La columna de flotación puede ser dividida en varias zonas (Ref. 17), ver Figura 2.2a:

- 1) Zona de limpieza-fase espuma: Región que se extiende desde la interfase pulpa-espuma, hacia arriba, hasta el labio de rebose de concentrado;
- 2) zona de limpieza-interfase pulpa/espuma: Región de longitud arbitraria en la interfase pulpa-espuma;
- 3) Zona de limpieza-fase pulpa: Región que se extiende desde la interfase pulpa-espuma, hacia abajo, hasta el nivel de la entrada de alimentación;
- 4) Zona de colección: Región que se extiende desde la entrada de la pulpa de alimentación, hacia abajo, hasta el nivel del sparger de aire más bajo.

Investigaciones conducidas por el Bureau of Mines para analizar los perfiles de concentración en la celda columna para la fluorita, calcita y sílice indican que las zonas de limpieza y las zonas de colección tienen valores característicos de concentración mineral por pie de longitud de columna y actúan independientemente una de otra. También,

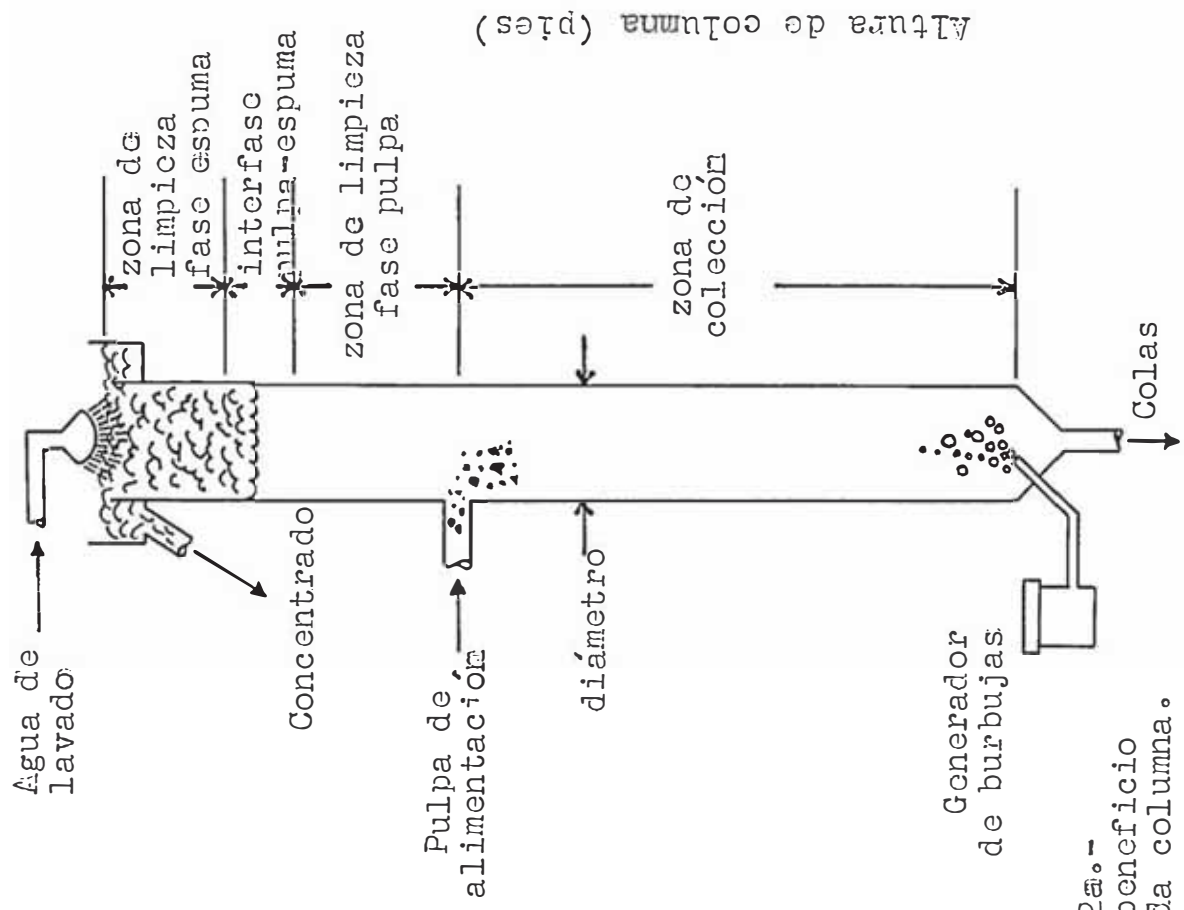


FIGURA 2.2a.- Zonas de beneficio en la celda columna.

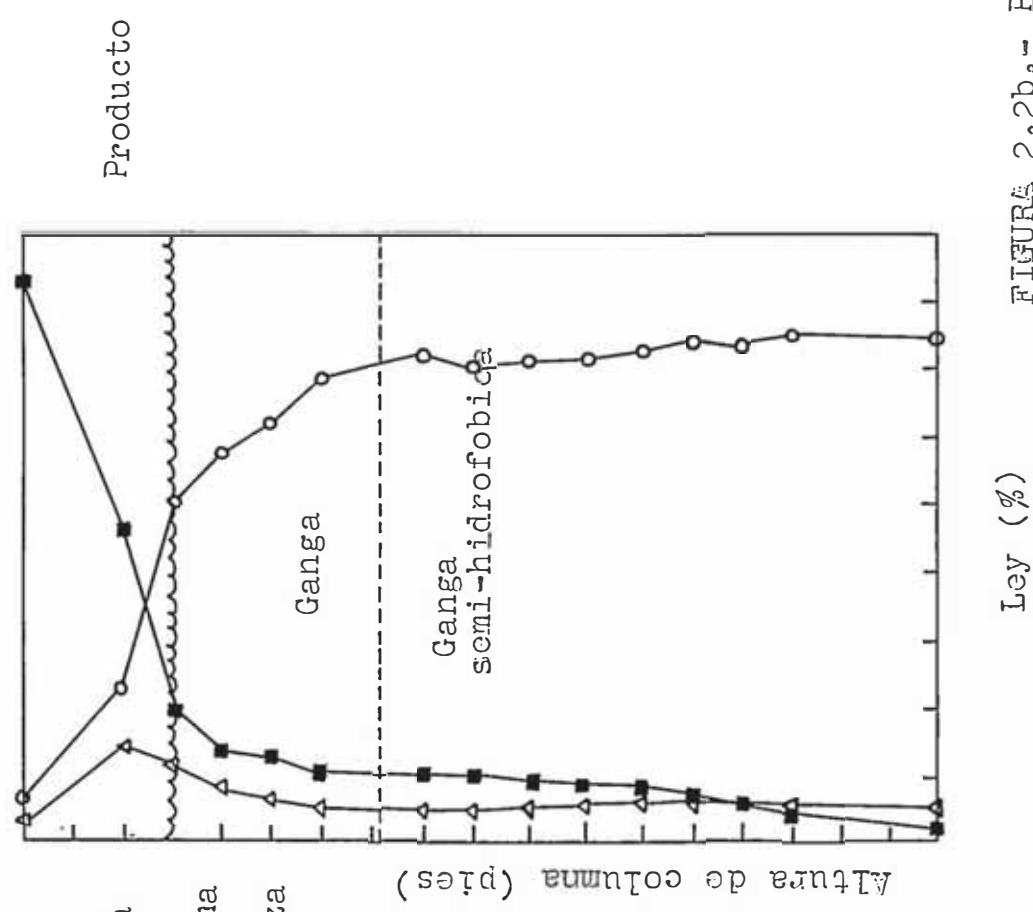


FIGURA 2.2b.- Perfiles de enriquecimiento de fluorita, sílice y calcita.

los resultados indicaron que la zona de colección es responsable de la recuperación primaria de mineral. La zona de limpieza-interfase pulpa espuma y la zona de limpieza-fase espuma fueron las más efectivas para el enriquecimiento mineral. La zona de limpieza-fase pulpa tuvo valores de enriquecimiento por pie de longitud sustancialmente más bajos que las otras zonas de limpieza.

El grado del concentrado es, entonces, logrado primordialmente en las zonas de fase espuma, mientras que la recuperación primaria es lograda en la zona de colección. La recuperación secundaria, esto es, la recuperación de minerales desaheridos de las burbujas por la acción del agua de lavado, es llevada a cabo en la zona de limpieza-fase pulpa.

Como se muestra en la Figura 2.2b, la eliminación efectiva de minerales semi-hidrofóbicos, tal como, la calcita en la flotación de la fluorita, ocurre únicamente dentro de la zona de limpieza-fase espuma. Asimismo, mientras que la sílice hidrofílica es rápidamente eliminada en la zona de limpieza-fase pulpa, la calcita semi-hidrofóbica es concentrada junto con la fluorita e ingresa a la zona de limpieza-fase espuma, donde recién es gradualmente eliminada.

2.3.3 Mecanismo de la adherencia partícula mineral-burbuja de aire.

En las celdas de flotación mecánicas convencionales, las burbujas de aire son formadas por un impulsor que crea una presión negativa y succiona aire atmosférico o comprimido, dependiendo del diseño. La acción de remolino del impulsor dispersa el flujo de aire entrante en burbujas de aire pequeñas estables en presencia de algún reactivo espumante en la pulpa. Es principalmente en esta zona, llamada zona activa, en que la adhesión de las partículas minerales a las burbujas de aire tiene lugar. Las condiciones de turbulencia hidrodinámica que mejoran la adherencia de las partículas

minerales a las burbujas de aire, son también factores negativos, ya que favorecen la desadherencia de las mismas. La velocidad de colisión relativa entre las burbujas de aire y las partículas minerales en co-corriente es **despreciable** en una pulpa idealmente mezclada de las celdas mecánicas de flotación, excepto en la zona activa alrededor del impulsor. Esto quiere decir que las partículas adheridas en un primer evento de colisión, y luego deshaderidas, deben esperar un segundo encuentro para ser colectadas, dando como resultado un tiempo de residencia efectivo más corto que el nominal.

Por otro lado, dentro de la zona calmada de recuperación de una columna de flotación, todas las partículas minerales que sedimentan, deben pasar a través de la columna de burbujas finas de aire que ascienden desde el fondo de la columna, a manera de una reacción de flujo pistón. Por consiguiente, cada partícula mineral y burbuja de aire simples consumen todo su tiempo de residencia productivamente, haciendo que tiempo de residencia efectivo iguale al tiempo de residencia nominal. Este modo singular de adherencia de partículas minerales sobre la superficie de las burbujas de aire en una columna de flotación de flujo tipo pistón hace a este sistema inherentemente más efectivo que el sistema de flotación de las celdas mecánicas.

En resumen, la eficiencia de contacto partícula-burbuja en una columna de flotación en contracorriente es mayor que en una celda mecánica convencional debido a la diferencia en el tipo de colisiones. En la flotación columnar, las partículas y las burbujas se mueven en direcciones opuestas, y así, mientras las velocidades absolutas son bajas las velocidades relativas son bastante altas. En cambio, en las celdas mecánicas convencionales las partículas y **las burbujas** se mueven en aproximadamente la misma dirección (Ref. 18).

Actualmente, las columnas de flotación son capaces de producir burbujas más finas que las posibles con los

dispersores de aire mecánicos convencionales. Esta reducción del tamaño de burbuja permite mejorar la cinética de flotación y la selectividad, particularmente para partículas muy gruesas o muy finas. En el caso de partículas gruesas, esto es debido al hecho de que un **número más grande de** burbujas se **adhieren a** la superficie, en preferencia que sólo una o dos (Figura 2.3a). Esto evita que la turbulencia arranque todas las burbujas de aire, y, por consiguiente, incrementa la velocidad de flotación.

Para partículas finas, el **incremento de** la velocidad de flotación es debido a una mayor probabilidad de contacto. Si una burbuja de aire es mucho más grande que una partícula, entonces, el flujo líquido alrededor de la burbuja empuja a la partícula por los contornos, no permitiendo así contacto alguno. El empleo de burbujas de aire más pequeñas disminuye la probabilidad de que esto ocurra, además de incrementar el área **superficial** específica disponible para el contacto (Figura 2.3b).

2.3.4 El fenómeno del entrampamiento de finos

En las celdas mecánicas convencionales, una cantidad sustancial de partículas de ganga es acarreada en la espuma por medio del agua contenida en la cama de espuma, degradando así la separación.

En las columnas de flotación esto se evita mediante una cama de espumas más profunda, la que es lavada con agua fresca. Como ya se indicó anteriormente, el agua de lavado obliga al agua que ingresa con la pulpa de alimentación a fluir hacia la salida de colas, eliminando enormemente el entrampamiento mecánico, como **muestra la** Figura 2.4. Además de esto, el agua de lavado reduce la cantidad de material estéril en la **región superior de** columna, estableciendo así un gradiente de concentración y reduciendo la probabilidad de que material de ganga **ingrese a** la cama de espumas. El efecto neto, es que las espumas de concentrado producidas

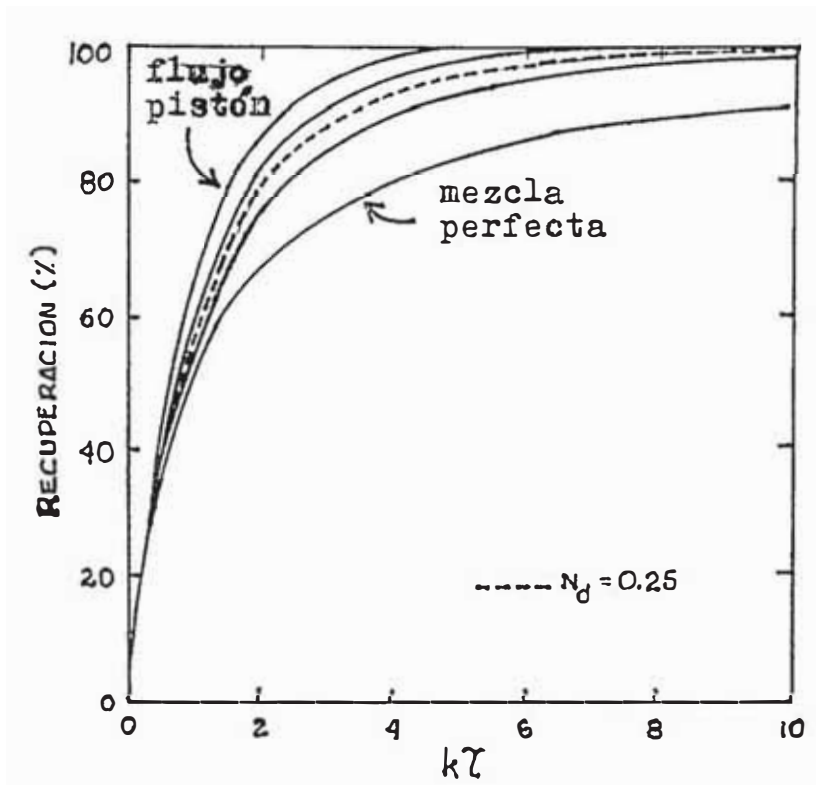
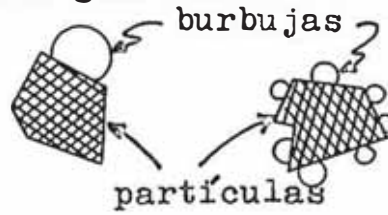


Figura 2.4.- Recuperación vs $k\tau$ para condiciones de mezcla perfecta, flujo pistón, y axialmente dispersas. La región alrededor de la línea punteada representa los rangos de operación típicos reportados en la literatura para celdas columna.

a) Partículas grandes



b) Partículas pequeñas

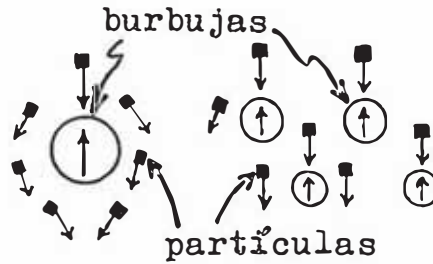
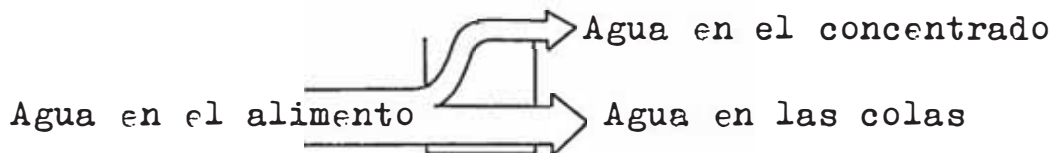


Figura 2.3.- Efecto del tamaño de la g burbuja sobre la colección de a) partículas grandes, y b) partículas pequeñas.

A. Celda convencional



B. Columna en contracorriente

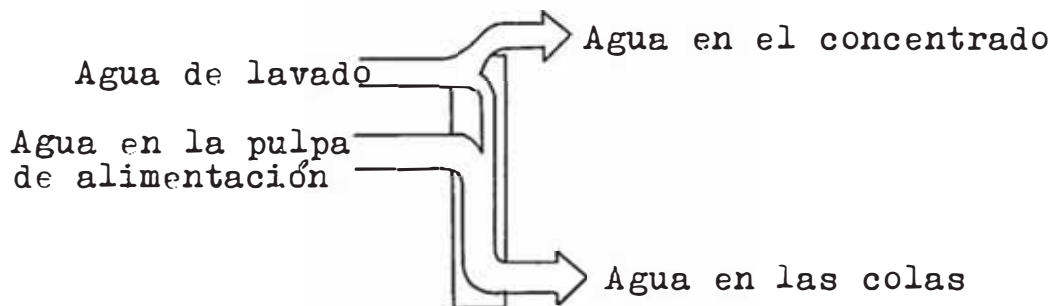


Figura 2.5.- Distribución del flujo de agua en una columna de flotación en contracorriente.

por una columna de flotación son tan limpias como el producto obtenido por varias etapas de flotación en celdas mecánicas convencionales, mientras que los costos de operación son similares a aquellos de una sola etapa de flotación convencional.

2.3.5 Condiciones de mezcla en la celda columna

Es ya ampliamente aceptado que las columnas de flotación en contracorriente operan entre las condiciones límites de flujo pistón y mezcla perfecta (Dobby y Finch, 1986). Esta característica se muestra en la Figura 2.5, la cual representa a la recuperación como una función del producto adimensional de la constante cinética de flotación (k) y el tiempo de residencias medio (τ) para diferentes regímenes de mezcla.

Como se muestra en esta Figura, las condiciones de flujo pistón ofrecen una mejora de cerca de 20% en la recuperación respecto a las condiciones de mezcla perfecta, para valores típicos de " kt ". Es, entonces, ventajoso crear en la columna tanto flujo pistón como sea posible.

Para condiciones de flujo intermedio, la recuperación puede ser determinada como una función de " kt " usando un modelo de reacción axialmente dispersada (Levenspiel, 1971). Esta expresión permite representar el flujo en términos de un número de dispersión adimensional (N_d). Un valor grande de N_d indica un grado mayor de mezcla axial. La magnitud de N_d es determinada por el radio longitud a diámetro de la columna (L/D), velocidad superficial de aereación (V_g) y velocidad intersticial de líquido (V_l). Los valores reales de N_d son usualmente determinados por medidas experimentales de distribuciones de tiempos de residencia (RTDs).

Una revisión de datos publicados indica que los valores típicos de N_d están entre 0.1 y 0.5 para la mayoría de columnas de flotación. Este rango de valores de N_d corresponde a un amplio rango de radios L/D (10-50) y

velocidades superficiales de gas, V_G , (60-180 cm/min). En la Figura 2.4, se muestra la relación entre la recuperación y "kt" para un amplio rango de valores de N_d . Como ha sido anotado por Mankosa (1987), existe poca variación en la recuperación para este rango de valores de N_d . Así, un valor de N_d de 0.25 (línea punteada) puede ser considerado como una representación típica de mezcla en una columna de flotación. Empleando este valor de N_d , la ecuación axialmente dispersada reportada por Levenspiel (1971) se reduce a:

$$R=1-4 \frac{A}{BC}$$

donde:

$$A=\sqrt{1+k\tau}$$

$$B=(1+A)^2 \exp(2A-2)$$

$$C=(1-A)^2 \exp\{-2A-2\}$$

La ecuación anterior, representa la línea punteada mostrada en la Figura 2.4, y puede ser usada para predecir la recuperación en la columna de flotación con una aproximación de +/- 4% (Ref. 19).

2.3.6 Constante cinética de flotación y tiempo de residencia medio

Aunque la recuperación puede ser mejorada disminuyendo la mezcla, el incremento es relativamente pequeño. Bajo condiciones de operación típicas, la mejora es del orden de unos cuantos puntos porcentuales. Por consiguiente, desde que la recuperación es determinada solamente por N_d , k y t, el incremento en la recuperación comúnmente observado cuando L/D aumenta (para un volumen fijado) debe estar asociado con variaciones de los dos últimos factores.

Estudios recientes han demostrado que la constante cinética para la flotación en celdas columnas puede ser cuantitativamente expresada por:

$$k = \left(\frac{3P}{2D_b} \right) Vg$$

donde: P = probabilidad de captura de partícula; y

D_b = diámetro de burbuja.

Por otro lado, el tiempo de residencia medio (τ) de partículas muy pequeñas puede ser considerado a ser equivalente al tiempo de residencia medio del líquido en la columna. Para una columna cilíndrica de diámetro D_c y longitud L, puede ser expresado como:

$$\tau = \frac{\pi L (D_c)^2 (1-\epsilon)}{4 (Q_f + Q_v)}$$

donde:

ϵ = gas holdup fraccional

Q_f = flujo volumétrico de pulpa de alimentación

Q_v = flujo volumétrico de agua de lavado.

Desde que la recuperación es una función de "kt", entonces:

$$k\tau = \frac{3LP}{2D_b} (1-\epsilon) \frac{V_g}{V_f + V_v}$$

Con todos los otros factores constantes, esta expresión sugiere que el diámetro de burbuja (D_b) juega, por lo menos, un papel tan importante como la longitud de la columna (L) en la determinación de "kt". Además, ciertos estudios han demostrado que, para partículas finas, "P" es aproximadamente proporcional a la inversa del cuadrado del diámetro de burbuja. Así, la relación entre el tamaño de burbuja y "kt" debería ser:

$$(k\tau) \propto \frac{1}{(D_b)^3}$$

2.4 Condiciones operativas, diseño y control de columnas de flotación

La opinión general es que la celda columna de flotación en contracorriente es efectiva mientras sea diseñada, operada y controlada apropiada y cuidadosamente.

2.4.1 Condiciones operativas en una columna de flotación

La zona inferior de la columna de flotación, es decir, la zona de colección de partícula, es esencialmente una columna de burbujas en contracorriente al flujo de pulpa, en la cual las condiciones de operación típicas son (Ref. 20):

a) Velocidad superficial o flujo superficial de aire (flujo volumétrico de aire por unidad de área de sección transversal de la columna), J_a : de 1.0 a 3.0cm/s.

b) Velocidad superficial de pulpa de alimentación, J_p : de 0.5 a 2.0cm/s.

c) Diámetro promedio de burbuja, D_b : El diámetro de burbuja juega un papel crítico en el proceso de flotación por espumas. Se ha demostrado claramente que la frecuencia de colisión partícula-burbuja, y por ende, la colección de partículas, se incrementa con la disminución del tamaño de burbuja. La generación de partículas pequeñas es particularmente importante para la flotación de partículas finas (menores que 10 micrones) dado que la baja velocidad de flotación de los finos es debido, principalmente, a la baja probabilidad de colisión partícula-burbuja. Así, es importante saber, por lo menos aproximadamente, el tamaño promedio de burbuja de un proceso de flotación.

En la operación de la columna de flotación el diámetro promedio de burbuja generado, D_b , oscila, normalmente, entre 0.05 a 0.2cm (Ref. 20).

d) Air holdup o gas holdup, α : El gas holdup es una variable de vital importancia en el proceso de flotación columnar y se define como el porcentaje en volumen de aire retenido en la pulpa en la columna de flotación. Una columna de flotación opera generalmente con un gas holdup entre 10 a 25%.

El gas holdup es una variable de vital importancia en el proceso. La velocidad de colección de partícula es una función del flujo de gas y del diámetro de burbuja, factores ambos que afectan el air holdup. Para un flujo de aire dado, el air holdup incrementará con la disminución del tamaño de burbuja.

e) Relación BIAS: El bias se define como la relación del flujo de colas respecto al flujo del alimento: Q_c/Q_f ; y se define como bias "positivo" cuando este cociente es mayor que la unidad (es decir, el flujo de colas es mayor que el del alimento), y "negativo" en caso contrario. La columna de flotación en contracorriente debe operar con un bias positivo ligeramente mayor a la unidad, mientras que una máquina de flotación mecánica convencional siempre opera con un bias negativo, es decir, el flujo de colas es menor que el del alimento (Q_c/Q_f menor que 1).

De otro lado, en la parte superior de la celda columna:

f) Velocidad superficial del flujo de agua de lavado, J_w . puede oscilar entre 0.5 a 1.0cm/s.

2.4.2 Aspectos del diseño de celdas columna

Aspectos del diseño de celdas columna, tales como, área de sección transversal y altura, tipos de aereadores o "spargers", dispositivos de alimentación y descarga, etc., han sido ideados, estudiados y probados. A continuación,

pasaremos a exponer algunos de los detalles más importantes del diseño de celdas columna.

2.4.3 Area de la sección transversal

Las columnas de flotación pueden tener una sección transversal circular ó cuadrada. La sección circular, en general, ha sido la más empleada. Aunque en caso de unidades más grandes, cierto número de importantes instalaciones -entre ellas, las limpiadoras de cobre en Escondida- han sido de sección cuadrada o rectangular. La sección circular ha sido preferida sobre la base de un menor consumo de planchas de acero y consecuentemente costos más bajos. Cálculos recientes, señalaron que el consumo de acero requerido por una celda de 15' de \varnothing era 44% más bajo que el consumo para una unidad rectangular equivalente de 2m x 8m (6'7"x 26'3") de igual altura (Ref. 22).

Según Hu W. (Ref. 13), la sección cuadrada tiene algunos méritos:

- facilidad de remoción de espumas;

- existe una carga de pulpa más uniforme;

- una sección cuadrada con un lado igual al diámetro de una sección circular da un área mayor, permitiendo así acortar la altura; y

- varias columnas de sección cuadrada pueden tener una pared en común, ahorrando así en construcción y área ocupada.

Sin embargo, no existen resultados de operación contundentes, publicados a la fecha, que sugieran que la performance metalúrgica de los dos tipos sea significativamente diferentes (Ref. 22). Aquellos operadores que han seleccionado unidades cuadradas señalan que la disposición del equipo es más eficiente con celdas de sección cuadrada, además de que los tubos spargers son intercambiables entre sí dado que tienen igual longitud. Así también, unidades adicionales pueden ser fácilmente

instaladas inmediatamente adyacentes a una unidad cuadrada ya existente por extensión de las paredes y empleando una canaleta colectora de espumas común.

De otro lado, es interesante señalar que un diseño que ha considerado las ventajas de ambas formas, cuadrada y circular, consistente de una parte superior de sección cuadrada y una parte inferior de sección circular ha sido ampliamente usado en China (Ref. 13).

Para dimensionar la sección transversal de una columna flotación, las características del alimento, tales como, tamaño de partícula, densidad, caudal, tiempo de flotación, etc., debe tomarse en cuenta. Así, el área de la sección transversal de una columna de sección cuadrada puede ser calculada por la siguiente ecuación:

$$S = \frac{Q(1+DR)t}{60DH(1-K)}$$

donde:

Q = flujo de sólidos, TMH;

D = gravedad específica del mineral, TM/m³;

R = radio líquido a sólido (dilución);

t = tiempo de flotación, minutos;

H = altura de la columna, m; y

K = factor de aereación, 0.25-0.35 para aplicaciones rougher, 0.20-0.25 para scavenger, y 0.35-0.45 para cleaner.

A partir del área de sección transversal de una columna de sección cuadrada, se puede calcular el diámetro de una sección circular por simple conversión.

Las primeras columnas de flotación industriales canadienses, en términos generales, tenían alrededor de 13m de alto por 0.3 a 2.0m de diámetro, de sección transversal circular

cuadrada. A continuación, se presentan las características de algunas de las columnas de flotación comercializadas por los canadienses (Ref. 21):

Fabricante	Dimensiones (pulgadas)			Aire
	Largo	Ancho	Profund.	ft ³ /min/lb/in ²
Column Flotation	18 x	18 x	513	10/40
Co. of Canada Ltd.	36 x	36 x	525	40/40
	72 x	72 x	537	160/40

Sin embargo, la instalación de celdas columna de gran tamaño está siendo ahora considerada por diseñadores y operadores. El nivel de confianza en las unidades más grandes ha alcanzado un punto tal que pueden ser seleccionadas sin recelo. Las unidades más grandes han demostrado tener ciertas ventajas de costo sobre unidades más pequeñas que ameritan su consideración. De esta manera, las celdas columna de gran diámetro (más de 8 ft) han ganado aceptación en el procesamiento de minerales. La puesta en operación de ocho celdas columna de sección cuadrada de 4m de lado (13 ft) en la nueva concentradora de cobre de Minera Escondida en Chile, así como también, las unidades de 12 ft de diámetro en Ok Tedi Mining Ltd., en Papua Guinea, han demostrado que las unidades grandes pueden ser diseñadas y operadas con éxito.

2.4.4 Altura de la celda columna

Desde la concepción de las columnas de flotación, longitud de la columna ha sido una preocupación para las plantas industriales de procesamiento de minerales, debido a las condiciones requeridas para la instalación y operación de las columnas de flotación. La teoría propuesta, desarrollada por los investigadores en Mc Gill University, está basada en el tiempo de retención de la partícula. Según esta teoría, se requiere una longitud de columna suficiente para igualar el tiempo de sedimentación de las partículas

con el tiempo nominal de retención en la celda. Esto quiere decir que la zona de colección debe **tener una** longitud suficiente para proporcionar un adecuado tiempo de retención **para que** las partículas que sedimentan se adhieran a las burbujas de aire ascendentes.

Asimismo, se debe considerar una longitud adicional para las otras tres zonas superiores de la columna de acuerdo a las necesidades del sistema mineral particular.

En términos generales, la altura total debe considerar tres secciones:

$$H=H_1+H_2+H_3$$

donde: H_1 - profundidad del dispositivo de alimentación de pulpa, m;

$H_2 = v \times t$; donde: v = velocidad terminal de la partícula más gruesa y pesada, m/min; y t = tiempo de flotación, min; y

H_3 = altura para la sección de aereación, m.

Además, debe **tenerse** en cuenta siempre, que la **altura razonable** es determinada por la práctica. Algunos resultados de investigación acerca de la correlación entre la altura y el grado se muestran en la Tabla 2.2 (Ref. 13).

Tabla 2.2.- Correlación entre la altura de la columna y el grado (%Cu)

	Altura (metros)									
	0.00	1.00	2.00	3.00	4.00	5.00	5.50	6.00	6.50	7.00
Planta #1	0.182	0.225	0.231	0.241	0.244	0.258	0.826	0.933	15.57	17.60
Planta #2	0.044	0.048	0.052	0.072	0.250	0.670	0.939	3.340	5.28	8.40

De la tabla anterior, la altura **óptima**, para el sistema mineral en particular, está en el rango de 6.5-7.0 m.

Asimismo, la **altura óptima** debe ajustarse también a las características del alimento y máxima presión disponible. La máxima presión **de aire deberá** ser capaz de superar la resistencia al paso del aire del aereador (sparger), que es

directamente proporcional a la altura de la columna. experiencia en algunas plantas ha demostrado que la presión a la salida del aereador se incrementa en **0.07 a 0.1 Kg/cm²** con un incremento de 1.0m en la altura de la columna.

2.4.4.1 Ubicación de la entrada de alimentación

La ubicación de la inyección de alimento a la columna está directamente ligada al tiempo de retención de la partícula en la zona de colección de la columna. La localización del punto óptimo de inyección de alimentación debe ser elegido como la posición vertical más cercana a la base de la columna que proporcione suficiente longitud de columna necesaria para un tiempo de retención adecuado para **lograr la** adherencia partícula-burbuja.

2.4.4.2 Profundidad de espumas

La columna de flotación ofrece la ventaja de controlar la profundidad de espumas durante la operación, desde unas cuantas pulgadas **hasta varios** pies y está solamente limitada por el sistema mineral particular a ser flotado. La profundidad de espumas debe ser **tan grande** como sea posible mientras se mantiene una longitud de columna suficiente para las zonas de colección de tal manera de proporcionar el tiempo de retención de partícula necesario para asegurar una buena recuperación.

2.4.4.3 Diseño del aereador (sparger)

El sistema de aereación es, sin duda, **la parte** más crítica de una columna de flotación de escala industrial. **Grandes** esfuerzos se han hecho para diseñar un **dispersor** aire que sea **durable y** práctico. Así, diferentes tipos de rociadores de aire

han sido diseñados y probados a nivel de laboratorio e industrial.

Los primeros sistemas esparcidos de aire fueron hechos de metal sinterizado, caucho perforado, o revestidos con nylon ó polipropileno. Sin embargo, para los operadores de celdas columna industriales estos diseños no eran muy confiables, aparte de que eran difíciles extraer -para su inspección o reemplazo- sin tener que descargar la columna.

El primer desarrollo significativo en el diseño del sparger fue el desarrollado por el Bureau of Mines U.S., seguido luego por el sistema Cominco. Estos sistemas serán discutidos a continuación:

a) Intentos por mejorar el sistema de dispersión de aire de la columna llevaron al Bureau of Mines a desarrollar un sistema de generación de burbujas que pueda: lograr mayores air holdups, producir burbujas desde 0.4mm a 4.0mm de diámetro promedio con adición mínima de espumante, proporcionar un mejor control sobre el tamaño de burbuja, y recibir mantenimiento sin necesidad de parar la operación de la columna.

El sistema de dispersión de aire del Bureau of Mines consiste de una serie de tubos de acero insertados por la parte lateral de la columna y conectados a generadores de burbujas externos. Este generador de burbujas externo, mostrado en la Fig. 2.6, es simplemente una cámara de contacto a presión en la cual se inyecta agua presurizada por la parte superior, y aire a presión por la parte lateral. La mezcla aire-agua contacta, bajo 60-70 psig de presión, y, luego, sale por el fondo del generador y es liberada a través de un tubo con orificios de inyección de 0.10cm (0.04") de diámetro. Este sistema

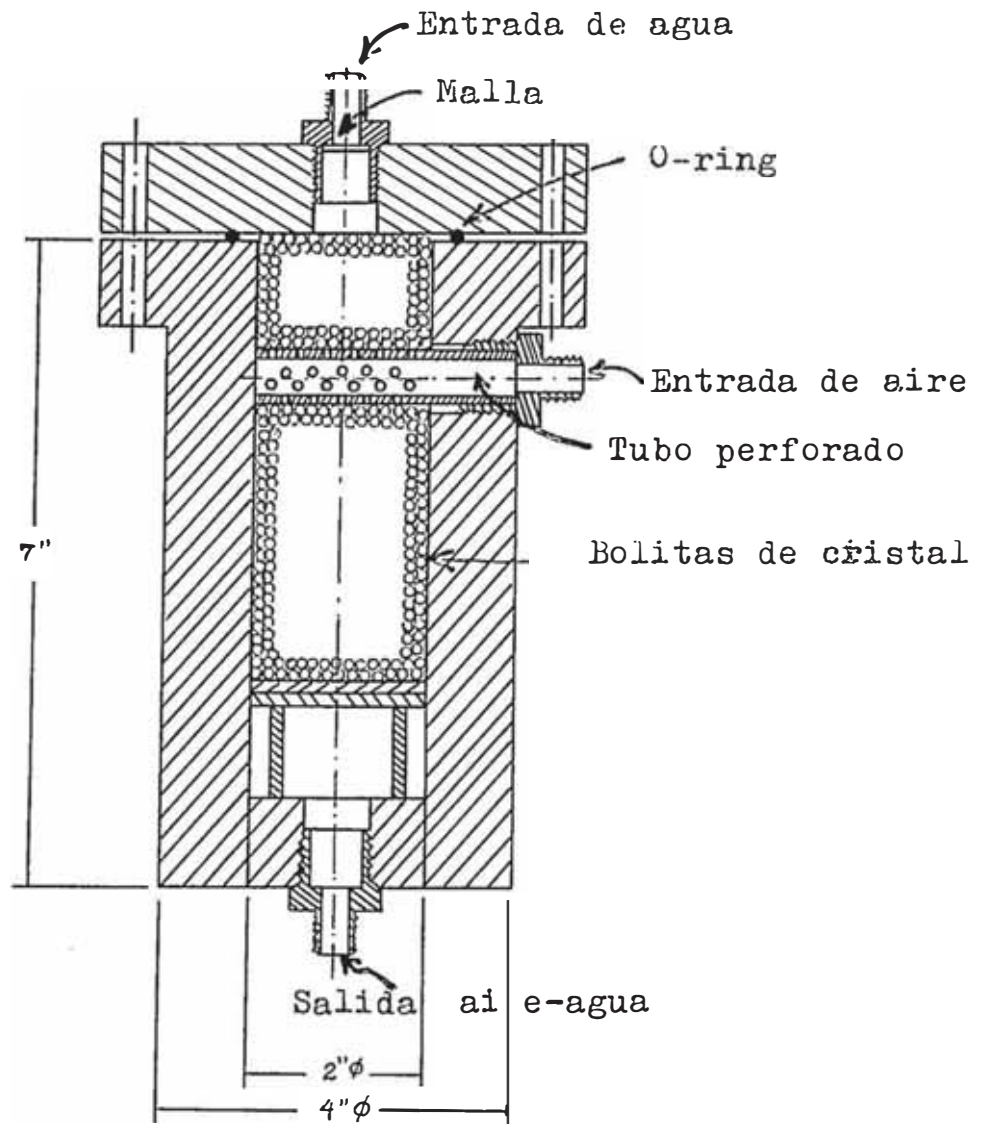


Figura 2.6.- Generador de burbújas externo de U.S.B.M.

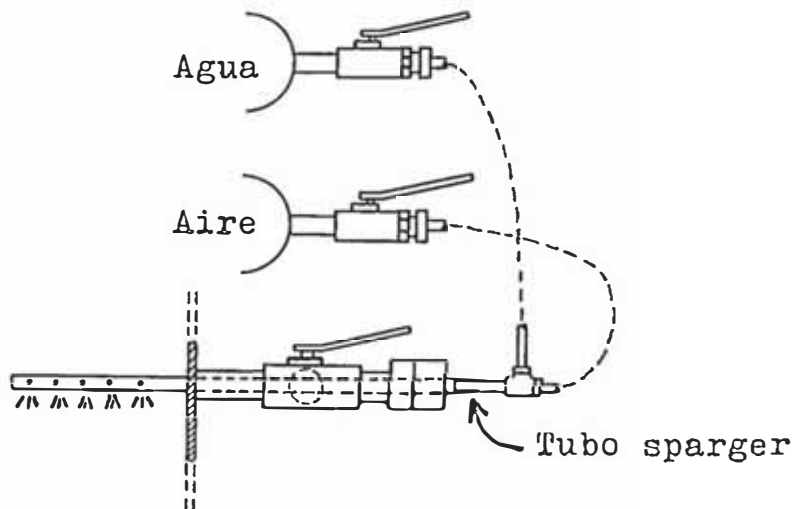


Figura 2.7.- Arreglo general del Sparger Cominco.

esta siendo usado ya normalmente en varias plantas de procesamiento de minerales (Ref. 17).

b) Deficiencias en el sistema anterior fueron señaladas por Redfearn y Fgan (Ref. 22), incluyendo entre ellas, el desgaste prematuro de los orificios de inyección, así como la dificultad de balancear los flujos de aire y agua del sistema. Esto condujo **desarrollo** del sistema difusor de aire muy simple y práctico de Cominco Engineering Services Ltd., un mecanismo que es hoy uno de los sistemas comerciales disponibles más ampliamente usados.

Los **Spargers Cominco** consisten de **tubos de** acero inoxidable con agujeros de inyección de **aire protegidos** contra el desgaste con carburo de tungsteno, la cual su característica principal. Los tradicionalmente grandes generadores de burbujas fueron reemplazados por simples conexiones tipo "T" para la mezcla del aire y el agua (Fig. 2.7). Además, estos tubos pueden ser **extraídos para** inspección, mantenimiento y/o reemplazo mientras la columna está en operación.

En la literatura, se mencionan además, otros tipos de dispersores de aire, tales como, el "standing-pipe", el "cyclone", y el "gravel-bed", (Ref. 13). Seguidamente, describiremos estos sistemas.

c) El **sparger** tipo "standing-pipe" consiste de varios tubos verticales con un diámetro de 40 a 75mm y una altura de 300 a 500mm, fabricados de diversos tipos de materiales porosos. Ellos están ubicados en el fondo de la columna, uniformemente distribuidos, y conectados por medio de una tubería a una compresora de aire (Fig. 2.8).

d) El diseño del aereador tipo "cyclone" se muestra en la Figura 2.9a. Según esta figura, un flujo de

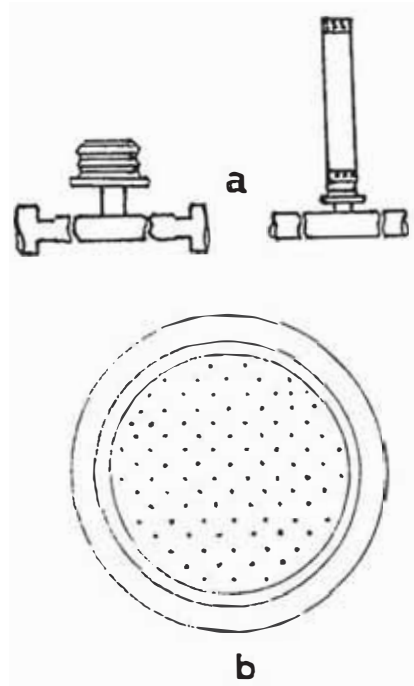


Figura 2.8.- a) sparger Standing-pipe, b) Distribución de estos esparcidores.

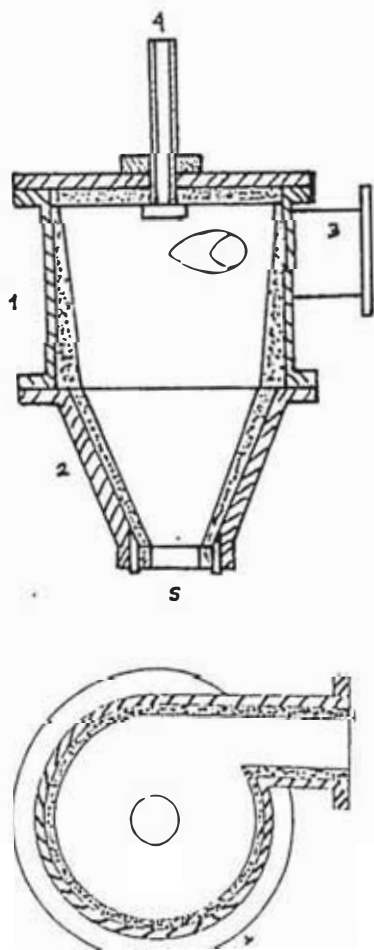


Figura 2.9a.- Aereador tipo ciclón: 1.cilindro, 2.cono 3.ingreso pulpa de alimentación, 4.ingreso de aire, y, 5.salida

pulpa es introducido al cilindro a través de un tubo tangencial al mismo, siguiendo un movimiento en espiral a lo largo de la pared interna del cilindro. Al mismo tiempo, se inyecta aire comprimido por medio de un tubo axial al cilindro; luego, ambos flujos de **aire y pulpa** son expulsados a través del "nozzle" generándose así un gran número de burbujas. Una de las ventajas de este tipo de aereador es que no tiene problemas de obstrucciones. La representación esquemática de una columna operando con un aereador tipo "cyclone" se presenta en la Figura 2.9b.

e) El aereador tipo "gravel-bed" o "cama de grava" (ver Figura 2.10) emplea **grava para dispersar el aire**. La grava, de 8 a 20 mm de diámetro, está depositada sobre una rejilla y es contenida por una malla. El espesor de la cama es de 500 a 600mm.

2.4.4.4 Dispositivos de descarga

Diversos tipos de sistemas de **descarga** han sido probados, a nivel industrial. Así, por ejemplo, las columnas de flotación chinas presentan sistemas de descarga muy peculiares (Ref. 13), algunos de los cuales pasaremos a describir:

a) Descarga tipo Tubo en "U".- Este sistema permite descargar el relave a una cierta altura valiéndose de la diferencia de presión estática; además de esto, balancea el nivel de pulpa automáticamente (ver **Figura 2.11**).

La diferencia de presión estática requerida puede ser calculada por medio de la siguiente relación:

$$H_d = \frac{H_c [D - D_p (1 - K_o)] K}{D_p}$$

donde:

H_d = diferencia de presión estática requerida, m;

H_c - altura total de la columna, m;

D_p - densidad de pulpa promedio, T/m³;

D densidad del relave, T/m³;

K_o factor de aereación; y

K = pérdida de presión en tuberías.

Generalmente, las colas pueden ser elevadas a una altura de 50 a 60% de la altura total de la columna.

b) Sistema Air-lift.- Este dispositivo de descarga (Fig. 2.12), difiere del tipo tubo en "U" en que emplea aire comprimido para elevar el relave a una cierta altura. La práctica en planta ha demostrado que la presión de aire requerida para el sistema air-lift es, aproximadamente, 2 a 4 Kg/cm², y la cantidad de aire requerido puede ser determinada, en forma aproximada, por la fórmula:

$$V = \frac{G[nD - D_p(1 - K_o)]}{D_p(1 - K_o)}$$

donde:

volumen de aire requerido, m³;

G = flujo volumétrico de colas, m³/min;

n = altura desde el fondo de la columna a la salida de colas dividido por la altura de la columna;

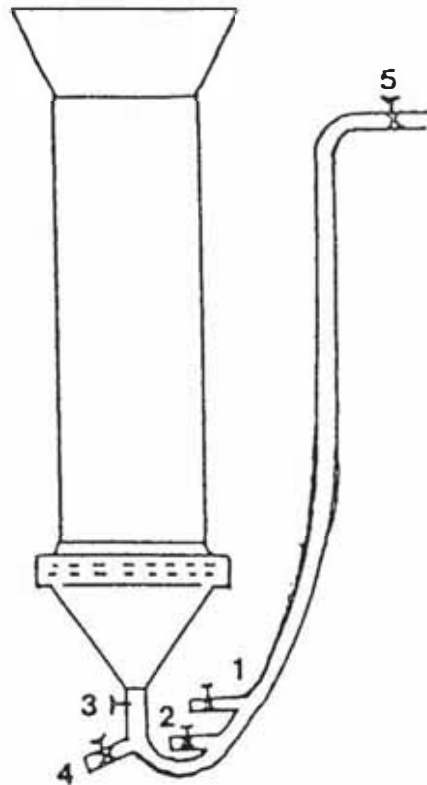
D = densidad de colas, TM/m³;

D_p - densidad de pulpa;

K_o = factor de aereación.

La altura air-lift es determinada por:

donde:



1. Válvula de aire; 2. válvula de agua; 3. válvula de cierre; 4. válvula de emergencia; 5. válvula de regulación.

Figura 2.11.- Arreglo de la descarga tipo "Tubo en U".

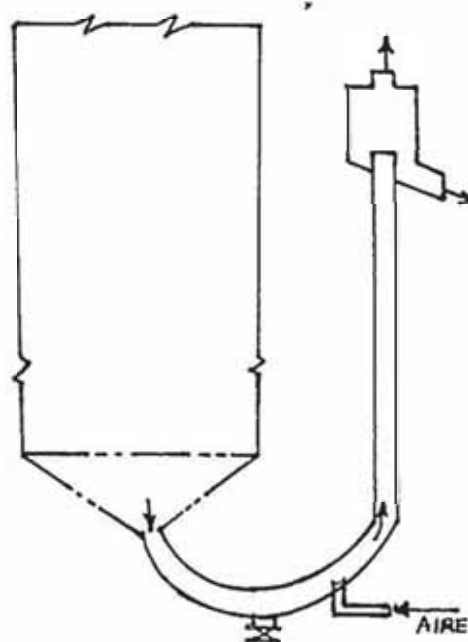


Figura 2.12.- Arreglo de descarga Air-lift.

$$h = \frac{h_g(D_p - D)}{D}$$

h = altura que puede ser alcanzada por air-lift; y

h_g = distancia entre la entrada de aire comprimido y el fondo de la sección cónica de la columna.

2.4.5 Aspectos de instrumentación y control de celdas columna

Aunque la flotación en columnas ofrece grandes ventajas para mejorar la **metalurgia** y eficiencia de un circuito de flotación, la noción de que las celdas columna **operan** virtualmente por sí solas después de puestas en marcha es infundada. Las variables del proceso, tales como nivel de pulpa, gas holdup, tamaño de burbuja, flujo volumétrico de aire, relación bias, etc., deben ser medidas constantemente y con precisión para lograr la máxima performance. Inclusive, variaciones en la composición mineralógica, grado de oxidación y **granulometría** del alimento; contenido de elementos, pH y dureza del agua, deben ser regulados de tal manera de asegurar una eficiente performance de la columna.

2.4.5.1 Sistemas de control de celdas columna

Es aceptado que las columnas de flotación se prestan muy bien a la automatización, o por lo menos en parte, debido a que están controladas por flujos de entrada y de salida (Ref. 24). Este concepto ha sido usado para instrumentar y controlar celdas columna en varias operaciones industriales.

Tres lazos **de control** han sido usualmente empleados (Fig. 2.13):

- a) Lazo de control de nivel de pulpa;
- b) Lazo de control del bias; y
- c) Lazo de control de **air** holdup.

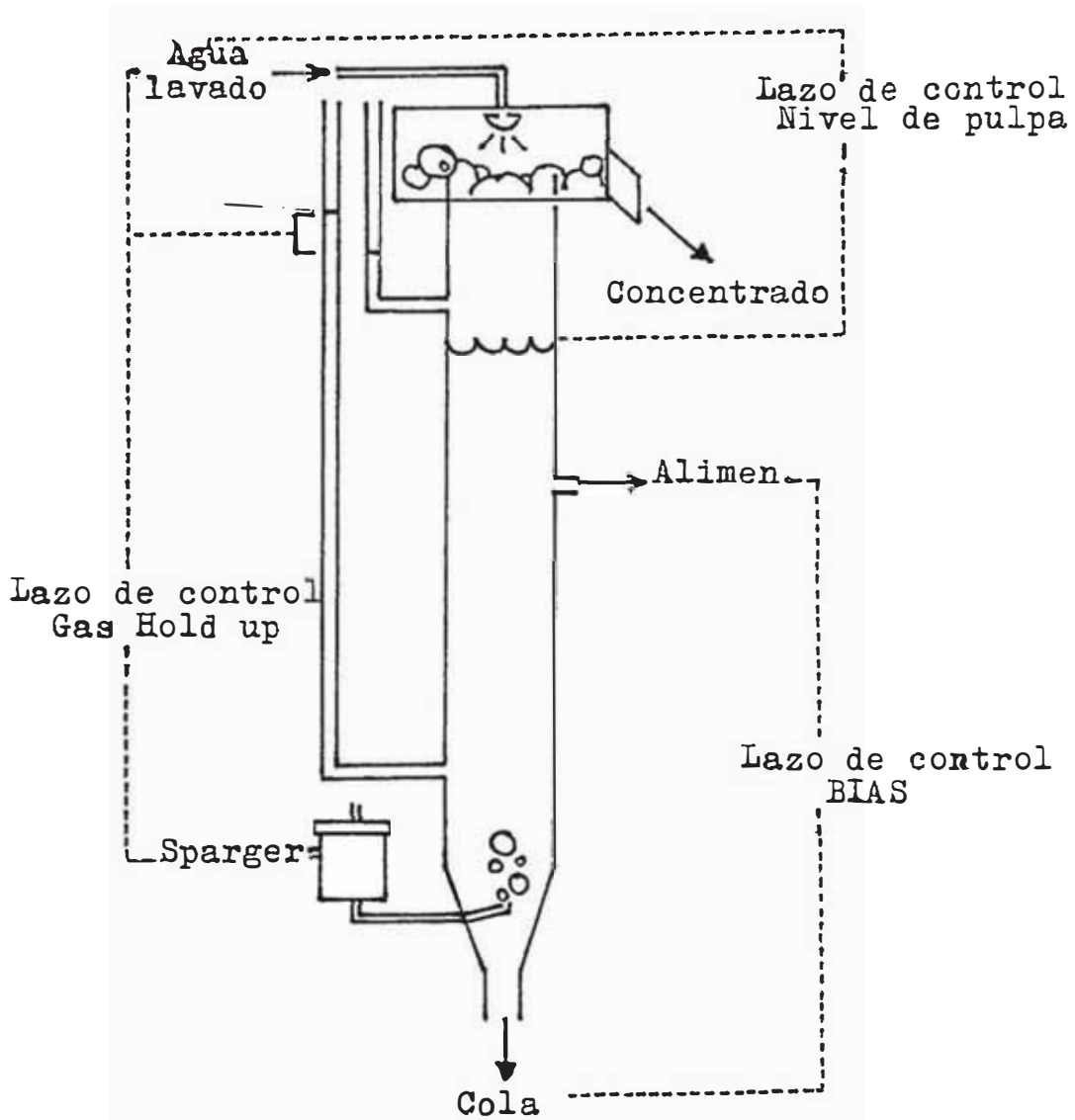


Fig. 2.13: Lazos de control de una celda de flotación columnar.

Estos lazos de control mantienen las variables del proceso en "setpoints" fijos específicos para estabilizar la **performance** de una columna de flotación. A continuación, pasaremos a describirlos:

a) **Lazo de control de nivel de pulpa.**- El control del nivel de pulpa es esencial **durante la** flotación en columnas. Una ventaja que la columna de flotación ofrece, la cual no es regularmente permitida por las celdas de flotación sub-aereadas convencionales, es la capacidad de **variar** la profundidad de espumas desde unas cuantas pulgadas hasta **varios** pies. Incrementando la profundidad de espumas se obtienen concentrados más limpios.

El lazo de **control de** nivel de pulpa mantiene nivel de pulpa constante variando el caudal de agua de lavado. Si el nivel de pulpa está demasiado bajo, el caudal de agua de lavado es incrementado y visceversa.

b) **Lazo de control del BIAS.**- Un bias positivo usualmente definido como un flujo neto hacia el flujo de colas o como un caudal de colas más grande que el de alimento, ayuda en la acción de limpieza producida en una columna. Es también responsable del flujo en contracorriente de burbujas de aire y pulpa mineral, lo cual mejora la recuperación en la columna. El lazo de control del BIAS controla los caudales de alimento y de colas de tal manera de mantener una relación constante entre ellos.

c) **Lazo de control del Air holdup.**- El gas holdup en una columna debe mantenerse en un **valor crítico** mínimo **asegurar** una alta recuperación. Esta variable de operación es comunmente medida empleando dos tubos manométricos conectados a la columna de flotación a diferentes alturas. La diferencia de

altura del nivel del fluido en los tubos manométricos es dividida por la diferencia de alturas entre los puntos de ubicación de los mismos para obtener la fracción de air holdup:

$$C_g = 1 - \frac{1}{\rho_{sl}} \left(1 - \frac{\Delta h}{L} \right)$$

donde:

h = diferencia entre las lecturas manométricas;

L = distancia entre las ubicaciones de los tubos manométricos;

ρ_{sl} = densidad de la pulpa.

El lazo de control del air holdup (ver Fig. 2.13) emplea una combinación de el flujo volumétrico de alimentación de aire, el caudal de agua de lavado y la dosificación de espumante para lograr un air holdup constante.

Estos tres lazos de control han sido ideados para ser fácilmente adaptados dentro de un sistema de control total. Este sistema de control total concertará los lazos entre sí, manteniendo las variables del proceso tan cerca como sea posible a los "setpoints" fijos pre-establecidos, asegurando que la productividad la performance de la columna sean impulsadas a sus límites máximos. El sistema de control general debe simular las acciones de un operador experimentado sobre una variedad de cambios en la planta o en la dinámica del proceso. El objetivo de la automatización de la columna de flotación, es pues, mantener una respuesta del proceso cercana a la óptima sobre una amplia variación en los parámetros del proceso.

Por otro lado, existe también una estrategia de control, que no es comunmente usada pero que la mencionaremos. Esta estrategia trata los caudales de agua de lavado y alimentación, regulando el nivel de pulpa manipulando el caudal de descarga de colas.

2.4.3.2 Problemas asociados a la automatización de la columna de flotación

El más serio de todos los problemas inherentes al control computarizado de las columnas de flotación es aquél de eliminar o, por lo menos, reducir la interdependencia de las variables del proceso y los lazos de control. Para obtener un sistema de control multivariable efectivo, se requiere de técnicas adecuadas de un alto nivel matemático.

Otro problema inherente a la automatización de columnas de flotación es la técnica de medición de las variables críticas del proceso. Instrumentos de gran precisión para la determinación de las variables del proceso son necesarios en algunas áreas.

Otro grado de complejidad es sumado por los métodos indirectos de medición de nivel de pulpa comunmente empleados. Entre éstos tenemos, por ejemplo, técnicas manométricas, de presión diferencial, de conductividad, etc., los cuales no son del todo apropiados debido a su imprecisión o limitaciones operacionales. Un método exitoso de medición de nivel de pulpa, que solamente ha sido probado a nivel de laboratorio, es aquél de deducir el nivel de pulpa y el bias basado en mediciones de temperatura. Así también, Moys y Finch (Ref. 24) han desarrollado un método que puede determinar el nivel de pulpa y el bias con un alto grado de precisión y sin fallas mecánicas y que es independiente de otras variables del proceso tales como el tamaño de burbuja o el air holdup. Bajo su esquema para la medición del nivel de pulpa y el bias, los lazos de control de una columna automatizada son mucho menos

interdependientes y debe producir un **grado** más alto de estabilidad de control.

Por otro lado, hasta ahora, sólo técnicas fotográficas han sido empleadas con éxito a nivel de laboratorio para medir el tamaño de burbuja. También, se han empleado relaciones matemáticas, aunque su precisión no ha sido demostrada a nivel industrial.

2.5 Virtudes de las celdas columna de flotación en contracorriente

A) Recuperación

Durante la flotación convencional, la principal pérdida de minerales valiosos ocurre en las fracciones muy gruesas y en las muy finas. Debido al tamaño relativamente pequeño de las **burbujas de aire** empleadas en **el proceso** de flotación **columnar**, el área superficial específica de las burbujas de aire es mucho mayor que en las celdas mecánicas, lográndose una mejor recuperación de partículas finas. Por **otro** lado, partículas minerales gruesas pueden **ser** flotadas por adhesión de **varias burbújas de aire** pequeñas simultáneamente. Una mejor recuperación de partículas finas y gruesas en las columnas de flotación **fue reportado** por Young, F.(1982) **para minerales** sulfurados y por Halvorsen, W.J.(1979) **para** carbón (Ref. 1).

B) Concentrados de alta ley

El empleo del agua de lavado disminuye el entrampamiento mecánico de partículas de ganga en la cama de espumas y, además, evita que el agua de la pulpa de alimentación ingrese a la zona de limpieza de la celda columna. El efecto total es una mayor selectividad del proceso, produciéndose entonces concentrados de alta ley. Esta inherente acción de limpieza es la principal **razón** de que las columnas de flotación encuentren mayor aplicación en las operaciones de limpieza de diversos concentrados sulfurados y de carbón.

C) Gran capacidad

En las celdas columna de flotación en contracorriente, debido al mecanismo singular de flujo pistón de la pulpa y las burbujas de aire en la zona de recuperación, se elimina la ocurrencia de cortocircuitos, los cuales existen en las **celda mecánicas** convencionales. Entonces, debido a la mejor performance metalúrgica de las columnas de flotación, se puede reemplazar un banco entero de celdas mecánicas de flotación por una sola unidad columnar (Young, P., 1982), simplificando así circuitos convencionales complicados. Esto ha sido demostrado industrialmente en Gaspé Copper Mines Ltd. y en la Brunswick Mining & Smelting Co. Ltd (Ref. 1).

D) Bajo costo por unidad

La tendencia actual hacia las máquinas más **grandes** ha llevado a la reducción del costo de las máquinas de flotación. Más aún, hay una ventaja **adicional para** las columnas de flotación. Y es que, la celda columna no posee ningún tipo de mecanismo de agitación mecánica. Esto elimina la necesidad, por ejemplo, de **motores** eléctricos y agitadores resistentes especiales.

Donde la corrosión es un problema, por ejemplo, en la flotación de Potash, una **máquina de** flotación sin partes móviles puede ser la elección ideal. Además, las condiciones de flotación menos intensas dentro de la columna eliminan la necesidad **de paredes** internas resistentes a la **abrasión**. Todos estos factores contribuyen a hacer de la columna de flotación una máquina de bajo costo.

E) Area ocupada reducida

Dado que la columna de flotación es una unidad vertical, una **reducción del** capital de inversión inicial se puede lograr por la reducción del área del espacio horizontal requerido cuando se trata de nuevas plantas de procesamiento de minerales. Por otro lado, cuando un banco de celdas

mecánicas es reemplazado por una nueva unidad columnar de flotación, el espacio ahorrado puede ser utilizado para incrementar la capacidad del circuito.

F) Bajos costos de instrumentación y unidades auxiliares

La operación de una columna de flotación de gran capacidad significa menos puntos de control, reduciendo así los costos de instalación por instrumentación y unidades auxiliares.

G) Bajos costos de operación

Desde que no existe agitación mecánica en el sistema, costos por consumo de energía son significativamente menores. Las condiciones menos intensas de flotación prolongan la vida de la máquina, reduciendo así los costos de mantenimiento. Además, la mejora en la performance metalúrgica significa una reducción en costos de operación por unidad de producción.

H) Facilidad de control automático y optimización del proceso

Debido a que existen relativamente pocos puntos de control y el mecanismo de flotación es singular en la celda columna, el sistema es muy fácil de adaptar a la instrumentación y técnicas de control modernos, permitiendo así una fácil optimización del proceso.

CAPITULO 3

3 ANALISIS DE LA OPERACION ACTUAL DEL CIRCUITO DE FLOTACION DE LA PLANTA CONCENTRADORA CONDESTABLE

3.1 Descripción de las operaciones de la Planta Concentradora Condestable

3.1.1 Generalidades

El yacimiento de la mina Condestable se encuentra ubicado en la costa peruana, en el departamento de Lima, provincia de Cañete, distrito de Mala y en la localidad de Bujama Alta.

La Cía. Minera Condestable S. A. realiza actualmente su explotación minera con los métodos Underground (subterráneo) y Open Pit (tajo abierto).

En cuanto a su mineralización, entre los minerales de mena se distinguen los siguientes minerales metálicos: calcopirita, blenda y galena; y en la zona de oxidación se aprecia: malaquita, crisocola, atacamita, azurita, cuprita, y cobre nativo. El mineral que tiene importancia económica es la calcopirita. Entre los minerales de ganga, se observa la presencia de pirita y pirrotita, y acompañando a los minerales metálicos: cuarzo, calcita, actinolita, **clorita**. En la zona de oxidación se distingue la presencia de limonitas.

La planta concentradora Condestable tiene una capacidad de 1200 TMD y produce un concentrado de flotación de sulfuros de cobre.

3.1.2 Descripción de la Planta Concentradora

A continuación, explicaré el proceso operativo de la planta concentradora a través de las secciones de:

CONCENTRADORA CONDESTABLE

CIRCUITO DE CHANCADO

LEYENDA

ITEM	DESCRIPCION	Kw	HP
1	Parrilla estacionaria de 12" de luz		
2	Tolva de gruesos de 250 TM		
3	Alimentador de cadena Ross	2.2	
4	Grizzly estacionario de 2.1/2" de luz		
5	Chancadora de quijada Kurimoto 28"x 36"	75	
6	Faja transportadora de 24"x 52m (Faja No.1)	11	
7	Detector de metales Eriez Magnetics		
8	Electroiman Eriez Magnetics		1.5
9	Zaranda vibratoria Furukawa 5'x 14', de dos pisos : 1er. de 5/16"x 3/4", 2do. de 2"x 2".	11	
10	Chancadora conica Symons Standar 4.1/4'	110	
11	Faja transportadora de 24"x 32m (Faja No.2)	5.5	
12	Zaranda vibratoria Tyler de 8'x 20', de dos pisos: 1er. 5/16"x 3/4", 2do. 1.1/2"x 1.1/2".		30
13	Chancadora conica Symons Short Head de 5.1/2'		250
14	Faja transportadora de 24"x 27m (Faja No.3)	5.5	
15	Faja transportadora de 24"x 31m (Faja No.4)	3.7	
16	Faja transportadora de 24"x 25m (Faja No.5)	5.5	
17	Faja transportadora de 24"x 10m (Faja No.6), con chasis de desplazamiento reversible (1.5 Kw)	3.7	
18	Dos (2) tolvas de finos de 600 TM c/u (Tolvas No.1 y 2).		
19	Tolva de finos de 1000 TM (Tolva No.3).		

por las fajas alimentadoras Nos. 1 y 2, mientras que el tonelaje alimentado al molino No.3 se controla por pesadas de corte de faja.

La alimentación de cal se suministra a los molinos 1 y 2 en forma de lechada.

En la Figura 3.2 se presenta el **diagrama de flujo** correspondiente a la tapa de molienda.

CONCENTRADORA CONDESTABLE
CIRCUITO DE MOLIENDA - CLASIFICACION
LEYENDA

ITEM	DESCRIPCION	Kw	HP
18	Dos (2) tolvas de finos de 600 TM c/u (Tolvas No.1 y 2).		
19	Tolva de finos de 1000 TM (Tolva No.3).		
20	Dos (2) fajas alimentadoras de 24"x 9.4m	1.5	
21	Dos (2) balanzas automaticas Kubota.		
22	Dos (2) molinos de bolas Kurimoto de 8'x 7' (Nos. 1 y 2).	190	
23	Dos (2) clasificadores helicoidales Kurimoto de 1.5m ϕ x 6.35m	7.5	
24	Alimentador vibratorio Eriez Magnetics.		
25	Faja alimentadora de 24"x 12.7m	1.5	
26	Balanza electronica Merrick Control Digital		
27	Sistema de alimentacion de cal con faja de 7.0m de longitud.	2.2	
28	Molino de bolas Comeza de 8'x 10'	315	
29	Dos (2) bombas Denver SRL-C de 5"x 4" (una en stand by).		30
30	Dos (2) hidrociclones tipo Krebs "FIMA" de 15" ϕ (uno en stand by).		
31	Dos (2) fajas auxiliares de 13.1/2 "x 11m		
32	Fluestreador automatico de cabeza Denver.		0.25

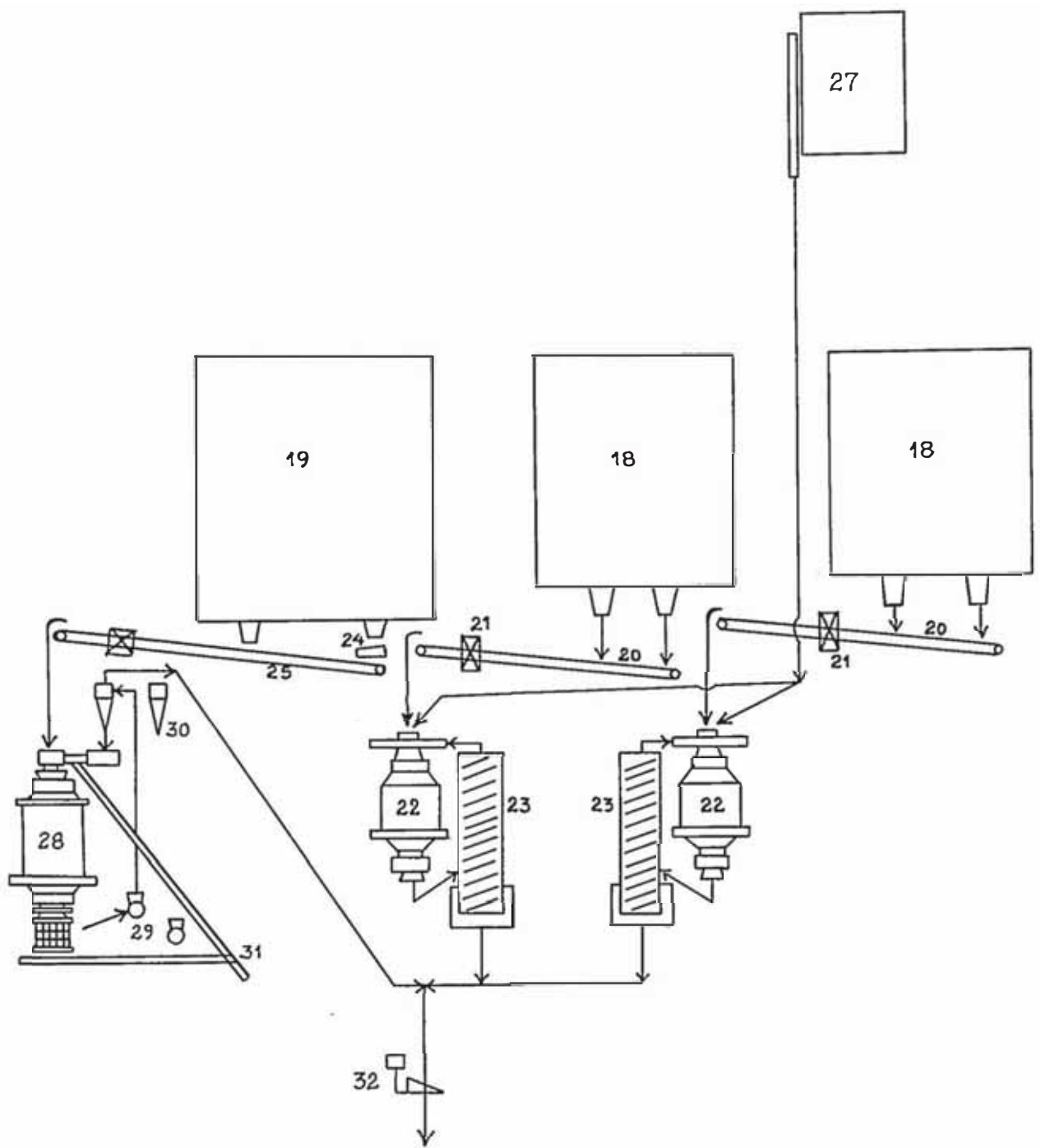


Figura 3.2 = Diagrama de flujo de la sección Molienda.

3.1.2.3 Sección flotación

El producto final de la molienda es recibido por un acondicionador Fima 8'x 8' donde es homogenizado y acondicionado con los reactivos de flotación: Dowfroth D-250 (espumante) y aerofloat 238 (colector). La pulpa acondicionada se alimenta por gravedad a dos bancos en paralelo de 14 celdas Galigher Agitair No.48, cada uno, distribuidas de la siguiente manera: las tres primeras celdas realizan la flotación rougher primaria, las cinco celdas siguientes llevan a cabo la flotación rougher secundaria, y las últimas 6 celdas la flotación scavenger primaria.

La flotación scavenger secundaria se realiza en dos bancos de 6 celdas Denver DR-21, cada uno, dispuestos en paralelo. Las colas de los bancos scavenger secundario se juntan constituyendo el relave general de la planta. En este flujo se encuentra instalado un muestreador de pulpa automático para las leyes de relave.

En la entrada de la primera celda scavenger primario de cada banco se adiciona colector Xantato Z-11 y espumante Dowfroth D-250.

Las espumas de las celdas rougher secundario de cada banco se descargan en el acondicionador Denver 4'x4' del circuito de flotación de limpieza o cleaner, el cual está constituido por 2 bancos de ocho celdas Denver Sub-A No.21, cada uno, dispuestos en paralelo. Cada banco de celdas esta a su vez dividido en tres etapas de limpieza dispuestas en cascada: la primera limpieza conformada por 6 celdas, la segunda por una celda y la tercera por una sola celda también.

Las espumas de la última etapa de limpieza de cada banco unen las espumas de las celdas de

flotación rougher primario para constituir el concentrado final del proceso.

Las colas de los bancos cleaner unen a los concentrados scavengers de las celdas Agitair No.48 y las celdas Denver DR-21, **descargando a** dos bombas Warman 3"x 2" que elevan la pulpa a sus respectivos hidrociclones D-6 para su clasificación.

Los productos gruesos o underflow de estos hidrociclones alimentan al molino de bolas Kurimoto de 3'x 6' para su remolienda y el producto de este molino es devuelto a los cajones de las bombas Warman para ser enviado a una nueva clasificación, conformando así un circuito de clasificación-remolienda cerrado inverso.

Los productos overflows de los hidrocilones de **remolienda** ingresan al acondicionador Fima 8'x 8' para reiniciar el ciclo de flotación.

En la Figura 3.3 se **puede apreciar** el diagrama de flujo de la sección flotación de la planta concentradora.

CONCENTRADORA CONDESTABLE

CIRCUITO DE FLOTACION-ESPESAMIENTO-FILTRADO

LEYENDA

ITEM	DESCRIPCION	Kw	HP
32	Muestreador automatico de cabeza Denver.		0.25
33	Acondicionador "FIMA" de 8'x 8'.		12
34	Cuatro (4) alimentadores de reactivos de copas Duplex.		0.4
35	Dos (2) bancos de 8 celdas Galigher Agitair No.48 c/u. Flotacion rougher.		15
36	Dos (2) bancos de 6 celdas Galigher Agitair No.48 c/u. Flotacion scavenger-1ra. etapa.		15
37	Dos (2) bancos de 6 celdas c/u FIMA No.21-DR. Flotacion scavenger-2da. etapa.		12
38	Dos (2) bombas Warman de 3"x 2"	7.5	
39	Una (1) bomba Warman de 3"x 2".	7.5	
40	Dos (2) hidrociclones de 6" de ϕ .		
41	Molino de remolienda de 3'x 6' Kurimoto.	19	
42	Acondicionador Denver de 4'x 4'.		
43	Dos (2) bancos de 8 celdas Denver 21 SUB-A. Flotacion cleaner.		7.5
44	Ventilador de flotacion Airtec.		30
45	Ventilador de flotacion Airtec (stand by)		30
46	Muestreador automatico de relave.		0.25
47	Espesador Dorr Oliver 8m ϕ x 2.4m .	2.2	
48	Bomba Warman 3"x 2".	7.5	
49	Filtro de tambor Dorr Oliver 8'x 8'		1.5
50	Dos bombas de vacio Nash Hytor (uno en stand by)		
51	Un blower de filtro Roots.		5
52	Faja de despacho 23"x 8m.	1.5	

3.1.2.4 Sección eliminación de agua

El concentrado final de cobre de la sección flotación es recibido por el espesador Door Oliver de 8m ϕ x 2.4m de alto, donde se sedimenta, luego la pulpa espesada es bombeada (bomba Warman 3"x 2") a filtro tipo tambor Door Oliver 8'x 8', donde empleando vacío se absorbe el agua a través de lona, quedando adherida ésta **concentrado** formando un keke con más o menos 10% de humedad, cual cae a la cancha de stock de concentrado para luego ser cargado, mediante una faja, a los camiones de transporte de concentrado. En el diagrama de flujo de la Figura 3.3 se incluyó también las secciones de espesamiento y filtrado.

3.1.2.5 Disposición de relaves

El relave general de la planta concentradora se conduce por medio de canaletas y tubos de PVC de 6" de diámetro hasta las canchas de relave para su almacenamiento, en donde se recupera **el agua** por decantación.

3.1.3 Parámetros de Operación

3.1.3.1 Operacionales-metalúrgicos.

* Proporción subsuelo/tajo (promedio año 1990) :

	TM/año	%
Mineral subsuelo	186,386	51.26
Mineral tajo abierto	177,224	48.74
Total	363,610	100.00

Productos	TMS/oes	Ensaye	Recuperación	Radio de Concentración	D _p (g/l)	Granulometría	
		%Cu total	(%)			%+65	%-200
Cabeza de flotación	30,300.83	1.11			1320	15.80	50.10
Concentrado de Cobre	1,113.69	24.99	82.80	27.21			

3.1.3.2 Misceláneos

* Consumo de bolas	:	253.0	g/TM
* Índice de consumo de energía	:	28.8	Kw-h/TM
* Eficiencia de labor	:	37.9	TM/tarea
* Índice de consumo de reactivos:			
Espumante	:	Dowfroth D-250	: 14.0 g/TM
Colector	:	Aerofloat A-238	: 5.5 g/TM
		Xantato Z-11	: 21.6 g/TM
Modificador: Cal	:	2.2	Kg/TM

3.2 Análisis de la performance del circuito de flotación

La sección flotación de la Planta Concentradora Condestable comprende dos etapas de flotación rougher, dos etapas de flotación scavenger, tres etapas de flotación de limpieza, y un circuito de clasificación y remolienda.

El diagrama de flujos para el circuito general de flotación se muestra en la Figura 3.4.

Para la evaluación de la **performance** del circuito de flotación se realizó un muestreo detallado, de ocho horas de duración, del circuito total. Simultáneamente a la toma de muestras se llevó a ca. un registro de los principales parámetros de operación del **proceso** (tonelaje **horario**, dosificaciones de reactivos, pH, etc.). Los números en el diagrama de la Figura 3.4 corresponden a los puntos de muestreo considerados, y las letras mayúsculas indican los puntos de adición de reactivos.

3.2.1 Resultados Generales

El balance **metalúrgico** general del circuito de flotación, correspondiente al período de muestreo, se presenta en la Tabla 3.1. Los ensayos químicos y las distribuciones porcentuales tanto de peso de mineral como de elementos (referidos al alimento mineral

fresco como el 100%) para cada uno de los productos de la sección flotación se detalla en la Tabla 3.2.

Por otro lado, la Tabla 3.3 se presenta las distribuciones granulométricas del alimento fresco al proceso (producto 1) y de los dos productos finales: concentrado final (20) y relave final (37).

En cuanto al consumo de reactivos para el proceso de flotación, éste se resume en la Tabla 3.4.

De los resultados del balance metalúrgico, se puede ver en primer lugar que tal y como vino aconteciendo durante los días previos y posteriores al período de muestreo la ley del mineral de cabeza estaba por debajo de la ley mínima de cobre recomendable, motivo por el cual el rendimiento metalúrgico se vió **afectado**. El alto radio de concentración de 31, superior al **normal** de operación (**radio de concentración normal=25**) es un indicativo de lo comentado. En estas condiciones, la recuperación metalúrgica de cobre del proceso es de 84.7%, siendo la recuperación del cobre como óxido de sólo 19.4%.

Además, la eficiencia de separación (diferencia entre la recuperación del elemento valioso menos la recuperación de la **ganga**) para el proceso es de 83.84%.

Tabla 3.1.- Balance metalúrgico general (período de muestreo)

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)		
		TMSPH	(%)	Cu Tot.	CuOx	Fe	Cu Tot.	CuOx	Fe
1	Alimento mineral fresco	50.375	100.000	0.95	0.05	8.96	100.00	100.00	100.00
20	Concentrado final	1.607	3.191	25.26	0.29	26.46	84.73	19.36	9.43
37	Relave final	48.768	96.809	0.15	0.04	8.38	15.27	80.64	90.57

Radio de concentración: 31.338

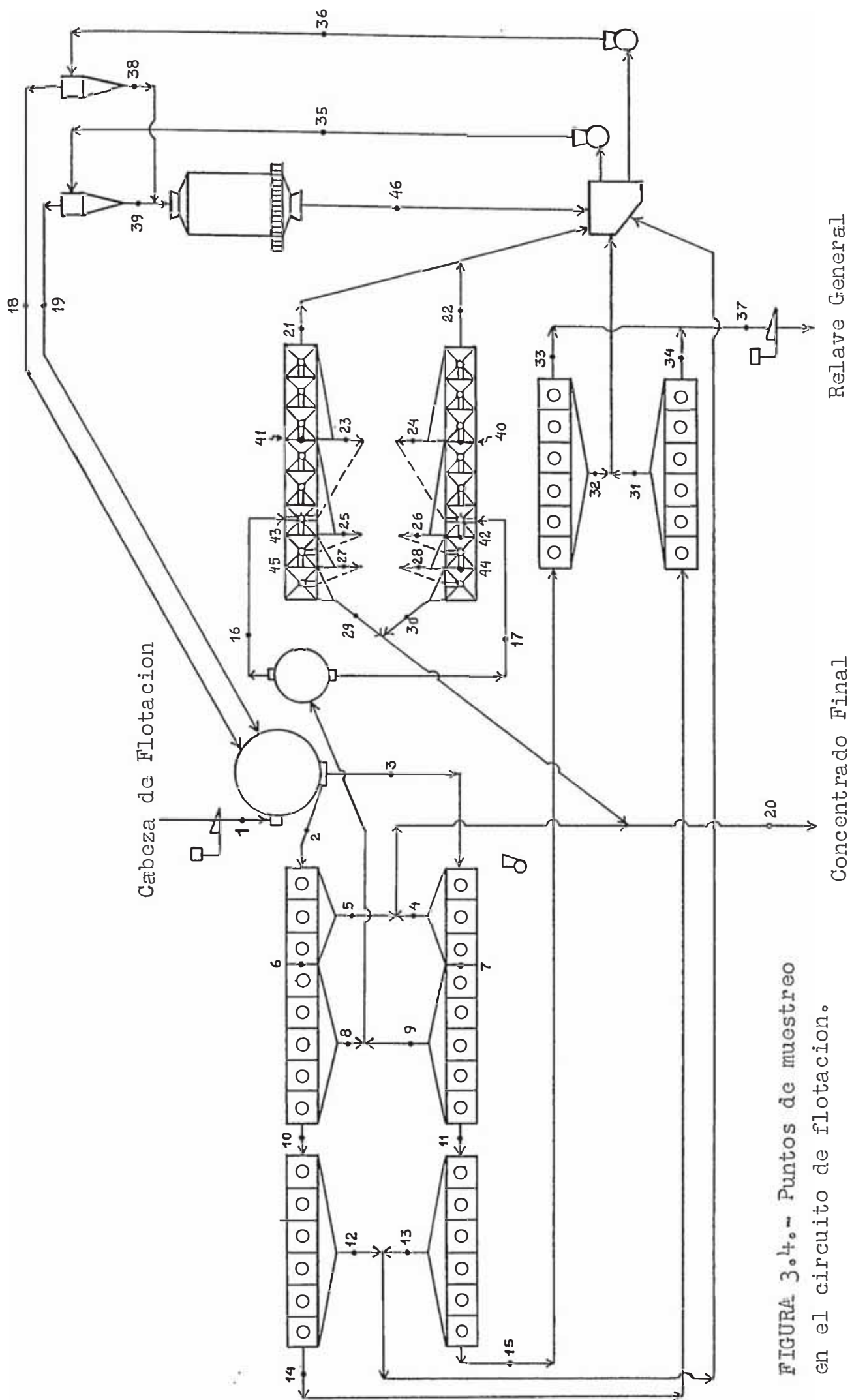


FIGURA 3.4.- Puntos de muestreo en el circuito de flotacion.

Tabla 3.3.- Distribuciones granulométricas de los productos del circuito de flotación.

Fracción de Tanaño	Alimento fresco		Concentrado Final		Relave final	
	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)
+m48	13.34	86.66	0.20	99.80	17.11	82.89
+m65	1.28	85.38	0.01	99.79	1.15	81.74
+m100	9.51	75.87	1.13	98.66	8.01	73.73
+m150	13.86	62.01	5.19	93.47	13.05	60.67
+m200	5.92	56.09	6.49	86.98	5.45	55.22
-m200	56.09		86.98		55.22	
Total	100.00		100.00		100.00	

Tabla 3.4.- Adición promedio de reactivos para el proceso de flotación

Nombre del reactivo	Concentración promedio (%)	Punto de adición(§)	Consumo promedio (§§)	
			Kg/h	g/TH (§§§)
Cal		A	118.090	2344.20
Aerofloat 238	10	B	0.381	7.71
Xantato Z-11	10	C	0.503	9.98
		D	0.535	10.43
			1.038	20.41
Dowfroth D-250	20	B	0.200	4.08
		C	0.345	6.80
		D	0.345	6.80
			0.890	17.68

(§) Para los puntos de adición de reactivos referirse a la Fig.3.4.

(§§) Se refiere únicamente al periodo de muestreo.

(§§§)Referido al tonelaje horario de mineral fresco=50.375 THSPH.

3.2.2 Etapa flotación rougher

La flotación rougher se realiza en dos subcircuitos de flotación denominados A y B dispuestos en paralelo. Cada sub circuito de flotación está formado, a su vez, por dos etapas de flotación rougher dispuestas en serie: (a) flotación rougher I conformada por 3 celdas, y b) flotación rougher II conformada por 5 celdas. Todas las celdas son Galigher "Agitair" No.48.

En la Figura 3.5 se presenta el diagrama de flujo de esta parte de la sección flotación. Los números en este diagrama señalan los puntos de muestreo, mientras que las letras mayúsculas los puntos de adición de reactivos. Así, la letra A corresponde al circuito de molienda y clasificación.

Los rebalses de los dos clasificadores helicoidales conjuntamente con el overflow del hidrociclón D-15 conforman la pulpa de alimentación fresca al circuito de flotación (producto 1), la cual es acondicionada, junto con los overflows de los hidrociclones de remolienda A y B de 6" (productos 18 y 19), en un tanque acondicionador Denver 8' x 8', y que en conjunto constituyen la alimentación total a la etapa de flotación rougher. Esta alimentación total es distribuida los dos subcircuitos de flotación rougher paralelos A y B (productos 2 y 3).

Los concentrados rougher primarios A y B (productos 5 y 4) pasan a conformar el concentrado final (20), mientras que los concentrados rougher secundarios A y B (productos 8 y 9) son enviados a la flotación de limpieza.

La contribución de cada uno de los productos que conforman el alimento total a la etapa de flotación rougher, tanto en peso como en contenidos metálicos, se resume la Tabla 3.5. En esta Tabla se incluye también la distribución del alimento total en cada una de las líneas de flotación rougher y B (productos 2 y 3).

Por otro lado, en la Tabla 3.6, se presentan las distribuciones granulométricas de los productos que conforman el alimento total a esta etapa de flotación.

Tabla 3.5.- Conforoación del alimento total para la etapa de flotación rougher

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)		
		TNSPH	(%)	Cu Tot.	CuOx	Fe	Cu Tot.	CuOx	Fe
1	Alimento mineral fresco	50.375	95.828	0.95	0.05	8.96	79.82	79.44	90.79
19	Rebose hidrociclón A recolienda	1.001	1.905	5.77	0.25	19.08	9.63	8.22	3.84
18	Rebose hidrociclón B resolienda	1.192	2.267	5.32	0.32	22.37	10.56	12.34	5.36
	Alimento total rougher I	52.568	100.000	1.14	0.06	9.45	100.00	100.00	100.00
2	Alimento rougher I-A	25.219	47.974	1.06	0.05	9.36	44.58	39.89	47.52
	Alimento rougher I-B	27.349	52.026	1.22	0.07	9.54	55.42	60.11	52.48

Tabla 3.6.- Distribuciones granulométricas de los productos que conforman el alimento total a la etapa de flotación rougher.

Fracción de Tamaño	Alimento fresco		O/F ciclon B		O/F ciclon A	
	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)
+m48	13.34	86.66	0.00	100.00	0.00	100.00
+m65	1.28	85.38	0.10	99.90	0.00	100.00
+m100	9.51	75.87	0.51	99.39	1.31	98.69
+m150	13.86	62.01	3.01	96.38	7.98	90.71
+m200	5.92	56.09	4.40	91.98	5.71	85.00
-n200	56.09		91.98		85.00	
Total	100.00		100.00		100.00	

De estos resultados, es interesante notar que el tonelaje de alimento total (2+3) al circuito de flotación rougher representa el 104.4% del alimento fresco (1). En este alimento total **recircula, en** orden descendente, el cobre como óxido con el 25.89%, el cobre total con el 25.28%, y finalmente el fierro con el 10.14%.

Así, es evidente que la mayor contribución en el peso del alimento total, así como en contenidos metálicos, le corresponde al alimento fresco. De esta manera, los porcentajes de contribución de la **carga**

circulante en el alimento total a la flotación rougher, en orden descendente, alcanzan los siguientes valores: en Cu como óxido el 20.6%, en Cu total el 20.2%, y en Fe el 9.2%.

También, del análisis de estos resultados, podemos ver que los alimentos a los subcircuitos en paralelo (productos 2 y 3) difieren principalmente en el tonelaje (25.219 TMSFH y 27.349 TMSFH para las líneas A y B, respectivamente), debido a esto existe una distribución heterogénea de los elementos contenidos en el alimento total hacia los bancos A y B, así, se puede observar que el 55.4% del cobre total y el 60.1% del cobre como óxido son derivados al banco B.

3.2.2.1 Resultados metalúrgicos, condiciones de operación y balances de materiales

Los balances metalúrgicos, condiciones de operación y balances de materiales para cada una de las etapas de flotación rougher, en cada banco, se resumen, en las Tablas del 3.7 al 3.10. Asimismo, en la Tabla 3.11, se presentan las distribuciones granulométricas de los concentrados producidos en esta parte del circuito.

Del análisis de estos resultados, puede observarse que, como ya se indicó líneas arriba, la distribución del alimento total hacia los bancos A y B no es homogénea.

Asimismo, se puede ver que la performance de la flotación rougher I y II en los subcircuitos en paralelo A y B difieren entre sí, tanto en recuperaciones metálicas como en radios de concentración, siendo, sin embargo, las calidades de los concentrados producidos bastante similares. En la manera de comparación, se ha determinado el porcentaje de eficiencia de separación para cada

Tabla 3.7-A.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación rougher I-A

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)		
		T.MSPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	
2	Alimento rougher I-A	23.219	100.000	1.06	0.05	9.26	100.00	100.00	100.00	50.023	55.85	50.22	52.24		
5	Concentrado rougher I-A	0.622	2.639	23.04	0.30	23.63	49.83	12.89	5.93	1.033	27.27	6.47	3.10		
6	Relava rougher I-A	24.637	97.931	0.55	0.04	9.00	51.17	57.11	94.07	49.027	23.59	43.75	49.24		
Ratio de concentración:									48.323	(*) Respecto al elemento fresco (1)					

Tabla 3.7-B.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación rougher I-B

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)		
		T.MSPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	
3	Alimento rougher I-B	27.349	100.000	1.22	0.07	9.54	100.00	100.00	100.00	54.231	69.43	75.67	57.80		
4	Concentrado rougher I-B	0.703	2.569	25.69	0.23	23.32	54.23	9.53	7.03	1.255	37.63	7.55	4.10		
7	Relava rougher I-B	23.646	97.431	0.57	0.03	9.09	45.74	50.02	92.91	52.233	31.76	53.11	53.71		
Ratio de concentración:									33.918	(*) Respecto al elemento fresco (1)					

Tabla 3.8-A.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación rougher II-A

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)		
		T.MSPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	
6	Relava rougher I-A	24.637	100.000	0.55	0.04	9.00	100.00	100.00	100.00	49.027	23.53	43.75	49.24		
8	Concentrado rougher II-A	0.265	0.930	20.82	0.34	24.11	35.69	7.84	2.55	0.466	10.20	3.30	1.25		
10	Relava rougher II-A	24.433	99.050	0.33	0.04	8.65	64.31	52.46	97.45	48.551	18.33	40.45	47.53		
Ratio de concentración:									103.203	(*) Respecto al elemento fresco (1)					

Tabla 3.8-B.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación rougher II-B

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)		
		T.MSPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	
7	Relava rougher I-B	23.646	100.000	0.57	0.03	9.09	100.00	100.00	100.00	52.656	31.76	53.11	53.71		
9	Concentrado rougher II-B	0.213	0.800	21.79	0.23	24.47	30.51	3.75	2.15	0.423	9.69	2.55	1.16		
11	Relava rougher II-B	23.433	99.200	0.40	0.03	8.97	69.49	53.25	97.65	52.473	22.07	53.55	52.55		
Ratio de concentración:									125.030	(*) Respecto al elemento fresco (1)					

etapa y banco de flotación independientemente, resultados éstos que se resumen a continuación:

Etapa	Eficiencia de Separación (%)	
	Banco A	Banco B
Rougher I	48.29	53.42
Rougher II	35.60	30.27

Sin embargo, debe notarse que las recuperaciones acumuladas de cobre total (67.1% y 68.2% para los bancos A y B, respectivamente), y los desplazamientos acumulados de fierro (8.3% en el banco A y 9.1% en el banco B) para esta etapa del circuito de flotación, en ambas líneas A y B, son similares.

También, de los resultados de las Tablas 3.7 y 3.8, es notorio que las recuperaciones de las especies oxidadas de cobre, en esta parte del circuito de flotación, son bajas, alcanzándose sólo el 19.5% en el banco A y el 13.4% en el banco B (ver Tablas 3.7 y 3.8).

Tabla 3.9.- Condiciones de operación en la flotación rougher

	Ro-IA	Ro-IIA	Ro-IB	Ro-IIB
Celdas: Agitair No.48 (50 ft ³), unidades	3	5	3	5
Motores : 8 motores Lincoln DG de 15 HP c/u				
Tiempo de retención, minutos	4.68	7.92	4.54	7.7
Densidad de pulpa, g/l	1304	1301	1321	1317

Tabla 3.10.- Balance de materiales para la etapa de flotación rougher

NUESTRA #	PRODUCTO	SOLIDOS		AGUA CONTENIDA		PULPA		Dp(g/l)
		TNSPH (g/cm ³)	TMPH	GPH	GPH	%SOL.		
1	Alimento mineral fresco	50.375	2.910	75.594	332.866	409.092	39.99	1356
19	Rebose hidrociclón recolienda A	1.001	3.040	8.851	38.975	40.425	10.16	1073
18	Rebose hidrociclón recolienda B	1.192	3.000	8.048	35.439	37.189	12.90	1094
	Alimento total rougher I	52.568	2.914	92.494	407.280	486.706	36.24	1312
2	Alimento rougher I-A	25.219	2.910	45.780	201.587	239.747	35.52	1304
5	Concentrado rougher I-A	0.522	3.855	0.672	2.961	3.557	43.70	1479
6	Relave rougher I-A	24.697	2.895	45.108	198.625	236.190	35.38	1301
8	Concentrado rougher II-A	0.235	3.549	0.251	1.105	1.397	48.35	1532
10	Relave rougher II-A	24.463	2.890	44.857	197.520	234.793	35.29	1300
3	Alimento rougher I-B	27.349	2.918	46.713	205.694	246.959	36.93	1321
4	Concentrado rougher I-B	0.703	3.652	0.735	3.234	4.082	48.90	1551
7	Relave rougher I-B	26.646	2.903	45.979	202.460	242.877	36.69	1317
9	Concentrado rougher II-B	0.213	3.503	0.210	0.925	1.193	50.34	1562
11	Relave rougher II-B	26.433	2.899	45.769	201.534	241.684	36.61	1315

Notas.-

a) El tiempo de retención del alimento total a la etapa de flotación rougher (= producto (1) + producto (18) + producto (19)) en el acondicionador Denver 8' x 8' es de 6.2 minutos.

b) La flotación rougher se lleva a cabo a un rango de pH de 11 a 11.5 .

Tabla 3.11.- Distribuciones granulométricas de los concentrados producidos en la etapa de flotación rougher.

Fracción de Tamaño	Conc.Rougher I-A		Conc.Rougher I-B		Conc.Rougher II-A		Conc.Rougher II-B	
	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)
+m48	0.29	99.71	0.42	99.58	1.67	98.33	2.08	97.92
+m65	0.01	99.70	0.02	99.56	0.05	98.28	0.06	97.86
+m100	0.61	99.09	1.06	98.50	2.02	96.26	1.68	96.18
+m150	4.59	94.50	4.44	94.06	5.02	91.24	4.73	91.45
+m200	5.32	89.18	5.29	88.77	5.36	85.88	5.51	85.94
-m200	89.18		88.77		85.88		85.94	
Total	100.00		100.00		100.00		100.00	

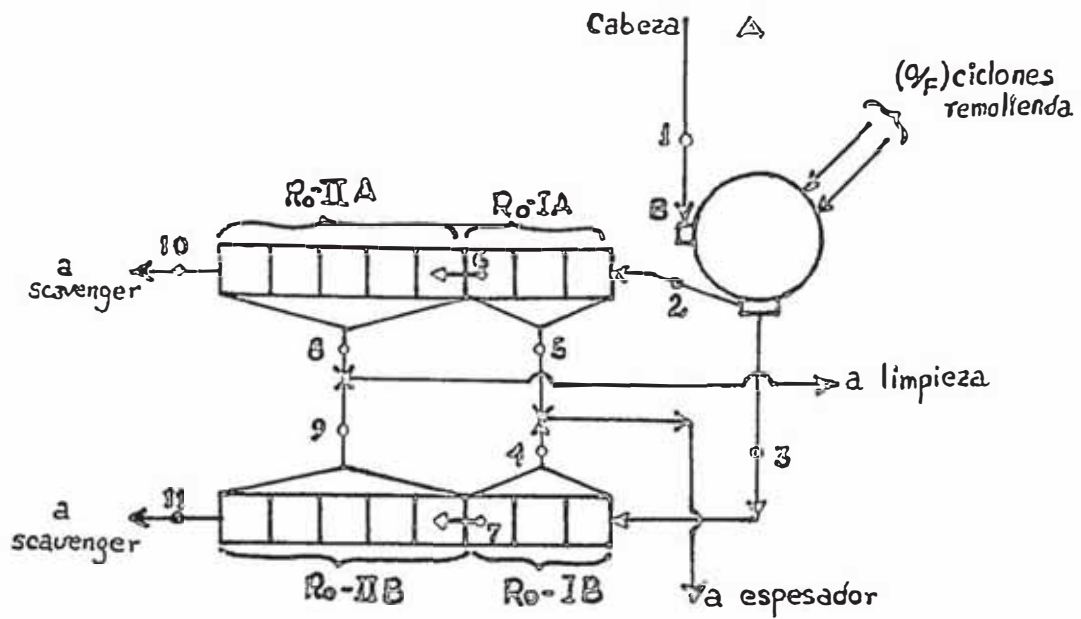


FIGURA 3.5.- Puntos de muestreo en la etapa Rougher.

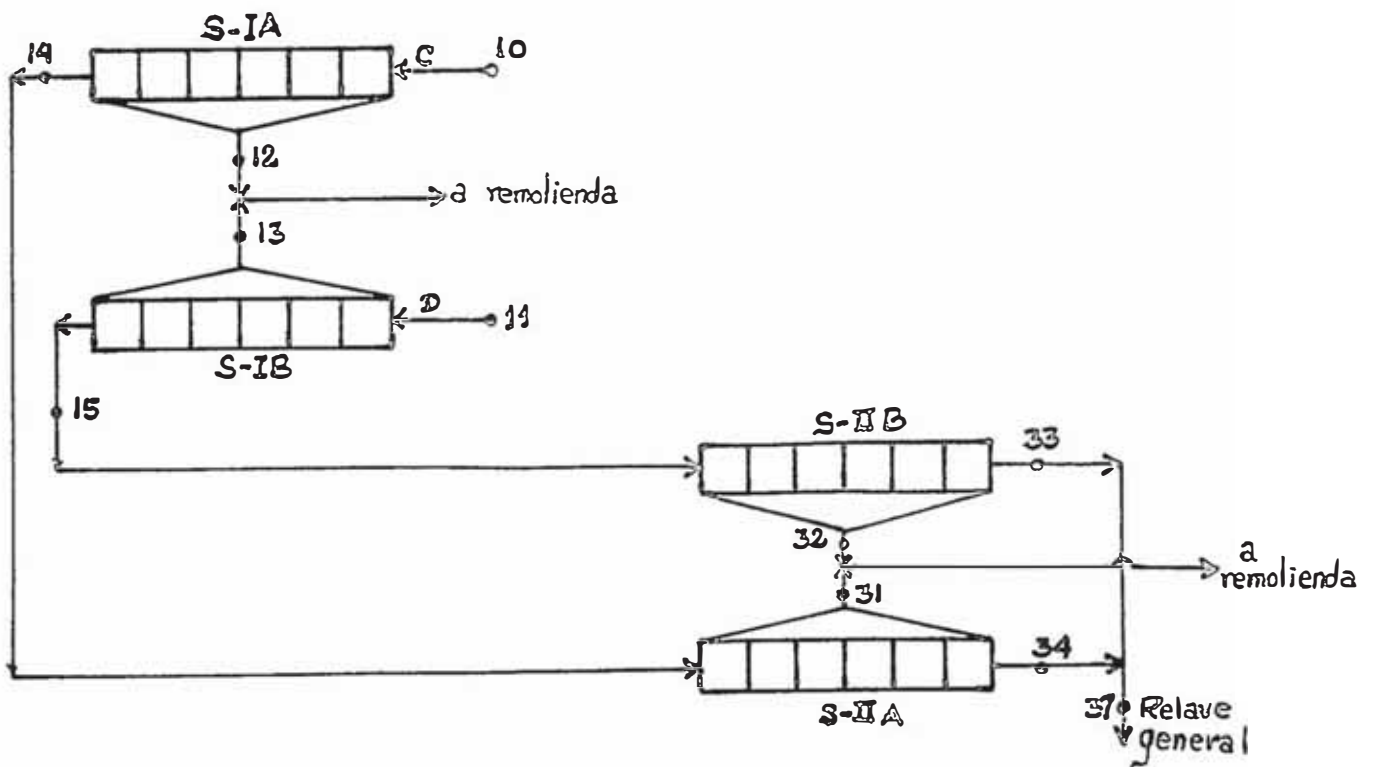


FIGURA 3.8.- Puntos de muestreo en la etapa scavenger.

3.2.2.2 Cinética y Selectividad en la flotación rougher

Las curvas de cinética de flotación (Fig. 3.6), así como, las curvas de selectividad (Fig. 3.7) para la flotación de cobre versus el desplazamiento de fierro en los concentrados rougher I y II, se prepararon en base a los resultados que se presentan en la Tablas 3.12-A y B.

Tabla 3.12-A.- Balance metalúrgico para la flotación rougher total - A

NUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)		
		TMSPH	(%)	Cu tot.	CuOx.	Fe tot.	Cu tot.	CuOx.	Fe tot.
2	Alimento rougher I-A	25.219	100.000	1.06	0.05	9.36	100.00	100.00	100.00
5	Concentrado rougher I-A	0.522	2.069	25.04	0.30	26.83	48.83	12.89	5.93
8	Concentrado rougher II-A	0.235	0.931	20.82	0.34	24.11	18.26	6.57	2.40
10	Relave rougher II-A	24.463	97.000	0.36	0.04	8.85	32.91	80.54	91.67

Tabla 3.12-B.- Balance metalúrgico para la flotación rougher total - B

NUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)		
		TMSPH	(%)	Cu tot.	CuOx.	Fe tot.	Cu tot.	CuOx.	Fe tot.
3	Alimento rougher I-B	27.349	100.000	1.22	0.07	9.54	100.00	100.00	100.00
4	Concentrado rougher I-B	0.703	2.569	25.69	0.26	26.32	54.26	9.98	7.09
9	Concentrado rougher II-B	0.213	0.779	21.79	0.29	24.47	13.96	3.38	2.00
11	Relave rougher II-B	26.433	96.651	0.40	0.06	8.97	31.78	86.64	90.91

De la Figura 3.6, es evidente que la mayor velocidad de flotación le corresponde a los minerales sulfurados de **cobre**, luego siguen las especies minerales oxidadas de cobre y finalmente el fierro.

El orden de selectividad en la flotación de cobre con respecto al desplazamiento de **fierro** es el mismo en ambos bancos paralelos A y B, conforme se puede apreciar en la Figura 3.7.

Figura 3.6 .- Curva de cinetica para la etapa de flotacion rougher

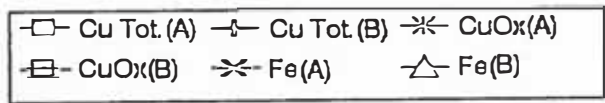
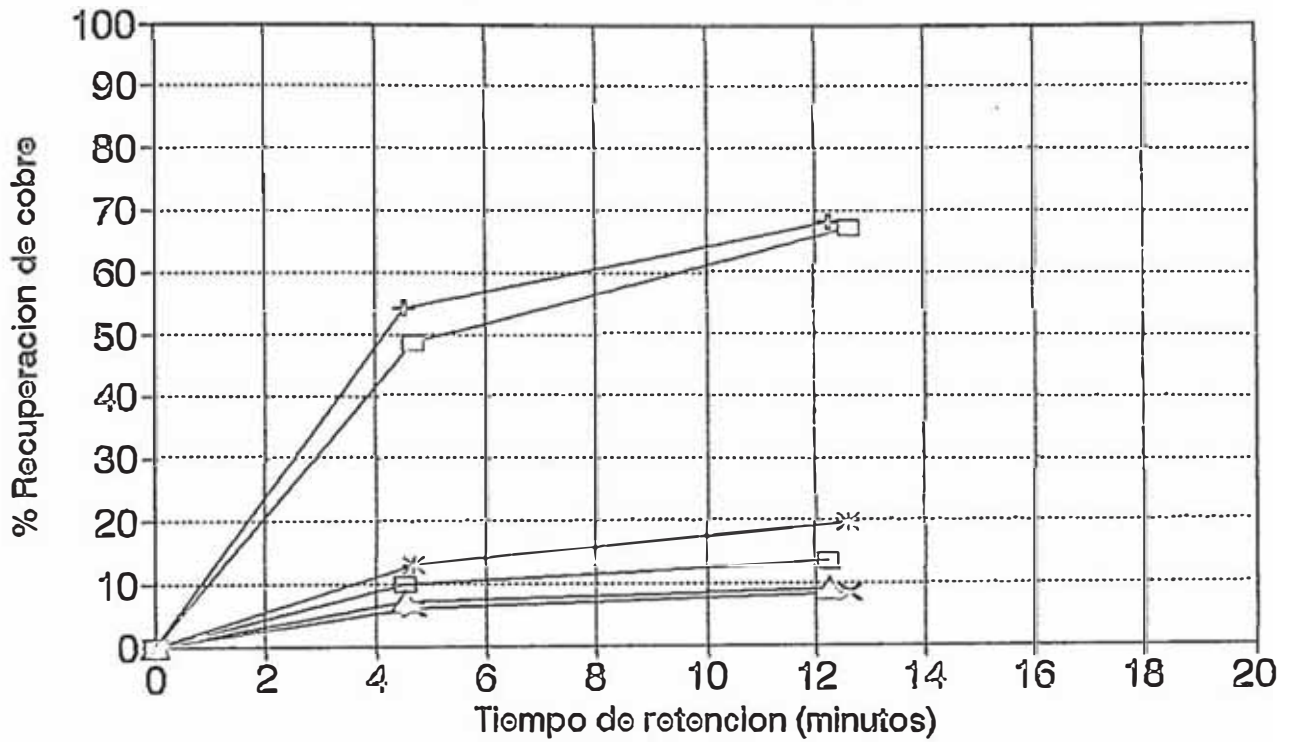
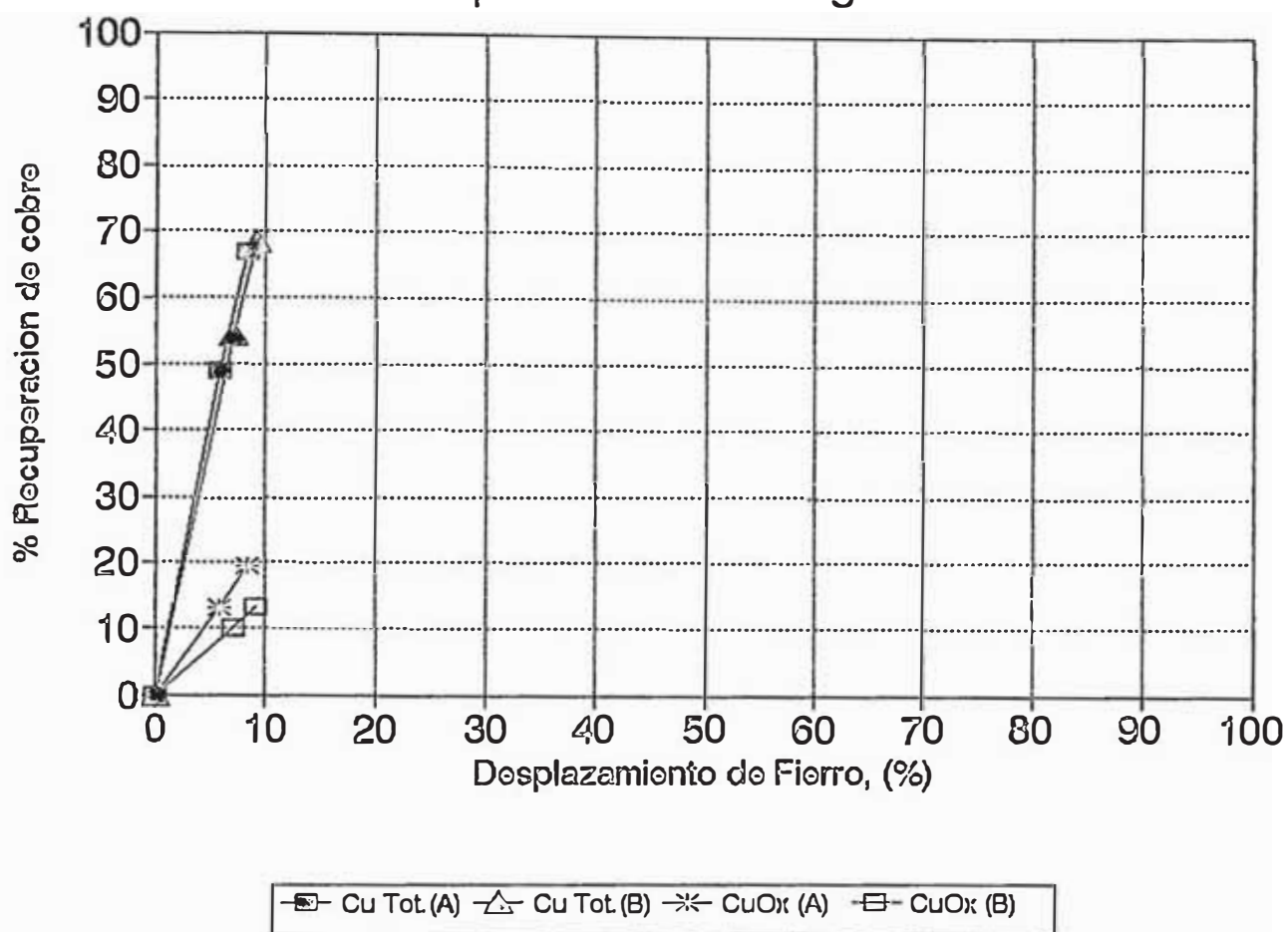


Figura 3.7 .- Curvas de selectividad etapa de flotacion rougher



3.2.3 Etapa Flotación Scavenger

La flotación scavenger se lleva a cabo en dos subcircuitos de flotación denominados A y dispuestos en paralelo. Cada uno de estos subcircuitos comprende, a su vez, de dos etapas de flotación en serie: a) flotación scavenger I conformada por 6 celdas Galigher "Agitair" No.48, y b) flotación scavenger II conformada por 6 celdas Fima DR-21.

De nuevo, los números en este diagrama indican los puntos de muestreo, y las letras mayúsculas los lugares de adición de reactivos.

Los alimentos para cada subcircuito de flotación scavenger de dos etapas son los respectivos relaves de la flotación rougher (productos 10 y 11). Los concentrados scavengers (productos 12, 13, 31 y 32), que se obtienen de estas etapas son enviados al circuito de clasificación y remolienda. Los relaves (productos 33 y 34) de esta parte del circuito conforman el relave final del proceso general de flotación (producto 37).

3.2.3.1 Resultados metalúrgicos, condiciones de operación y balance de materiales

Los balances metalúrgicos para cada uno de los bancos de celdas y para cada una de las etapas que conforman el circuito de flotación scavenger se presentan en las Tablas 3.13 y 3.14-A y B.

Las correspondientes condiciones operativas promedio y el balance de materiales para esta parte del circuito de flotación se resume en las Tablas 3.15 y 3.16, respectivamente. Asimismo, en la Tabla 3.17 se presentan las distribuciones granulométricas de los concentrados producidos en esta etapa del circuito.

Tabla 3.13-A.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación concentrar I-A

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO			ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)		
		T.MSPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx
10	Relave rougher II-A	24,453	100.000	0.36	0.04	8.65	100.00	100.00	100.00	48.651	18.63	40.45	47.93			
12	Concentrado concentrar I-A	0,439	2.000	9.67	0.63	24.63	63.72	23.60	6.64	0.971	9.87	10.72	2.63			
14	Relave concentrar I-A	23,973		0.17	0.03	8.63	43.23	73.60	94.45	47.680	8.51	29.73	45.32			
Razón de concentración:									50.011	(*) Respecto al elemento fresco (t)						

Tabla 3.13-B.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación concentrar I-B

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO			ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)		
		T.MSPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx
11	Relave rougher II-B	23,433	99.653	0.40	0.05	8.97	100.00	100.00	100.00	52.473	22.07	63.65	62.65			
13	Concentrado concentrar I-B	1,004	3.600	6.48	0.31	23.40	61.62	19.83	9.91	1.994	13.53	13.00	5.21			
15	Relave concentrar I-B	25,433	99.153	0.16	0.03	8.40	38.49	60.17	90.09	50.473	3.49	52.65	47.34			
Razón de concentración:									23.315	(*) Respecto al elemento fresco (t)						

Tabla 3.14-A.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación concentrar II-A

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO			ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)		
		T.MSPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx
14	Relave concentrar I-A	23,973	100.000	0.17	0.03	8.63	100.00	100.00	100.00	47.650	8.51	29.73	45.32			
31	Concentrado concentrar II-A	0,316	1.320	1.27	0.05	15.78	9.85	3.24	2.44	0.84	0.69	0.69	1.11			
34	Relave concentrar II-A	23,657	98.680	0.16	0.03	8.43	90.15	93.63	97.53	46.822	7.67	23.74	44.22			
Razón de concentración:									75.760	(*) Respecto al elemento fresco (t)						

Tabla 3.14-B.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación concentrar II-B

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO			ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)		
		T.MSPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx
16	Relave concentrar I-B	23,423	100.000	0.16	0.05	8.40	100.00	100.00	100.00	50.473	8.49	62.65	47.34			
32	Concentrado concentrar II-B	0,318	1.260	1.24	0.05	13.93	10.51	1.25	2.07	0.631	0.69	0.69	0.93			
33	Relave concentrar II-B	23,110	98.750	0.15	0.05	8.33	83.49	83.75	97.93	49.847	7.60	51.60	46.66			
Razón de concentración:									79.997	(*) Respecto al elemento fresco (t)						

Tabla 3.15.- Condiciones de operación en la flotación scavenger

	Scv-IA	Scv-IIA	Scv-IB	Scv-IIB
Celdas: Agitair No.48 (50 ft ³), unidades	6		6	
Fima No.21-DR (40 ft ³), unidades		6		6
Motores : 5 de 15 HP c/u y 7 de 12 HP c/u				
Tiempo de retención, minutos	9.56	7.73	9.29	7.68
Densidad de pulpa, g/l	1300	1297	1315	1313

Tabla 3.16.- Balance de materiales para la etapa de flotación scavenger

NUESTRA #	PRODUCTO	SOLIDOS		AGUA CONTENIDA			PULPA	
		TMSPH (g/cm ³)	TMPH	GPII	GPII	%SOL.	Dp(g/l)	
10	Relave rougher II-A	24.463	2.890	44.857	197.520	234.793	35.29	1300
12	Concentrado scavenger I-A	0.489	3.094	0.433	1.908	2.604	53.02	1560
14	Relave scavenger I-A	23.973	2.886	44.424	195.612	232.189	35.05	1297
31	Concentrado scavenger II-A	0.316	2.963	0.295	1.301	1.771	51.68	1521
34	Relave scavenger II-A	23.657	2.885	44.128	194.311	230.418	34.90	1295
11	Relave rougher II-B	26.433	2.899	45.769	201.534	241.684	36.61	1315
13	Concentrado scavenger I-B	1.004	2.974	1.435	6.320	7.806	41.16	1376
15	Relave scavenger I-B	25.428	2.896	44.333	195.214	233.877	36.45	1313
32	Concentrado scavenger II-B	0.318	2.977	0.460	2.025	2.495	40.88	1373
33	Relave scavenger II-B	25.110	2.895	43.874	193.190	231.382	36.40	1313

Tabla 3.17.- Distribuciones granulométricas de los concentrados producidos en la etapa de flotación scavenger.

Fracción de Tamaño	Conc. Scav. I-A		Conc. Scav. I-B		Conc. Scav. II-A		Conc. Scav. II-B	
	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)
+m48	4.79	95.21	6.17	93.83	2.67	97.33	2.45	97.55
+m65	0.61	94.60	0.51	93.32	0.66	96.67	0.26	97.29
+m100	10.97	83.63	6.09	87.23	5.73	90.93	3.14	94.15
+m150	9.70	73.93	11.46	75.77	4.10	86.84	6.26	87.90
+m200	6.00	67.93	5.21	70.56	3.33	83.50	3.64	84.26
-m200	67.93		70.56		83.50		84.26	
Total	100.00		100.00		100.00		100.00	

Del análisis de estos resultados, se observa que los alimentos (10 y 11) los bancos en paralelo para la flotación scavenger difieren principalmente en el tonelaje: 24.463 TMSPH y 26.433 TMSPH para los subcircuitos A y B, respectivamente.

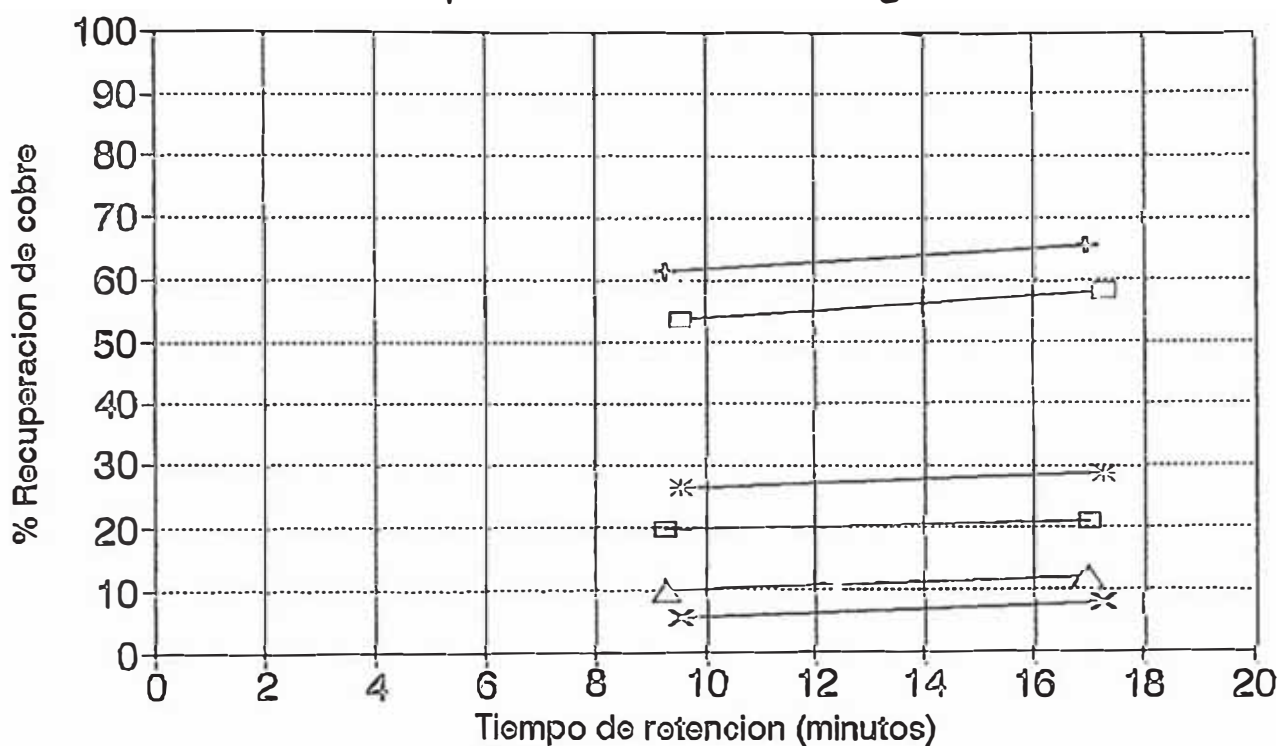
Puesto que las condiciones operativas (tales como, consumo de reactivos, alcalinidad, porcentaje de sólidos, etc.) son bastante similares para ambas líneas, se deduce que la diferencia arriba mencionada determina, su vez, las diferencias los resultados metalúrgicos obtenidos en cada subcircuito. Comparar resultados de las Tablas 3.13 y 3.14, y los valores de eficiencia de separación para cada etapa y banco independientemente, que continuación se presentan:

Etapa	Eficiencia de Separación (%)	
	Banco A	Banco B
Scavenger I	52.25	58.44
Scavenger II	8.58	9.26

3.2.3.2 Cinética y selectividad en la flotación scavenger

Las curvas de cinética de flotación (Fig. 3.9), para cada subcircuito en paralelo de flotación, así como también, las correspondientes curvas de selectividad para la flotación de cobre versus el desplazamiento de fierro en los concentrados scavenger I y II (Fig. 3.10) están referidas a los resultados que se muestran en la Tablas 3.18-A y B.

Figura 3.9 .- Curva de cinetica para la etapa de flotacion scavenger



□ Cu Tot (A)	▣ Cu Tot (B)	* CuOx(A)
▣ CuOx(B)	× Fe (A)	△ Fe (B)

Figura 3.10.- Curvas de selectividad etapa de flotacion scavenger

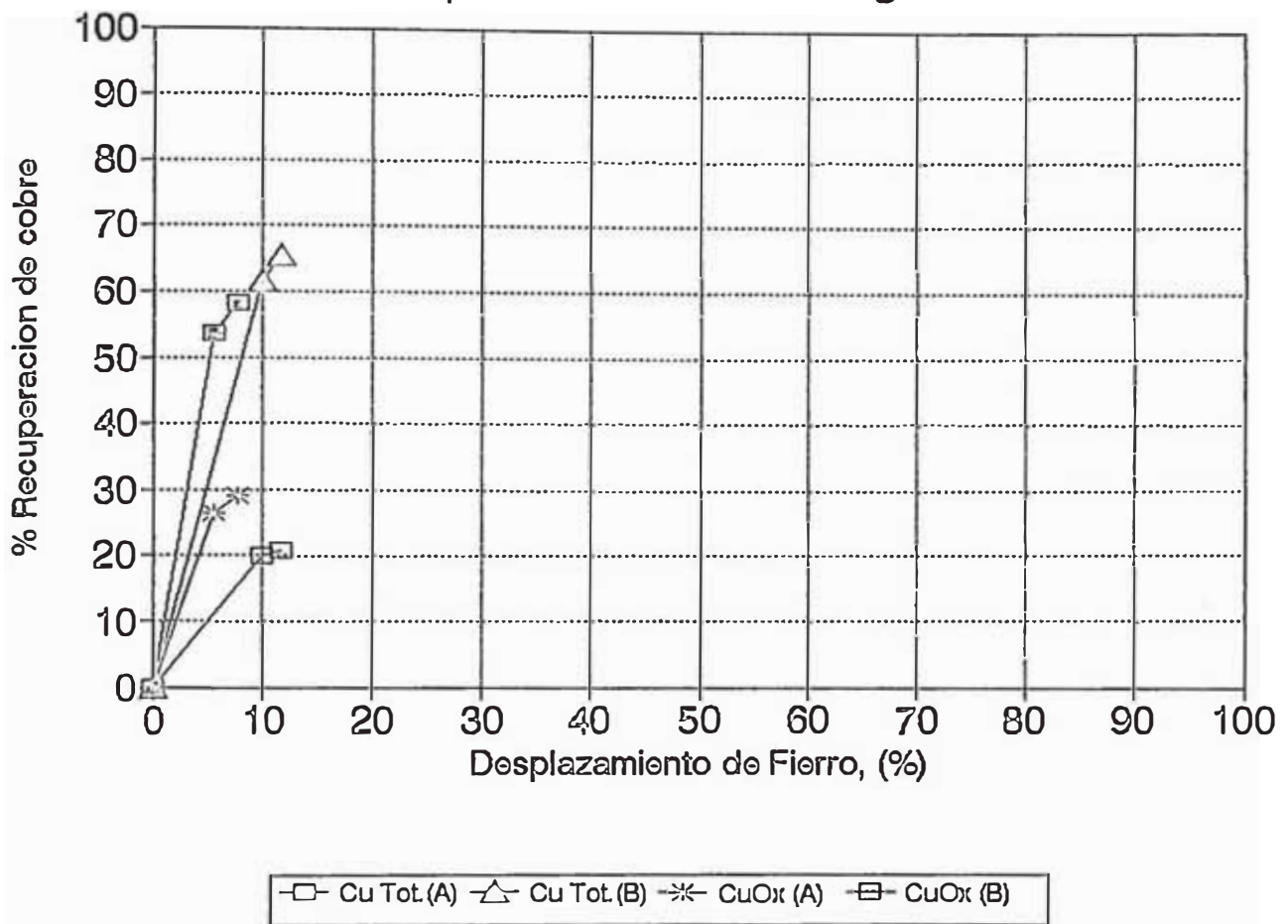


Tabla 3.18-A.- Balance metalúrgico para la flotación scavenger total - A

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)		
		TNSPH	(%)	Cu tot.	CuOx.	Fe tot.	Cu tot.	CuOx.	Fe tot.
10	Relave rougher II-A	24.463	100.000	0.36	0.04	8.85	100.00	100.00	100.00
12	Concentrado scavenger I-A	0.489	2.000	9.67	0.53	24.53	53.72	26.50	5.54
31	Concentrado scavenger II-A	0.316	1.293	1.27	0.08	15.78	4.56	2.46	2.31
34	Relave scavenger II-A	23.657	96.707	0.16	0.03	8.43	41.72	71.05	92.15

Tabla 3.18-B.- Balance metalúrgico para la flotación scavenger total - B

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)		
		TNSPH	(%)	Cu tot.	CuOx.	Fe tot.	Cu tot.	CuOx.	Fe tot.
11	Relave rougher II-B	26.433	99.998	0.40	0.06	8.97	100.00	100.00	100.00
13	Concentrado scavenger I-B	1.004	3.800	6.48	0.31	23.40	61.52	19.83	9.91
32	Concentrado scavenger II-B	0.318	1.203	1.34	0.05	13.93	4.04	1.00	1.87
33	Relave scavenger II-B	25.110	94.996	0.15	0.05	8.33	34.44	79.16	88.22

De estos resultados, se puede observar que la mayor velocidad de flotación y con el mayor grado de selectividad le corresponde a los minerales sulfurados de cobre, seguido por las especies oxidadas del mismo elemento (Ver Figuras 3.9 y 3.10).

3.2.4 Etapa flotación de limpieza

La flotación de limpieza se realiza en dos subcircuitos de flotación denominados A y B dispuestos en paralelo. Cada uno de estos subcircuitos comprende de tres etapas de limpieza: a) flotación primera limpieza constituida por celdas, b) flotación de segunda limpieza conformada por una celda, y c) flotación de tercera limpieza constituida por una sola celda, también. Estos bancos están dispuestos en cascada. Todas las celdas son Denver No.21 SUB-A (Ver Figura 3.11).

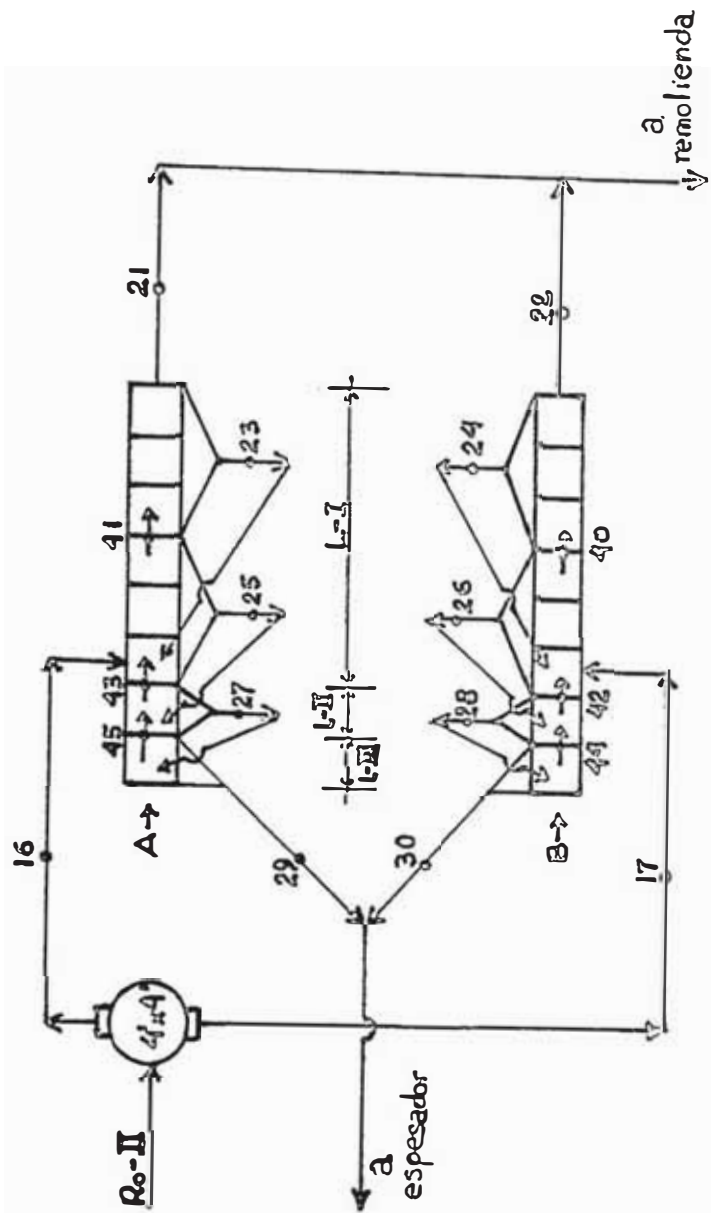


FIGURA 3.11.- Puntos de muestreo en el diagrama de flujo de la etapa de limpieza.

Los números en el diagrama de flujo de la Figura 3.11 indican los lugares de muestreo.

El alimento para la flotación de limpieza lo constituyen los concentrados rougher secundarios A y B previamente homogenizados un tanque acondicionador Denver 4'x 4'. Los concentrados de tercera limpieza ambos subcircuitos y B (productos 29 y 30) pasan a conformar junto con los concentrados rougher primarios A y B (productos 5 y 4) el concentrado final del proceso (producto 30). Los relaves de los dos subcircuitos A y B (productos 21 y 22) son enviados, a su vez, a remolienda, previa clasificación. Para mayor detalle ver la Fig.3.11.

3.2.4.1 Resultados metalúrgicos, condiciones de operación y balance de materiales

Los balances metalúrgicos para cada subcircuito A y B y para cada una de las etapas de limpieza en cada uno de ellos, se presentan en las Tablas del 3.19 al 3.22.

Las condiciones promedio de operación y el balance de materiales para el circuito de flotación de limpieza se resume en las Tablas 3.23 y 3.24, respectivamente. Por otro lado, en las Tablas 3.25-A y B, se presentan las distribuciones granulométricas del alimento y los concentrados producidos en esta parte del circuito.

Tabla 3.23-A.- Condiciones de operación en la flotación de limpieza A

	L-IA	L-IIA	L-IIIA
Celdas: Denver No.21 SUB-A(40 ft ³),unidades	6	1	1
Motores:4 motores Newman de 7.5 HP c/u			
Tiempo de retención, minutos	105.5	21.89	47.66
Densidad de pulpa, g/l	1071	1087	1116

Tabla 3.21-A.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación de Empieza II-A

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)				
		T.M.SPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe
25+45	Alimento Empieza II-A	0.378	100.000	19.85	0.33	24.07	100.00	100.00	100.00	0.751	16.67	6.71	2.02	0.448	11.74	3.37	1.34
27	Concentrado Empieza II-A	0.226	59.654	24.92	0.33	23.87	74.83	59.10	63.68	0.303	3.94	2.33	0.67	0.020	0.42	0.22	0.07
43	Relave Empieza II-A	0.153	40.346	12.33	0.37	19.84	25.12	40.50	33.42								

Ratio de concentración: 1.576 (*) Respecto al alimento fresco (1)

Tabla 3.21-B.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación de Empieza II-B

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)				
		T.M.SPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe
23+44	Alimento Empieza II-B	0.221	100.000	22.05	0.33	24.49	100.00	100.00	100.00	0.439	10.18	3.23	1.20	0.409	9.76	3.03	1.13
23	Concentrado Empieza II-B	0.203	93.163	22.69	0.33	24.69	55.85	93.10	93.93	0.020	0.42	0.22	0.07	0.020	0.42	0.22	0.07
42	Relave Empieza II-B	0.016	6.834	13.40	0.33	21.74	4.15	6.50	6.07								

Ratio de concentración: 1.073 (*) Respecto al alimento fresco (1)

Tabla 3.22-A.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación de Empieza III-A

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)				
		T.M.SPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe
27	Concentrado Empieza III-A	0.223	100.000	24.92	0.33	23.87	100.00	100.00	100.00	0.448	11.74	3.37	1.34	0.403	10.92	3.00	1.23
29	Concentrado Empieza III-A	0.203	89.555	25.77	0.33	27.33	93.03	63.69	91.53	0.045	0.82	0.37	0.11	0.045	0.82	0.37	0.11
45	Relave Empieza III-A	0.023	10.045	17.30	0.40	22.51	6.97	11.11	8.42								

Ratio de concentración: 1.112 (*) Respecto al alimento fresco (1)

Tabla 3.22-B.- Balance metalúrgico para la etapa de flotación de Empieza III-B

MUESTRA #	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)			PESO (*)			DISTRIBUCIONES (%)				
		T.M.SPH	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe	(%)	Cu Tot	CuOx	Fe
23	Concentrado Empieza III-B	0.203	100.000	22.69	0.32	24.69	100.00	100.00	100.00	0.409	9.76	3.03	1.13	0.357	8.67	2.34	0.93
30	Concentrado Empieza III-B	0.160	87.235	23.62	0.32	24.92	50.63	77.16	63.09	0.032	0.69	0.22	0.08	0.032	0.69	0.22	0.08
44	Relave Empieza III-B	0.026	12.714	16.23	0.64	23.13	9.11	22.84	11.91								

Ratio de concentración: 1.146 (*) Respecto al alimento fresco (1)

Tabla 3.23-B.- Condiciones de operación en la flotación de limpieza B

	L-IB	L-IIB	L-IIIB
Celdas: Denver No.21 SUB-A(40 ft ³), unidades	6	1	1
Motores: 3 de 7.5 HP c/u y 1 de 10 HP			
Tiempo de retención, minutos	147.38	36.53	50.68
Densidad de pulpa, g/l	1058	1086	1111

Notas.-

a) El tiempo de retención de la pulpa alimento a la flotación de limpieza (16 + 17) en el acondicionador Denver 4'x4' es de 36.9 minutos.

b) La pulpa de alimentación a la flotación de limpieza registra un pH de alrededor de 10.5.

Tabla 3.24-A.- Balance de materiales en el banco A de flotación de limpieza.

MUESTRA #	PRODUCTO	SOLIDOS		AGUA CONTENIDA		PULPA		AGUA AÑADIDA	
		TNSPI (g/cm ³)	TMPH	GPII	GPII	%SOL. Dp(g/l)	(GPII)		
27	Alimento limpieza III-A	0.226	3.711	0.436	1.921	2.189	34.13	1332	4.089
29	Concentrado limpieza III-A	0.203	3.743	0.365	1.609	1.848	35.71	1354	
45	Relave limpieza III-A	0.023	3.450	0.999	4.400	4.429	2.25	1016	
25	Concentrado limpieza I-A	0.356	3.510	1.015	4.469	4.915	25.97	1228	4.324
25+45	Alimento limpieza II-A	0.378	3.497	2.014	8.868	9.344	15.80	1127	
27	Concentrado limpieza II-A	0.226	3.711	0.477	2.102	2.370	32.13	1307	
43	Relave limpieza II-A	0.153	3.242	2.560	11.272	11.479	5.64	1041	
16	Alimento banco limpieza A	0.234	3.585	1.096	4.827	5.115	17.59	1145	
16+43	Alimento limpieza I-A	0.387	3.441	3.656	16.099	16.594	9.57	1073	
25	Concentrado limpieza I-A	0.356	3.510	1.015	4.469	4.915	25.97	1228	4.324
21	Relave limpieza I-A	0.031	2.809	2.737	12.051	12.100	1.12	1007	
23	Conc. scav. limpieza IA	0.002	3.257	0.030	0.134	0.137	6.16	1045	0.421

Tabla 3.24-B.- Balance de materiales en el banco B de flotación de limpieza.

MUESTRA #	PRODUCTO	SOLIDOS		AGUA CONTENIDA		PULPA		AGUA AÑADIDA	
		TNSPH (g/cm ³)	TMPH	GPH	GPH	%SOL.	Dp(g/l)	(GPH)	
28	Alimento limpieza III-B	0.206	3.616	0.542	2.385	2.636	27.55	1249	3.267
30	Concentrado limpieza III-B	0.180	3.643	0.510	2.244	2.462	26.10	1234	
44	Relave limpieza III-B	0.026	3.440	0.774	3.408	3.441	3.25	1024	
26	Concentrado limpieza I-B	0.195	3.584	0.389	1.712	1.952	33.40	1317	2.796
26+44	Alimento limpieza II-B	0.221	3.566	1.163	5.120	5.393	15.97	1130	
28	Concentrado limpieza II-B	0.206	3.616	0.570	2.509	2.760	26.55	1238	
42	Relave limpieza II-B	0.015	3.001	1.256	5.531	5.553	1.18	1008	
17	Alimento banco limpieza B	0.214	3.487	1.093	4.814	5.084	16.37	1132	
17+42	Alimento limpieza I-B	0.229	3.450	2.349	10.345	10.638	8.88	1067	
26	Concentrado limpieza I-B	0.195	3.584	0.389	1.712	1.952	33.40	1317	2.796
22	Relave limpieza I-B	0.034	2.843	2.311	10.175	10.228	1.45	1009	
24	Conc. scav. limpieza IB	0.014	3.224	0.177	0.780	0.799	7.13	1052	1.542

Tabla 3.25-A.- Distribuciones granulométricas de los alimentos y concentrados producidos en la etapa de flotación de limpieza en el banco A.

Fracción de Tamaño	Alimento limp. A		Conc. Limp. I-A		Conc. Limp. II-A		Conc. Limp. III-A	
	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)
+m48	1.46	98.54	0.22	99.78	0.07	99.93	0.08	99.92
+m65	0.03	98.51	0.03	99.75	0.02	99.91	0.03	99.89
+m100	1.64	96.87	1.67	98.08	1.83	98.07	1.84	98.05
+m150	5.30	91.57	6.16	91.92	6.91	91.17	7.43	90.62
+m200	5.72	85.85	6.37	85.55	6.63	84.54	7.43	83.18
-m200	85.85		85.55		84.54		83.18	
Total	100.00		100.00		100.00		100.00	

Tabla 3.25-B.- Distribuciones granulométricas de los alimentos y concentrados producidos en la etapa de flotación de limpieza en el banco A.

Fracción de Tamaño	Alimento limp. B		Conc. Limp. I-B		Conc. Limp. II-B		Conc. Limp. III-B	
	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)	%Parcial	%Ac(-)
+m48	1.17	98.83	0.12	99.88	0.07	99.93	0.04	99.96
+m65	0.03	98.80	0.02	99.86	0.02	99.90	0.02	99.93
+m100	2.38	96.42	1.42	98.44	2.40	97.50	2.06	97.87
+m150	6.90	89.52	6.35	92.09	7.31	90.19	7.54	90.34
+m200	6.05	83.47	6.54	85.55	7.55	82.64	7.98	82.36
-m200	83.47		85.55		82.64		82.36	
Total	100.00		100.00		100.00		100.00	

Del análisis de todos estos resultados, es notable las altas recuperaciones metalúrgicas de cobre (más de 99%) obtenidas en los concentrados finales de limpieza A y B (productos 29 y 30) a partir de los alimentos a ambos bancos de limpieza A y B (productos 16 y 17). Estas altas recuperaciones de cobre van acompañadas de también altas recuperaciones de fierro (mayores a 91%) y bajos radios de concentración. Ver resultados de las Tablas 3.19-A y B.

Las altas recuperaciones de cobre en la etapa de limpieza determinan que la contribución metálica del relave de la primera limpieza (producto 21+22) a la carga circulante del circuito sea muchísimo menor que la correspondiente a los concentrados scavengers. Ver resultados de la Tabla 3.26.

Tabla 3.26.- Composición de la carga circulante del circuito de flotación

MUESTRA Ø	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)		
		TINSPH	(%)	Cu Tot.	CuOx	Fe	Cu Tot.	CuOx	
21+22	Relave total limpieza I	0.065	2.963	0.78	0.19	12.90	0.42	1.98	1.83
12+13	Concentrado total scavenger I	1.494	68.114	7.52	0.38	23.77	92.74	91.64	77.59
31+32	Concentrado total scavenger II	0.634	28.923	1.31	0.06	14.85	6.84	6.37	20.58
Carga circulante		2.193	100.000	5.52	0.29	20.87	100.00	100.00	100.00

Para la evaluación de la performance del **circuito de limpieza** en términos de eficiencia de separación se preparó el siguiente cuadro:

Etapa	Eficiencia de Separación (%)	
	Banco A	Banco B
Limpieza I	16.63	32.36
Limpieza II	35.69	7.44
Limpieza III	10.93	10.37
Limpieza global	36.80	35.68

De este cuadro, es evidente las bajas eficiencias de separación en cada una de las etapas de limpieza y de la limpieza total, lo cual ya se había insinuado, líneas arriba, al señalarse las altas recuperaciones de fierro en los concentrados de limpieza.

Con la finalidad de apreciar la evolución de la eficiencia de separación Cu-Fe, en **particular**, través de las tres etapas de limpieza en cada banco A y B, se preparó las Tablas 3.27-A y B.

Tabla 3.27-A .- Eficiencia de separación Cu-Fe en los concentrados y relaves para cada una de las etapas de limpieza en el banco A.
Relación Cu/Fe en el alimento al circuito de limpieza A (16) = 0.884

	Concentrado			Relave		
	muestra	Cu/Fe	%Efic.	muestra	Cu/Fe	%Efic.
Limpieza I-A	25	0.828	-6.8%	21	0.049	94.5%
Limpieza II-A	27	0.927	4.6%	43	0.620	29.9%
Limpieza III-A	29	0.942	6.2%	45	0.769	13.0%

Tabla 3.27-B .- Eficiencia de separación Cu-Fe en los concentrados y relaves para cada una de las etapas de limpieza en el banco B.
Relación Cu/Fe en el alimento al circuito de limpieza B (17) = 0.867

	Concentrado			Relave		
	Muestra	Cu/Fe	%Efic.	Muestra	Cu/Fe	%Efic.
Limpieza I-B	26	0.925	6.3%	22	0.070	91.9%
Limpieza II-B	28	0.919	5.7%	42	0.616	29.0%
Limpieza III-B	30	0.948	8.5%	44	0.703	18.9%

Nota.- La relación Cu/Fe en la especie mineral calcopirita pura es de 1.139 .

Estos resultados confirman la deficiente performance de la flotación de limpieza. Por ejemplo, en el banco la relación Cu/Fe en el concentrado de primera limpieza es inferior a la misma relación en el alimento inicial a este banco. Así también, en los resultados correspondientes al banco B, puede apreciarse que la relación Cu/Fe en el concentrado de limpieza II es menor a la de su respectivo concentrado de primera limpieza.

De los comentarios anteriores, como corolario, podemos apuntar lo siguiente:

La performance de la flotación de limpieza no es óptima, pudiéndose nombrar entre las posibles causas las siguientes:

* Una deficiente depresión del fierro (pirita), relacionada a un bajo pH de operación en cada una de las etapas de limpieza (menor que 10.5); y/o

Tiempos de retención sumamente altos, lo que estaría favoreciendo la flotación de partículas mixtas, las cuales -más bien- deberían reportarse a las colas de limpieza para luego ser sometidas a remolienda.

* Entrampamiento, o arrastre mecánico y/o hidráulico.

3.2.5 Circuito de clasificación y remolienda

El circuito de clasificación y remolienda está compuesto por un molino de bolas Kurimoto de 3' x 6' y dos hidrociclones Krebs D-6 dispuestos en circuito cerrado inverso (ver Figura 3.4). No se cuenta con hidrociclones de reserva.

En la Tabla 3.28 se presenta el balance de materiales de esta parte del circuito de flotación.

Tabla 3.28.- Balance de materiales en el circuito de clasificación y remolienda.

MUESTRA #	PRODUCTO	SOLIDOS		AGUA CONTENIDA		PULPA		
		TNSPII (g/cm ³)	TNPII	GPII	GPII	%SOL. Dp(g/l)		
35	Alimento ciclon de remolienda A	2.612	3.050	9.533	41.975	45.746	21.51	1169
19	Overflow ciclon de remolienda A	1.001	3.040	8.851	38.975	40.425	10.16	1073
39	Underflow ciclon de remolienda A	1.610	3.250	6.681	2.999	5.181	70.27	1947
36	Alimento ciclon de remolienda B	2.428	3.130	8.590	37.824	41.240	22.04	1176
18	Overflow ciclon de remolienda B	1.192	3.000	8.048	35.439	37.189	12.90	1094
38	Underflow ciclon de remolienda B	1.236	3.150	0.542	2.385	4.113	69.53	1903
46	Descarga molino de remolienda	2.847	3.210	1.223	5.384	9.290	69.95	1929

El alimento a este circuito, que viene a ser la carga circulante del circuito de flotación, lo conforman los relaves de primera limpieza y los concentrados scavengers primario y secundarios. En la Tabla 3.26 se presentó la composición de esta carga circulante.

3.2.5.1 Análisis de la operación de los hidrociclones de remolienda

Las distribuciones granulométricas obtenidas del muestreo y las distribuciones granulométricas ajustadas estadísticamente de los diferentes productos de los hidrociclones de remolienda A y B, así como los balance metalúrgicos para cada uno de ellos, se presentan en las Tablas del 3.29 al 3.34.

Con los resultados de las Tablas 3.30 y 3.33 **graficó las** correspondientes curvas granulométricas para los productos de los dos hidrociclones y, además, sus respectivas curvas de partición o curvas Tromp (ver Figuras del 3.12 al 3.15).

Tabla 3.29.- Distribuciones granulométricas de los productos del hidrociclón A

Fraccion	Alimento Rebose Descarga			Relacion D/R
	%Peso	%Peso	%Peso	
+ m 48	1.21	0.18	3.27	0.500
+ m 65	0.36	0.09	1.16	0.338
+ m100	4.79	1.68	10.03	0.594
+ m150	25.06	7.49	39.06	1.255
+ m200	11.96	5.76	18.21	0.992
m200	56.62	84.80	28.27	0.994
Total	100.00	100.00	100.00	0.779

Tabla 3.30.- Distribuciones granulométricas ajustadas y particiones E(x) para el hidrociclón A.

Fraccion	Abertura nominal (micron)	Abertura Promedio (micron)	Alimento		Rebose		Descarga		Relacion (D/R)	Particion E(x) (%)
			%Peso	%Acuo(-)	%Peso	%Acuo(-)	%Peso	%Acuo(-)		
+ a 48	295	351	1.57	98.43	0.00	100.00	3.09	96.91	1.04	99.93
+ a 65	208	248	0.54	97.88	0.00	100.00	1.07	95.85	1.04	99.99
+ a100	147	175	5.55	92.33	1.31	98.69	9.64	86.20	1.04	88.44
+ a150	104	124	24.06	68.27	7.98	90.71	39.57	46.64	1.04	83.72
+ a200	74	88	12.05	56.22	5.71	85.00	18.16	28.47	1.04	76.72
- a200		37	56.22		85.00		28.47		1.04	25.78
Total			100.00		100.00		100.00			

Relacion entre la descarga y el alimento (D/F) : 0.51

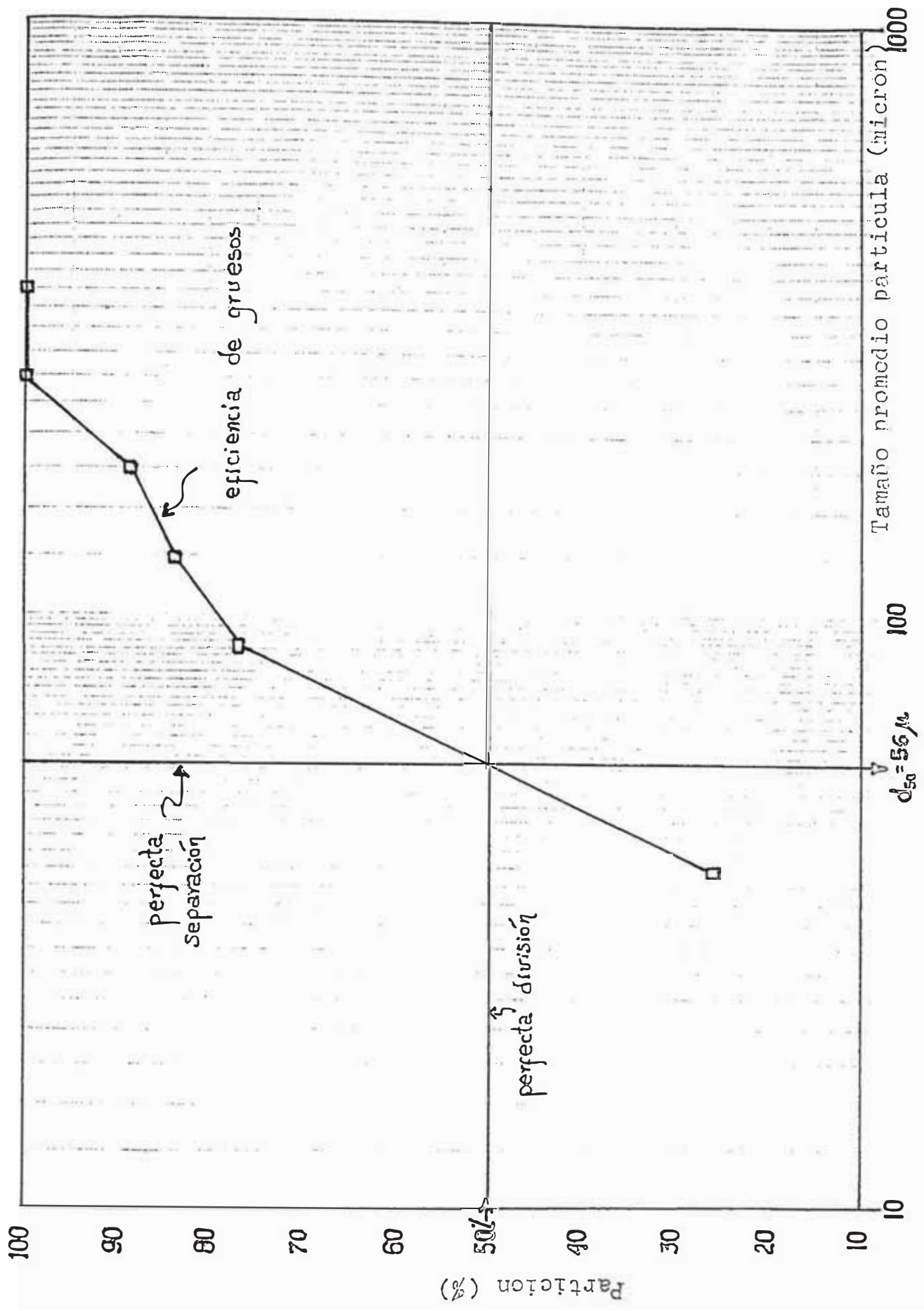


FIGURA 3.12.- Curva de Particion para el hidrociclón de remollienda A.

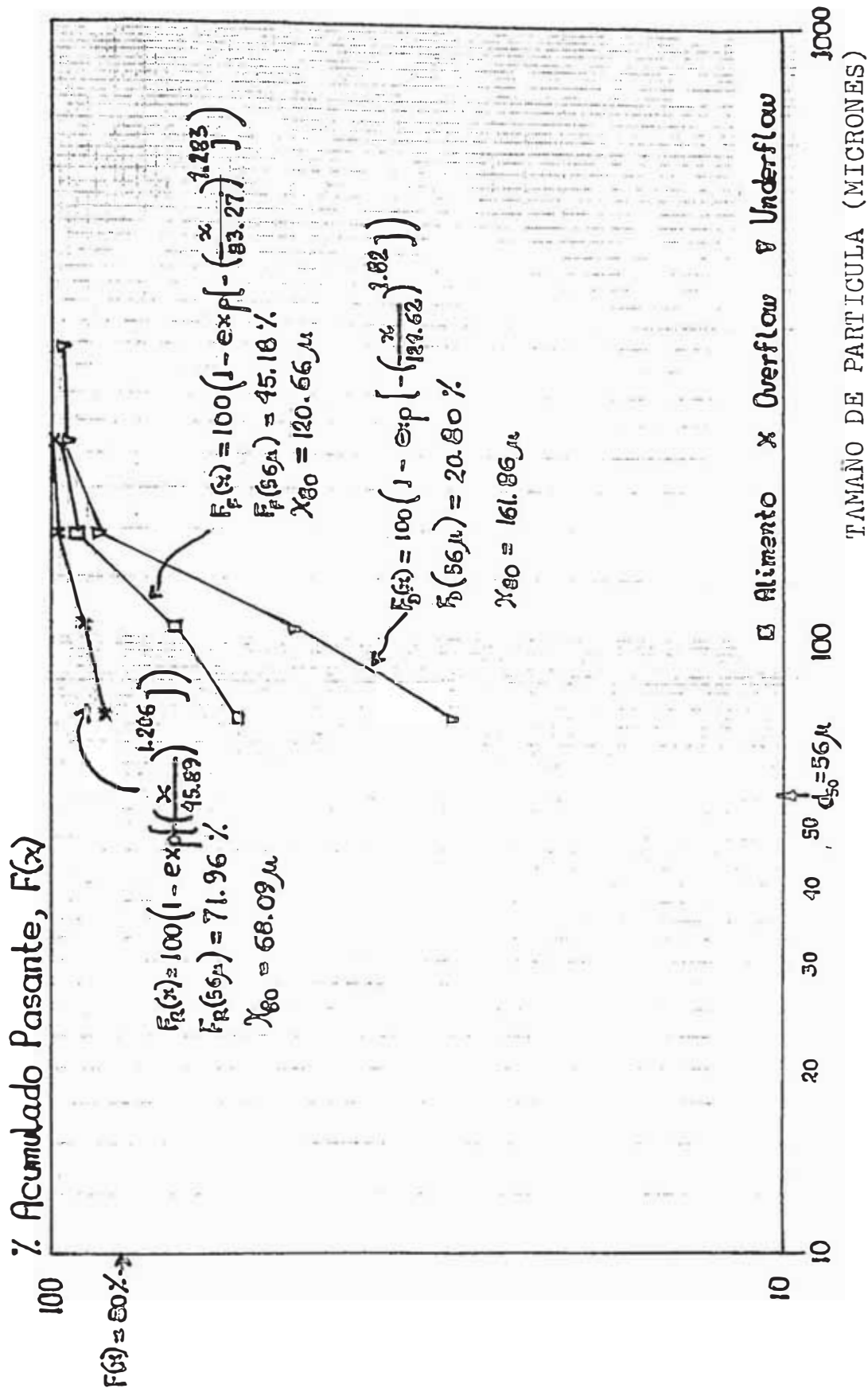


FIGURA 3.13.-Distribuciones granulometricas de los productos del hidrociclón A.

Tabla 3.31.- Balance metalurgico en el hidrociclón de reolienda A.

MUESTRA D	PRODUCTO	PESO		ENSAYES (%)			DISTRIBUCIONES (%)		
		TNSPH	(%)	Cu Tot.	CuOx.	Fe	Cu Tot.	CuOx.	Fe
35	Alimento hidrociclón A	2.612	100.000	6.03	0.19	18.73	100.00	100.00	100.00
19	Overflow hidrociclón A	1.001	38.341	5.77	0.25	19.08	36.69	50.89	39.06
39	Underflow hidrociclón A	1.610	61.659	6.19	0.15	18.51	63.31	49.11	60.94

Tabla 3.32.- Distribuciones granulometricas de los productos del hidrociclón B

Fraccion	Alimento Rebose Descarga			Relacion D/R
	%Peso	%Peso	%Peso	
+ m 48	1.84	0.05	3.29	1.234
+ m 65	0.64	0.10	0.95	1.742
+ m100	6.84	0.52	10.86	1.572
+ m150	24.95	2.95	38.26	1.653
+ m200	11.33	4.42	15.76	1.560
- m200	54.40	91.96	30.88	1.597
Total	100.00	100.00	100.00	1.560

Tabla 3.33.- Distribuciones granulometricas ajustadas y particiones E(x) para el hidrociclón B

Fraccion	Abertura nominal (micron)	Abertura Procedio (micron)	Alimento		Rebose		Descarga		Relacion (D/R)	Particion E(x) (%)
			%Peso	%Acua(-)	%Peso	%Acua(-)	%Peso	%Acua(-)		
+ d 48	295	351	1.98	98.02	0.00	100.00	3.21	96.79	1.61	100.04
+ e 65	208	248	0.63	97.39	0.10	99.90	0.96	95.84	1.61	93.67
+ e100	147	175	6.88	90.52	0.51	99.39	10.84	85.00	1.61	97.18
+ e150	104	124	24.80	65.72	3.01	96.38	38.35	46.65	1.61	95.35
+ e200	74	88	11.38	54.33	4.40	91.98	15.73	30.92	1.61	85.18
- e200		37	54.33		91.99		30.92		1.61	35.09
Total			100.00		100.00		100.00			

Relacion entre la descarga y el alimento (D/F) : 0.62

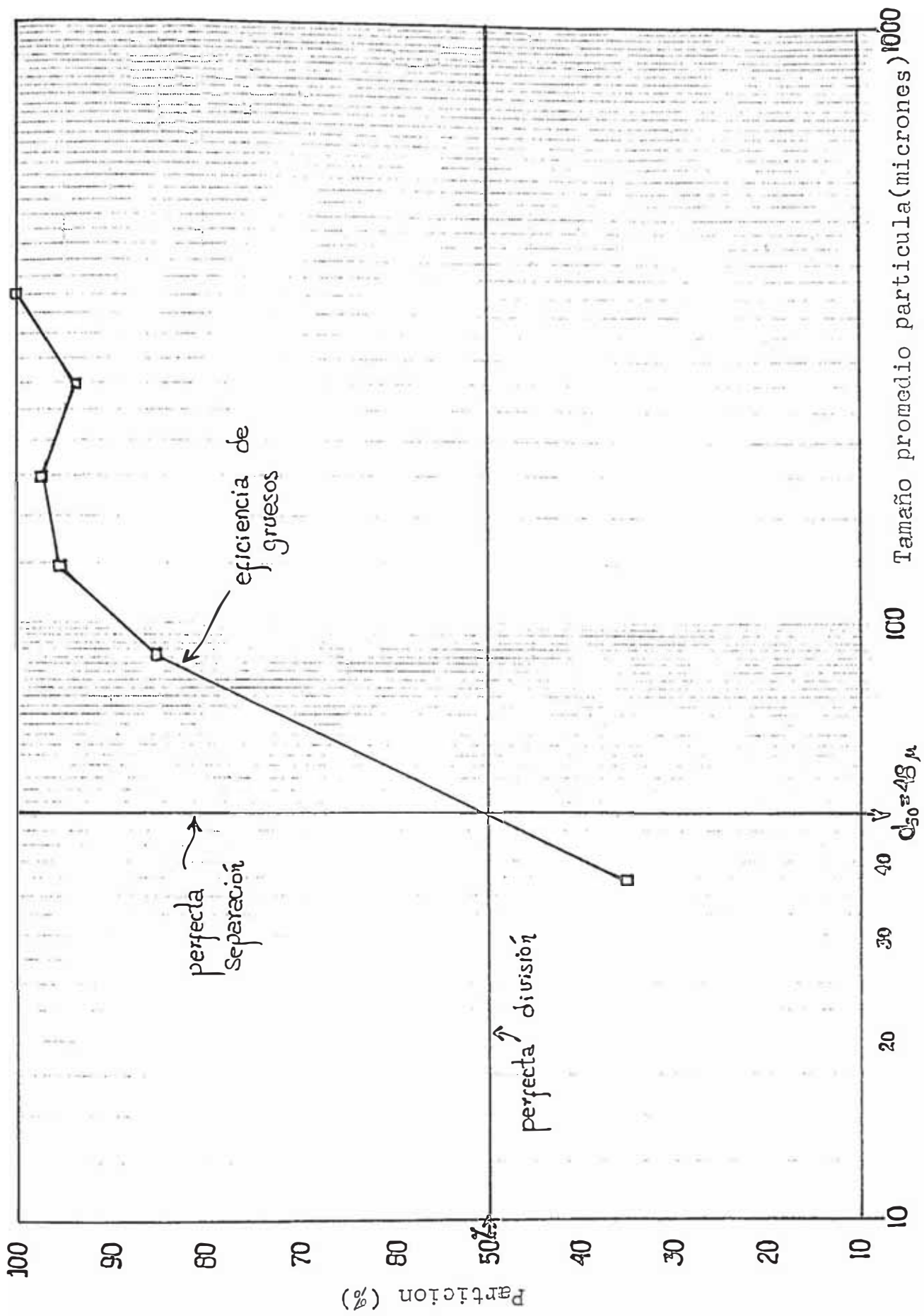


FIGURA 3.14.- Curva de particion del hidrociclón de remolienda B.

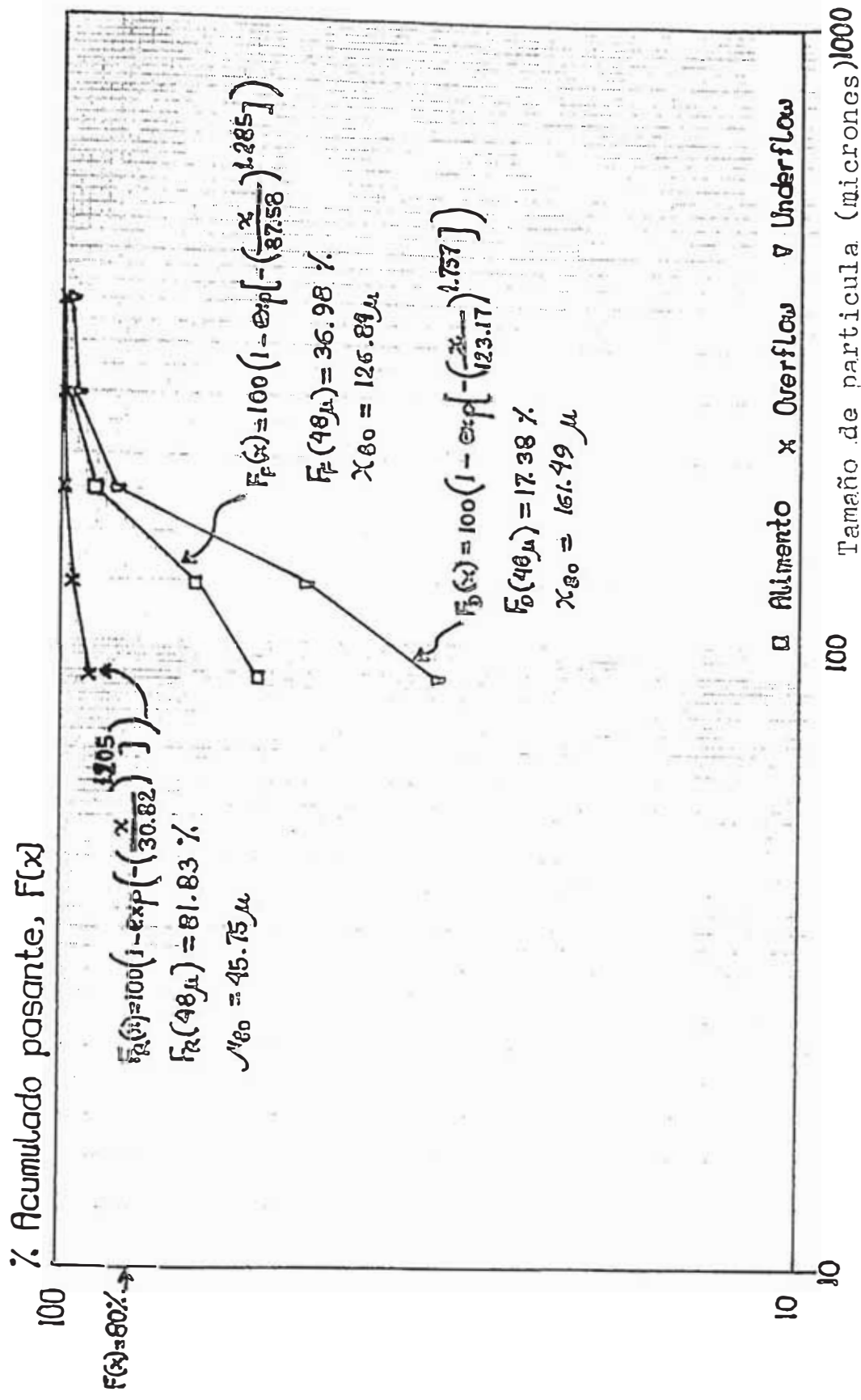


FIGURA 3.15.- Distribuciones granulométricas de los productos del hidrociclón B.

3.2.5.2 Análisis de la operación del molino de remolienda

Las características técnicas del molino de remolienda se detallan en Tabla 3.35 Asimismo, las distribuciones granulométricas del alimento y de descarga de este molino se muestran en la Tabla 3.36, y las respectivas curvas G-G-S en la Figura 3.16.

Tabla 3.35.- Datos técnicos del molino de remolienda

Tipo de molino	:	molino de bolas de 3' x 6'
Marca	:	Kurimoto
Sentido de rotación	:	antihorario
Tipo de descarga	:	libre
Velocidad actual	:	28 RPM
Velocidad crítica	:	44 RPM
% Velocidad crítica	:	63.6%
Circuito de trabajo	:	cerrado inverso
Revestimiento	:	acero
Motor:		
Marca	:	Hitachi
HP	:	19 Kw
Voltaje	:	0.440 Kv
RPM	:	1160 RPM

Nota.- El molino de remolienda se carga con bolas de acero de 1.1/2" de diámetro, siendo el consumo promedio del orden de 14 g/TMS.

Tabla 3.36.- Granulometrías de los alimentos y descarga del molino de remolienda 3' x 6'

Fracción de Tasaño	Abertura nominal (micron)	U/F ciclon A		U/F ciclon B		U/F Cooposito		Descarga Mol.		Variación (%)	Reducción
		%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)		
+ # 48	295	3.09	96.91	3.21	96.79	3.14	96.86	0.85	99.15	2.29	0.27
+ # 65	208	1.07	95.85	0.96	95.84	1.02	95.84	0.50	98.65	2.81	0.49
+ # 100	147	9.64	86.20	10.84	85.00	10.16	85.68	5.50	93.15	7.47	0.54
+ # 150	104	39.57	46.64	38.35	46.65	39.04	46.64	31.82	61.33	14.69	0.82
+ # 200	74	18.16	28.47	15.73	30.92	17.11	29.54	16.63	44.70	15.16	0.97
- # 200		28.47		30.92		29.54		44.70			1.51
Total		100.00		100.00		100.00		100.00			

De los resultados anteriores, podemos apuntar lo siguiente:

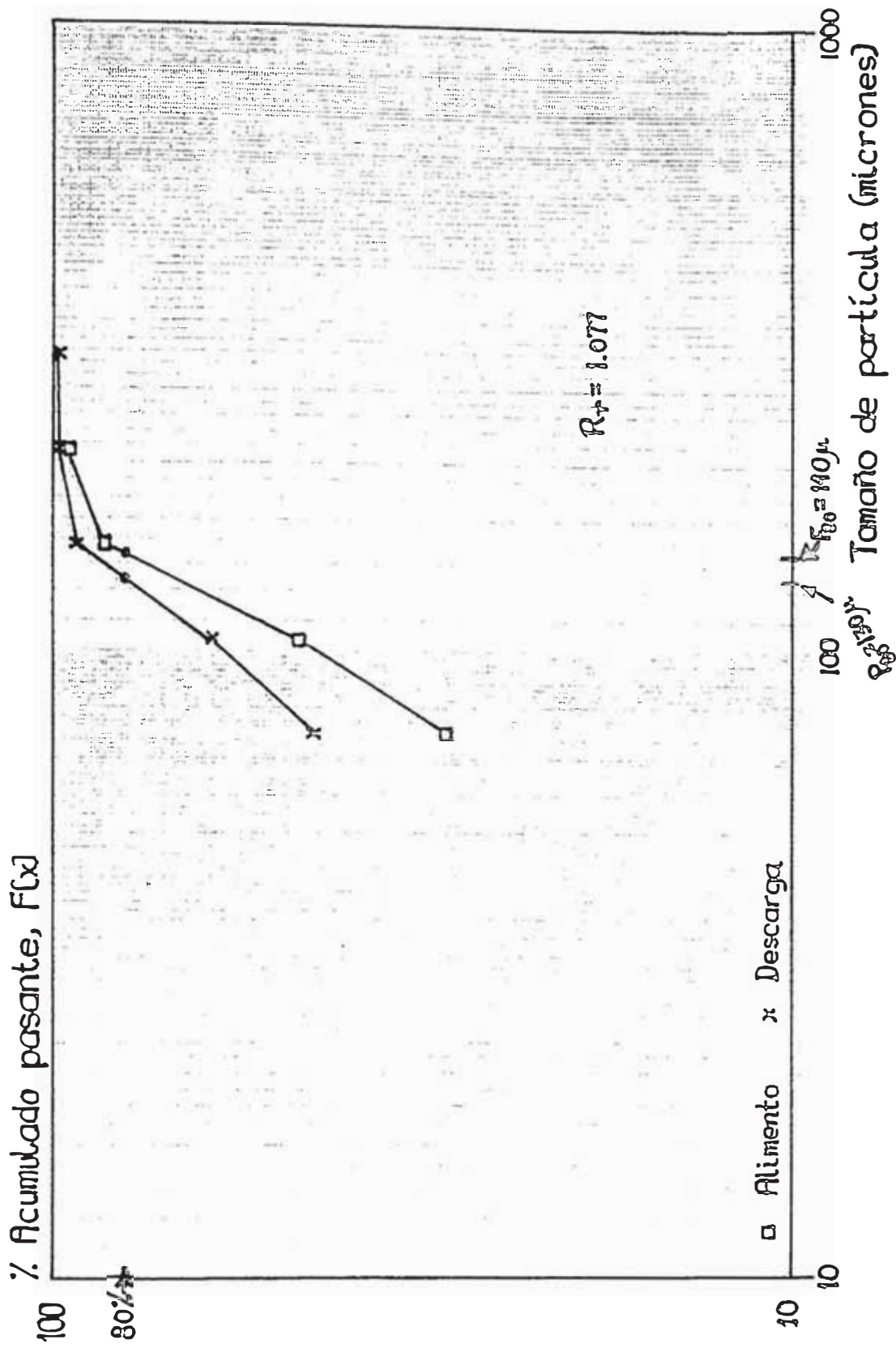


FIGURA 3.16.- Curvas G-G-S del alimento y la descarga del molino de remolienda 3' x 6'

El tonelaje horario que trata el molino de remolienda es de 2.847 TMSPH, y opera a 70% de sólidos.

El porcentaje de material que pasa la malla 200 (%-m200 <> -74 **micrones**) en el alimento al molino es 29.5%, y de 44.7% en la descarga del mismo, siendo, además, el valor de radio de reducción para el molino de remolienda de 1.077 ($F_{80} = 140$ micrones y $F_{200} = 130$ micrones) bastante bajo.

Debe observarse, además que el alimento al circuito de clasificación y remolienda reporta un % en peso de partículas -m200 de 69.1% y tiene un F_{80} de 117 **micrones**, teniendo el producto final de este circuito un porcentaje de material -m200 de 88.8% y un F_{80} de 56 micrones, resultando entonces un radio de reducción del circuito total de 2.089 (F_{80}/F_{200}).

3.2.6 Consideraciones económicas

En base a los términos de liquidación concentrados, proporcionados por Cía. **Minera Condestable S.A.**, se preparo **las Tablas 3.37 y 3.38**, en las cuales se detalla la evaluación económica de la producción correspondiente a un balance metalúrgico a separación perfecta (caso ideal), y de la producción correspondiente al balance metalúrgico actual (**correspondiente** al período de muestreo), respectivamente.

En dichas tablas se indican el valor del mineral en términos de dólares americanos que ingresarían por venta de concentrados producidos por cada tonelada de mineral beneficiado (US\$/TMS), para ambos casos, además, el indicador de recuperación económica (%).

Bajo los mismos términos de venta de concentrados se valorizaron también cada uno de los productos concentrados que conforman el concentrado final, con

la finalidad de determinar la contribución de cada uno de ellos en el valor del mineral. Estos resultados se presentan en la Tabla 3.37.

Tabla 3.37. - Evaluación económica de la producción para un balance metalúrgico ideal (a separación perfecta).

PRODUCTO	%Peso	Leyes (%)			Recuperacion(%)		
		CuTot.	CuOx.		CuTot.	CuOx.	
CONCENTRADO	2.746	34.64	1.82	30.42	100.00	100.00	9.31
RELAVE	97.254	0.00	0.00	8.35	0.00	0.00	90.69
CABEZA	100.000	0.95	0.05	8.96	100.00	100.00	100.00
Radio de concentracion:							36.417
COTIZACIONES:							
Elemento	Tipo	Precio	Mon.	Med.			
‡ CU	SETT LHE	2310.00	US\$	TH	(1.050 US\$/LB)		
‡ AG	H & H	4.36	US\$	Oz			
‡ AU	I/FINA	363.31	US\$	Oz			
EVALUACION ECONOMICA (‡)							
					(\$/TH Conc)	(\$/TH Cab.)	
PAGOS							
Elemento	Ensaye		Pagable				
‡ CU	34.64% - 1%	=	33.64%		\$777.08		\$21.34
‡ AG		x 0.93 =					
‡ AU		x 0.93 =					
TOTAL PAGOS :					\$777.08		\$21.34
DEDUCCIONES							
Concepto	Valor	Mon	Med.				
‡ Maquila	135 US\$	TH			(\$135.00)		(\$3.71)
‡ Cargos por refinacion							
CU:	10.500 US\$	lb			(\$77.71)		(\$2.13)
AG:	0.350 US\$	Oz					
AU:	10.000 US\$	Oz					
TOTAL DEDUCCIONES :					(\$212.71)		(\$5.84)
VALOR POR TONELADA ==>					\$564.38		\$15.50
RECUPERACION ECONOMICA (‡‡) ==>							100.00%

(‡) Basado en términos de liquidación de concentrados de cobre proporcionados por la Cia. Minera Condestable S.A.

(‡‡) Relación entre el valor del mineral actual y el valor del mineral a separación perfecta.

Tabla 3.38 .- Evaluación económica de la producción para el balance actual.

PRODUCTO	%Peso	Leyes (%)			Recuperacion(%)		
		CuTot.	CuOx.	Fe	CuTot.	CuOx.	Fe
CONCENTRADO	3.191	25.26	0.29	26.46	84.73	19.36	9.43
RELAVE	96.809	0.15	0.04	8.38	15.27	80.64	90.57
CABEZA	100.000	0.95	0.05	8.96	100.00	100.00	100.00
Radio de concentracion:							31.338
COTIZACIONES:							
Elemento	Tipo	Precio	Mon.	Med.			
‡ CU	SETT LME	2310.00	US\$	TH	(1.050 US\$/LB)		
‡ AG	H & H	4.36	US\$	Oz			
‡ AU	I/FINA	363.31	US\$	Oz			
EVALUACION ECONOMICA							
					(\$/TH Conc)	(\$/TH Cab.)	
PAGOS :							
Elemento	Ensaye	Pagable					
‡ CU	25.258% - 1% =	24.26%		\$560.36	\$17.88		
‡ AG	x 0.93 =						
‡ AU	x 0.93 =						
TOTAL PAGOS :				\$560.36	\$17.88		
DEDUCCIONES :							
Concepto	Valor	Mon	Med.				
‡ Maquila	135 US\$	TH		(\$135.00)	(\$4.31)		
‡ Cargos por refinacion							
CU:	10.500 US\$	lb		(\$56.04)	(\$1.79)		
AG:	0.350 US\$	Oz					
AU:	10.000 US\$	Oz					
TOTAL DEDUCCIONES :				(\$191.04)	(\$6.10)		
VALOR POR TONELADA				=====>	\$369.32	\$11.79	
RECUPERACION ECONOMICA				=====>	76.05%		

Tabla 3.39 .- Valorización de los concentrados parciales y final.

PRODUCTO	PESO		ENSAYE % Cu	Valor de Concent. (\$/TH)	Valor de cabeza (\$/TH)	Aporte (%)
	THSPH	(%)				
Concentrado Rougher I	1.2246	76.18	25.41	372.48	9.06	76.84
Concentrado Limpieza III	0.3829	23.82	24.76	358.97	2.73	23.16
Concentrado Final	1.6075	100.00	25.26	369.37	11.79	100.00

Por otro lado, con el objetivo **analizar** la incidencia económica que tiene la operación de la etapa de flotación de limpieza determinando el aporte que significa en el valor del mineral, **se preparó la** Tabla 3.40, que a continuación se presenta:

Tabla 3.40 .- Incremento en el valor del mineral debido a la operación de la etapa de limpieza.

PRODUCTO	PESO		ENSAYE	Valor de	Valor de
	TMSPH	(%)	% Cu	Concent. (\$/TM)	cabeza (\$/TM)
Concentrado Rougher II	0.4478	100.00	21.28	286.62	2.55
Concentrado Limpieza III	0.3829	85.51	24.76	358.97	2.73
Diferencia	-0.0649	14.49	3.48	72.35	0.18

De todos estos **resultados**, podemos establecer lo siguiente:

- a) **Bajo** las condiciones de operación reinantes durante el período de muestreo, la recuperación económica del proceso es de 76.05%;
- b) El valor del mineral es de 11.79 US\$/TMS, del cual el 76.8% (9.06 US\$/TMS) le corresponde al concentrado **rougher** primario (I), y **23.2% restante** (2.73 US\$/TMS) al concentrado de limpieza;
- c) el incremento en el valor del mineral debido a la operación de la etapa de flotación de limpieza es del orden de 0.18 US\$/TMS;
- d) El bajo valor del mineral (11.79 US\$/TM) es una consecuencia directa de la baja ley **de cobre** del mineral de cabeza tratado.

CAPITULO 4

4 ESTUDIO TECNICO DE LA APLICACION DE CELDAS COLUMNA EN EL CIRCUITO DE FLOTACION DE LA PLANTA CONCENTRADORA CONDESTABLE

4.1 Alternativas de operación de celdas columna dentro del circuito de flotación de la concentradora condestable.

Como se ha expuesto en el Capítulo 2 de este documento, los antecedentes de la tecnología de flotación columnar indican que las mayores y principales aplicaciones de celdas columna han sido exclusivamente en circuitos de flotación de limpieza de concentrado, donde una sola celda columna puede reemplazar de 2 a 5 etapas de limpieza, dependiendo de complejidad de la **separación**, y que -particularmente en el caso de concentrados de cobre- incrementos en el grado del concentrado final del orden de 2 a 5 puntos porcentuales son comunes y sin afectar la recuperación total.

Bajo esta premisa y teniendo en cuenta principalmente los resultados obtenidos del análisis de la operación metalúrgica del circuito de flotación de la concentradora Condestable (discutido en el Capítulo 3), particularmente de la etapa de flotación de limpieza, que remarcan la necesidad de **mejorar** la eficiencia **metalúrgica** de esta etapa de flotación para así mejorar la calidad del producto final producido, pueden plantear dos aplicaciones potenciales de celdas columna dentro de este circuito de flotación:

1ra. alternativa.- Como celda limpiadora del concentrado rougher secundario, vale decir, en reemplazo del circuito total de limpieza convencional actual; y

2da. alternativa.- Como celda de limpieza de ambos concentrados rougher primario y secundario en conjunto.

En ambos casos, el alimento a la celda columna sería un material con una granulometría que reporta más o menos 85% en peso de partículas menores que 74 micrones (- malla 200),

decir, un alimento lo suficientemente fino para un buen rendimiento metalúrgico de la celda columna, tal como muestra a continuación:

<u>Producto</u>	<u>(%)</u>	<u>TMD</u>	<u>%Cu total</u>	<u>%-m200</u>
Conc. rougher primario	73.22	29.400	25.41	88%
Conc. rougher secundario	26.78	10.752	21.79	85%
Concentrado compósito	100.00	40.152	24.44	

Por otra parte, entendiendo que una celda columna es una máquina de flotación **de gran** capacidad y sofisticación, entonces, de las dos alternativas planteadas líneas arriba, la segunda, esto es, que la limpieza de los concentrados rougher primario y secundario -en conjunto- se realice en celdas columna, es la más recomendable técnica y económicamente (**por** el tonelaje que representa el concentrado rougher secundario, la primera opción no sería económicamente factible). Esto significaría, al igual que en la primera alternativa, eliminar el actual **circuito** de flotación de limpieza convencional (compuesto por 16 celdas Denver No.21 SUB-A, de 40 ft³).

Puede concluirse entonces que el objetivo principal de la inclusión de celdas columna en este circuito de flotación sería mejorar la calidad del concentrado final de cobre, lo que traería como beneficios económicos el **incremento del valor** del mineral y una reducción de los costos de operación.

Por consiguiente, como consecuencia de todo lo comentado hasta aquí, se puede establecer que el propósito del trabajo experimental de investigación sobre la flotación en celdas columna deberá estar dirigido a examinar la capacidad de esta máquina de flotación no-mecánica para operar como una **celda limpiadora** (cleaner) aplicada a este sistema mineral particular de Condestable, evaluando técnica y económicamente su eficiencia en incrementar el grado del concentrado de sulfuros de cobre (calcopirita).

Para el efecto, se diseñó, construyó e instaló una celda columna piloto en los ambientes de la planta concentradora Condestable. En la siguiente sección expondré detalladamente el trabajo **experimental** realizado con **esta** columna de flotación piloto.

4.2 Pruebas experimentales de flotación en celdas columna a nivel piloto

4.2.1 Ubicación y descripción de la celda columna piloto

La celda columna piloto de 6"Ø x 9.4' de alto, se encuentra instalada a aproximadamente 80 cm **sobre el nivel** del piso del cuarto de las bombas Warman 3"x 2" que alimentan a los hidrociclones de remolienda, en las proximidades del espesador de **concentrado Dorr** Oliver. La estructura del edificio de flotación sirve **como soporte** horizontal para su sujeción y operación (ver Figuras 4.1a y b, y Anexo 1).

Este prototipo de celda columna, construida en la planta concentradora Condestable para las pruebas experimentales de flotación, se distingue por poseer el diseño más simple posible (Ver Figura 4.2), presentando además las siguientes características:

-) Altura total : 9.4' : 2.87m
-) Altura efectiva : 7.5' : 2.29m
-) Diámetro (sección circular): 6" : 15.24cm
-) Volumen efectivo : 1.41 ft³ : 0.04m³
-) Estructura : plástico PVC pesado.

La pulpa de alimentación, uno de los reboses del acondicionador Denver 4'x 4', se descarga a un tanque cúbico de fierro (de 50 cm de lado), y de allí se dirige a la celda columna a través de una manguera de polietileno de 2" de diámetro, estando la boca de entrada ubicada a 30" debajo

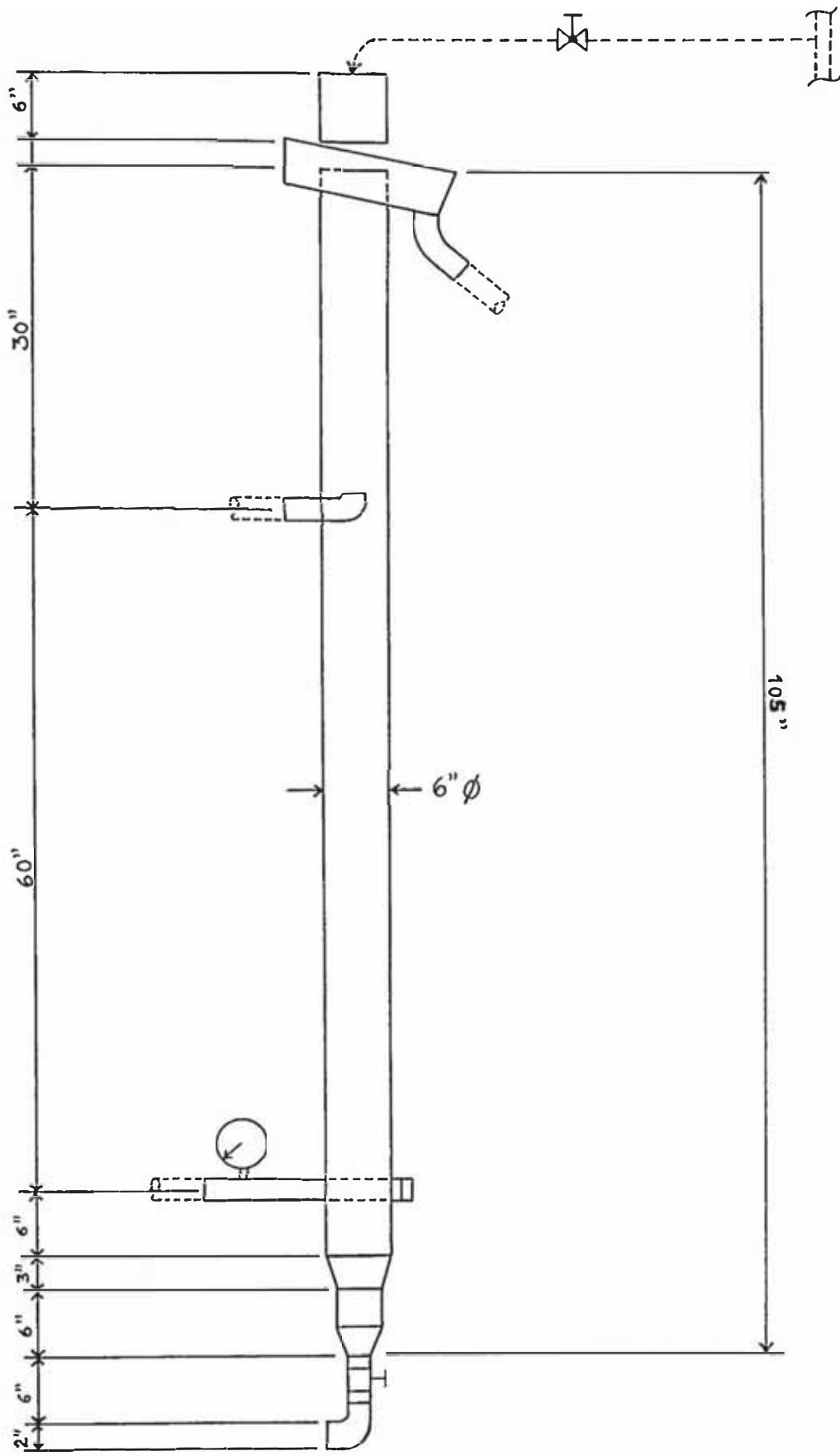


Figura 4.2.- Celda columna piloto de 6"x 105"

del labio de rebose concentrado ($1/3$ de la altura efectiva).

El flujo de pulpa de alimentación se regula controlando el caudal del rebose del acondicionador 4' x 4'.

Las espumas de concentrado rebosan por el tope superior de la celda columna y se envían directamente al espesador de concentrado de cobre Dorr Oliver (8.0m \varnothing x 2.4 m de alto) por una tubería de PVC de 4" de diámetro.

El relave de la celda columna se descarga por el extremo inferior de la misma a través de una manguera de polietileno de 2" de diámetro (con una pendiente de 7%, aproximadamente) hacia el pozo de la bomba de limpieza Warman 3" x 2", la cual a su vez lo bombea a los pozos de las 2 bombas verticales Warman 3" x 2" que alimentan a sus respectivos hidrociclones de remolienda Fima de 6" \varnothing .

El flujo de la descarga de colas se controla mediante una válvula de compuerta de 2" de diámetro.

El aire se introduce mediante un "sparger" o dispersor de aire que genera las burbujas necesarias para la flotación. Este aereador consiste en un tubo de fierro galvanizado de 2" \varnothing , el cual posee orificios de $1/8$ " \varnothing y está forrado con lona usada para el filtrado de concentrado. En la Figura 4.3 se muestra el diseño del difusor de aire.

El dispersor de aire, que atravieza diametralmente columna a 60" debajo del nivel de entrada de alimentación, está conectado a un tramo de la línea de aire comprimido que pasa por la planta concentradora. La alimentación de aire a la celda columna se regula por medio de una válvula de compuerta de 1" de diámetro. La presión de aire se lee en un manómetro de presión (rango: 0 a 150 psi) conectado al "sparger".

El agua de lavado se distribuye a través de un depósito cilíndrico metálico de 6" \varnothing x 6" de alto, agujereado en la

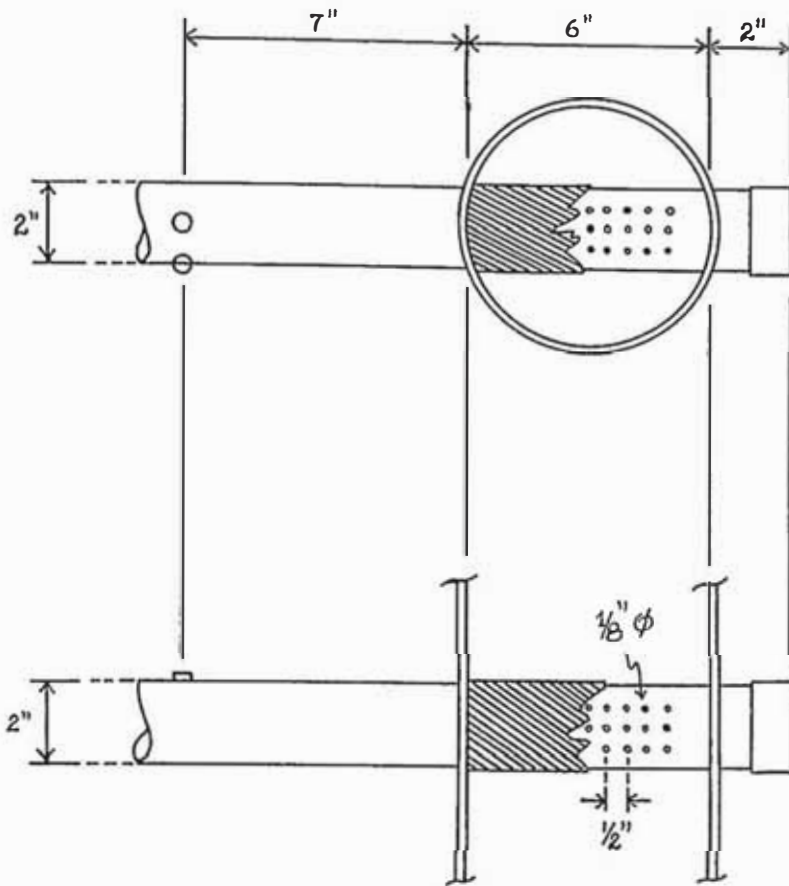


Figura 4.3.- Diseño del difusor de aire de la celda columna piloto de 6" ϕ x 105"

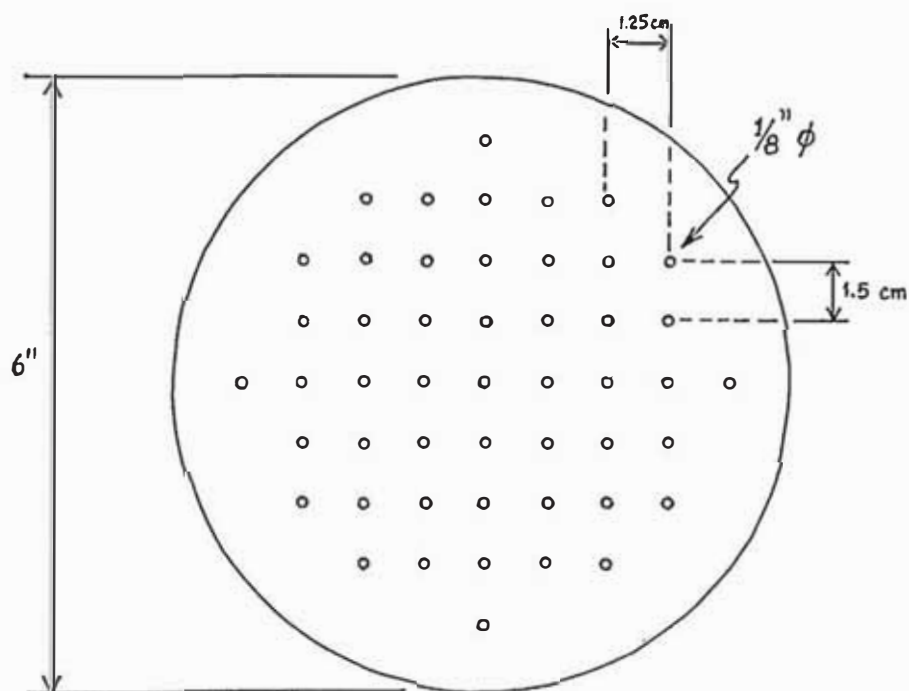


Figura 4.4.- Arreglo de los orificios en la base del distribuidor del agua de lavado

base (orificios de 1/8" de diámetro) y ubicado aproximadamente cm sobre el labio de rebose de concentrado. En la Figura 4.4 presento el arreglo de los orificios en la base del distribuidor de agua de lavado.

El suministro de agua lavado se hace mediante una manguera plástica de 1" la cual está conectada a la línea de agua de la planta.

El flujo de agua de lavado se regula con una válvula de compuerta de 1" de diámetro.

Esta celda columna piloto no cuenta con ningún tipo de equipo de control ni instrumentación alguna. La regulación de los flujos volumétricos de alimentación, relave, agua de lavado y aire, se llevan a cabo en forma manual (únicamente por medio de válvulas del tipo compuerta). De todos ellos, el control de los flujos de alimentación y de aire son los más dificultosos.

4.2.2 Trabajo experimental

Previendo las condiciones más favorables para el desarrollo de las pruebas, inicialmente se consideró tomar como material de alimento para la celda columna una fracción del flujo de concentrado rougher secundario que ingresaba al circuito de flotación cleaner; sin embargo, al momento de concluirse la instalación de la celda columna y quedando expedita para su prueba en planta, el circuito de flotación de cobre había sufrido ciertas modificaciones considerables en su diagrama de flujo debido a la parada de los bancos de celdas Denver Sub-A No.21, que conforman el circuito de flotación de limpieza, por reparación y reacondicionamiento general.

En estas condiciones, las espumas que, antes de la modificación, constituían el concentrado rougher secundario y eran sometidas a flotaciones sucesivas de limpieza, ahora

eran enviadas a remolienda, previa clasificación, junto con las espumas de las celdas de flotación scavenger.

La Figura 4.5 muestra el circuito de flotación de cobre "modificado" de la planta concentradora Condestable que resulta al pararse el circuito de limpieza.

Debido a esta modificación, cambió también la filosofía de operación en la planta, de tal manera que la flotación en las celdas denominadas como "rougher secundario" se hizo más enérgica, produciendo entonces un concentrado más sucio (de menor ley) y de granulometría más gruesa.

En estas condiciones, el material de alimentación para la celda columna presentaba ahora características distintas a las de aquel que se pensó alimentar en un comienzo, siendo ahora las condiciones más desfavorables para la operación de la celda columna.

Así, para el desarrollo de las pruebas de flotación con la celda columna, las espumas del actual concentrado "rougher secundario" se enviaron al acondicionador Denver 4' x 4' del circuito de limpieza, dado que para las pruebas con la celda columna se requería de un material de alimentación debidamente homogenizado. Uno de los dos reboses de este acondicionador se derivó a la celda columna, mientras que el otro se descargó a los pozos de las bombas Warman de remolienda. En la Figura 4.6, presento este circuito "modificado" incluyendo la celda columna piloto.

Debido principalmente a problemas metalúrgicos y operacionales de la planta, sólo pudo registrarse en detalle el desarrollo de siete pruebas experimentales con la celda columna, cuyos resultados son discutidos aquí.

Dada las restricciones en la disponibilidad de aire comprimido (las compresoras de aire de la mina tienen un horario de funcionamiento establecido: de 7:30 a.m. a 11:30

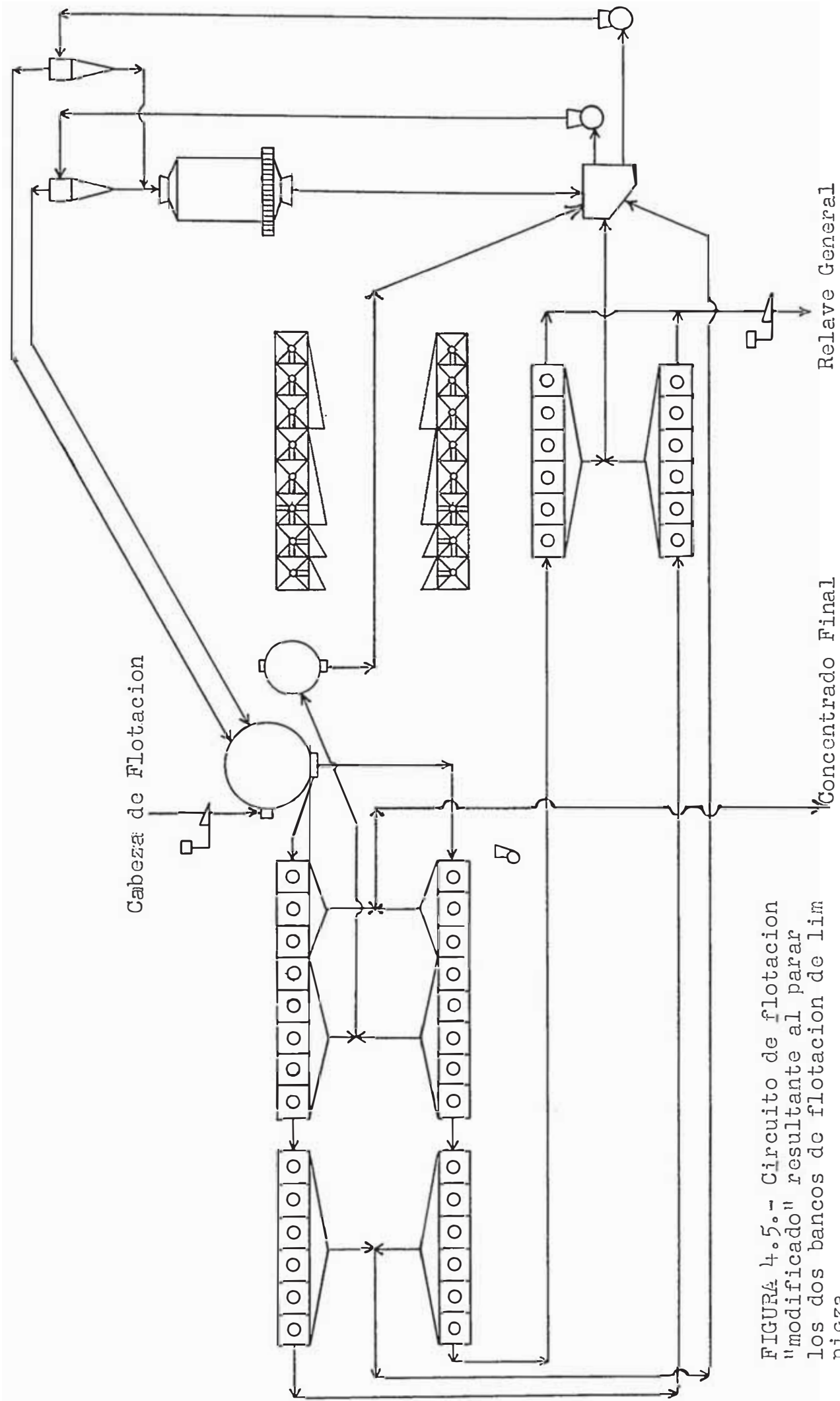


FIGURA 4.5.- Circuito de flotacion "modificado" resultante al parar los dos bancos de flotacion de lim picza.

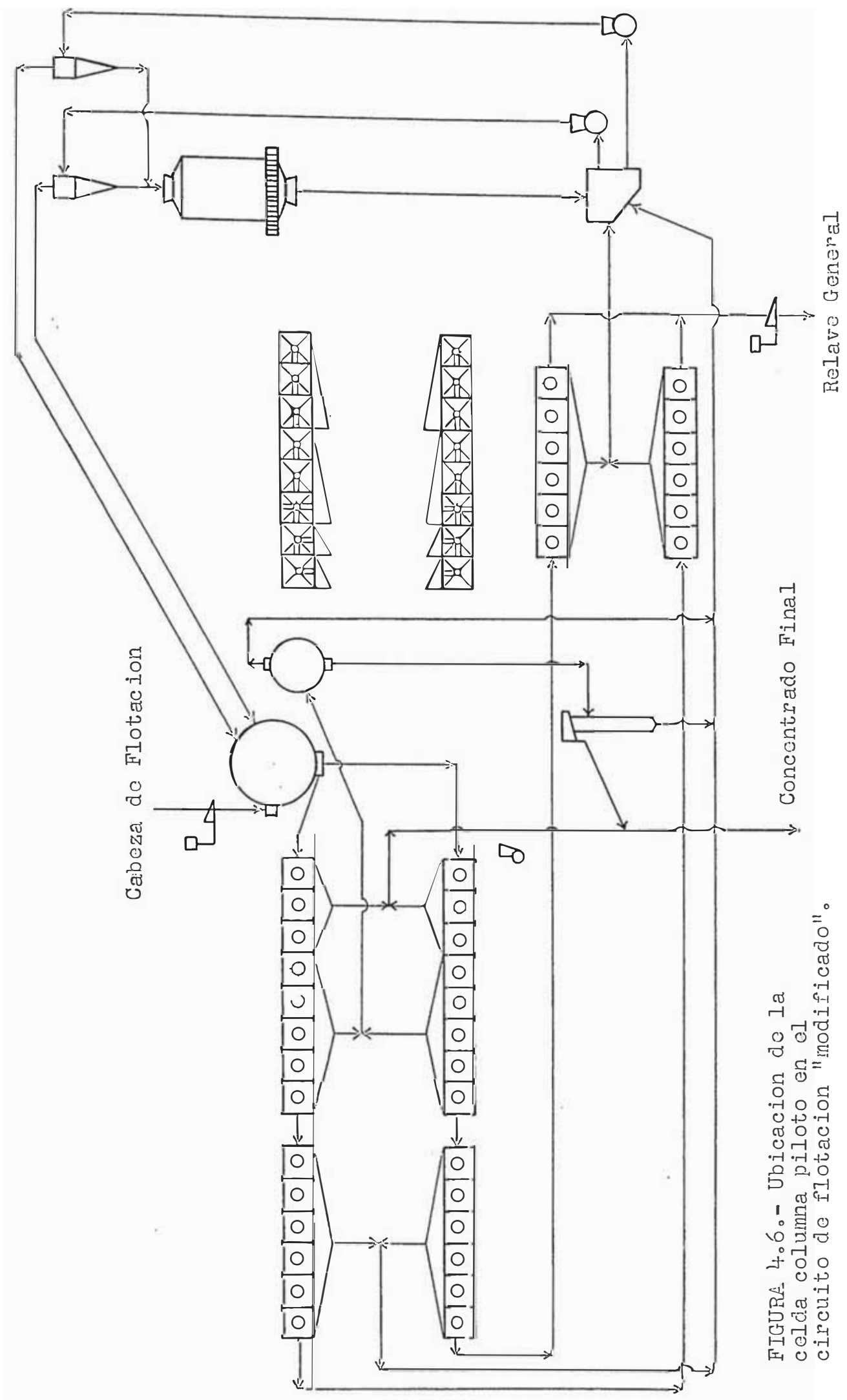


FIGURA 4.6.- Ubicacion de la celda columna piloto en el circuito de flotacion "modificado".

a.m. y de 12:30 p.m. á 4:30 p.m.), la duración promedio de cada prueba fue de 3 horas.

4.2.2.1 Método experimental

La secuencia seguida para poner en marcha la celda columna fue la siguiente:

- (1) Manteniendo la válvula de descarga de colas cerrada, se llena con agua la celda columna hasta alcanzar el nivel interfase pulpa/espuma deseado. Simultáneamente, se permite el ingreso del aire en forma progresiva.
- (2) Luego, se hace ingresar la pulpa de alimentación abriendo a la vez la válvula de descarga de relave, para no variar el nivel de pulpa.
- (3) En seguida, se regula la alimentación de aire hasta conseguir el rebose de las espumas de concentrado.
- (4) Se abre lentamente la válvula del agua de lavado.
- (5) Finalmente, se regula el flujo de descarga de colas, de tal manera de mantener una determinada presión de aire constante y, por consiguiente, un nivel de pulpa más o menos constante.
- (6) Una vez que se consigue estabilizar el funcionamiento de la celda columna se dá por iniciada la prueba y se procede a su seguimiento.

Durante el desarrollo de cada prueba, se realizó un muestreo de los flujos de pulpa de la celda columna (alimento, concentrado y relave), y se hicieron las mediciones de caudales y densidades de pulpa respectivas. El intervalo de tiempo entre cada toma de muestra fue de 15 minutos.

4.2.2.2 Condiciones experimentales

Durante las pruebas preliminares con la celda columna se observó que por sus propias características de diseño la regulación manual de los flujos de entrada y salida a la misma valores pre-fijados no era factible, y que estabilizar y mantener su operación las condiciones deseadas era muy dificultoso, esto determinó que se enfocara el desarrollo de las pruebas otra manera. Así, la metodología seguida fue arrancar la columna, estabilizar su operación una vez conseguido ello registrar las condiciones "auto-establecidas".

continuación, expongo algunas características del desarrollo de las pruebas:

Para evitar obstrucciones en la tubería de alimentación y arenamientos en la celda columna, se inyectó agua junto con la pulpa que rebosaba del acondicionador, para así darle mayor fluidez. Esta inyección de agua bajaba el pH de la pulpa de alimentación y elevaba su dilución. En estas condiciones, se alimentó a la celda columna una pulpa con un porcentaje de sólidos promedio de 9.30%, oscilando su pH entre 10 y 10.5, aproximadamente.

A pesar que se trató de mantener una alimentación constante y uniforme, el flujo de alimentación a la celda columna era variable y, a veces, discontinuo, esto ocasionaba distorsiones en la operación de la misma, tales como, variación del nivel de pulpa, con la consiguiente variación de la profundidad de la cama de espumas y del flujo de colas (por la variación de la cabeza hidrostática). Definitivamente, el sistema de alimentación de pulpa empleado para la celda columna no era el más adecuado para su buen funcionamiento.

La profundidad de espumas en la celda columna osciló entre 9" y 15" durante el desarrollo de las prueba. El nivel de la interfase pulpa-espuma se estimaba indirectamente con

la lectura de la presión que marcaba el manómetro conectado al "sparger". Para un flujo de aire constante, una disminución en la presión indicaba una disminución del nivel de pulpa, y viceversa. La presión de aire se mantuvo entre 7 y 8 psi. Desafortunadamente, no pudo dotar a la celda columna de un visor transparente a la altura del nivel de pulpa para poder determinar con mayor precisión las variaciones que este nivel experimentaba durante el desarrollo de las pruebas.

El flujo volumétrico de aire alimentado a la celda ha sido una incógnita, pues no se contó con un medidor de flujo de aire. El flujo de aire suministrado a la celda columna se reguló observando la intensidad del rebose de las espumas de concentrado.

El caudal de agua de lavado se varió desde 1.35 a 1.55 GPM, siendo este último valor el máximo caudal que se puede proporcionar a la celda columna con el diseño del sistema de agua de lavado empleado.

4.2.2.3 Estrategia de control

La estrategia de control adoptada en la operación de la celda columna se basó en el control del nivel de pulpa regulando el flujo de descarga de colas. Para esto, los flujos volumétricos de alimentación de pulpa, agua de lavado y aire se mantuvieron, en lo posible, constantes durante el desarrollo de cada prueba. Entonces, una disminución del nivel de pulpa (una caída en la lectura de presión de aire) sugería una disminución del caudal de colas, y viceversa.

Una de las dificultades encontradas para este tipo de estrategia de control, aparte de la ya señalada en el control del flujo de pulpa, fue que el caudal de descarga de colas era muy sensible a pequeñas manipulaciones en la válvula del tipo compuerta que regulaba dicho flujo, lo cual indicaba que el diseño del sistema de descarga de colas

tampoco era el más adecuado para un buen funcionamiento de la celda columna.

4.2.3 Presentación y análisis de resultados

4.2.3.1 Condiciones operativas y resultados metalúrgicos

continuación, expongo las condiciones operativas bajo las cuales se desarrolló cada una de las pruebas, así como también los resultados obtenidos en cada una de ellas.

(1) PRUEBA PILOTO #1

a) Parámetros de operación:

‡ Jf = Velocidad superficial del flujo de alimentación (cm/s)	:	0.719 cm/s
‡ Jt = Velocidad superficial del flujo de colas (cm/s)	:	0.790 cm/s
‡ Jw = Velocidad superficial del flujo de agua de lavado (cm/s)	:	0.482 cm/s
‡ BIAS (relación caudal de colas a caudal de alimentación: Jt/Jf)	:	1.10
‡ Flujo agua de lavado como un porcentaje del flujo de alimento	:	67.03 %
‡ "Displacement wash" (flujo agua lavado/agua en el concentrado)	:	1.18
‡ e = Profundidad "estimada" de la capa de espumas (pulgadas)	:	12 +/- 3 pulg.
‡ P = Presión de aire (psi)	:	6.0-8.0 psi
‡ t1, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la entrada de alimentación y el difusor de aire, minutos:		3.53 min (calculado con Jf)
	:	3.21 min (calculado con Jt)
‡ t2, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la interfase pulpa/espuma y el difusor de aire, minutos:		4.59 min (calculado con Jf)
	:	4.18 min (calculado con Jt)

b) Balance de materiales:

	ALIMENTO	CONCENTRADO	RELAVE	AGUA LAVADO
Flujo de solidos (TMH)	0.041	0.008	0.033	
Flujo Unitario de solidos (%)	100.00	18.59	81.41	
Gravedad Especific. de solidos (q/cm ³)	3.25	3.64	3.21	
Porcentaje de solidos (%)	8.44	2.86	6.35	
Densidad de pulpa (g/l)	1062.06	1021.16	1045.72	
Flujo de pulpa (GPH)	2.014	1.150	2.213	1.350
Flujo de agua (TMH)	0.445	0.259	0.492	0.307

c) Balance metalúrgico general:

PRODUCTO	PESO (%)	LEYES (%)			RECUPERACION (%)		
		CuTot.	CuOx.	Fe	CuTot.	CuOx.	Fe
CONCENTRADO	18.59	21.59	0.10	24.06	52.90	11.26	28.84
RELAVE	81.41	4.39	0.18	13.56	47.10	88.74	71.16
CABEZA	100.00	7.58	0.17	15.51	100.00	100.00	100.00

Radio de concentración: 5.38

(2) PRUEBA PILOTO #2

a) Parámetros de operación:

‡ Jf = Velocidad superficial del flujo de alimentación (cm/s)	:	0.839 cm/s
‡ Jt = Velocidad superficial del flujo de colas (cm/s)	:	1.199 cm/s
‡ Jw = Velocidad superficial del flujo de agua de lavado (cm/s)	:	0.482 cm/s
‡ BIAS (relación caudal de colas a caudal de alimentación: Jt/Jf)	:	1.43
‡ Flujo agua de lavado como un porcentaje del flujo de alimento	:	57.44 %
‡ "Displacement wash" (flujo agua lavado/agua en el concentrado)	:	4.01
‡ e = Profundidad "estinada" de la cana de espumas (puigadas)	:	12 +/- 3 pulg.
‡ P = Presión de aire (psi)	:	6.0-8.0 psi
‡ t1, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la entrada de alimentación y el difusor de aire, minutos:	:	3.03 min (calculado con Jf)
	:	2.12 min (calculado con Jt)
‡ t2, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la interfase pulpa/espuma y el difusor de aire, minutos	:	3.94 min (calculado con Jf)
	:	2.76 min (calculado con Jt)

b) Balance de materiales:

	ALIMENTO	CONCENTRADO	RELAVE	AGUA LAVADO
Flujo de solidos (TMH)	0.057	0.005	0.052	
Flujo Unitario (%)	100.00	9.46	90.54	
Gravedad Especif. solidos (g/cm ³)	3.18	3.69	3.14	
Porcentaje de solidos (%)	9.95	6.59	6.47	
Densidad de pulpa (g/l)	1073.20	1050.48	1046.13	
Flujo de pulpa (GPM)	2.350	0.343	3.357	1.350
Flujo de agua (TMH)	0.516	0.076	0.746	0.307

c) Balance metalúrgico general:

PRODUCTO	PESO (%)	LEYES (%)			RECUPERACION (%)		
		CuTot.	CuOx.	Fe	CuTot.	CuOx.	Fe
CONCENTRADO	9.46	24.18	0.210	23.17	34.77	12.06	15.56
RELAVE	90.54	4.74	0.160	13.14	65.23	87.94	84.44
CABEZA	100.00	6.58	0.165	14.09	100.00	100.00	100.00

Radio de concentración: 10.57

(3) PRUEBA PILOTO #3

a) Parámetros de operación:

‡ Jf = Velocidad superficial del flujo de alimentación (cm/s)	: 0.730 cm/s
‡ Jt = Velocidad superficial del flujo de colas (cm/s)	: 0.791 cm/s
‡ Jw = Velocidad superficial del flujo de agua de lavado (cm/s)	: 0.482 cm/s
‡ BIAS (relación caudal de colas a caudal de alimentación: Jt/Jf)	: 1.08
‡ Flujo agua de lavado como un porcentaje del flujo de alimento	: 66.03 %
‡ "Displacement wash" (flujo agua lavado/agua en el concentrado)	: 1.16
‡ e = Profundidad "estimada" de la cama de espumas (pulgadas)	: 12 +/- 3 pulg.
‡ P = Presión de aire (psi)	: 6.0-8.0 psi
‡ t1, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la entrada de alimentación y el difusor de aire, minutos:	3.48 min (calculado con Jf)
	: 3.21 min (calculado con Jt)
‡ t2, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la interfase pulpa/espuma y el difusor de aire, minutos:	4.52 min (calculado con Jf)
	: 4.18 min (calculado con Jt)

b) Balance de materiales:

	ALIMENTO	CONCENTRADO	RELAVE	AGUA LAVADO
Flujo de solidos (TMH)	0.046	0.010	0.036	
Flujo Unitario (%)	100.00	21.74	78.26	
Gravedad Especific. solidos (g/cm ³)	3.26	3.68	3.23	
Porcentaje de solidos (%)	9.27	3.64	6.82	
Densidad de pulpa (g/l)	1068.68	1027.21	1049.41	
Flujo de pulpa (GPH)	2.045	1.179	2.215	1.350
Flujo de agua (TMH)	0.450	0.265	0.492	0.307

c) Balance metalúrgico general:

PRODUCTO	PESO (%)	LEYES (%)			RECUPERACION (%)		
		CuTot.	CuOx.	Fe	CuTot.	CuOx.	Fe
CONCENTRADO	21.74	22.77	0.08	24.79	60.62	13.70	30.98
RELAVE	78.26	4.11	0.14	15.34	39.38	86.30	69.02
CABEZA	100.00	8.16	0.13	17.40	100.00	100.00	100.00

Radio de concentración: 4.60

d) Distribución del cobre en las fracciones sobre y debajo la malla 200 en los productos de la celda columna:

FRACCION	ALIMENTO			CONCENTRADO			RELAVE		
	%Peso	%CuTot.	%Distr.	%Peso	%CuTot.	%Distr.	%Peso	%CuTot.	%Distr.
+m200 (+74um)	47.60	7.35	42.83	37.53	17.94	29.57	50.40	3.97	48.65
-m200 (-74um)	52.40	8.91	57.17	62.47	25.67	70.43	49.60	4.25	51.35
TOTAL	100.00	8.16	100.00	100.00	22.77	100.00	100.00	4.11	100.00

e) Balance metálico en las fracciones sobre y debajo la malla 200:

PRODUCTO	FRACCION +m200			FRACCION -m200		
	%+m200	%CuTot.	%Recup.	%-m200	%CuTot.	%Recup.
CONCENTRADO	37.53	17.94	59.07	62.47	25.67	62.63
RELAVE	50.40	3.97	40.93	49.60	4.25	37.37
CABEZA	47.60	7.35	100.00	52.40	8.91	100.00

f) Análisis granulométricos de los productos de la celda columna:

FRACCION DE TAMAÑO	ABERTURA (um)	ALIMENTO		CONCENTRADO		RELAVE	
		%Peso parcial	%Acum. pasante	%Peso parcial	%Acum. pasante	%Peso parcial	%Acum. pasante
+ m48	297	0.85	99.15			1.45	98.55
+ m65	210	0.20	98.95		100.00	0.29	98.26
+ m100	149	8.43	90.52	6.28	93.72	9.02	89.24
+ m150	105	23.62	66.90	19.93	73.79	23.35	65.89
+ m200	74	14.50	52.40	11.32	62.47	16.29	49.60
- m200		52.40		62.47		49.60	
TOTAL =====>		100.00		100.00		100.00	

(4) PRUEBA PILOTO #4

a) Parámetros de operación:

‡ Jf = Velocidad superficial del flujo de alimentación (cm/s)	:	0.694 cm/s
‡ Jt = Velocidad superficial del flujo de colas (cm/s)	:	0.903 cm/s
‡ Jw = Velocidad superficial del flujo de agua de lavado (cm/s)	:	0.553 cm/s
‡ BIAS (relación caudal de colas a caudal de alimentación: Jt/Jf)	:	1.30
‡ Flujo agua de lavado como un porcentaje del flujo de alimento	:	79.74 %
‡ "Displacement wash" (flujo agua lavado/agua en el concentrado)	:	1.63
‡ e = Profundidad "estimada" de la cama de espumas (pulgadas)	:	12 +/- 3 pulg.
‡ P = Presión de aire (psi)	:	6.0-8.0 psi
‡ t1, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la entrada de alimentación y el difusor de aire, minutos:	:	3.66 min (calculado con Jf)
	:	2.81 min (calculado con Jt)
‡ t2, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la interfase pulpa/espuma y el difusor de aire, minutos:	:	4.76 min (calculado con Jf)
	:	3.66 min (calculado con Jt)

b) Balance de materiales:

	ALIMENTO	CONCENTRADO	RELAVE	AGUA LAVADO
Flujo de solidos (TMH)	0.044	0.011	0.033	
Flujo Unitario (%)	100.00	24.21	75.79	
Gravedad Especific. solidos (g/cm ³)	3.30	3.72	3.25	
Porcentaje de solidos (%)	9.32	4.70	5.58	
Densidad de pulpa (g/l)	1069.47	1035.62	1040.18	
Flujo de pulpa (GPM)	1.944	0.963	2.530	1.550
Flujo de agua (TMH)	0.428	0.216	0.564	0.352

c) Balance metalúrgico general:

PRODUCTO	PESO (%)	LEYES (%)			RECUPERACION (%)			
		CuTot.	CuOx.	Fe	CuTot.	CuOx.	Fe	
CONCENTRADO	24.21	24.76	0.14	26.18	59.51	18.28	32.83	
RELAVE	75.79	5.38	0.20	17.11	40.49	81.72	67.17	
CABEZA	100.00	10.08	0.19	19.31	100.00	100.00	100.00	
Radio de concentración:							4.13	

d) Distribución del cobre en las fracciones sobre y debajo la malla 200 en los productos de la celda columna:

FRACCION	ALIMENTO			CONCENTRADO			RELAVE		
	%Peso	%CuTot.	%Distr.	%Peso	%CuTot.	%Distr.	%Peso	%CuTot.	%Distr.
+m200 (+74um)	41.21	8.50	34.76	30.93	20.19	25.22	44.50	4.38	36.19
-m200 (-74um)	58.79	11.18	65.24	69.07	26.81	74.78	55.50	6.19	63.81
TOTAL	100.00	10.08	100.00	100.00	24.76	100.00	100.00	5.38	100.00

e) Balance metálico en las fracciones sobre y debajo la malla 200:

PRODUCTO	FRACCION +m200			FRACCION -m200		
	%+m200	%CuTot.	%Recup.	%-m200	%CuTot.	%Recup.
CONCENTRADO	30.93	20.19	61.90	69.07	26.81	58.06
RELAVE	44.50	4.38	38.10	55.50	6.19	41.94
CABEZA	41.21	8.50	100.00	58.79	11.18	100.00

f) Análisis granulométricos de los productos de la celda columna:

FRACCION DE TAMAÑO	ABERTURA (um)	ALIMENTO		CONCENTRADO		RELAVE	
		%Peso parcial	%Acum. pasante	%Peso parcial	%Acum. pasante	%Peso parcial	%Acum. pasante
+ m48	297	0.22	99.78			1.44	98.56
+ m65	210	0.09	99.69		100.00	0.10	98.46
+ m100	149	7.69	92.00	5.84	94.16	8.37	90.09
+ m150	105	19.72	72.28	14.70	79.46	20.73	69.36
+ m200	74	13.49	58.79	10.39	69.07	13.86	55.50
- m200		58.79		69.07		55.50	
TOTAL =====>		100.00		100.00		100.00	

(5) PRUEBA PILOTO #5

a) Parámetros de operación:

‡ Jf = Velocidad superficial del flujo de alimentación (cm/s)	:	0.606 cm/s
‡ Jt = Velocidad superficial del flujo de colas (cm/s)	:	0.651 cm/s
‡ Jw = Velocidad superficial del flujo de agua de lavado (cm/s)	:	0.553 cm/s
‡ BIAS (relación caudal de colas a caudal de alimentación: Jt/Jf)	:	1.07
‡ Flujo agua de lavado como un porcentaje del flujo de alimento	:	91.26 %
‡ "Displacement wash" (flujo agua lavado/agua en el concentrado)	:	1.10
‡ e = Profundidad "estimada" de la cama de espumas (pulgadas)	:	12 +/- 3 pulg.
‡ P = Presión de aire (psi)	:	6.0-8.0 psi
‡ t1, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la entrada de alimentación y el difusor de aire, minutos:	:	4.19 min (calculado con Jf)
	:	3.90 min (calculado con Jt)
‡ t2, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la interfase pulpa/espuma y el difusor de aire, minutos:	:	5.45 min (calculado con Jf)
	:	5.07 min (calculado con Jt)

b) Balance de materiales:

	ALIMENTO	CONCENTRADO	RELAVE	AGUA LAVADO
Flujo de solidos (TMH)	0.048	0.016	0.032	
Flujo Unitario (%)	100.00	34.13	65.87	
Gravedad Especific. solidos (g/cm ³)	3.31	3.66	3.26	
Porcentaje de solidos (%)	11.45	4.89	7.25	
Densidad de pulpa (g/l)	1086.85	1036.84	1052.92	
Flujo de pulpa (GPH)	1.698	1.423	1.824	1.550
Flujo de agua (TMH)	0.371	0.319	0.404	0.352

c) Balance metalúrgico general:

PRODUCTO	PESO (%)	LEYES (%)			RECUPERACION (%)		
		CuTot.	CuOx.	Fe	CuTot.	CuOx.	Fe
CONCENTRADO	34.13	20.51	0.14	23.54	69.83	26.62	44.52
RELAVE	65.87	4.59	0.20	15.19	30.17	73.38	55.48
CABEZA	100.00	10.02	0.18	18.04	100.00	100.00	100.00

Radio de concentración: 2.93

d) Distribución del cobre en las fracciones sobre y debajo la malla 200 en los productos:

FRACCION	ALIMENTO			CONCENTRADO			RELAVE		
	%Peso	%CuTot.	%Distr.	%Peso	%CuTot.	%Distr.	%Peso	%CuTot.	%Distr.
+m200 (+74um)	41.22	7.36	30.28	36.67	15.69	28.06	43.57	2.79	26.51
-m200 (-74um)	58.78	11.89	69.72	63.33	23.29	71.94	56.43	5.98	73.49
TOTAL	100.00	10.02	100.00	100.00	20.51	100.00	100.00	4.59	100.00

e) Balance metálico en las fracciones sobre y debajo la malla 200:

PRODUCTO	FRACCION +m200			FRACCION -m200		
	%+m200	%CuTot.	%Recup.	%-m200	%CuTot.	%Recup.
CONCENTRADO	36.67	15.69	75.49	63.33	23.29	66.87
RELAVE	43.57	2.79	24.51	56.43	5.98	33.13
CABEZA	41.22	7.36	100.00	58.78	11.89	100.00

f) Análisis granulométricos de los productos de la celda columna:

FRACCION DE TAMAÑO	ABERTURA (um)	ALIMENTO		CONCENTRADO		RELAVE	
		%Peso parcial	%Acum. pasante	%Peso parcial	%Acum. pasante	%Peso parcial	%Acum. pasante
+ m48	297	1.58	98.42			0.58	99.42
+ m65	210	0.07	98.35		100.00	0.05	99.37
+ m100	149	5.08	93.27	4.65	95.35	4.71	94.66
+ m150	105	18.99	74.28	19.35	76.00	20.61	74.05
+ m200	74	15.50	58.78	12.67	63.33	17.62	56.43
- m200		58.78		63.33		56.43	
TOTAL =====>		100.00		100.00		100.00	

(6) PRUEBA PILOTO #6

a) Parámetros de operación:

‡ Jf = Velocidad superficial del flujo de alimentación (cm/s)	:	0.917 cm/s
‡ Jt = Velocidad superficial del flujo de colas (cm/s)	:	1.210 cm/s
‡ Jw = Velocidad superficial del flujo de agua de lavado (cm/s)	:	0.553 cm/s
‡ BIAS (relación caudal de colas a caudal de alimentación: Jt/Jf)	:	1.32
‡ Flujo agua de lavado como un porcentaje del flujo de alimento	:	60.33 %
‡ "Displacement wash" (flujo agua lavado/agua en el concentrado)	:	2.15
‡ e = Profundidad "estimada" de la cama de espumas (pulgadas)	:	12 +/- 3 pulg.
‡ P = Presión de aire (psi)	:	6.0-8.0 psi
‡ t1, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la entrada de alimentación y el difusor de aire, minutos:		2.77 min (calculado con Jf)
	:	2.10 min (calculado con Jt)
‡ t2, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la interfase pulpa/espuma y el difusor de aire, minutos :		3.60 min (calculado con Jf)
		2.73 min (calculado con Jt)

b) Balance de materiales:

	ALIMENTO	CONCENTRADO	RELAVE	AGUA LAVADO
Flujo de solidos (TMH)	0.065	0.006	0.059	
Flujo Unitario (%)	100.00	9.64	90.36	
Gravedad Especific. solidos (g/cm ³)	3.18	3.65	3.15	
Porcentaje de solidos (%)	10.35	3.69	7.25	
Densidad de pulpa (g/l)	1076.37	1027.52	1052.06	
Flujo de pulpa (GPM)	2.569	0.728	3.391	1.550
Flujo de agua (TMH)	0.563	0.164	0.751	0.352

c) Balance metalúrgico general:

PRODUCTO	PESO (%)	LEYES (%)			RECUPERACION (%)		
		CuTot.	CuOx.	Fe	CuTot.	CuOx.	Fe
CONCENTRADO	9.64	24.33	0.14	26.27	34.72	6.95	16.08
RELAVE	90.36	4.88	0.20	14.64	65.28	93.05	83.92
CABEZA	100.00	6.76	0.19	15.76	100.00	100.00	100.00

RADIO DE CONCENTRACION: 10.37

d) Distribución del cobre en las fracciones sobre y debajo la malla 200 en los productos de la celda columna:

FRACCION	ALIMENTO			CONCENTRADO			RELAVE		
	%Peso	%CuTot.	%Distr.	%Peso	%CuTot.	%Distr.	%Peso	%CuTot.	%Distr.
+m200 (+74um)	39.72	5.92	34.81	25.93	19.37	20.64	41.19	4.28	36.09
-m200 (-74um)	60.28	7.31	65.19	74.07	26.07	79.36	58.81	5.30	63.91
TOTAL	100.00	6.76	100.00	100.00	24.33	100.00	100.00	4.88	100.00

e) Balance metálico en las fracciones sobre y debajo la malla 200:

PRODUCTO	FRACCION +m200			FRACCION -m200		
	%+m200	%CuTot.	%Recup.	%-m200	%CuTot.	%Recup.
CONCENTRADO	25.93	19.37	35.65	74.07	26.07	34.40
RELAVE	41.19	4.28	64.35	58.81	5.30	65.60
CABEZA	39.72	5.92	100.00	60.28	7.31	100.00

f) Análisis granulométricos de los productos de la celda columna:

FRACCION DE TAMAÑO	ABERTURA (um)	ALIMENTO		CONCENTRADO		RELAVE	
		%Peso parcial	%Acum. pasante	%Peso parcial	%Acum. pasante	%Peso parcial	%Acum. pasante
+ n48	297	0.76	99.24			3.72	96.28
+ m65	210	0.27	98.97		100.00	0.13	96.15
+ m100	149	5.96	93.01	4.57	95.43	6.20	89.95
+ m150	105	18.05	74.96	12.70	82.73	17.89	72.06
+ m200	74	14.68	60.28	8.66	74.07	13.25	58.81
- m200		60.28		74.07		58.81	
TOTAL =====>		100.00		100.00		100.00	

(7) PRUEBA PILOTO #7

a) Parámetros de operación:

‡ Jf = Velocidad superficial del flujo de alimentación (cm/s)	:	0.879 cm/s
‡ Jt = Velocidad superficial del flujo de colas (cm/s)	:	1.187 cm/s
‡ Jw = Velocidad superficial del flujo de agua de lavado (cm/s)	:	0.553 cm/s
‡ BIAS (relación caudal de colas a caudal de alimentación: Jt/Jf)	:	1.35
‡ Flujo agua de lavado como un porcentaje del flujo de alimento	:	62.96 %
‡ "Displacement wash" (flujo agua lavado/agua en el concentrado)	:	2.28
‡ e = Profundidad "estimada" de la cama de espumas (pulgadas)	:	12 +/- 3 pulg.
‡ P = Presión de aire (psi)	:	6.0-8.0 psi
‡ t1, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la entrada de alimentación y el difusor de aire, minutos:		2.89 min (calculado con Jf) 2.14 min (calculado con Jt)
‡ t2, tiempo de retención nominal basado en el volumen comprendido entre la interfase pulpa/espuma y el difusor de aire, minutos :		3.76 min (calculado con Jf) 2.78 min (calculado con Jt)

b) Balance de materiales:

	ALIMENTO	CONCENTRADO	RELAVE	AGUA LAVADO
Flujo de solidos (TMH)	0.038	0.006	0.032	
Flujo Unitario (%)	100.00	16.81	83.19	
Gravedad Especific. solidos (g/cm ³)	3.28	3.71	3.23	
Porcentaje de solidos (%)	6.49	3.97	4.07	
Densidad de pulpa (g/l)	1047.24	1029.88	1028.91	
Flujo de pulpa (GPH)	2.462	0.687	3.324	1.550
Flujo de agua (TMH)	0.548	0.154	0.745	0.352

c) Balance metalúrgico:

PRODUCTO	PESO (%)	LEYES (%)			RECUPERACION (%)			
		CuTot.	CuOx.	Fe	CuTot.	CuOx.	Fe	
CONCENTRADO	16.81	26.25	0.08	23.58	42.14	10.35	23.67	
RELAVE	83.19	7.28	0.14	15.36	57.86	89.65	76.33	
CABEZA	100.00	10.47	0.13	16.74	100.00	100.00	100.00	
Radio de concentración:							5.95	

d) Distribución del cobre en las fracciones sobre y debajo la malla 200 en los productos de la celda columna:

FRACCION	ALIMENTO			CONCENTRADO			RELAVE		
	%Peso	%CuTot.	%Distr.	%Peso	%CuTot.	%Distr.	%Peso	%CuTot.	%Distr.
+m200 (+74µm)	36.12	8.24	28.41	33.13	22.65	28.58	36.73	5.29	26.67
-m200 (-74µm)	63.88	11.74	71.59	66.87	28.04	71.42	63.27	8.44	73.33
TOTAL	100.00	10.47	100.00	100.00	26.25	100.00	100.00	7.28	100.00

e) Balance metálico en las fracciones sobre y debajo la malla 200:

PRODUCTO	FRACCION +m200			FRACCION -m200		
	%+m200	%CuTot.	%Recup.	%-m200	%CuTot.	%Recup.
CONCENTRADO	33.13	22.65	46.70	66.87	28.04	40.16
RELAVE	36.73	5.29	53.30	63.27	8.44	59.84
CABEZA	36.12	8.24	100.00	63.88	11.74	100.00

f) Análisis granulométricos de los productos de la celda columna:

FRACCION DE TAMAÑO	ABERTURA (um)	ALIMENTO		CONCENTRADO		RELAVE	
		%Peso parcial	%Acum. pasante	%Peso parcial	%Acum. pasante	%Peso parcial	%Acum. pasante
+ m48	297	1.46	98.54			3.64	96.36
+ m65	210	0.06	98.48		100.00	0.07	96.29
+ m100	149	7.31	91.17	5.81	94.19	7.56	88.73
+ m150	105	15.41	75.76	16.70	77.49	14.62	74.11
+ m200	74	11.88	63.88	10.62	66.87	10.84	63.27
- m200		63.88		66.87		63.27	
TOTAL	====>	100.00		100.00		100.00	

Finalmente, en la Tabla 4.1, presento un resumen de los resultados de las pruebas realizadas, donde incluyo, además, los valores de **eficiencia de separación (%)**, **el valor del mineral de alimentación o cabeza para la prueba de limpieza (en US\$/TMS de alimento)**, y el índice **recuperación económica (%)**, para cada una de las pruebas. Las pruebas han sido **ordenadas** de acuerdo a una **recuperación económica ascendente**.

A base de los resultados de la Tabla 4.1 se confeccionó las **Figuras 4.7 a 4.13**, las cuales evidencian mejor las diferentes tendencias de las funciones objetivo frente a las distintas variables del proceso.

4.2.3.2 Análisis de resultados

Del análisis de todos los resultados obtenidos de las pruebas **realizadas**, podemos hacer los siguientes comentarios:

- a) El **material** alimentado a la celda columna presenta las siguientes características:

Tabla 4.1.- Resumen de resultados de las pruebas a nivel piloto con la calda columna.

NUMER DE PRUEB	CONDICIONES DE LAS PRUEBAS		LEYES (% Cu total)		INCREM. GRADO (%)	RECUPER Cu (%)	RADIO DE CONCE	RECUPER GANGA (%)	RECUPER EFICIEN. SEPARAC (%)	VALOR CABEZA US\$/TM	RECUPE ECONO (%)		
	%S	t	CABEZA	CONCE								RELAVE	
2	Q= 0.057 TMH BIAS= 1.43	%S= 9.95% t= 3.03 min	"DW" = 4.01 e= 9 - 15"	6.58	24.18	4.74	17.60	34.77	10.57	3.53	31.24	32.82	30.62
6	Q= 0.065 TMH BIAS= 1.32	%S= 10.35% t= 2.77 min	"DW" = 2.15 e= 9 - 15"	6.76	24.33	4.88	17.57	34.72	10.37	3.57	31.15	33.76	30.66
7	Q= 0.038 TMH BIAS= 1.35	%S= 6.49% t= 2.89 min	"DW" = 2.28 e= 9 - 15"	10.47	23.25	7.28	15.78	42.14	5.95	5.83	36.31	65.55	38.42
1	Q= 0.041 TMH BIAS= 1.10	%S= 8.44% t= 3.53 min	"DW" = 1.18 e= 9 - 15"	7.58	21.59	4.39	14.01	52.90	5.38	8.56	43.94	54.46	44.07
3	Q= 0.046 TMH BIAS= 1.08	%S= 9.27% t= 3.48 min	"DW" = 1.16 e= 9 - 15"	8.16	22.77	4.11	14.61	60.62	4.60	9.74	50.88	69.03	51.89
4	Q= 0.044 TMH BIAS= 1.30	%S= 9.32% t= 3.66 min	"DW" = 1.63 e= 9 - 15"	10.08	24.76	5.38	14.68	59.51	4.13	9.74	49.77	86.93	52.96
5	Q= 0.048 TMH BIAS= 1.07	%S= 11.45% t= 4.19 min	"DW" = 1.10 e= 9 - 15"	10.02	20.51	4.59	10.49	69.83	2.93	19.59	50.24	92.33	56.54

* t = Tiempo nominal de retencion de la pulpa en la zona de coleccion, calculado con Jf.

** "DW" = displacement wash (relacion entre flujo de agua de lavado y volumen de agua en el concentrado).

* Composición química:

<u>Elemento</u>	<u>Valores límites</u>		<u>Rango de variación</u>
Cu total (%)	6.58	10.47	3.89
Cu Ox. (%)	0.13	0.19	0.06
Fe total (%)	14.09	19.31	5.22

Granulometría: 52.40 a 63.87% en peso de partículas pasan la malla 200 (74 micrones).

Como se puede apreciar, se alimentó a la celda columna un material relativamente grueso.

b) La distribución de cobre en la **fracción** de tamaño bajo la malla 200 (-74 micrones) en el alimento a la celda columna osciló entre 57.17 a 71.59%.

c) En cuanto a las condiciones de operación desarrolladas, la velocidad superficial del flujo de la pulpa de alimentación (flujo **volumétrico** por unidad de **área de** sección transversal), J_r , varió entre 0.606 a 0.917 cm/s, **valores que** están dentro del **rango** típico de operación para este tipo de celdas (rango práctico de J_r : 0.5 a 2.0 cm/s). Menores valores de J_r **permitieron mayores tiempos de** retención de pulpa.

Asimismo, la velocidad superficial del flujo de agua de lavado, J_w , osciló entre 0.482 a 0.553 cm/s, valores que, igualmente, están en el rango práctico de operación (J_w práctico: 0.5 a 1.0 cm/s).

Por otro lado, el valor del BIAS (relación del caudal de colas al caudal de alimentación) osciló entre 1.07 a 1.43. Respecto a esta relación, mayores valores de bias redujeron el tiempo de residencia de la pulpa en la columna deteriorando la recuperación.

d) La presencia del **cobre**, cobre oxidado y **fierro en el concentrado** de la celda columna, respecto a la alimentación, es, en **general**, coherente, como se puede apreciar en las Figuras 4.7, 4.8, y 4.9.

FIGURA 4.7.- %Cu total en los productos de la celda columna

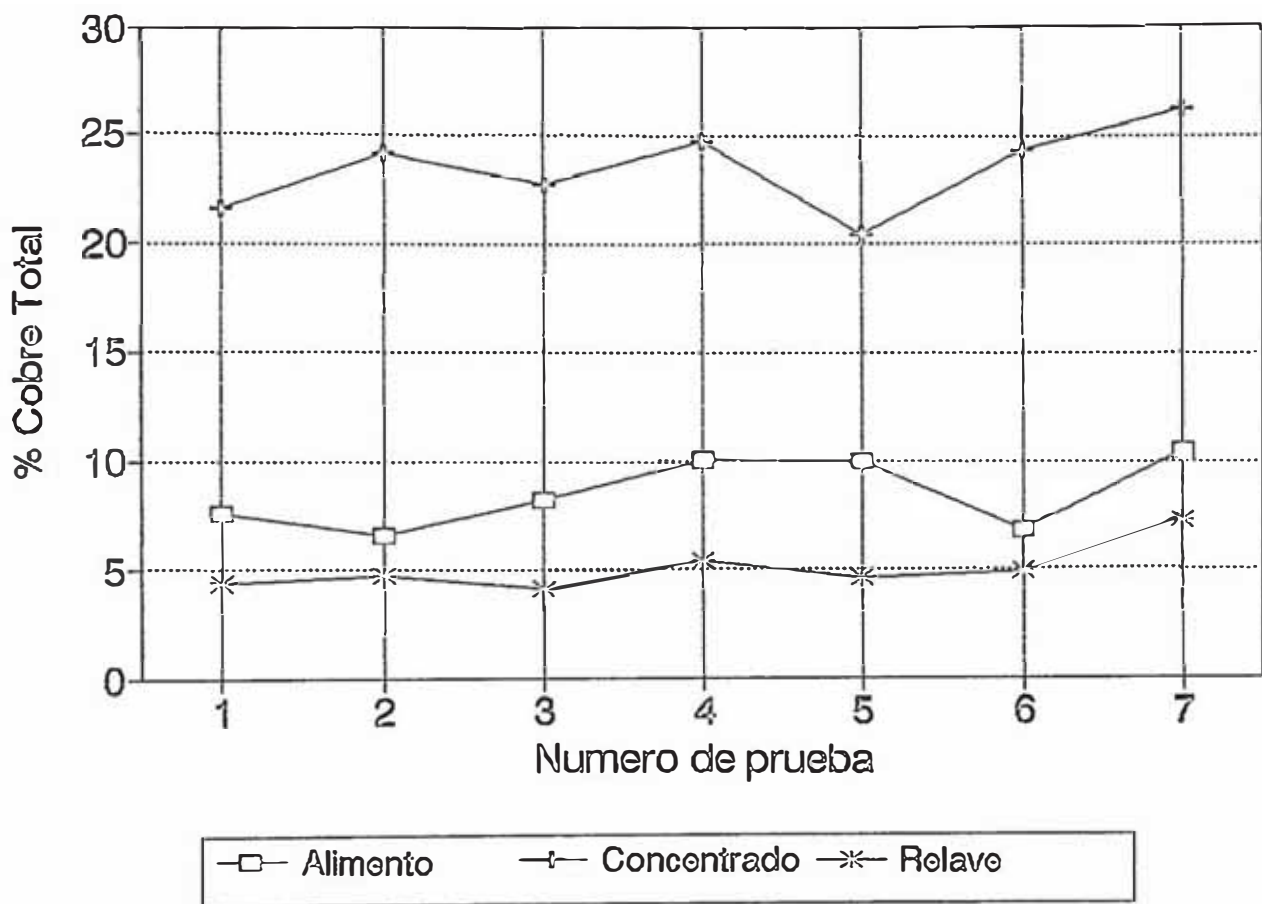


FIGURA 4.8.- %Cu Ox. en los productos de la celda columna

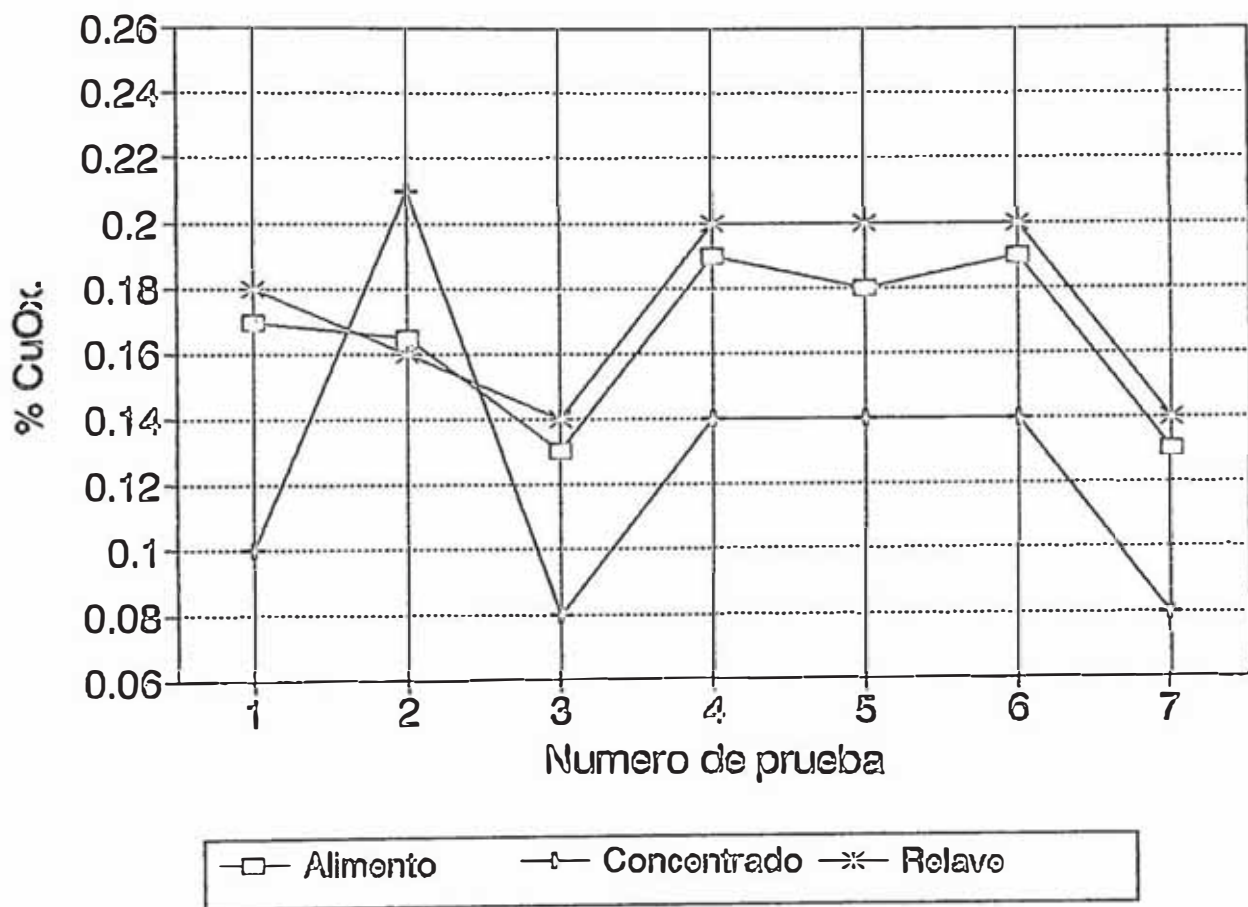


FIGURA 4.9.- %Fe en los productos de la celda columna

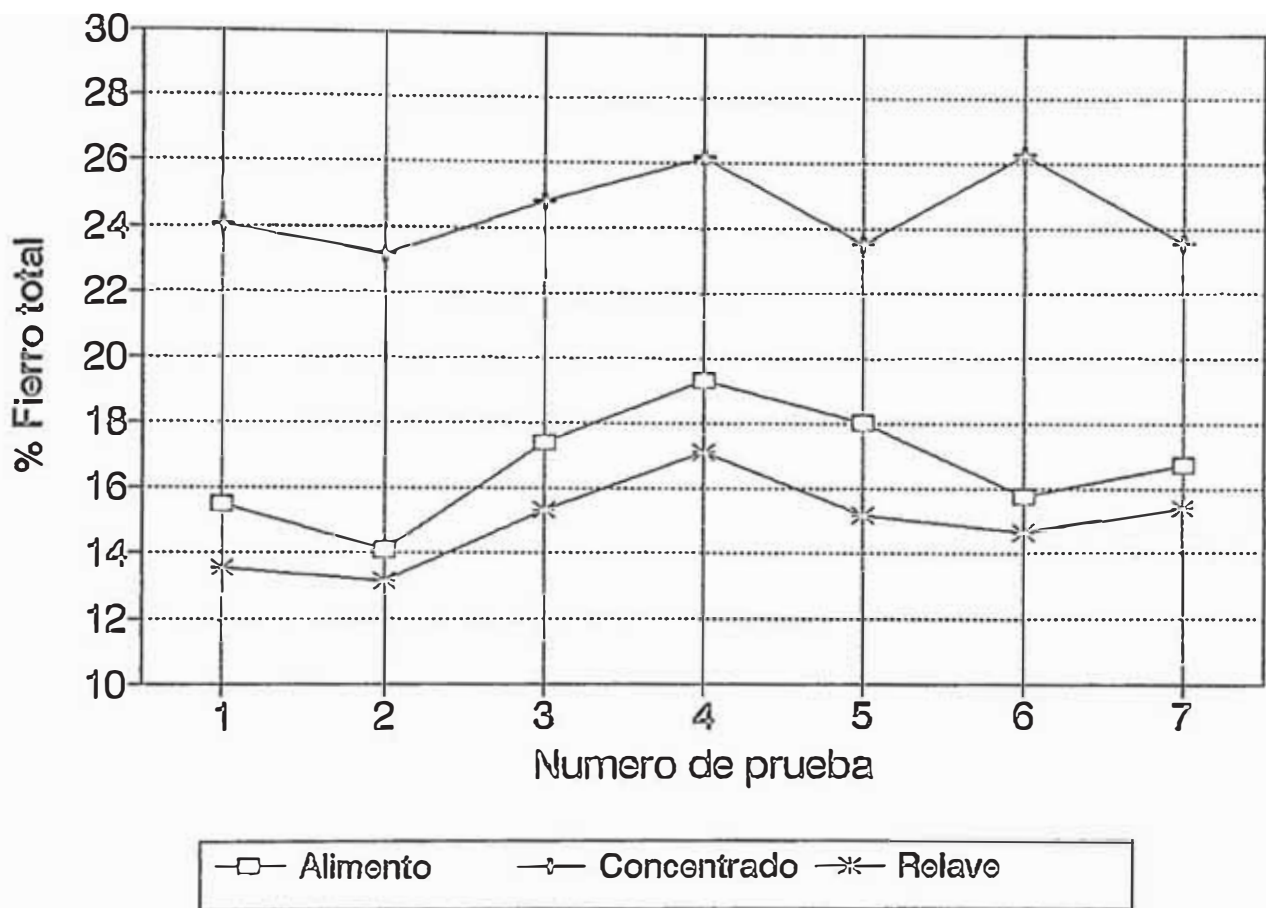


FIGURA 4.10.- Recuperacion vs Grado

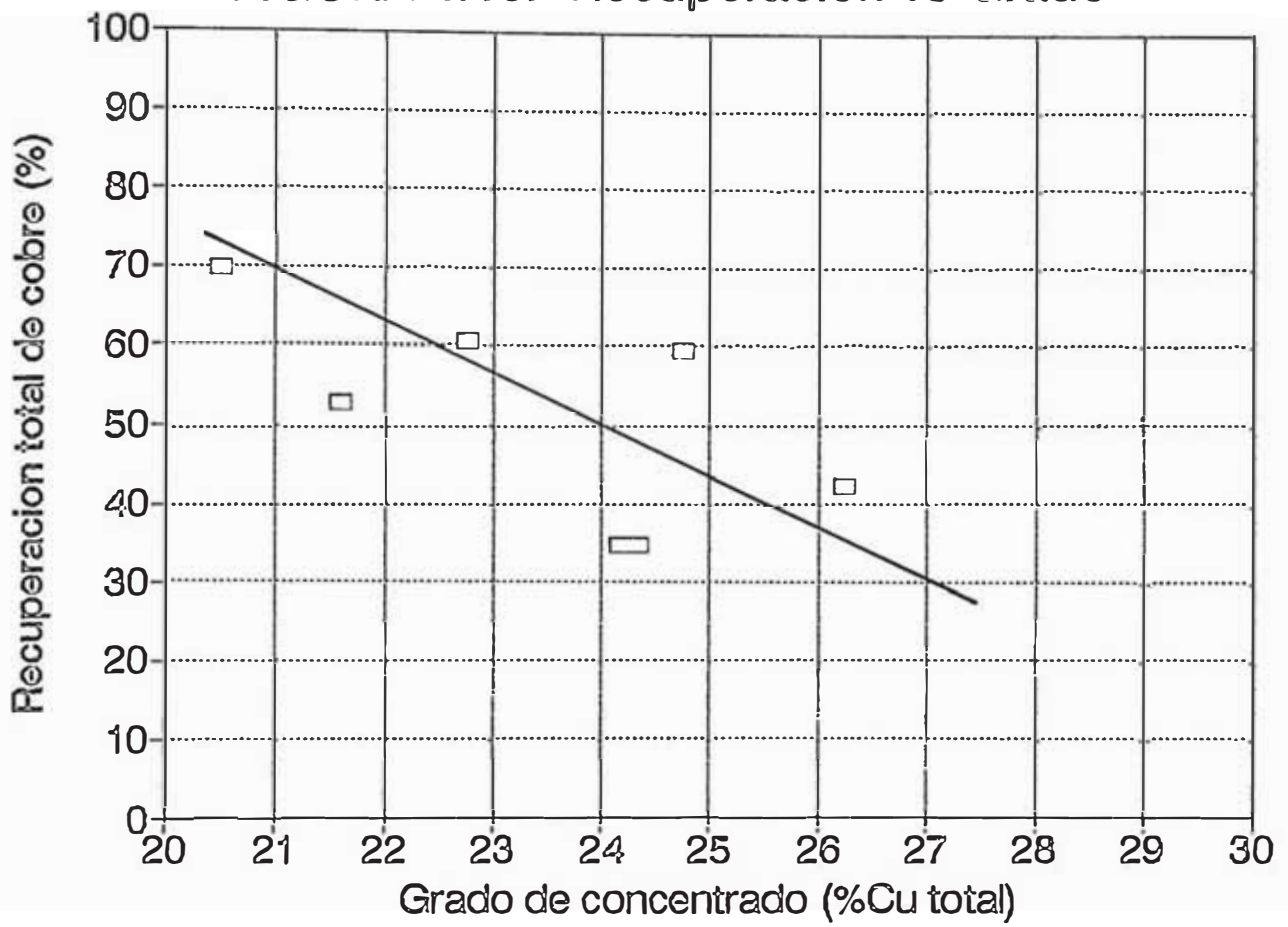
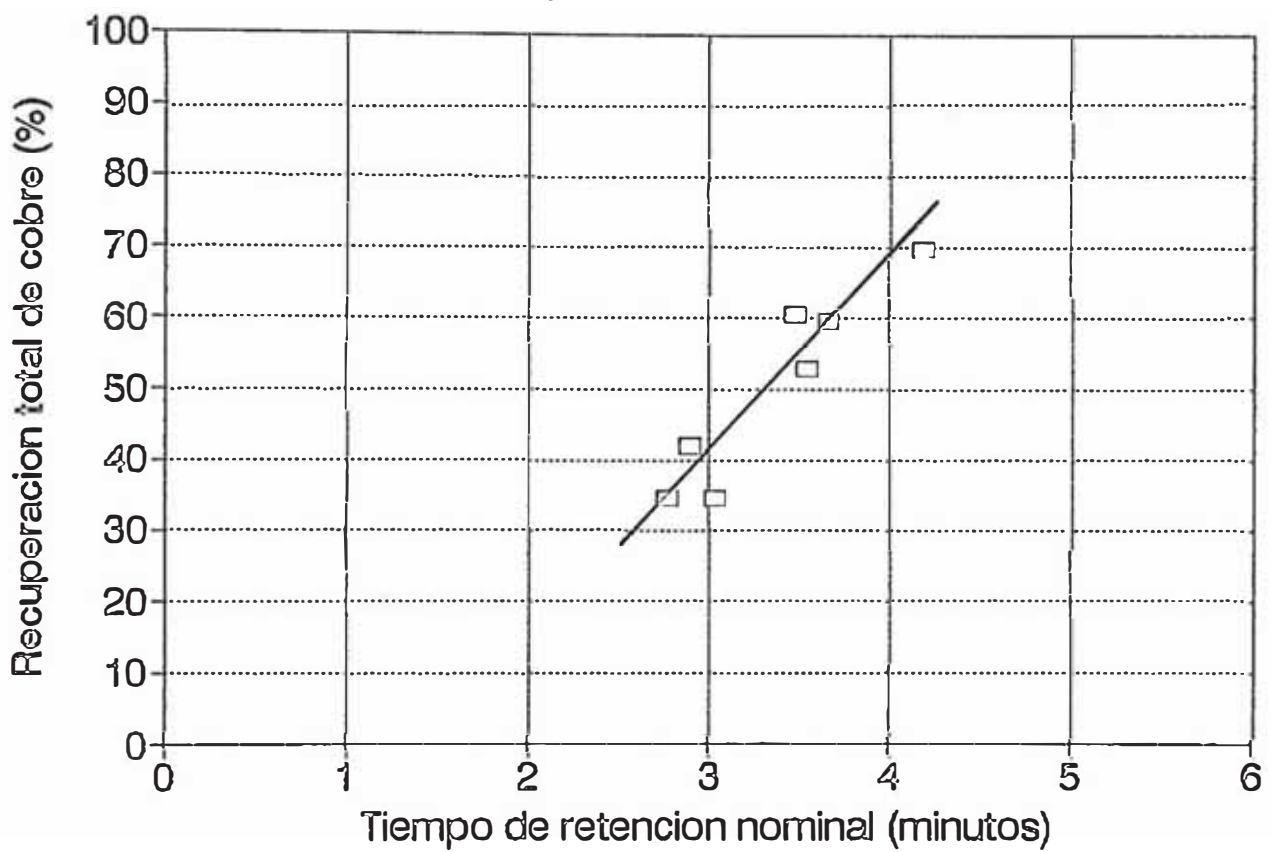


FIGURA 4.11.- Recuperacion de cobre vs
Tiempo de retencion



e) En todas las pruebas, la mayor **parte del cobre** oxidado que ingresó con el alimento a la columna, se reportó en el relave. Esto es, la recuperación de la especie mineral oxidada **de cobre** ha sido muy **baja**, oscilando entre 6.95 a 26.62% .

f) La Figura 4.10, señala cierta **tendencia a una** relación de proporcionalidad inversa entre la recuperación de cobre y el **grado** del concentrado obtenido.

g) El tiempo nominal de retención de la pulpa en la zona de colección de la celda columna osciló entre 2.69 a 4.19 minutos, siendo éstos evidentemente tiempos muy cortos para un buen rendimiento metalúrgico. El tiempo de retención es función del flujo superficial de alimentación (J_r) y de la altura de la columna, y así, en este caso, los bajos tiempos de retención son consecuencia directa de la altura corta de la celda columna empleada, ya que los flujos superficiales de alimentación desarrollados son **razonables**.

Por otro lado, la Figura 4.11, como es lógico señala una relación de proporcionalidad directa entre el tiempo de residencia y la recuperación total de cobre alcanzada en la columna. Así, para un tiempo de retención de 4.2 minutos se logró una recuperación de cobre del orden del 70%, mientras que, para un tiempo de 2.7 minutos la recuperación fue de sólo 35%.

Ahora, si tenemos en cuenta la Figura 4.10, también podría decirse que a menor tiempo de retención se obtienen concentrados de mayor **grado**, esto podría explicarse dado que solamente las partículas con suficiente hidrofobicidad para adherirse a las burbujas se reportan en el concentrado, entonces, al disminuir tiempo de residencia de la pulpa,

fracciones más pequeñas de calcopirita más liberada son colectadas (por consiguiente, baja la recuperación), mientras que también se reduce la cantidad de ganga o entrampada o colectada a la espuma (se incrementa el grado).

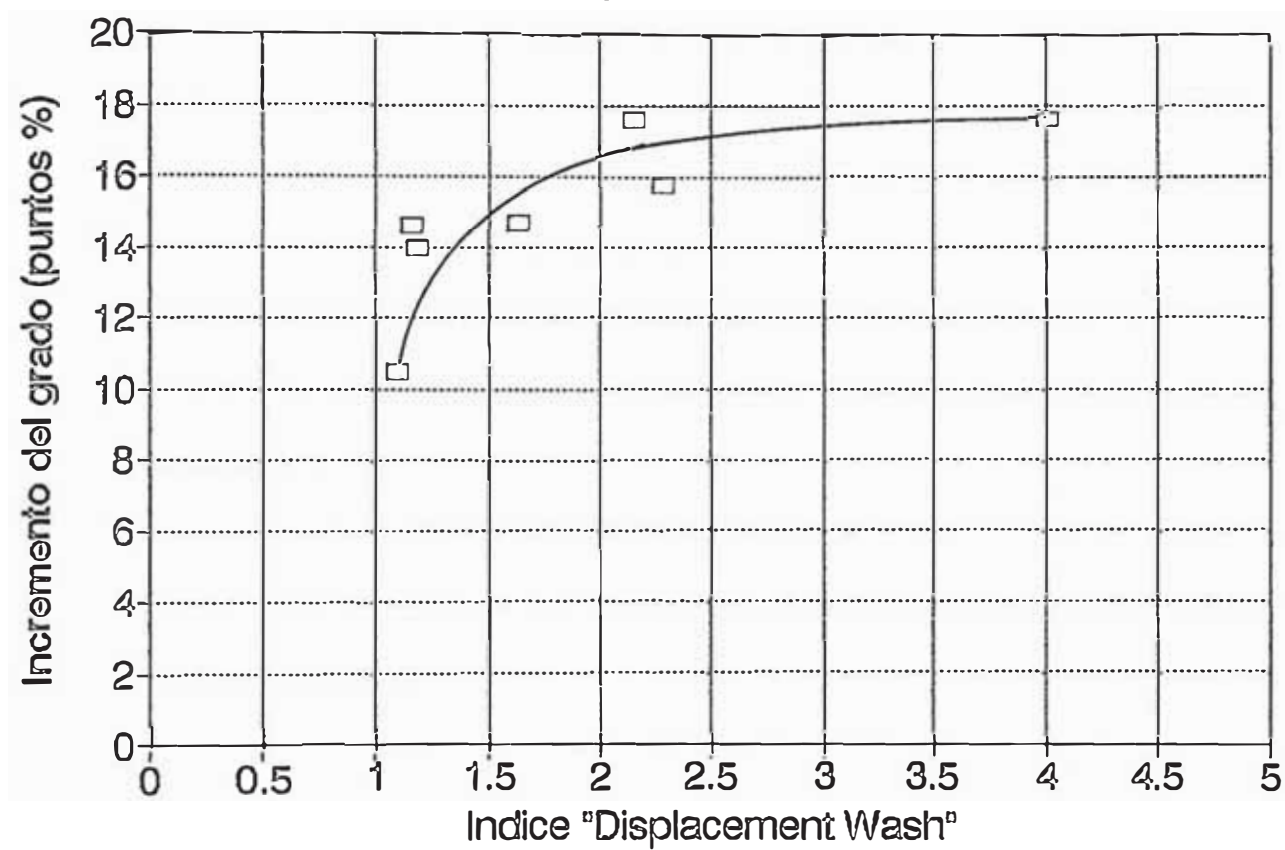
h) Sin embargo, aunque lo anteriormente comentado podría tener cierta validez, lo cierto es que el enriquecimiento del concentrado se debe, principalmente, al efecto del agua de lavado suministrado a la celda columna.

Así, debe destacarse la relación de proporcionalidad directa existente entre el incremento en el grado y el "displacement wash" (relación entre el caudal de agua de lavado y el volumen de agua que se reporta con el concentrado) que muestra la Figura 4.12.

Según esta Figura, la eliminación de ganga es más eficiente para valores más altos de "displacement wash". Esto puede explicarse teniendo en consideración que una de las funciones del agua de lavado es evitar que el agua que ingresa con la pulpa de alimentación, y, por consiguiente, las partículas de ganga hidrofílicas en ella, se trasladen hacia el concentrado. Esto quiere decir, que el agua que sale con el concentrado debería ser en su totalidad, si esto fuese posible, agua que ingresa a la columna como agua de lavado.

Luego, el caudal de agua de lavado requerido para una performance óptima de la celda columna, es determinado por el caudal y contenido de sólidos del concentrado. Es decir, requerimientos de agua de lavado más altos serán necesarios para concentrados más diluidos para un mismo nivel de eliminación de ganga.

FIGURA 4.12.- Incremento del grado vs
Indice "displacement wash"



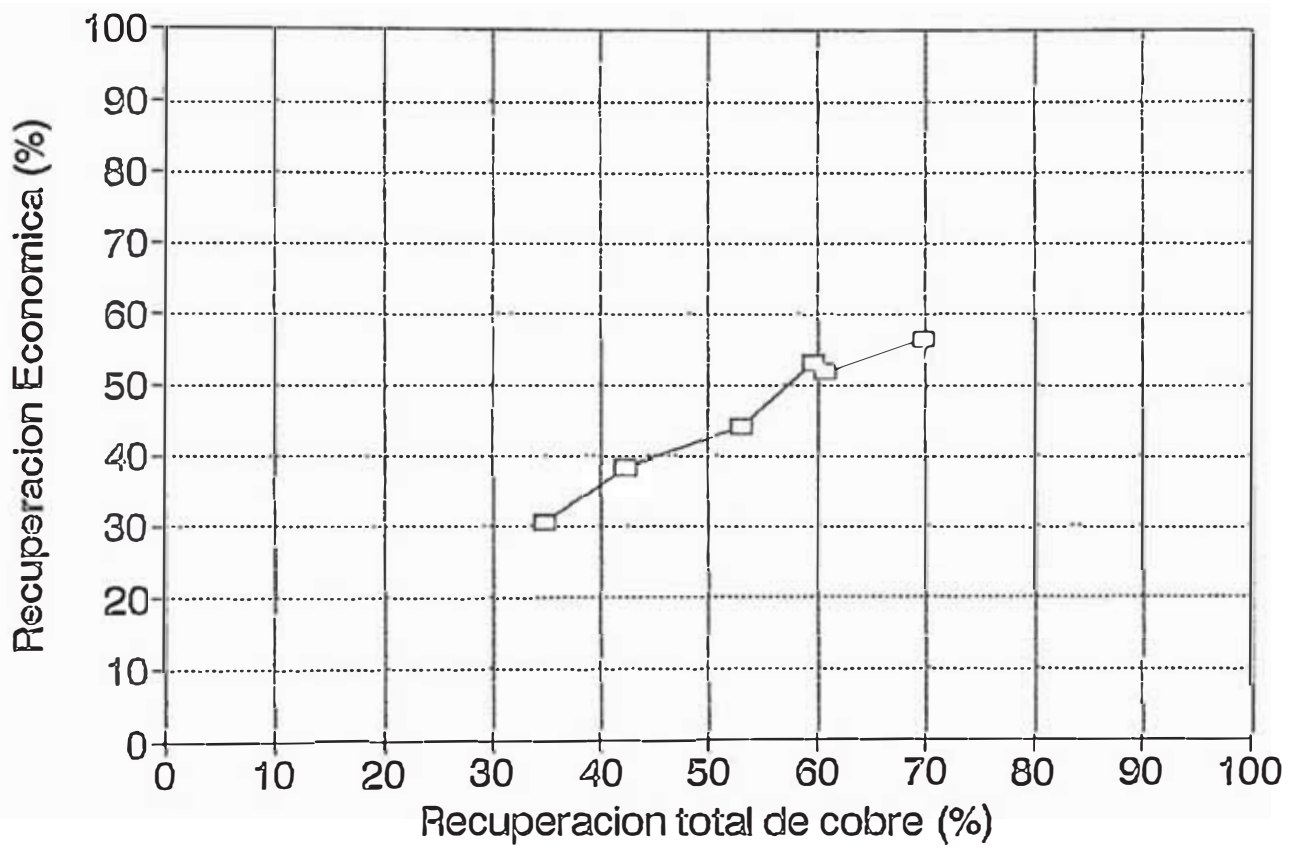
i) También, puede deducirse de los resultados, que la relación entre el caudal de agua de lavado y el caudal de pulpa de alimentación no es un indicador preciso que asegure una buena limpieza del concentrado, pues, por ejemplo, en la prueba #5, el caudal de agua de lavado es poco más del 90% del flujo volumétrico del alimento a la celda, sin embargo, el incremento en el grado fué de sólo 10.5 puntos porcentuales; mientras que, en la prueba #7, incremento fué de 15.8 puntos para un flujo de agua de lavado equivalente al 63% del caudal de alimentación.

j) Asimismo, debe señalarse que no se ha evaluado la influencia de la profundidad de la cama de espumas, ni tampoco el efecto que una elevación del pH de operación de la celda columna a niveles de 11.0 a 11.5 hubiera tenido sobre el incremento en el grado del concentrado.

k) Por otro lado, la distribución de cobre en la fracción de tamaño bajo la malla 200 en el relave de la celda columna osciló entre 51.35 a 73.49%, es decir, el cobre que se pierde en el relave es, en gran parte, bajo la forma de calcopirita de tamaño fino (inferior a los 74 micrones). Además, excepto en la prueba #3, la recuperación de cobre en la fracción fina (-m200) fue siempre menor que la recuperación en la fracción gruesa (+m200).

La baja recuperación de cobre en la fracción fina, en realidad, no debería causar sorpresa, pues era posible de esperarse, dado que no se tuvo ningún tipo de control sobre las diversas variables de operación que influyen sobre ella y que, por lo tanto, no podían optimizarse.

FIGURA 4.13.- Recuperacion Economica vs
Recuperacion de cobre



La baja recuperación de partículas finas nos indica que el tamaño de burbuja, flujo volumétrico de aire suministrado y air holdup, por citar las variables más importantes, con que operó la celda columna no eran las más adecuadas para este sistema mineral particular. Todas estas variables están relacionadas al diseño del sistema de suministro de aire que determina el control sobre el flujo volumétrico y presión de inyección de aire (que a su vez influyen sobre el tamaño de burbuja y el air holdup), y al diseño del sistema de generación de burbujas (sparger o aereador) que determina el tamaño y la distribución de las burbujas de aire.

Una optimización de estas variables no sólo incrementaría recuperación de partículas finas y, a su vez, la recuperación total en la columna, sino, además, mejoraría la calidad del concentrado.

l) La Figura 4.13, muestra la tendencia de la recuperación económica a incrementarse con el aumento de la recuperación de cobre en la celda columna. Esto se explica dado que los niveles bajos de recuperación de cobre obtenidos en las pruebas exigen un incremento mayor de la recuperación metalúrgica antes que un aumento del grado del concentrado para mejorar la recuperación económica del proceso.

m) Como conclusión final del trabajo experimental desarrollado, podemos decir que a pesar de las limitaciones técnicas y prácticas desfavorables para el buen funcionamiento de la celda columna y de las características inadecuadas del material alimentado a la misma, los resultados obtenidos de las pruebas realizadas, en términos generales, han permitido, en primer lugar, corroborar los antecedentes de las columnas flotación con respecto a minerales

porfiríticos de cobre, demostrando la factibilidad técnica de obtener concentrados de cobre de mejor calidad con el empleo de columnas de flotación, y pudiéndose afirmar además, que una columna de flotación industrial debidamente diseñada e instrumentada aplicada a este sistema mineral particular de Condestable como una etapa de limpieza no tendrá ningún problema en mejorar la recuperación económica del proceso.

4.3 Dimensionamiento de la celda columna industrial y selección de equipos auxiliares

4.3.1 Parámetros básicos de diseño

Como se planteó en la sección 4.1, la limpieza del concentrado rougher total de flotación se realizará en celdas columna, eliminándose el circuito de flotación de limpieza en celdas convencionales actual. En la Figura 4.14, se muestra el diagrama de flujo del circuito de flotación proyectado.

Según esto, para el dimensionamiento de la columna de flotación y de los mecanismos y/o equipos auxiliares requeridos para esta modificación se considerarán los siguientes parámetros básicos de diseño:

Tonelaje horario de concentrado rougher total (concentrados rougher primario y secundario) = 1.90 TMSPH.

b) Gravedad específica de sólidos = 3.68 g/cm³.

c) Porcentaje de sólidos en la flotación de limpieza = 20.0%

d) Tiempo nominal de retención de pulpa (considerando el volumen entre el nivel de la interfase pulpa/espuma y el nivel de los esparcidores de aire) = 20 minutos.

e) Relación BIAS (Q_t/Q_r) = 1.15 (la máxima recomendable).

4.3.2 Dimensionamiento de la columna de flotación

a) Cálculo del diámetro de la celda columna:

- Caudal de pulpa de alimentación, Q :

$$Q = TMSPH \left(\frac{1}{\rho} + \frac{(100 - \%S)}{\%S} \right)$$

Entonces:

$$Q = 8.116 \text{ m}^3/\text{h}$$

Area de la sección transversal, A .- Considerando una sección transversal circular, el área viene dada por la siguiente relación:

$$A = \frac{Q}{J_f}$$

En esta ecuación, el valor de la velocidad superficial del flujo de pulpa de alimentación, J_f , será de 0.6 cm/s. Esta velocidad superficial baja permitirá acortar al máximo altura de la columna manteniendo un tiempo de retención de pulpa adecuado. Así:

$$A = 582.40 \text{ pulgada}^2$$

- Diámetro de la celda columna.- El diámetro de la sección transversal se determina por la siguiente relación:

$$\phi = \sqrt{4 \frac{A}{\pi}}$$

Entonces:

$$\phi = 27.23''$$

Luego, para tener cierta flexibilidad en los parámetros de operación de la celda columna (tonelaje horario de sólidos, flujo superficial de alimentación, porcentaje de sólidos) la celda columna tendrá un diámetro de:

$$\phi = 30'' = 2.5'$$

b) Determinación de la altura de la columna de flotación:

- Altura entre la interfase pulpa/espuma y el nivel de los spargers, H_2 .- está dada por la siguiente relación:

$$H_2 = (J_f) x(t)$$

Entonces:

$$H_2 = 7.20m$$

Profundidad de espumas, H_1 .- Se considerará un espesor de cama de espumas de diseño de 1.0m. Este nivel proporcionará suficiente flexibilidad a la operación de la celda columna, entonces: $H_1 = 1.00m$

Altura entre el nivel de los spargers y la salida de colas, H_3 .- para esta sección se considerará una altura de 0.80m, así: $H_3 = 0.80m$

Altura total:

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3$$

Entonces:

$$H_T = 9.00m = 29.5'$$

resumen, se requerirá de sólo una celda columna de flotación para realizar la limpieza del total de concentrado rougher. El diseño de la columna de flotación será el de COMINCO ENGINEERING y tendrá las siguientes dimensiones:

$$\underline{2.5' \varnothing \times 9.00m H}$$

4.3.3 Sistema dispersor de aire.-

La dispersión de aire en la celda se realizará por medio de spargers del tipo COMINCO. Las Características de operación de este sistema son las siguientes:

a) AIRE: La celda columna requerirá de 24 ft³/min a 60 psi. Estos requerimientos de aire serán satisfechos con una

compresora de aire CECCATO de 10 HP. Esta compresora puede proporcionar hasta 30 ft³/min a 60 psi.

b) **AGUA:** Según especificaciones del fabricante el sistema de spargers para esta celda columna requerirá de 9 lt/min de agua a 50 psi. Para el efecto, se **necesitará** una bomba HIDROSTAL de 3.4 HP.

4.3.4 Instrumentación.-

Al respecto, la columna de flotación considerada contará con la instrumentación necesaria (flujómetros, elementos de **medición** de nivel de pulpa, etc.) para realizar un control **básico de la** operación de la misma. Este grado básico de control significa un control manual del agua de lavado, un control manual de los spargers, y la medición del nivel de pulpa por un sensor de presión diferencial.

4.3.5 Equipos auxiliares.-

Dentro de éstos, tenemos principalmente:

a) Para el transporte del volumen de pulpa de alimentación a la celda columna ($Q_4 = 8.116 \text{ m}^3/\text{h}$ a 20% de sólidos) se requerirá de 2 bombas SRL de 2.1/2" x 2" de 4.8 HP cada una (1 en stand by).

b) Para el transporte de la pulpa de descarga de la columna de flotación ($Q_6 = 7.33 \text{ m}^3/\text{h}$) hacia los pozos de las bombas Warman de 3"x 2", que alimentan a los hidrociclones de remolienda de 6", se requiere de 2 bombas SRL de 2.1/2" x 2" de 6.6 HP cada una (1 en stand by).

CAPITULO 5

5 EVALUACION ECONOMICA

5.1 Incidencia del incremento en el grado del concentrado sobre el valor del mineral

Para estimar el efecto que tendría el incremento del **grado** del concentrado sobre el valor del mineral (dado en términos de **dólares** americanos que ingresarían por venta concentrado por cada tonelada beneficiada) se ha preparado la Tabla 5.1, en la cual se muestran el radio o relación de concentración, valor del mineral y recuperación económica (%R.E) resultantes del incremento progresivo del grado del concentrado en un punto porcentual.

Para el análisis se ha tomado como punto de **referencia el** balance metalúrgico **general** de la planta **concentradora** (**correspondiente** al período de muestreo) que se presenta en la Tabla 5.2, y se han considerado las siguientes alternativas de rendimiento metalúrgico:

a) Curva #1.- La recuperación de cobre se mantiene constante (84.73%) **incrementarse** progresivamente el **grado** del concentrado (alternativa óptima probable);

b) Curva #2.- La recuperación metalúrgica disminuye en 0.25% por cada punto que se incremente el grado del concentrado (alternativa muy conservadora);

c) Curva #3.- La recuperación disminuye en medio punto porcentual (-0.5%) por cada incremento del grado de concentrado en un punto;

d) Curva #4.- La recuperación disminuye en 0.75% por cada un 1% que se incremente el grado del concentrado; y

e) Curva #5.- La recuperación metalúrgica decae en 1% por cada punto que se eleve el grado del concentrado.

Como se **podrá** ver, estas **curvas** de comportamiento metalúrgico tratan de abarcar el campo de condiciones debajo

Tabla 5.1.- Analisis de sensibilidad del efecto del incremento del grado del concentrado sobre el valor del mineral y la recuperacion

Incremento del grado	Grado del concentrado	Curva #1: Recup. = constante = 84.73%				Curva #2: %R = baja 0.25% / (+) 1% grado			
		Recup.(%)	Radio	US\$/TMS	R.E.(%)	Recup.(%)	Radio	US\$/TMS	R.E.(%)
+0.0%	25.26	84.73	31.338	11.79	76.05	84.73	31.338	11.79	76.05
+1.0%	26.26	84.73	32.579	11.97	77.27	84.48	32.675	11.94	77.04
+1.5%	26.76	84.73	33.199	12.06	77.34	84.36	33.347	12.01	77.50
+2.0%	27.26	84.73	33.919	12.15	78.40	84.23	34.020	12.08	77.94
+2.5%	27.76	84.73	34.440	12.23	78.93	84.11	34.696	12.14	78.35
+3.0%	28.26	84.73	35.060	12.31	79.45	83.98	35.373	12.20	78.70
+4.0%	29.26	84.73	36.301	12.47	80.43	83.73	36.734	12.32	79.48
+5.0%	30.26	84.73	37.541	12.61	81.35	83.48	38.104	12.42	80.15

de la línea del valor del mineral correspondiente a una recuperación metalúrgica de cobre constante.

Entonces, se puede ver que no solamente se han considerado las alternativas más conservadoras y técnicamente factibles (curvas #1 y #2) las cuales, y sus entornos, describen la probable respuesta metalúrgica práctica de la inclusión de la celda columna en el circuito de flotación, sino que también han tomado en cuenta las más desfavorables condiciones de comportamiento metalúrgico con la finalidad de poder determinar posteriormente los límites inferiores que hacen inviable económicamente el proyecto.

A base de los resultados de la Tabla 5.1 se confeccionó la Figura 5.1 que muestra la variación del valor del mineral con el incremento del grado de concentrado para las condiciones ya mencionadas.

De esta Figura, podemos observar que para la condición #1 la curva es siempre ascendente dado que la recuperación metalúrgica no es afectada. Para el caso de segunda condición (curva #2), a pesar de ser una alternativa muy conservadora, se puede ver que el valor del mineral siempre aumenta con el incremento del grado del concentrado.

Asimismo, para la condición #5 la curva asciende hasta alcanzar un máximo para un incremento del grado de concentrado de 3 puntos (lo que origina una caída de la recuperación de 3 puntos también), después del cual el valor del mineral decae debido que la disminución de la recuperación de cobre ya se hace excesiva.

Tabla 5.2.- Balance Metalúrgico General (periodo de muestreo)

PRODUCTO	PESO		Leyes(%)		Recuperacion(%)	
	TMSPH	(%)	CuTot.	CuOx.	CuTot.	CuOx.
CONCENTRADO	1.607	3.191	25.258	0.29	84.734	19.36
RELAVE	48.768	96.809	0.150	0.04	15.27	80.64
CABEZA	50.375	100.000	0.951	0.05	100.00	100.00

Radio de concentracion: 31.338
 Valor del mineral : US\$ 11.79

Por otro lado, los antecedentes de la tecnología de la flotación columnar han permitido, para el caso particular de minerales de cobre porfiríticos, concluir en la actualidad que la aplicación de columnas de flotación como etapas de flotación de limpieza en circuitos de flotación de cobre significa un incremento en el grado del concentrado final del orden de 2 a 5 puntos porcentuales, dependiendo de la complejidad de la separación, y manteniéndose, por lo menos, los niveles de recuperación normalmente obtenidos con las celdas convencionales.

En este sentido, mediante las pruebas experimentales a nivel piloto realizadas en el desarrollo del trabajo de investigación sobre flotación columnar (discutidas en el capítulo anterior) se pudo comprobar la capacidad de las columnas de flotación de producir un concentrado de cobre más limpio para el caso particular del sistema mineral de Condestable. Así, con la columna de flotación operando como celda de limpieza del concentrado rougher total (RoI+RoII) es muy probable que, como ya se mencionó, la correspondiente curva que describe el comportamiento del valor del mineral y la recuperación económica del proceso según se incrementa el grado del concentrado sea una curva intermedia entre las correspondientes para las condiciones #1 y #2. Y, además, para una evaluación económica muy conservadora un incremento mínimo de 1.5 puntos en el grado del concentrado puede esperarse

De este modo, haciendo un análisis de los posibles ingresos adicional— tenemos que, para la Curva #1 (recuperación constante e igual a 84.73%), según la Figura 5.1, un incremento en el grado de 1.5% Cu significa un incremento del valor del mineral de 0.27 US\$/TM, lo que se traduce en 116,640 US\$ anuales de ingresos adicionales.

De la misma manera, según la Curva #2, para un incremento del grado de 1.5% Cu (y una caída de la recuperación de 0.375%), el valor del mineral proyectado sería del orden de 12.01 US\$/TMS, lo que representa un incremento del valor del mineral de 0.22 US\$/TMS. Así, los ingresos adicionales que se obtendrán en este caso serán de 95,040 US\$/año.

En este trabajo se presentará, además de éstas, la evaluación económica para todas las condiciones mencionadas líneas arriba.

5.2 Ahorro en energía por la parada del circuito de limpieza convencional

El circuito de flotación de limpieza está conformado por dos bancos de 8 celdas Denver No.21 SUB-A cada uno. Cada par de celdas de flotación trabaja con un motor de 7.5 HP.

Entonces, la eliminación de este circuito de flotación de limpieza convencional significará la parada de 8 motores de 7.5 HP, y un subsecuente ahorro en consumo de energía.

En la Tabla que se presenta a continuación se indica los HP instalados, el porcentaje de utilización de la potencia instalada, los HP realmente consumidos en operación, la energía mensual consumida en kW-h/mes y se estima el orden de reducción en el costo de operación por concepto de ahorro en consumo de energía. Se ha considerado un costo del kW-h del orden de 0.10 US\$.

<u>Cant.</u>	<u>Descripción</u>	<u>HP-Insta.</u>	<u>%util.</u>	<u>HP-neto</u>	<u>kWh/mes</u>	<u>US\$/mes</u>
16	Celdas de flotación Denver No.21 SUB-A	60.0	50.0	30.0	16107.38	1610.74

De la tabla anterior, puede concluir que el ahorro en consumo de energía por la parada del circuito de flotación de limpieza convencional asciende a 1,610.74 US\$/mes.

5.3 Ahorro por concepto de transporte de concentrado

Producir un concentrado final de mejor calidad (mayor contenido de elemento valioso por tonelada) se traduce en una menor cantidad de concentrado **transportar** y por consiguiente en ahorro por concepto de flete.

En nuestro caso, para una capacidad de tratamiento en planta de 1200 TMSPD de **mineral** fresco, según el balance metalúrgico de la Tabla 5.2 la producción de concentrado es de 38.292 TMSPD o 42.547 TMHPD (considerando una humedad del 10%). Ahora, según los datos de la Tabla 5.1, correspondientes a la condición el nuevo radio de concentración sería de 33.199 con lo que la producción será de 36.146 TMSPD o 40.162 TMHPD, existiendo entonces una diferencia de 2.385 TMHPD, lo que para un flete de 17.7 US\$/TM — traduce en **15,198.16 US\$/año** ahorro por transporte de concentrado.

Asimismo, según los datos de la Tabla 5.1, para la Curva #2 la producción **será** 35.985 TMSPD 39.984 TMHPD de concentrado de cobre. Entonces, existe una diferencia de 2.363 TMHPD que originará una reducción en los costos de producción por concepto de transporte de concentrado.

Para estimar **este ahorro** en términos de dólares anuales consideramos un flete de 17.7 US\$/TM desde la planta concentradora (Mala) hasta el puerto del Callao, por consiguiente, el ahorro por concepto de transporte de concentrado anual ascenderá a **16,333.95 US\$/año**.

5.4 Estimación de la inversión de la instalación de la celda columna.

En la estimación de la inversión para la implementación de la celda columna, como se indicó en el capítulo anterior, se analizarán dos casos: a) Celda columna con instrumentación básica, b) Celda columna con nivel elevado de instrumentación. A continuación, se presenta el desarrollo.

A) Celda columna con instrumentación básica (control manual):

i) Equipos:	HP	<u>US\$</u>
a) Celda columna diseño COMINCO de 30" diámetro por 9.00 m de altura.....		6,490.00
b) Un set de spargers diseño COMINCO (sistema de dispersión de aire).....		7,310.00
c) Compresoras de aire (2), 30 ft ³ /min a 60 psi para la alimentación de aire al sistema de spargers (Una en stand by).....	10.0	8,496.00
d) Bomba Hidrostral (1) del tipo monoblock para la alimentación de agua al sistema de spargers. (Una en stand by).....	3.4	566.00
e) Bombas SRL de 2.1/2"x2" (2), para bombeo de la pulpa de alimentación a la celda columna. (Una en stand by).....	4.8	6,136.00
f) Bombas SRL de 2.1/2"x2" (2), para bombeo de la pulpa de descarga de la columna de flotación. (Una en stand by).....	6.6	<u>6,372.00</u>
		35,370.00
g) Instrumentación: Control básico (incluye control manual de spargers y agua de lavado, y medición del nivel de pulpa). Instalación incluida.....		<u>26,741.00</u>
		62,111.00
ii) Cañerías y tuberías (instaladas):		
0.20 x 35,370.00		7,074.00
ii) Instalaciones:		
a) Costos de instalación (materiales, estructuras, cimentaciones, transporte de equipos al pie de la obra):		
0.30 x 35,370.00		10,611.00
b) Instalaciones eléctricas:		
0.10 x 35,370.00		<u>3,537.00</u>
		83,333.00
iii) Ingeniería de Cominco Engineering.....		<u>17,340.00</u>
		100,673.00
iv) Imprevistos (10%)		<u>10,067.30</u>
	TOTAL INVERSION	110,740.30

B) Celda columna con alta instrumentación (Control automático).

En este caso, obviamente la diferencia respecto a la inversión detallada líneas arriba para el caso (A) radica en el costo correspondiente a la instrumentación, el mismo que se compone de lo siguiente (los costos referidos incluyen instalación):

	US\$
i) Control automático del nivel de pulpa.	21,398.50
ii) Control automático del air-holdup.....	21,420.00
iii) Control automático del BIAS.....	<u>37,842.00</u>
	80,860.50

Teniendo en cuenta lo anterior, la inversión total para la implementación de una columna de flotación automatizada asciende a:

TOTAL INVERSION.... US\$ 170,271.75

5.5 Costo de operación de la celda columna

A) Celda columna con instrumentación básica

Depreciación:

Costo del equipo depreciable = US\$ 83,333.00

Vida útil del equipo = 5 años

Depreciación anual (calculado por el método de la línea recta)..... US\$ 16,666.60

Costo operativo:

El costo operativo requerido para la operación de la columna de flotación como celda limpiadora sería el siguiente:

i) Energía eléctrica:	<u>US\$/año</u>
Potencia instalada: 24.8 HP o 18.49 kW	
Consumo anual: 159,785.23 kW-h/año	15,978.52

ii) Mantenimiento:

Se considerará como un 10% de la depreciación

anual:

0.10 x 16,666.60 1,666.66

Total..... 17,645.18

Este costo anual referido al tonelaje que procesará la columna de flotación representa el costo operativo:

Tonelaje anual de concentrado rougher = 16,416 TMS

Entonces, el costo operativo será de 1.075 US\$/TM de concentrado rougher.

B) Celda columna con alta instrumentación.

Depreciación:

Costo del equipo depreciable = US\$ 137,452.50

Depreciación anual..... US\$ 27,490.50

Costo operativo:

US\$/año

i) Energía eléctrica..... 15,978.52

II) Mantenimiento (10%de la depreciación)..... 2,749.05

Total..... 18,727.57

Luego, el costo operativo para el caso de la columna de flotación automatizada será del orden de: 1.141 US\$/TM de concentrado rougher.

5.6 Perfil económico

Como se indicó en las secciones anteriores, para el análisis económico de la implementación de una celda columna de flotación como etapa de limpieza se estudiarán todas las alternativas o condiciones de rendimiento metalúrgico proyectadas con esta instalación mencionadas en la sección 5.1, esto es, desde las alternativas conservadoras (Curvas

#1 y #2) hasta las condiciones más desfavorables e improbables (Curvas #3, 4 y 5). Más aun se extiende este análisis al estudio de los casos en que la columna de flotación posea una instrumentación para control básico (Caso A) o una instrumentación elevada (Caso B).

Para el efecto, los ingresos totales adicionales que originó la implementación de la columna de flotación se han considerado como la sumatoria de los ingresos por incremento del valor del mineral, los ahorros por concepto de consumo de energía, y transporte de concentrado detallados en las secciones 5.1, 5.2 y 5.3.

La inversión, costo operativo y depreciación para cada caso analizado se consideran a base del detalle presentado en las secciones 5.4 y 5.5.

A continuación, y a modo de ejemplo, se presentan los flujos de ingresos egresos correspondientes a las alternativas más conservadoras, es decir, un incremento del grado de concentrado de 1.5% Cu para las Curvas #1 y #2, y además para ambos casos de nivel de instrumentación: A) celda columna con control básico, y B) columna con control automático.

En dichas tablas se señalan los indicadores económicos Valor actual neto económico (VAN) y Tasa interna de retorno económico (TIR). Además, se indican los períodos de recuperación de capital. Para la evaluación económica se ha considerado un período de 5 años.

Tabla 5.3.- Flujo de ingresos y egresos para la condición Incremento del grado 1.5%Cu - Curva #1 - Caso A.

	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
INGRESOS:						
Incremento del valor del mineral		116,640.00	116,640.00	116,640.00	116,640.00	116,640.00
Ahorro en consumo de energía		19,328.88	19,328.88	19,328.88	19,328.88	19,328.88
Ahorro en transporte concentrado		15,198.16	15,198.16	15,198.16	15,198.16	15,198.16
Ingresos adicionales totales		151,167.04	151,167.04	151,167.04	151,167.04	151,167.04
EGRESOS:						
Inversion total	110,740.30					
Costo operativo		17,645.18	17,645.18	17,645.18	17,645.18	17,645.18
Depreciación		16,666.60	16,666.60	16,666.60	16,666.60	16,666.60
(Ingresos) - (Egresos) =====>	(110,740.30)	116,855.26	116,855.06	116,855.26	116,855.26	116,855.26
VALOR ACTUAL NETO ECONOMICO (VAN):	US\$	280,976.66				(Tasa de descuento = 15%)
TASA INTERNA DE RETORNO ECONOMICO (TIR):		102.42%				
PERIODO DE RECUPERACION DE CAPITAL (Años):		0.98				

Tabla 5.4.- Flujo de ingresos y egresos para la condición Incremento del grado 1.5%Cu - Curva #1-Caso B.

	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
INGRESOS:						
Incremento del valor del mineral		116,640.00	116,640.00	116,640.00	116,640.00	116,640.00
Ahorro en consumo de energía		19,328.88	19,328.88	19,328.88	19,328.88	19,328.88
Ahorro en transporte concentrado		15,198.16	15,198.16	15,198.16	15,198.16	15,198.16
Ingresos adicionales totales		151,167.04	151,167.04	151,167.04	151,167.04	151,167.04
EGRESOS:						
Inversion total	170,271.75					
Costo operativo		18,727.57	18,727.57	18,727.57	18,727.57	18,727.57
Depreciación		27,490.50	27,490.50	27,490.50	27,490.50	27,490.50
(Ingresos) - (Egresos) =====>	(170,271.75)	104,948.97	104,948.97	104,948.97	104,948.97	104,948.97
VALOR ACTUAL NETO ECONOMICO (VAN):	US\$	181,533.48				(Tasa de descuento = 15%)
TASA INTERNA DE RETORNO ECONOMICO (TIR):		54.67%				
PERIODO DE RECUPERACION DE CAPITAL (Años):		2.07				

Tabla 5.5.- Flujo de ingresos y egresos para la condición Incremento del grado 1.5%Cu - Curva #2 - Caso A.

	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
INGRESOS:						
Incremento del valor del mineral		95,040.00	95,040.00	95,040.00	95,040.00	95,040.00
Ahorro en consumo de energía		19,328.88	19,328.88	19,328.88	19,328.88	19,328.88
Ahorro en transporte concentrado		16,333.95	16,333.95	16,333.95	16,333.95	16,333.95
Ingresos adicionales totales		130,702.83	130,702.83	130,702.83	130,702.83	130,702.83
EGRESOS:						
Inversion total	110,740.30					
Costo operativo		17,645.18	17,645.18	17,645.18	17,645.18	17,645.18
Depreciacion		16,666.60	16,666.60	16,666.60	16,666.60	16,666.60
(Ingresos) - (Egresos) =====>	(110,740.30)	96,391.05	96,391.05	96,391.05	96,391.05	96,391.05
VALOR ACTUAL NETO ECONOMICO (VAN):	US\$	212,377.42				(Tasa de descuento = 15%)
TASA INTERNA DE RETORNO ECONOMICO (TIR):		82.78%				
PERIODO DE RECUPERACION DE CAPITAL (Años):		1.31				

Tabla 5.6.- Flujo de ingresos y egresos para la condición Incremento del grado 1.5%Cu - Curva #2 - Caso B.

	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
INGRESOS:						
Incremento del valor del mineral		95,040.00	95,040.00	95,040.00	95,040.00	95,040.00
Ahorro en consumo de energía		19,328.88	19,328.88	19,328.88	19,328.88	19,328.88
Ahorro en transporte concentrado		16,333.95	16,333.95	16,333.95	16,333.95	16,333.95
Ingresos adicionales totales		130,702.83	130,702.83	130,702.83	130,702.83	130,702.83
EGRESOS:						
Inversion total	170,271.75					
Costo operativo		18,727.57	18,727.57	18,727.57	18,727.57	18,727.57
Depreciacion		27,490.50	27,490.50	27,490.50	27,490.50	27,490.50
(Ingresos) - (Egresos) =====>	(170,271.75)	84,484.76	84,484.76	84,484.76	84,484.76	84,484.76
VALOR ACTUAL NETO ECONOMICO (VAN):	US\$	112,934.24				(Tasa de descuento = 15%)
TASA INTERNA DE RETORNO ECONOMICO (TIR):		40.58%				
PERIODO DE RECUPERACION DE CAPITAL:		2.71				

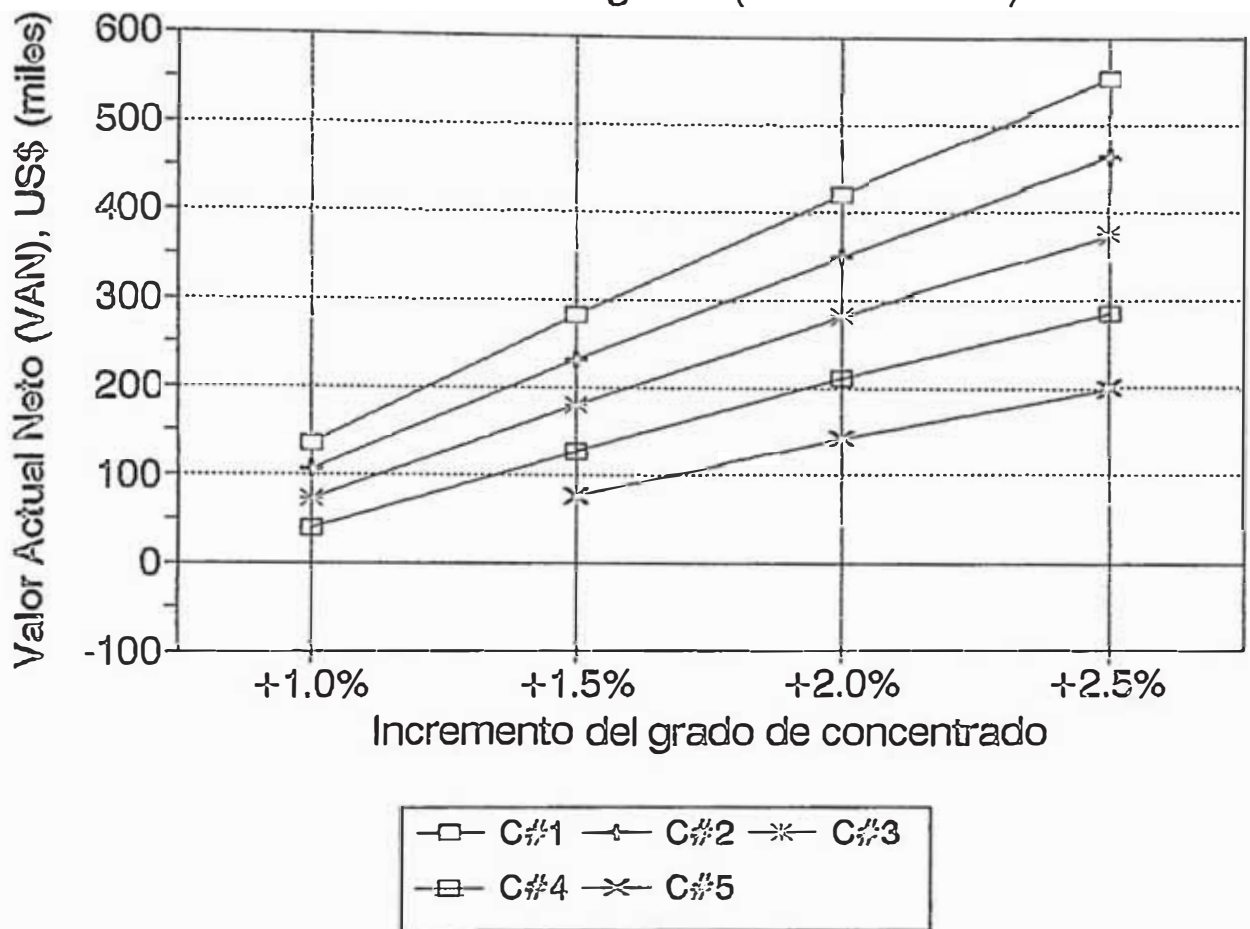
Como se señaló inicialmente, se ha analizado la sensibilidad del proyecto variando el incremento del grado de concentrado y el comportamiento de la recuperación metalúrgica respecto el grado.

La Tabla siguiente muestra los resultados de dicho análisis. Para cada combinación de incremento del **grado y curva** condición, los valores de la columna de la izquierda corresponden a una celda columna con control básico y los de la columna de la **derecha** a una celda con instrumentación elevada, asimismo, el valor superior indica el Valor Actual Neto del proyecto para los cinco años de vida considerados, el valor **intermedio** la Tasa Interna de Retorno, y el **valor inferior** el Período de recuperación de capital. Los números entre paréntesis indican valores negativos.

Tabla 5. -Indicadores economicos para las diferentes respuestas metalurgicas.

INCREMENTO DEL GRADO	CONDICION	Curva #1	Curva #2	Curva #3	Curva #4	Curva #5
	INVERSION (US\$)	110,740	110,740	110,740	110,740	110,740
+1.0% (26.26%Cu)	VAN (US\$)	134,319	93,444	39,098	(2,755)	
	TIR (%)	59.65%	46.85%	28.77%	13.94%	
	PERIODO RECUP.(años)	1.9	2.39	3.48	5.00	
		170,272	170,272	170,272	170,272	170,272
+1.5% (26.76%Cu)	VAN (US\$)	280,977	212,377	143,745	60,673	(7,552)
	TIR (%)	102.42%	82.78%	62.50%	36.39%	11.52%
	PERIODO RECUP.(años)	0.88	1.31	1.81	2.95	5.28
		44,301	44,301	44,301	(38,771)	
		25.53%	25.53%	25.53%	4.91%	
		3.75	3.75	3.75	6.46	
+2.0% (27.26%Cu)	VAN (US\$)	427,035	330,642	234,238	137,848	28,565
	TIR (%)	143.16%	116.40%	89.09%	60.72%	24.88%
	PERIODO RECUP.(años)	0.57	0.81	1.19	1.86	3.8
		134,795	134,795	134,795	36,405	
		45.15%	45.15%	45.15%	24.18%	
		2.47	2.47	1.86	3.87	
+2.5% (27.76%Cu)	VAN (US\$)	558,071	433,840	309,591	185,356	61,141
	TIR (%)	179.10%	145.04%	110.49%	74.89%	33.55%
	PERIODO RECUP.(años)	0.35	0.55	0.88	1.48	2.94
		210,147	210,147	210,147	85,923	(38,302)
		60.37%	60.37%	60.37%	34.80%	5.04%
		1.88	1.88	1.88	3.05	6.44

Figura 5.1.- Valor Actual Neto (VAN) vs Incremento del grado (control basico)



6 CONCLUSIONES

1. La celda columna produce concentrados más limpios a recuperaciones, sino mayores, por lo menos similares, que las celdas mecánicas convencionales, principalmente, por la acción de lavado de las espumas que en ella se produce, y que es una de las diferencias más notables en comparación con cualquier otra celda de flotación convencional.
2. A mayor flujo de agua de lavado, una mejor limpieza del concentrado producido.

Las pruebas con la celda columna piloto determinaron que el enriquecimiento del concentrado se debe, principalmente, al efecto del agua de lavado suministrado a la celda columna, que remueve la ganga, entrampada y/o arrastrada mecánicamente, con la pulpa de alimentación.
3. Es notable la proporcionalidad directa existente entre el incremento del grado y el índice "displacement wash" (relación entre el caudal de agua de lavado y el volumen de agua que se reporta con el concentrado).
4. El empleo de una ducha de agua de lavado aérea o externa permite observar la dispersión del agua sobre toda la superficie de las espumas de la columna, y también se evita que se obstruyan los orificios de salida del agua; pero, su inconveniente principal es el corto-circuito de agua que se produce, necesitándose entonces mayores cantidades de agua de lavado para conseguir los mismos resultados.
5. En la flotación columnar se usa un sistema de dispersión de aire para producir burbujas finas en el fondo de la columna, sistema que constituye la parte

más crítica de la celda columna, y que permite tener un control sobre el tamaño de burbuja.

6. Si se desea optimizar la recuperación en la celda columna es imprescindible contar con los instrumentos necesarios para la medición del flujo volumétrico de aire suministrado a la columna y presión de inyección de aire (los que influyen en el % de aire retenido y el tamaño de burbuja), y contar con un diseño adecuado del sistema de dispersión de aire (que determina el tamaño y la distribución de las burbujas de aire).
7. Se requiere instrumentación y control para una operación altamente eficiente de la columna de flotación (esto es, aparte un incremento en el grado, también una mejora de la recuperación), lo cual no se puede lograr con las celdas mecánicas convencionales por su circuito complejo (alto número de etapas, alto número de celdas).
8. Las pruebas a nivel piloto muestran la factibilidad técnica del reemplazo de las celdas de flotación de limpieza de agitación mecánica por celdas columnas de flotación para el sistema mineral particular de Condestable.
9. El tamaño de la celda columna de flotación requerida para la etapa de flotación de limpieza del concentrado rougher total, de la concentradora Condestable, es de 30" de diámetro x 29.5' de altura.
10. La inversión total requerida para la adquisición e implementación de la celda columna de 30" x 29.5', en la concentradora Condestable, asciende a:

a) Celda columna con Instrumentación básica (control manual de spargers y agua de lavado, y medición de nivel de pulpa)

.....US\$ 110,740.30

b) Celda columna con alta instrumentación (controles automáticos de nivel de pulpa, % air hold up, y Bias)

.....US\$ 170,271.75

11. Los costos de producción son reducidos principalmente porque la celda columna carece de partes móviles. La potencia requerida para la agitación mecánica es eliminada así como el mantenimiento y/o reemplazo de agitadores y estatores. En la concentradora Condestable, el reemplazo de las 16 celdas Denver No.21 Sub-A por la columna de flotación de 30" 29.5', significa la parada de 8 motores de 7.5 HP de potencia; un total de 60 HP instalados.

12. El análisis de sensibilidad muestra que la inclusión de la celda columna como reemplazo de las celdas de limpieza convencionales es económicamente factible.

13. Para el caso de que celda columna cuente con una instrumentación básica: control manual, los indicadores económicos señalan la viabilidad del proyecto, aun para improbables respuestas metalúrgicas pobres (esto es, que la recuperación se vea afectada negativamente con el incremento del grado).

14. Si a la columna de flotación se le proporciona una instrumentación de alto nivel: control automático, el rendimiento metalúrgico superior se asegura, y la viabilidad económica del proyecto se ve acentuada.

7 BIBLIOGRAFIA

1. Moon K. S., Sirois L. L., "Theory and industrial application of column flotation in Canada", Proceedings of an International Symposium on Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.
2. Nicol S. K., Roberts T., Bensley C. N., Kidd G. W., Lamb R., "Column Flotation of ultrafine coal: Experience at BHP-Utah Coal Limited's Riverside Mine", Proceedings of an International Symposium on Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.
3. Dayton S. H., "Magma modernizes San Manuel's big Cu-Mo concentrator", E & MJ, 189 (5), May 1988.
4. Zaburunov S. A., "Magma Independence", E & MJ, 191 (6), January 1990.
5. "Queensland: Hilton highlights australian expertise", WME, 15 (5), May 1991.
Still K. R., "Hilton inaugurated: A new step in Mt. Isa's future", E & MJ, 191 (10), Oct 1990.
7. "Golden Grove, WA: copper and columnar zinc from Scuddles", WME, 15 (5), May 1991.
8. Carter R. A., "Kennecott Utah Copper modernization pays off", E & MJ, 191 (6), January 1990.
9. Phelps R. W., "Copper Range Co.", E & MJ, 191 (6), January 1990.
10. Subramanian K. N., Connelly D. E. G., Wong K. Y., "Commercialization of an column flotation circuit for gold sulfide ore", Proceedings of an International Symposium on Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.
11. Egan J. R., Fairweather J., Meekel A., "Application of column flotation to lead and zinc beneficiation at Cominco", Proceedings of

International Symposium on Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.

12. Hu W., Liu G., "Design and operation experiences with flotation columns in China", Proceedings of International Symposium of Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.
13. Cline W., "Arenas del Atacama, Chile: Copper concentrating in the desert at Escondida", WME, 15 (5), May 1991.
14. Suttill K. R., "Los Bronces: Plans major expansion to 30,000 MT/D capacity", E & MJ, 189 (5), May 1988.
15. Gonzales H., Llerena R., "Control de celdas columna en la planta de molibdeno de Cuaajone", IV Symposium Congreso Ingeniería Metalúrgica, Arequipa-Perú, 1987.
16. McKay J. D., Foot D. G., Shirts M. B., "Column flotation and bubble generation studies at the Bureau of Mines", Proceedings of an International Symposium on Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.
17. Kawatra S. K., Eisele T. C., "Studies relating to removal of pyritic sulfur from coal by column flotation", Proceedings of an International Symposium on Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.
18. Luttrell G. H., Weber A. T., Adel G. T., Yoon R. H., "Microbubble flotation of fine coal", Proceedings of an International Symposium on Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.
19. Dobby G. S., Yianatos J. B., Finch J. A., "Estimation of bubble diameter in flotation columns from drift flux analysis", Canadian Metallurgical Quarterly, (2), 85-90, 1988.
20. Burger J. R., "Froth flotation developments", E & MJ, 184 (9), September 1983.

21. Murdock D. J., Wyslouzil H. E., "Large diameter columns flotation cell take hold", E & MJ, 192 (8), August 1991.
22. Inchausti R. A., McKay J. D., Foot D. G., "Column flotation parameters - their effects", Proceedings of an International Symposium on Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.
23. Ynchausti R. A., Herbst J. A., Hales L. B., "Unique problems and opportunities associated with automation of column flotation cells", Proceedings an International Symposium on Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.
24. Amelunxen R. L., Llerena R., "Mechanics of column flotation operation", Proceedings of an International Symposium on Column Flotation, Phoenix, Arizona, January 1988.
25. "Evaluación preliminar de la celda columna piloto en el circuito de zinc", Centromin-Perú S. A., Paragsha 1989.
26. Carter R. A., "Concentrating copper with columns", E & MJ, 192 (8), August 1991.