



UNIVERSIDAD DE CONCEPCION
INSTITUTO DE INVESTIGACIONES TECNOLOGICAS

ES PROPIEDAD INTELECTUAL
INSCRIPCION 27318

EL PROCESO
DE
LIXIVIACION
PRECIPITACION
FLOTACION

Prof. ALEXANDER SUTULOV

CONCEPCION
CHILE
1963

INDICE DE MATERIAS

INTRODUCCION	7
1. ANTECEDENTES Y DEFINICION DEL PROCESO	9
Definición del Proceso	9
Antecedentes Históricos	10
Diagrama de Flujo General	12
2. ETAPA DE LIXIVIACION	15
Lixiviación de Minerales de Cobre	15
Lixiviación de Minerales de la Ganga	16
El Consumo de Acido	16
Variables de la Lixiviación	17
Práctica de Lixiviación	19
3. ETAPA DE PRECIPITACION	23
Fundamentos Electroquímicos de la Precipitación	23
Cinética de la Reacción Básica	26
Las Reacciones Secundarias en la Precipitación	27
Variables de la Precipitación	30
Práctica de la Precipitación	32
4. ETAPA DE FLOTACION	35
Posibles Alternativas de Flotación	35
Flotación de Sulfuros y de Cobre Metálico	36
Reactivos de Flotación	40
Circuitos de Flotación	41

5. PREPARACION DE LA ESPONJA DE FIERRO	45
Problema de la Esponja de Fierro	45
Fundamentos de la Producción de Fierro Metálico	48
Producción de Esponja a partir de Minerales Oxidados de Fierro ..	53
Proceso Wiberg-Söderfors	53
Proceso Hoganäs	56
Proceso H y L	57
Proceso R-N	58
Proceso de Fierro H	61
Otras Procesos	64
Producción de Esponja a partir de la Pirita	64
Proceso de Anaconda	64
Proceso de Kennecott	68
Discusión del Problema y posibles costos en Chile	71
6. APLICACIONES INDUSTRIALES DEL PROCESO L.P.F.	75
Planta de Miami Copper	75
Planta de Anaconda en Greater Butte, Montana	79
Planta de Kennecott en Hayden, Arizona	81
Experiencias Rusas con el Proceso L.P.F.	86
7. EL PROCESO L.P.F. Y LA REALIDAD CHILENA	89
Producción de Esponja a partir de Pirita	90
Producción de Esponja a partir de Llampos	93
Beneficio de Minerales Altamente Oxidados	95
Beneficio de Cobres Mixtos	98
Beneficio de Cobres Porfíricos	99
Proceso L.P.F. frente a otras alternativas metalúrgicas	101
Costos Comparativos del Proceso L.P.F.	102
8. CONCLUSIONES	105
9. BIBLIOGRAFIA	107

INTRODUCCION

Ya han pasado más de 30 años desde que investigadores norteamericanos y rusos desarrollaron un tratamiento especial para los minerales oxidados y mixtos de cobre, con el fin de mejorar la metalurgia general en el beneficio de menas de este metal. Las experiencias efectuadas durante este largo periodo han demostrado los indudables méritos de este proceso, conocido bajo el nombre de Proceso L.P.F. y el hecho de que el Proceso L.P.F. es realmente práctico, económico y competitivo es afirmado, en mejor forma, por varias aplicaciones en escala industrial.

Sin embargo, el Proceso L.P.F. es un proceso con dificultades propias de las distintas etapas de su aplicación — lixiviación, precipitación y flotación. Como es natural, de las aplicaciones prácticas, particularmente de orden industrial, han surgido un gran número de problemas resueltos hasta la fecha con distinto grado de eficiencia. Esto ha creado en ciertos círculos metalúrgicos la opinión de que el proceso en discusión no está todavía dominado completamente y que, teniendo serios problemas, tiene que aplicarse con gran cuidado. Tanto ha sido exagerada la dificultad de los problemas que se presentan, que hasta se ha dicho, como el autor lo pudo escuchar de un metalurgista muy respetable, que el Proceso tiene una mala "reputación".

Aunque nosotros reconocemos ciertos problemas serios existentes en la aplicación práctica de este proceso, no podemos compartir las opiniones exageradamente pesimistas, pues creemos que el proceso tiene grandes méritos en comparación con otros que son alternativas para problemas del mismo carácter metalúrgico. En consecuencia, el objetivo final de esta publicación es de resumir los conocimientos y experiencias sobre el proceso en cuestión y comprobar su validez metalúrgica bajo distintas condiciones prácticas.

En seguida, queremos referirnos a ciertos problemas que tradicionalmente se consideran puntos críticos del proceso, como por ejemplo, la producción de esponja de hierro.

Finalmente, queremos exponer, aunque en forma resumida, nuestras experiencias, que el autor ha realizado con la ayuda de los ingenieros Tulio Araya y Fernando Concha en el Instituto de Investigaciones Tecnológicas, sobre los minerales chilenos de cobre y hierro. Como se podrá apreciar, la validez del Proceso L.P.F. en la realidad chilena puede ser de gran importancia.

Quiero aprovechar esta oportunidad para agradecer en forma muy sincera a la Universidad de Concepción y particularmente a su Rector, don Ignacio González, y al Director de la Escuela de Ingeniería, don Gustavo Pizarro, por haber hecho posible la aparición de esta publicación. Al Ing. Esteban Urrizola, quien ha hecho las ilustraciones y corrección de pruebas, debo mi más profundo reconocimiento.

EL AUTOR

CONCEPCION, Agosto de 1963.

1. ANTECEDENTES Y DEFINICION DEL PROCESO

Definición del Proceso: El Proceso L.P.F. se aplica en el beneficio de minerales de cobre, total o parcialmente oxidados. Este tratamiento especial sirve para aumentar las recuperaciones de cobre fino en el concentrado y mejorar su ley y tiene la ventaja de dar mejores resultados metalúrgicos que la flotación o lixiviación usadas separadamente.

Como es sabido, los sulfuros de cobre son minerales muy hidrofóbicos y susceptibles a una eficiente concentración por flotación. El beneficio de estos minerales por métodos hidrometalúrgicos, como por ejemplo por lixiviación con sulfato férrico, es menos ventajoso por cuanto las recuperaciones son más bajas y los costos más altos.

Por otra parte, los minerales oxidados de cobre, generalmente, tienen propiedades hidrofílicas y no flotan bien en forma selectiva. Esto hace su concentración por flotación menos eficiente y, generalmente, para su beneficio, se aplican métodos hidrometalúrgicos, tales como la lixiviación con ácido sulfúrico, si la ganga es ácida, o amoníaco y sales amoniacales, si es alcalina. Posteriormente, el cobre se recupera desde las soluciones o por cementación con hierro metálico o depositación electroquímica, o bien, por evaporación del lixivante, como es el caso de las soluciones amoniacales.

En consecuencia, no hay problemas metalúrgicos serios en seleccionar un método adecuado para el tratamiento de un mineral de cobre, si se trata de una mena totalmente sulfurada o totalmente oxidada. Sin embargo, cuando las menas yacen en forma mixta y los sulfuros están total o parcialmente oxidados, los tratamientos por flotación dan bajos rendimientos por la pobre recuperación de los óxidos y los métodos hidrometalúrgicos no satisfacen por la pérdida de los sulfuros y acompañantes nobles del mineral.

En estas circunstancias, es necesario optar por un método combinado, que contemple a la vez las condiciones necesarias para la recuperación de los sulfuros y de los óxidos. Uno de los métodos, perteneciente a este grupo de procesos combinados, es el Proceso L.P.F. que debe su nombre a las letras iniciales de las tres etapas principales que lo constituyen: 1) Lixiviación; 2) Precipitación, y 3) Flotación.

Como lo indica el mismo nombre, el Proceso consta esencialmente de las siguientes etapas:

El mineral crudo, después de una trituración y molienda convencional, hasta la liberación, se somete a una lixiviación con ácido sulfúrico diluido, para lixiviar los minerales oxidados de cobre. Esta misma lixiviación también contribuye al lavado y limpieza de las superficies de los sulfuros de cobre, que no se solubilizan, pero sí se deshacen de las capas oxidadas que, a veces, los cubren.

En la segunda etapa, la pulpa lixiviada se somete a una precipitación con chatarra o esponja de hierro, durante la cual el cobre iónico, lixivado, precipita en forma de cemento de cobre sobre la superficie del hierro metálico y los sulfuros no experimentan cambios.

Terminada la precipitación, se agregan los reactivos necesarios para la flotación y, a continuación, el cemento de cobre, junto a los sulfuros, se recupera en un concentrado de alta ley. Este concentrado, posteriormente, se desagua y sigue las etapas convencionales de fundición y refinación.

De lo expuesto, se desprende que el Proceso L.P.F. es un método hidrometalúrgico complejo, combinado con la flotación, que sirve para el beneficio de minerales de cobre total o parcialmente oxidados.

Antecedentes Históricos: El Proceso L.P.F. fue descubierto en los Estados Unidos por Harmer Keyes, metalurgista jefe de la Miami Copper Co. en Arizona. Durante el periodo de tiempo entre 1929 y 1934, Keyes estuvo empeñado en la búsqueda de un método hidrometalúrgico de beneficio de los sulfuros altamente oxidados, que pertenecían a su compañía, y que no se concentraban satisfactoriamente por flotación. Frente a un problema de lamas, que no permitían una separación satisfactoria de los sólidos y licores de lixiviación, a Keyes se le ocurrió introducir el hierro metálico en las pulpas, precipitar el cobre y en seguida flotarlos, en forma convencional, con los sulfuros. Las

experiencias dieron buenos resultados y el mismo Keyes les dio el nombre de tratamiento de lixiviación, precipitación y flotación (1).

El trabajo de Keyes quedó patentado sólo en agosto de 1934, con el título de: "Recuperación de Cobre de Materiales tales como Soluciones mezcladas con Pulpas Minerales" (2).

Como se puede apreciar de este título, Keyes dio importancia al hecho de que por primera vez se comprobó la factibilidad de la precipitación y recuperación de cobre, sin que fuera necesario separar las pulpas en sólidos y licores. Esto era, indudablemente, un aspecto novedoso por cuanto hasta aquella época, en las lixiviaciones por agitación y percolación, se consideraba necesaria la separación del medio lixivante, para recuperar el cobre por cementación.

En su patente, Keyes también se preocupa bastante del problema del hierro ferroso y su efecto sobre las flotaciones. Sugiere su eliminación por oxidación a hierro férrico.

De la misma época, hay otra patente norteamericana que pertenece a un metalurgista de la Kennecott que fue superintendente de la planta en Hayden, que después de muchos años adoptó el Proceso L.P.F. Se trata de James L. Stevens, quien patentó su idea en 1932 bajo el número 1.848.396.

Según la patente de Stevens (3) los minerales mixtos de cobre se pueden beneficiar lixivándolos, primero, con ácido sulfúrico y separando, en seguida, las lamas y arenas. Las últimas, limpiadas por la acción disolvente del ácido sulfúrico, se lavan bien con agua y siguen un tratamiento convencional para los sulfuros, o sea, se muelen y flotan en un circuito alcalino con xantatos. Las lamas, se separan junto con los licores de la lixiviación, se agitan un cierto tiempo, para terminar la lixiviación, y se precipitan con esponja de hierro, para cementar el cobre iónico. Este cobre y la pequeña cantidad de sulfuros que acompañan las lamas, se pueden recuperar por flotación, previa una alcalinización. Como se ve, la patente de Stevens contiene, básicamente, casi todos los detalles de un Proceso L.P.F. moderno.

En la misma época, o un poco antes, en 1930, y en forma independiente, el profesor e investigador ruso V. Y. Mostovich junto con su colaborador I. N. Duhanin, en su laboratorio de Tomsk, introducían un nuevo proceso para el beneficio de minerales de cobre sumamente oxidados que provenían de los yacimientos de Kounrad y Koktas-Dzhartas en Kazakhsan. Ellos idearon lixiviar

el cobre, precipitarlo con hierro metálico, en trozos muy finos, y flotar la pulpa resultante en un circuito ácido (4). Llamaron a este procedimiento "El Proceso Combinado de Hidrometalurgia y Flotación" y durante los años que siguieron, junto a otros investigadores rusos, realizaron muchas investigaciones sobre un gran número de yacimientos rusos.

De lo expuesto, se deduce que el Proceso L.P.F., desde su principio, tomó las formas que, básicamente, tiene hoy día y que los estudios posteriores sólo han profundizado los conceptos teóricos y han modificado y mejorado ciertas técnicas, adaptándolo a cada caso particular. El rápido desarrollo y formulación del proceso, desde sus principios, es comprensible tomando en cuenta que las etapas de las cuales consiste ya eran conocidas y habían sido detalladamente estudiadas durante años.

Diagrama de Flujo General: Ahora trataremos, en forma general, de describir el proceso, con el fin de tener una pauta para nuestros estudios:

El mineral crudo, proveniente de la mina, pasa por dos o tres etapas convencionales de trituración. Si se trata de una mina subterránea, hay, generalmente, dos etapas de trituración; si se trata de una mina a cielo abierto, debido al tamaño de los trozos más grandes, se necesitan tres etapas. La primera se hace con chancadoras giratorias o de mandíbulas. Las giratorias se usan en plantas de gran tonelaje y las de mandíbula, en las de reducido tonelaje. La segunda etapa se efectúa con chancadoras de cono, tipo Symons Standard y Symons Cabeza Corta. La última etapa de trituración está, generalmente, en circuito cerrado con el tamizado, de manera que el producto final sale con una granulometría controlada, tipo 10 a 20 mm.

La descarga de la planta de trituración se almacena en buzones de mineral fino, desde los cuales se alimenta la planta de molienda.

Los tratamientos que siguen, dependen, esencialmente, del carácter de la mena. Si se trata de un mineral totalmente oxidado o donde la oxidación ha afectado tanto los productos gruesos como los finos, todo el mineral se lixivia, después de dos etapas de molienda. Por otra parte si los gruesos son poco afectados por la oxidación y los finos contienen la parte principal de los óxidos, conviene una lixiviación conjunta parcial de los finos y gruesos, con separación posterior de los gruesos y finos. Los primeros siguen el tratamiento de los sulfuros y los finos un tratamiento de L.P.F.

En el primer caso, se hace una molienda de dos etapas hasta obtener la granulometría de liberación que es de 65 ó 100 mallas y, después de una lixiviación y precipitación, se hace la flotación conjunta de los sulfuros y cobre metálico en un circuito ácido o alcalino, según sea más conveniente.

Una alternativa de este tratamiento consiste en flotar, en la primera etapa, los sulfuros, y, en seguida, someter los relaves a un proceso LPF. Esto tiene importancia cuando de los sulfuros se quiere separar un subproducto que no flota bien en forma diferencial, a partir de concentrados que contienen cobre metálico.

Cuando se opta por un diagrama de flujo con separación de las lamas y arenas, la lixiviación del mineral se adelanta, para poder separar las arenas. Se lixivia el producto de descarga de la planta de trituración, o bien, la descarga del molino primario. En este último caso, la molienda se hace en molinos de barras, para no producir muchos finos. La lixiviación del producto se hace en tambores especiales, desde los cuales el mineral pasa a clasificadores, que junto con separar las lamas y las arenas, eliminan a las arenas el exceso de ácido.

Las arenas superficialmente lavadas y que contienen la parte principal de los sulfuros de cobre y de la pirita (ésta queda en las arenas debido a su dureza natural y menor desintegración en el proceso de reducción de tamaño que el resto del mineral) se someten a una molienda adicional hasta la liberación, en un circuito secundario de molienda. El producto se flota, en seguida, en un circuito alcalino con aceite de pino y xantatos, para recuperar el cobre y para mantener deprimida la pirita. Los relaves de esta flotación se acidifican, para activar la pirita que se recupera en forma de un concentrado de alta ley. La pirita es la materia prima para la obtención del ácido sulfúrico y de la esponja de hierro, que se usan en el circuito de lamas.

Las lamas finas, que representan un 15-25% del tonelaje total se trasladan a una sección especial para el tratamiento LPF. Este producto contiene la mayor parte de los óxidos y una parte de los sulfuros. Su ley en cobre es más alta que la de la cabeza general y de las arenas. Para complementar la lixiviación, el producto fino se somete a una lixiviación adicional, en estanques de madera, durante 30 a 60 minutos, manteniendo el pH entre 1 y 2.

Después de la lixiviación sigue la etapa de precipitación. Para evitar el consumo excesivo de hierro, el pH se ajusta a 3-3.5 con cal. La precipitación se hace con chatarra, o mejor, con esponja

de hierro. Dependiendo del producto usado y la agitación aplicada, la precipitación demora 5 a 20 minutos.

Terminada la precipitación, se sube el pH a 4-4.5, con cal, se agregan los reactivos de flotación y se flota el cemento de cobre en un circuito ácido o alcalino. Si se emplea circuito ácido, se usa como colector el Minerec A. Si se emplea circuito alcalino se usan xantatos o aerofloats. Como espumantes sirven el ácido cresílico o el aceite de pino.

A veces, la flotación de las lamas se hace en el mismo circuito de flotación de las arenas. En este caso es necesario alcalinizar la pulpa proveniente del circuito de precipitación.

Dependiendo de las condiciones locales y de la naturaleza del mineral, este esquema general puede sufrir distintos cambios y modificaciones a las cuales nos vamos a referir más tarde. En la Fig. 1 se puede ver un diagrama de flujo para el Proceso L.P.F. ideado por la Denver Equipment Co. (5).

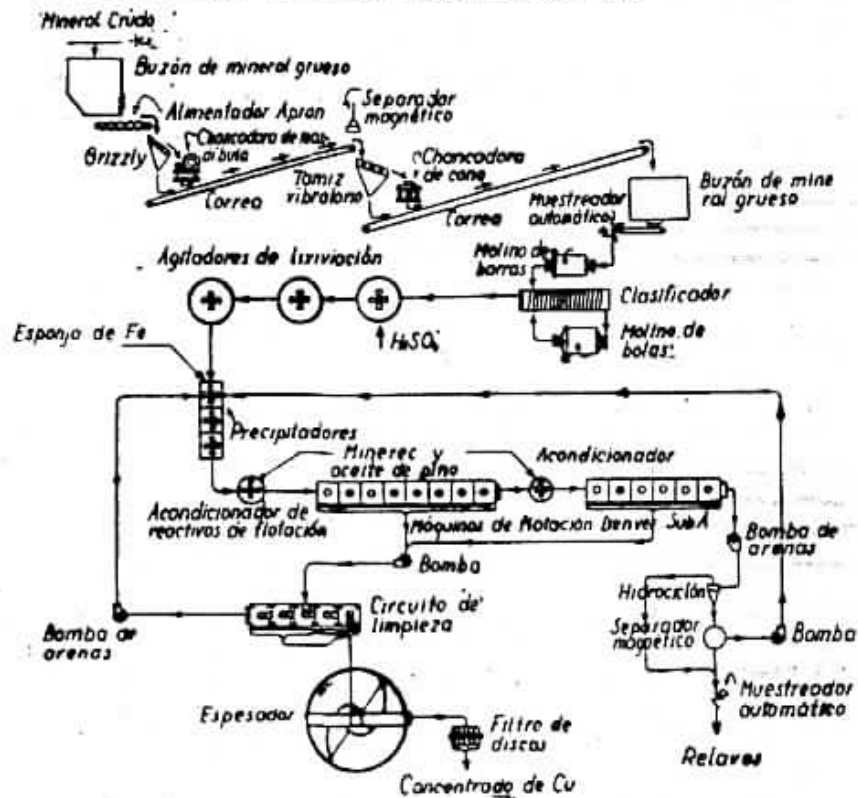
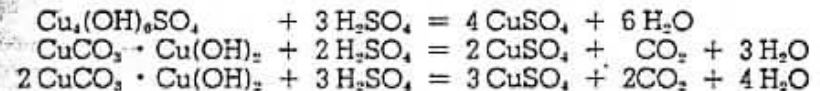


Fig 1 Diagrama de flujo del proceso L.P.F

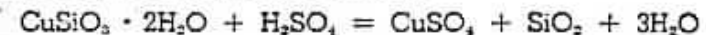
2. ETAPA DE LIXIVIACION

Lixiviación de Minerales de Cobre: La lixiviación de minerales de cobre en el Proceso L.P.F. se hace exclusivamente con ácido sulfúrico, que se agrega en cantidades necesarias para disolver las especies oxidadas, pero esto no excluye una serie de otros lixiviantes, como por ejemplo sulfato férrico, que se forma durante el proceso de lixiviación y que ataca los sulfuros de cobre y el cobre metálico.

Los compuestos más susceptibles a la lixiviación son los sulfatos y sulfatos básicos. El sulfato de cobre, la chalcantita, se disuelve en agua pura, sin necesidad de agregar ácido sulfúrico. El sulfato básico, la brochantita y los carbonatos, tales como la malaquita y azurita, se disuelven con una razonable velocidad y eficiencia, según las siguientes reacciones:



Los silicatos de cobre son menos solubles que los sulfatos y carbonatos y requieren mayor tiempo de contacto y más alta concentración de ácido. El más común entre ellos, la crisocola, se disuelve según la siguiente reacción:

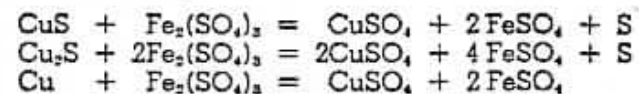


Por otra parte, los óxidos y particularmente los aluminosilicatos y fosfatos son o insolubles o difícilmente solubles en ácido, requiriendo, a veces, aparte de altas concentraciones de ácido, un calentamiento de las pulpas.

El ácido sulfúrico, junto con los minerales de cobre, ataca también a los minerales de hierro, presentes en la ganga. De este modo, se forma sulfato ferroso, que en presencia del oxígeno del aire y del ácido sulfúrico, forma el sulfato férrico, según la reacción:



Este sulfato férrico es un buen lixivante de los sulfuros de cobre, particularmente de los secundarios, tales como la covelina y la calcosina, y del cobre metálico. Todos ellos se disuelven según las siguientes reacciones:



Como se puede apreciar, del sulfato ferroso, proveniente de estas reacciones, se regenera fácilmente el sulfato férrico con el oxígeno del aire en presencia del ácido sulfúrico, puesto que la agitación de la pulpa facilita la impregnación del aire en ella.

Lixiviación de los Minerales de la Ganga: Además de la lixiviación de las especies útiles, el ácido sulfúrico ataca también los minerales de la ganga.

Los minerales más susceptibles a esta lixiviación y que consumen más ácido son los óxidos e hidróxidos de hierro y aluminio, los carbonatos de metales alcalinos y alcalinotérreos. Si la ganga consiste, esencialmente, de silicatos y de sílice, el consumo de ácido en estas reacciones secundarias no es muy alto. Pero el problema se complica considerablemente cuando en la ganga hay carbonatos tales como calcita, dolomita o magnesita. La presencia de estos minerales no sólo es causa de consumos prohibitivos de ácido sino que también satura la pulpa con sulfato de calcio y magnesio y dificulta las flotaciones posteriores.

De este modo, con respecto a la lixiviación, como primera observación, se puede decir que al Proceso L.P.F. son susceptibles sólo aquellas menas que contienen especies oxidadas de cobre que se disuelven con razonable velocidad y eficiencia y que, por otra parte, no contienen gangas excesivamente alcalinas y calcáreas.

El Consumo de Acido: Las relaciones estequiométricas indican que para lixiviar una unidad de cobre fino es necesario consumir 1,5 unidades de ácido sulfúrico puro. En otras palabras, cada tonelada de mineral necesita 15 kgs de ácido sulfúrico por cada por ciento de cobre oxidado, sólo para disolver estas especies. Como es de esperar, esta condición teórica nunca se cumple y siempre es necesario consumir más ácido, para efectuar una lixiviación en la práctica.

Es fácil comprender, que este exceso de ácido es la suma de otros dos consumos: 1) del ácido necesario para neutralizar la ganga, y 2) del ácido libre que tiene que existir en la pulpa, para que la lixiviación pueda proceder con una velocidad y eficiencia razonables. En realidad, se ha podido observar, en la práctica, que no es raro que un mineral consuma por concepto de neutralización de la ganga, tanto ácido como consume para la lixiviación de las especies útiles y, a veces, todavía más. De este modo, considerando que es necesario mantener en la pulpa por lo menos 1-2 kgs de ácido sulfúrico libre por tonelada de mineral, en los casos muy favorables, el consumo de ácido

por un por ciento de cobre oxidado sería del orden de 20-25 kgs/ton y en los casos desfavorables el doble y triple de la cantidad indicada.

Mientras la cantidad de ácido, necesaria para lixiviar el cobre, varía con la ley del mineral, la cantidad necesaria para neutralizar la ganga es fija para cada caso particular. De este modo, al aumentar la ley de un mineral, se disminuye la cantidad absoluta de ácido necesaria para lixiviar la unidad de cobre. Por ejemplo, si tenemos un mineral de cobre que contiene 1,5% de especies oxidadas y consume 45 kgs para su lixiviación (22,5 kgs para la lixiviación del cobre, 22 kgs para neutralizar la ganga y 0,5 kgs de ácido libre), el consumo de ácido por unidad de cobre lixiviado es 3. Si la misma mena, sin embargo, tuviera 3% de Cu, este consumo bajaría a 2,25 unidades, porque serían necesarios 67,5 kgs de ácido por tonelada (45 kgs para la lixiviación del cobre, 22 kgs para la neutralización de la ganga y 0,5 kgs de ácido libre).

Variables de la lixiviación: La cinética y la eficiencia de la lixiviación dependen, fundamentalmente, de los siguientes factores:

1. De la superficie activa del mineral, relacionada con su tamaño granulométrico promedio.
2. De la cantidad absoluta de ácido sulfúrico y de su concentración. La última está relacionada con la dilución y porcentaje de sólidos usados en la lixiviación.
3. Del tiempo de contacto.
4. De la velocidad de difusión, relacionada con la agitación y temperatura de la pulpa.

Es lógico, entonces, afirmar que se disuelven con mayor eficiencia y velocidad las menas de granulometría fina, con altas cantidades y concentraciones de ácido, con agitación intensa, temperatura alta y tiempo de contacto largo.

El factor granulométrico en las lixiviaciones del Proceso L.P.F. no es de mucha importancia, por cuanto siempre se trabaja con minerales de granulometría sumamente fina, en que la liberación ya está efectuada y el contacto con el ácido asegurado. En efecto, casi siempre se lixivian las lamas correspondientes a un producto de menos 48, 65 y 100 mallas, o sea, a un producto con 50-70% menos 200 mallas.

En lo que se refiere a la concentración y cantidad de ácido, es necesario tener presente que nuestro objetivo final es el de efectuar la lixiviación más completa con el mínimo consumo de ácido. En este sentido la cantidad absoluta de ácido depende, fundamentalmente, de la composición química de la mena. Por otra parte, se puede influir la eficiencia de la lixiviación, variando la concentración del ácido agregado y el porcentaje de sólidos en la pulpa. Hay que tener presente que junto con un mejor ataque de las especies útiles, con ácido de mayor concentración, se produce también un ataque más activo de los minerales de la ganga, por lo que es necesario encontrar las condiciones óptimas de concentración del ácido.

Generalmente, el ácido se agrega en los estanques de lixiviación en forma concentrada y se trata de mantener un alto porcentaje de sólidos en la pulpa, cercano a 50%. Es importante señalar que el porcentaje de sólidos de una pulpa, que llega de un circuito de molienda, o sea, como rebalse de un clasificador o hidrociclón, depende de la granulometría del producto mismo: mientras más fina es la descarga, mayor es la dilución de la pulpa. En este sentido se puede decir que las pulpas de un 50% menos 200 mallas se pueden obtener con un 50% de sólidos, mientras que las que tienen 70% de menos 200 mallas tienen una densidad de 30% de sólidos. Cuando el rebalse no tiene densidad suficientemente alta, se puede recurrir a su espesaje, eliminándole el exceso de agua.

A veces las pulpas que tienen muchos finos y, particularmente, las que contienen productos lamosos, no se pueden lixiviar con un alto porcentaje de sólidos por su excesiva viscosidad y densidad. Se diluyen, entonces, según sea necesario, a un 15 a 25% de sólidos.

El tiempo de contacto es una de las variables más importantes para obtener una máxima eficiencia. En la escala de laboratorio, una pulpa molida a 48-65 mallas, fácilmente se lixivia en un período entre 30 y 60 minutos. Para las especies más resistentes se puede necesitar un tiempo hasta de 2 horas. Si la lixiviación se hace en estanques de madera, su costo por tonelada instalada es muy bajo y por esto conviene tener un exceso de capacidad, puesto que la lixiviación adicional no hace daño y aumenta un poco las recuperaciones. En la planta de Miami, por ejemplo, pese a que el tiempo necesario para la lixiviación fue calculado en 30 minutos, en la operación actual se usan estanques con un tiempo de contacto de 3 1/2 horas.

Práctica de la Lixiviación: La lixiviación se efectúa, en el Proceso L.P.F., siempre por agitación. Esto se explica por dos motivos: 1) la lixiviación por agitación es más eficiente y rápida; 2) la lixiviación de lamas finas, por percolación, en los estanques sería imposible.

El Proceso L.P.F. tiene las ventajas sobre la lixiviación por percolación, que no es necesaria la construcción de costosos estanques con caro manejo de minerales y que la operación de lixiviación es muy rápida. Sería muy difícil imaginarse un proceso tan dinámico como el L.P.F. que consiste en etapas sucesivas de trituración, molienda, clasificación, precipitación, flotación, etc., interrumpidas por una operación tan lenta como la lixiviación por percolación que demora varios días.

Por otra parte, la lixiviación en L.P.F. como característica fundamental, tiene el hecho de no requerir la separación del sólido y líquido, para la posterior recuperación del metal. Esto permite el tratamiento de minerales de granulometría más fina y liberación más completa, sin preocuparse de la sedimentación u otros métodos de clarificación de los licores obtenidos.

En forma práctica, la lixiviación se hace en estanques de madera, que son los más baratos, o en estanques de concreto, debidamente protegidos. Las partes móviles, normalmente, se hacen de acero inoxidable, tal como el acero 316. Los agitadores pueden ser de tipo Airlift o con hélices de tipo turbina con flujo axial de la pulpa. La impregnación del aire, en la etapa de lixiviación, contribuye a la formación del hierro férrico, potencial consumidor de ácido y hierro metálico.

A veces, cuando el contenido de especies oxidadas de la mena es bajo, la lixiviación toma el aspecto de un lavado ácido. No hay necesidad de usar estanques agitadores, sino que la operación se puede realizar en tambores debidamente protegidos.

Hay casos en que este lavado ácido dura sólo 15-20 minutos y el consumo de ácido sulfúrico es entre 2 y 5 kgs/ton.

Sin embargo, es más normal una lixiviación más intensa, con consumo de ácido que se eleva a decenas de kilos por tonelada y con un tiempo de contacto superior a 30-60 minutos. En estos casos, hay que contar con el uso de estanques de madera, con una agitación adecuada. Generalmente, es aconsejable usar, por lo menos, tres estanques en fila para efectuar una lixiviación adecuada y económica. El uso de tres estanques permite la mantención de una acidez elevada en el primero, moderada en

el segundo y baja en el último. Además, en el último se puede determinar la cantidad del ácido libre y, según ella, controlar la adición de ácido en el primer estanque.

Para una mayor eficiencia, el ácido se agrega en el primer estanque en forma concentrada y la operación se controla con un pH metro. El pH tiene que mantenerse entre 1 y 2. Las lixiviaciões más satisfactorias se obtienen con pH entre 1,5 y 1,7; el pH 2 ya es un poco alto. Después de la lixiviación, la descarga del tercer estanque tiene un pH cercano a 2,3-2,5, lo que corresponde a un contenido de ácido libre de 1 kg/ton que causaría un excesivo consumo de fierro en la precipitación. Por esto se ajusta con cal a un pH 3, con no más de 0,25 kg/ton de ácido libre. Este pequeño exceso de ácido libre es necesario para mantener las sales de fierro en solución.

El consumo de energía eléctrica para la lixiviación es mínimo, pues se trabaja con bajas velocidades (3-10 rev/min) y con motores de 5-10 HP para los estanques de 10 metros de diámetro.

En la Fig. 2 se puede observar el corte y el principio de funcionamiento de un agitador con hélice de tipo turbina producido por la Cía. Denver Equipment y en la Fig. 3 un conjunto de agitadores conectados para una operación continua (40). La Cía. Denver Equipment hace las siguientes recomendaciones para elegir el equipo y el circuito de lixiviación:

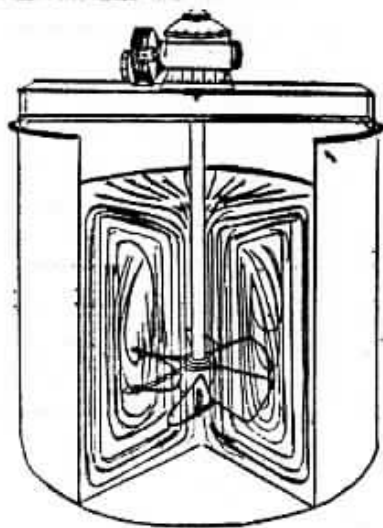


Fig. 2.— Agitador tipo Denver.

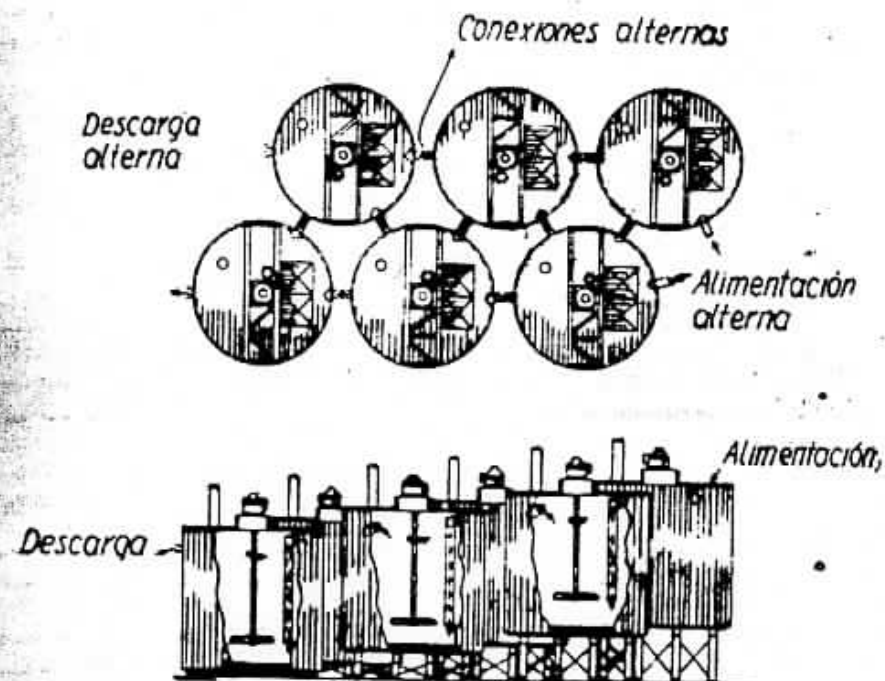


Fig. 3 Conjunto de Agitadores para Lixiviación
(Cortesía de Denver Equipment Co.)

1. Seleccionar los estanques del máximo tamaño posible para reducir su número y con esto los costos de inversión y man-tención.
2. Colocar los estanques escalonados con desniveles adecuados, para permitir el flujo de las pulpas por gravedad, tomando en cuenta su viscosidad.
3. Disponer la alimentación y la descarga de las pulpas de tal modo que se eviten los cortocircuitos y choques de cargas y descargas. Por ejemplo, al descargar los estanques por rebalse, para la alimentación, es necesario usar conductos que lleguen casi al fondo, o viceversa.
4. Hay que formar los circuitos con, por lo mínimo, tres estanques y en lo posible uno de reserva, para permitir trabajos

de limpieza y de **mantención**. Es necesario que existan "bypass", para que se pueda hacer cualquier combinación de estanques en casos de emergencia.

5. Para trabajos normales, con ácidos comunes, es totalmente satisfactorio usar estanques de madera. Un grosor de tablas de 4" es suficiente para asegurar la vida normal del estaque. Si hay problemas con la madera, se puede usar acero recubierto con goma, neopreno o resinas impregnadas con fiberglas. También se pueden usar refractarios resistentes al ácido, cuando hay elevadas temperaturas o abrasión.
6. Los agitadores deben funcionar e iniciar la operación con plena carga.

La Tabla N° 1 indica ciertos datos obtenidos en operaciones de lixiviación y las características del equipo usado (40). Es necesario observar que en todos los casos los consumos de energía son más altos que los anteriormente señalados debido a la más intensa agitación y elevado porcentaje de sólidos junto, a veces, a la considerable granulometría del material lixiviado.

Tabla N° 1
DATOS TÍPICOS DE LIXIVIACION DE PULPAS SEGUN
LA DENVER EQUIPMENT CO.

Tamaño de la hélice	Estanque		Material Lixiviado	Granulometría del material	% Sólidos en Lixiviación	Cons. HP
	Dímetro	Altura				
48"	12'	18'	Concentrado de cobre	— 48 mallas	35%	15
48"	13'	14'	Arenas con uranio	— 28 mallas	50%	11
54"	14'	20'	"	— 14 mallas	55%	16
54"	14'	20'	Minerales de uranio y vanadio	— 6 mallas	60%	17
72"	20'	18'	"	— 10 mallas	55%	22
84"	21'	20'	Mineral de uranio	— 8 mallas	45%	33
96"	22'	20'	Bauxita	— 3/16"	25%	70
96"	33'	32'	Carbón	— 14 mallas	60%	32
96"	40'	35'	Concentrado de hierro	— 200 mallas	70%	65
120"	15'	28'	KCl y NaCl	+ 50 mallas	29%	13

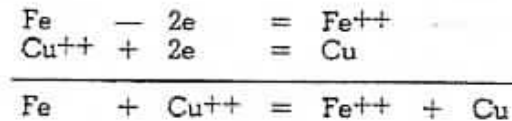
3. ETAPA DE PRECIPITACION

El objetivo fundamental de la etapa de precipitación es el de recuperar, con la máxima eficiencia, el cobre en forma de un precipitado de alta ley que se puede flotar fácilmente. El agente ideal de precipitación es el hierro metálico, que se usa en sus diferentes formas, tales como esponja de hierro, chatarra de hierro, chatarra desastañada y cortada en trozos finos, tapas metálicas de botellas, etc. El producto más conveniente es, sin duda, la esponja de hierro debido a su gran superficie relativa.

La precipitación del cobre iónico con hierro metálico era conocida desde hacía muchos años y hay informaciones (6) que el hierro fue usado por los españoles en las operaciones de las minas de Río Tinto, para precipitar el cobre de sus soluciones, ya desde 1752.

Para poder evaluar, en forma racional, las variables de la precipitación, es necesario tener conocimientos básicos sobre los elementos electroquímicos y cinéticos de la precipitación misma.

Fundamentos Electroquímicos En la precipitación del cobre de la **Precipitación:** iónico con el hierro metálico, se tiene un sistema heterogéneo en que se producen las siguientes reacciones básicas:



Esta es una clásica reacción del tipo oxidación-reducción que se debe a la diferencia de potenciales de electrodos entre el hierro que es de -0.441 V y cobre que es de + 0.339 V, por el cual el hierro metálico pierde dos electrones y se oxida a hierro ferroso mientras que el cobre cúprico gana dos electrones y se reduce a cobre metálico.

Esta reacción es dirigida por la fuerza electromotriz que, según la Ley de Nernst, se puede explicar de la siguiente forma:

$$E = \frac{RT}{nF} \log_e \frac{P_o}{P_e}$$

donde: E — es el potencial del electrodo expresado en volts.
 R — es la constante de los gases en volts por coulombs (8,32).
 T — es la temperatura absoluta (298 para 25°C).
 n — es la valencia de los iones.
 P_o — es la presión osmótica de los iones en solución.
 P_e — es la presión electrolítica de solución del metal que indica su tendencia a disolverse en agua.
 F — es el equivalente electroquímico (96.500).

Reemplazando las constantes por sus valores y convirtiendo los logaritmos naturales en decimales (factor de conversión 1/0,434), la fórmula se transforma en la siguiente:

$$E = \frac{8,32 \times 298}{n \times 96.500} \times \frac{1}{0,434} \log_{10} \frac{P_o}{P_e}$$

$$E = \frac{0,0592}{n} \log_{10} \frac{P_o}{P_e} \quad (1)$$

La presión osmótica es función de la concentración de los iones en una solución y por eso se puede substituir por la concentración de los iones que vamos a indicar como C. La presión de solución es un valor determinado, característico para cada metal y la expresión $-\frac{0,0592}{n} \log_{10} P_e = E_o$ se llama fuerza electromotriz standard.

De este modo, la ecuación (1) se puede transcribir del siguiente modo:

$$E = \frac{0,0592}{n} \log_{10} C - \frac{0,0592}{n} \log_{10} P_e$$

$$E = E_o + \frac{0,0592}{n} \log_{10} C \quad (2)$$

La ecuación (2) es la expresión final para el potencial de electrodo de un metal en la solución de sus iones.

Aplicando la fórmula (2) a nuestro sistema de cobre y hierro, y tomando en consideración que

$$E_{oFe/Fe^{++}} = - 0,441 \text{ V}$$

$$\text{y } E_{oCu/Cu^{++}} = + 0,339 \text{ V}$$

resulta que

$$E_{Fe/Fe^{++}} = - 0,441 + \frac{0,0592}{2} \log_{10} C_{Fe^{++}}$$

$$E_{Cu/Cu^{++}} = + 0,339 + \frac{0,0592}{2} \log_{10} C_{Cu^{++}}$$

El equilibrio, o el fin teórico de la precipitación, cuando empieza la disolución del cobre metálico por los iones ferrosos, en el caso de contacto de ambos sistemas, será alcanzado cuando los dos potenciales son iguales, o sea, cuando:

$$- 0,441 + \frac{0,0592}{2} \log_{10} C_{Fe^{++}} = + 0,339 + \frac{0,0592}{2} \log_{10} C_{Cu^{++}}$$

$$\log_{10} C_{Fe^{++}} - \log_{10} C_{Cu^{++}} = 0,780 \times \frac{2}{0,0592} = 26$$

o cuando

$$\log_{10} \frac{C_{Fe^{++}}}{C_{Cu^{++}}} = 26 \text{ lo que significa que}$$

$$\frac{C_{Fe^{++}}}{C_{Cu^{++}}} = 10^{26}$$

En otras palabras, la posibilidad de la reacción reversible aparece sólo en el caso en que la concentración de los iones ferrosos es 10²⁶ veces mayor que la de los iones cúpricos. Esto significa que prácticamente no se puede esperar la redisolución del cobre metálico por los iones ferrosos.

Cinética de la Reacción Básica: De la experiencia se sabe muy bien que el desplazamiento de los iones bivalentes desde sus soluciones por otros iones metálicos sucede prácticamente en forma completa sólo si las fuerzas electromotrices de los electrodos standard de los dos metales tienen una diferencia de potencial de 0,6 volts.

La fórmula de Nernst demuestra la relación entre los potenciales de electrodos y la concentración de iones en la solución y, de este modo, permite abordar el problema de la precipitación en forma cuantitativa.

En la fórmula (2) la concentración de los iones C es expresada en moles por litro y los cálculos correspondientes tienen que hacerse en estas unidades.

Como los pesos moleculares del hierro y cobre son 55,84 y 63,57, respectivamente, las distintas concentraciones molares tendrán los siguientes valores expresados en gr/lt:

Concentración en moles	grs/lt Fe	grs/lt Cu
1.0	55.840	63.570
0.1	5.584	6.357
0.01	0.558	0.636
0.001	0.056	0.064
0.0001	0.006	0.006

Para una solución que en principio tiene la concentración molar en iones cúpricos y la cantidad insignificante, supongamos de 10^{-5} mol de iones ferrosos, la fuerza electromotriz es:

$$E_{Fe/Fe^{++}} - E_{Cu/Cu^{++}} = (-0,441 + 0,0296 \log_{10} 10^{-5}) - (0,339 + 0,0296 \log_{10} 1) = -0,441 - 0,148 - 0,339 = -0,928 \text{ V}$$

Por otra parte, a fines de la precipitación, la concentración de iones ferrosos va a ser cercana a un mol y la concentración de iones cúpricos insignificante, supongamos 10^{-5} mol. En consecuencia, la fuerza electromotriz al final de la precipitación será:

$$E_{Fe/Fe^{++}} - E_{Cu/Cu^{++}} = (-0,441 + 0,0296 \log 1) - (0,339 + 0,0296 \log_{10} 10^{-5}) = -0,441 - 0,339 - 0,148 = -0,928 \text{ V}$$

Estos datos, calculados para las condiciones extremas, indican que la fuerza electromotriz de la reacción específica siempre será mayor de 0,6 volts y que, en consecuencia, la reacción entre el hierro metálico y el cobre cúprico seguirá, prácticamente, hasta la precipitación completa del cobre.

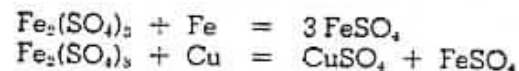
Las Reacciones Secundarias en la Precipitación: Según la reacción básica y relaciones estequiométricas, la unidad de cobre metálico tiene que ser precipitada por 0,878 unidades de hierro metálico. En la práctica esto nunca ocurre y los consumos reales son 50, 100 y 150% mayores de los teóricos, según las condiciones específicas de la operación.

El consumo excesivo de hierro metálico se puede atribuir a una serie de reacciones secundarias, de las cuales las principales son:

1º Como ya lo hemos señalado, el hierro ferroso en presencia del oxígeno del aire y ácido sulfúrico, se oxida fácilmente formando el hierro férrico según la reacción:



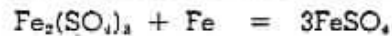
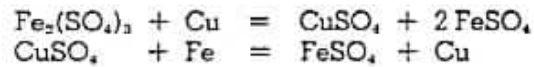
De este modo el ion ferroso, que aparece como el producto de la precipitación, se transforma en el ion férrico que es un activo consumidor no sólo de hierro metálico, sino también de cobre metálico ya precipitado, porque:



2º Por otra parte, el ácido sulfúrico también ataca al hierro metálico, desprendiendo hidrógeno gaseoso según la reacción:



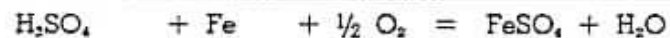
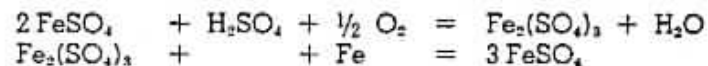
De este modo queda en evidencia que en el proceso de precipitación del cobre iónico con hierro metálico, a partir de soluciones, que contienen ácido sulfúrico, ocurren, básicamente, las siguientes reacciones: el hierro metálico es consumido principalmente por el cobre y, además, por el hierro férrico y el ácido sulfúrico. Además, el hierro férrico ataca el cobre precipitado y lo redissuelve. Esto causa nuevos consumos de hierro metálico que tiene que re-precipitar el cobre, según las siguientes reacciones:



El resultado final de estas reacciones se manifiesta como si el hierro consumido por las reacciones en cadena, fuera simplemente disuelto por el sulfato férrico. Este ciclo oculto puede seguir indefinidamente, bajo condiciones propicias, y puede causar grandes consumos de hierro. Las condiciones que favorecen el desperdicio de hierro son: a) la agitación de la pulpa con aire, porque éste favorece la formación del sulfato férrico a partir del sulfato ferroso; b) la existencia de cobre cementado, en presencia de considerables cantidades de sulfato férrico.

En resumen, es evidente, que, por las razones recién explicadas, no conviene permitir la entrada de aire a la pulpa durante la precipitación (o sea, no hay que hacer la precipitación en las celdas de flotación con acceso de aire) y, segundo, es conveniente flotar el cemento de cobre en la primera oportunidad en que se puede hacer.

Otro ciclo de reacciones en cadena está relacionado con el consumo de ácido sulfúrico, durante la precipitación. El hierro metálico consume una cierta cantidad de ácido por su disolución, pero también hay otra importante fuente de consumo que es la conversión del sulfato ferroso en sulfato férrico. Las reacciones que pueden representar este ciclo son:



Igual que en el caso anterior, se tiene una reacción oculta por la que aparentemente el ácido sulfúrico es consumido sólo por el hierro metálico, pero en realidad hay una fuente indefinida de consumo tanto del hierro como del ácido.

La presencia del ácido sulfúrico en las soluciones, desde las cuales se recupera el cobre por cementación, es necesaria para mantener el cobre en estado soluble igual que el hierro que se disuelve al precipitar el cobre. Como se sabe, las sales de hierro empiezan a precipitar, formando hidróxidos, a partir del pH 4,5 para arriba. Por otra parte, los hidróxidos de cobre se forman en soluciones en que el pH es 6,5. De este modo, al no tener la acidez necesaria en la pulpa, el proceso de precipitación no se

puede realizar satisfactoriamente, en el primer caso debido a la formación de precipitados de hierro, que contaminan la pulpa para la flotación posterior, y en el segundo, porque el cobre no se encuentra en la solución sino que está precipitado.

Por lo tanto, es conveniente hacer la precipitación del cobre iónico con hierro metálico desde soluciones cuyo pH es inferior a 4,5. Si el pH es mayor, la precipitación no va ser ni muy activa ni limpia por la formación de precipitados café de sales de hierro. Si el pH alcanza a 6-6,5 el proceso, simplemente, no se realiza por no existir cobre iónico en las soluciones.

Se ha podido observar, por otra parte, que para una buena precipitación es necesario tener un pH bajo. El cemento de cobre es más cristalino, bien formado y se recupera con mayor facilidad y eficiencia si el pH es 3 en vez de 4-4,5. En estas precipitaciones ácidas, cuando el pH es relativamente bajo, hasta se observa burbujeo del hidrógeno, producido por la disolución del hierro metálico en el ácido.

Hay también razones que exigen que las soluciones de precipitación no sean demasiado ácidas, para no perder mucho hierro y no favorecer la conversión del sulfato ferroso en sulfato férrico.

Las razones, recién explicadas, indican que la forma práctica de realizar las precipitaciones consiste en lo siguiente:

1. En la etapa de lixiviación hay que proceder de tal modo que la cantidad de ácido libre mantenga el pH de la pulpa entre 3 y 3,5.
2. La precipitación hay que realizarla con el hierro metálico que tenga la máxima superficie y con una agitación intensa, pero sin la aireación de la pulpa.
3. Es conveniente realizar la precipitación en la forma más rápida posible y recuperar el cobre metálico de la pulpa a la brevedad. Con esto se reducen las reacciones secundarias y las fuentes del consumo de hierro.
4. La precipitación del cobre sube el pH inicial de la pulpa desde 3-3,5 a 4-4,5, condiciones que son todavía favorables para la flotación.
5. Hay que mantener un exceso de hierro metálico en la pulpa para evitar la redisolución del cobre precipitado.

Variables de la Precipitación: La eficiencia de la precipitación del cobre iónico con el hierro metálico depende de varios factores de los cuales los más importantes son: 1) la superficie de contacto entre el hierro y la solución; 2) el tiempo de contacto; 3) la difusión relacionada con la intensidad de la agitación y la temperatura de la pulpa; 4) la concentración de los licores; 5) el pH de las soluciones.

Ya hemos analizado los aspectos químicos de la precipitación. Ahora nos dedicaremos al estudio de los otros factores y variables.

La naturaleza del hierro metálico, con que se precipita el cobre, es de primordial importancia, tanto en lo que se refiere a su forma física como a su pureza. El factor físico más importante es la granulometría del producto o, más bien, su superficie. Existe una serie de productos de hierro metálico que se pueden emplear para precipitaciones, tales como chatarra de hierro, chatarra desestañada, chatarra cortada y esponja de hierro. De todos ellos el producto más conveniente y más caro es la esponja de hierro. A su fabricación nos vamos a referir con detalles más tarde, pero ahora vamos a mencionar sólo que este producto se distingue por su extraordinariamente desarrollada superficie y aceptable pureza que permite usarlo para las precipitaciones con gran eficiencia. No sólo es necesario agregarlo en cantidades mucho más inferiores que otros productos de hierro metálico, sino que también las precipitaciones son más rápidas y completas. Debido a la gran velocidad de las precipitaciones, las reacciones secundarias son mucho más reducidas y el consumo de hierro, por unidad de cobre precipitado, mínimo.

En las Figs. 4 y 5 se muestran comparaciones en la cinética de la precipitación del cobre con hierro de chatarra y esponja y sus respectivos consumos. Como se puede apreciar, el consumo de hierro, al comienzo de la precipitación, es muy reducido y casi igual a las cantidades teóricas estequiométricas. Sin embargo, con el avance del proceso y la disminución de la concentración de los iones cúpricos, la eficiencia disminuye. Según nuestras experiencias, con soluciones diluidas de cobre cuyo pH era 3,0, después de 30 minutos de precipitación se pudo constatar que cada unidad de cobre consumió 1,77 unidades de hierro de las cuales:

- 0,88 unidades fueron consumidas para la precipitación del Cu;
- 0,37 unidades para neutralizar el ácido sulfúrico;
- 0,29 unidades en la reducción del hierro férrico, y
- 0,23 unidades en otras reacciones.

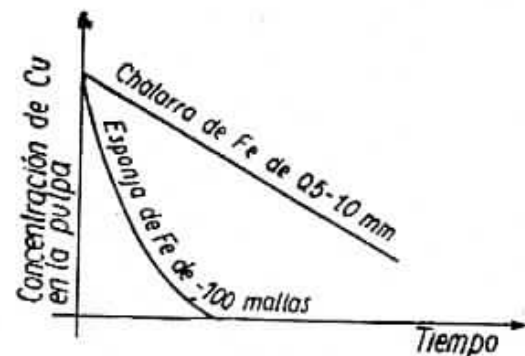


Fig 4 Precipitación de cobre con chatarra y esponja de hierro

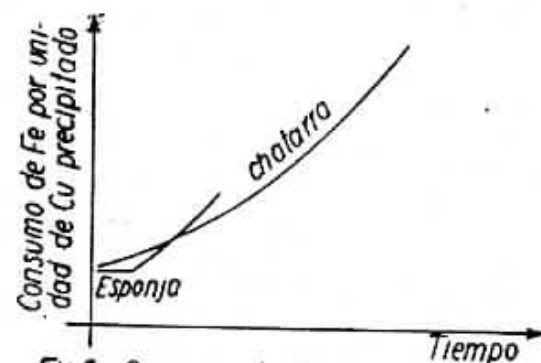


Fig 5 Consumo de Hierro metálico en la precipitación del cobre

En las operaciones industriales el consumo de hierro varía desde 1,3 hasta 2,5 unidades por unidad de cobre precipitado.

Para que la precipitación sea completa y para que el cobre precipitado no se disuelva y oxide, conviene mantener en la pulpa un exceso de hierro metálico. Este exceso se puede recuperar fácilmente de los relaves, después de la flotación, por una separación magnética, y devolver a los precipitadores.

La pureza de la esponja de hierro en el Proceso L.P.F. tiene importancia por cuanto al contener ella una cantidad excesiva de compuestos inertes de hierro, aumenta la probabilidad de contaminación de la pulpa con iones ferrosos y férricos, que disminuyen la eficiencia de las flotaciones.

Por otra parte, esta pureza no influye en la calidad del producto final, como sucede en las precipitaciones de soluciones, donde todas las impurezas aparecen en el cemento de cobre. En el Proceso L.P.F., las impurezas de la esponja de hierro quedan eliminadas en los relaves, sin diluir el contenido fino de los concentrados.

La eficiencia de las precipitaciones con esponja de hierro, naturalmente, depende de su granulometría y en este sentido hay una granulometría óptima que permite a la vez una precipitación rápida y un consumo razonable de hierro. Se considera que la granulometría entre 48 y 100 mallas es satisfactoria, permitiendo efectuar precipitaciones dentro de un período relativamente corto, entre 5 y 10 minutos.

Sin embargo, la ventaja más grande de la esponja de hierro sobre la chatarra es que puede seguir en las pulpas hasta las celdas de flotación, evitando la redisolución del cobre. La chatarra tiene que ser previamente separada.

Práctica de la Precipitación: Para la precipitación del cobre con esponja de hierro, lo más conveniente es usar estanques agitadores con una intensa agitación, sin aire. Esto permite el uso de celdas de flotación, siempre que no se permita el acceso de aire a ellas. Cuando el cobre se precipita con chatarra, este tipo de precipitadores no se puede usar y se opta por tambores rotatorios de un diámetro relativamente grande (3 x 10 metros). La precipitación es mucho más lenta y hay que tener cuidado con el hidrógeno que se forma dentro de los tambores. Estos precipitadores trabajan con una velocidad de 8 rpm y necesitan motores de 100 HP para su funcionamiento. Uno de los problemas más importantes es el de controlar la salida del hierro metálico que no tiene que entrar a las celdas de flotación. Otro problema está relacionado con las aglomeraciones de cobre que se forman sobre las partículas de hierro y que, posteriormente, no se pueden flotar.

El control de operación de los precipitadores consiste, fundamentalmente, en ensayos colorimétricos o turbidimétricos de las soluciones y el control estricto del pH. Para esto es conveniente usar registradores automáticos Minneapolis-Honeywell.

La Fig. 6 muestra un agitador Denver para la precipitación de cobre (40). Como se puede apreciar, en la parte central, tiene una jaula de madera que contiene la chatarra de hierro, para proteger la hélice de los impactos del metal y que, al mismo tiempo, permite la circulación del licor o pulpa que contiene cobre soluble. El cemento de cobre, que se forma, sale de la jaula y se puede retirar por una puerta situada en el fondo del agitador, si se trata de precipitación de cobre a partir de licores, o, simplemente, sale con la pulpa si se trata de sistemas heterogéneos.

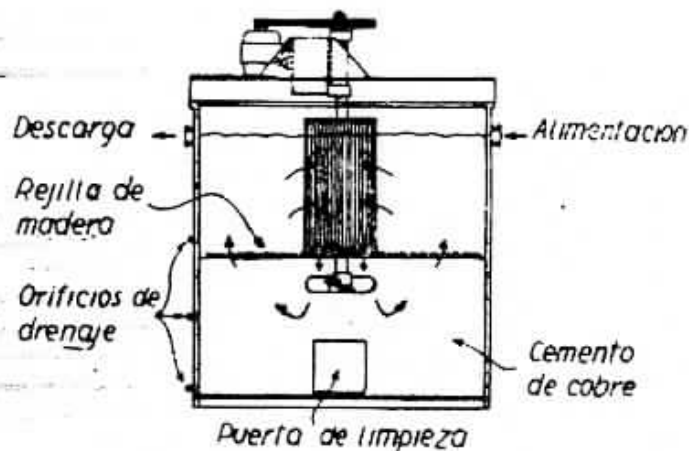


Fig 6 Precipitador de Cobre tipo Denver

Otro equipo, que sirve eficientemente para precipitaciones con esponja de hierro, se puede ver en la Fig. 7. Se trata de una máquina de atrición de tipo Denver, que trabaja con alta eficiencia y con densidades de pulpas hasta 75-80% de sólidos. Esta máquina, aparte de una intensa agitación y mezcla de los ingredientes de la pulpa, debido al alto porcentaje de sólidos, limpia las superficies de los minerales, mejorando su flotabilidad. Su mantención es muy fácil por ser la parte superior de la máquina totalmente renovable. Las máquinas se venden en grupos de 2, 4 y 6 unidades y sus características se pueden apreciar en la Tabla N° 2. Todas las máquinas están debidamente protegidas contra la abrasión y corrosión.

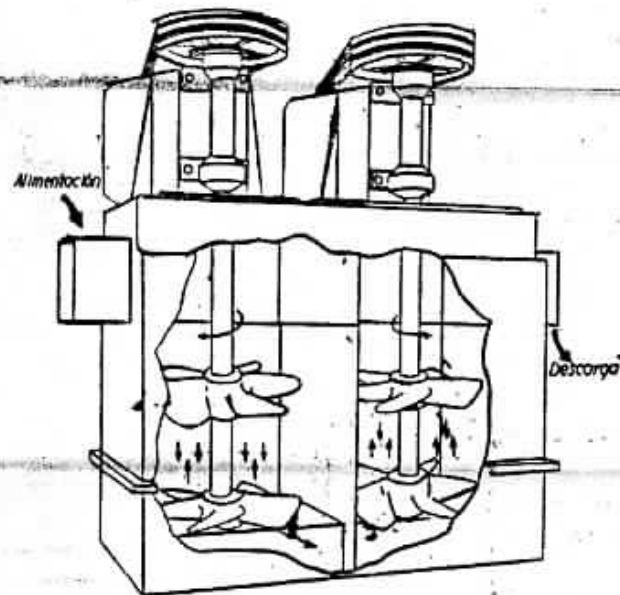


Fig. 7.

Tabla N° 2
CARACTERISTICAS DE MAQUINAS DE ATRICION
TIPO DENVER (40)

Tamaño de la máquina diámetro x altura	Volumen en pies ³	Motor HP	Peso de la máquina de 2 unidades en lbs
11" x 11"	1	1	425
24" x 24"	10	10	2.870
32" x 32"	25	15	4.285
40" x 40"	45	25	8.815
48" x 48"	90	30	12.215
56" x 56"	125	40	16.450

4. ETAPA DE FLOTACION

Posibles Alternativas de Flotación: En el caso del mineral totalmente oxidado, el cobre recuperable por flotación se encuentra íntegramente en forma de cemento de cobre. En estas circunstancias existe sólo una alternativa de flotarlo, terminada la precipitación, con colectores y espumantes que dan las mayores recuperaciones y en circuito ácido o alcalino, según convenga.

El cemento de cobre tiene una fuerte tendencia a oxidarse y, por eso, conviene flotarlo lo más rápidamente posible. Con respecto al circuito de flotación, aparentemente, se pueden obtener mejores resultados en un circuito ácido, por cuanto en él existen condiciones reductoras contra las condiciones oxidantes que predominan en un circuito alcalino.

Por otra parte, en un circuito alcalino quedan totalmente eliminados de la pulpa los iones de los metales pesados, lo que favorece una flotación más selectiva y eficiente. La otra ventaja del circuito alcalino es que no hay que tomar medidas especiales de protección del equipo de flotación, lo que es imprescindible en el circuito ácido.

Al flotar los productos provenientes de un mineral mixto de cobre, el número de alternativas aumenta considerablemente. En primer lugar, se pueden flotar, primero, los sulfuros y, luego, aplicar LPF a los relaves de esta flotación. Esto se hacía, por ejemplo, en Miami Copper para poder recuperar en forma conveniente la molibdenita a partir de los concentrados de sulfuros, pues el cobre metálico no se deprime bien con los mismos reactivos con que se deprimen los sulfuros de cobre.

En segundo lugar, se puede aplicar el Proceso L.P.F. a toda la mena, aprovechando la ventaja de la limpieza que hace el ácido sulfúrico sobre las superficies de los sulfuros y flotando estos últimos junto con el cemento de cobre en un circuito ácido o alcalino, según sea conveniente.

En tercer lugar, se puede hacer la separación de las lamas y las arenas, flotar en forma separada los sulfuros en un circuito alcalino y las lamas en un circuito ácido, previa lixiviación y precipitación. Finalmente, se pueden separar las lamas y las arenas, tratar las primeras por el Proceso L.P.F. y flotarlas junto con las arenas, previa alcalinización.

Es indudable, que cada una de las alternativas expuestas tiene sus ventajas y desventajas y por esto, en cada caso particular, hay que decidir cuál de ellas emplear en base a los mejores resultados metalúrgicos que se pueden obtener (incluso la recuperación de subproductos tales como oro y molibdeno) junto a los costos de operación más convenientes.

Flotación de Sulfuros puros de cobre, cuando no y de Cobre Metálico: están afectados por la oxidación, generalmente no ofrecen dificultades en la flotación, por cuanto son compuestos típicamente apolares, con enlaces covalentes, que favorecen las propiedades hidrofóbicas y aerofílicas de los minerales y, en consecuencia, su alta flotabilidad. Se ha comprobado en innumerables casos que los sulfuros de cobre, cualquiera que sea su origen, flotan en forma satisfactoria, con altos rendimientos y selectividad, con los reactivos más comunes como los xantatos, ditiofosfatos y ditionocarbamatos, entre los colectores, y ácido cresílico y aceite de pino, entre los espumantes.

Las dificultades en la flotación de los sulfuros de cobre se experimentan sólo en dos ocasiones: 1) cuando no hay liberación satisfactoria, o 2) cuando los sulfuros son afectados por la oxidación.

En el primer caso, generalmente, se trata de una diseminación fina que no permite una liberación adecuada con la molienda común. Cuando esto sucede, conviene mejorar la molienda o, si esto causa la producción de lamas, optar por un diagrama de flujo en que las flotaciones estén intercaladas con operaciones de reducción de tamaño.

La falta de liberación no sólo perjudica las recuperaciones sino que también la selectividad y la ley del concentrado. Son muy comunes los casos en que el concentrado es diluido por un exceso de ganga, atrapado por los productos medios (middlings); pero hay otros casos, a veces bastante difíciles, en que la mejora de la ley del concentrado es imposibilitada por el recubrimiento de un mineral estéril, como es por ejemplo la pirita, por un mineral

útil como es la calcosina. En este caso específico una finísima película de calcosina, que es de algunos micrones de grosor, recubre completamente los granos individuales de pirita y los hace comportarse como mineral de cobre. Hay casos de este tipo en que una cabeza de 2% de Cu rinde un concentrado de 4-5% de Cu y para esto no hay solución, pues la molienda hasta la liberación es absurda y la lixiviación de cobre con cianuro, demasiado cara.

Aparte de estas dificultades con la liberación, y a veces, con el efecto depresor de las lamas finas, que no son muy comunes, las principales dificultades en la flotación de sulfuros de cobre aparecen sólo en los casos en que hay una oxidación apreciable de los mismos.

Se ha podido observar que la combinación de los sulfuros con el oxígeno, proveniente del aire y el agua, tiene las consecuencias más inesperadas y variadas sobre la flotabilidad de los sulfuros, en general, y de los sulfuros de cobre en particular.

Investigadores rusos (7, 8, 9, 10, 41) han comprobado recientemente que, al contrario de las opiniones existentes, los sulfuros absolutamente puros no son ni hidrofóbicos ni pueden flotar bien. En efecto, los ángulos de contacto de los sulfuros puros con las burbujas de aire son sumamente pequeños y su tiempo de inducción sumamente largo. Esto cambia cuando una pequeña cantidad de oxígeno se adsorbe sobre los sulfuros. Plaksin y Mitrofanov comprobaron, aplicando técnicas de trazadores radioactivos, que la flotabilidad de los sulfuros aumenta en proporción con la adsorción del oxígeno, por lo menos en lo que se refiere a las primeras etapas de esta adsorción. Postularon, en realidad, que en la primera etapa, el oxígeno se adsorbe en forma molecular, que esta adsorción física es seguida por una disociación atómica de las moléculas de oxígeno y que, finalmente, se llega a una reacción química que favorece la formación de sulfatos y, a través de este mecanismo, la quemisorción de los reactivos de flotación.

Se pueden discutir algunos aspectos de esta teoría y el mecanismo de las reacciones, pero queda absolutamente claro que sin una pequeña oxidación inicial de los sulfuros, ellos no flotan.

La oxidación, una vez iniciada, no se detiene si hay un suministro adecuado de oxígeno. La adsorción física del oxígeno se transforma, con el tiempo, en una evidente reacción química, con difusión de iones metálicos a través de las películas oxidadas, con formación de costras sobre la red cristalina inicial del mi-

neral y con pasivización del mismo frente al proceso de flotación. Los compuestos hidrofílicos, formados en la oxidación, que son principalmente óxidos y sulfatos de cobre y hierro, disminuyen notoriamente la flotabilidad de los sulfuros.

Las bajas en la flotabilidad de un sulfuro no dependen sólo de la cantidad absoluta de los óxidos sino también de su forma de distribución. En ciertas oportunidades, la parte oxidada del mineral está granulométricamente separada de los sulfuros. En estos casos, las pérdidas en la flotación están relacionadas con los óxidos que simplemente flotan mal. En otras oportunidades, se trata de un recubrimiento fino de los sulfuros por los óxidos. Cuando sucede esto, las pérdidas en las recuperaciones son más altas que en el caso anterior, porque, junto con los óxidos, no flota una parte de los sulfuros asociados con ellos.

Es evidente, que cuando la oxidación progresa hasta tal grado que las pérdidas en las flotaciones son demasiado altas, es necesario tomar medidas de emergencia e introducir elementos correctivos. En general, la flotación de los óxidos de cobre con reactivos selectivos ha tenido resultados limitados. Se pueden flotar con variable éxito los carbonatos y ciertos óxidos; no se pueden flotar bien los sulfatos y silicatos. En los casos en que se puede efectuar una flotación bastante eficiente, el principal problema es el de la selectividad de la flotación: la semejanza entre los minerales de cobre y sus gangas respectivas hace que todos floten en conjunto o no floten. En general, se puede considerar, que si no se trata de cobres eminentemente oxidados y si se tiene cobres mixtos o parcialmente oxidados, la tecnología contemporánea no ofrece alternativas satisfactorias en lo que se refiere a la flotación pura. En otras palabras, es difícil encontrar un colector complementario que flote los óxidos de cobre junto con sus sulfuros, sin causar, al mismo tiempo, serios disturbios en la selectividad u otros aspectos de la flotación.

Entre las medidas más enérgicas que la selección de un colector apropiado, se puede considerar el cambio de circuito. En casos de oxidación superficial y no muy pronunciada, se ha comprobado el beneficioso efecto del ácido sulfúrico, que, en corto tiempo de contacto, alcanza a atacar y disolver parcialmente las capas oxidadas que recubren los sulfuros de cobre (11). Se ha comprobado que estas capas que, esencialmente, consisten de malaquita (reacción de los óxidos con CO_2 de la atmósfera), sulfatos (descomposición de los sulfuros) y limonita (migración de hierro desde la red cristalina de la calcopirita o bornita hacia la superficie), se disuelven fácilmente en el ácido dejando de nuevo las superficies limpias de los sulfuros aptas para la flo-

tación. Este efecto beneficioso da como resultado mejores recuperaciones y es el motivo de la lixiviación previa de los sulfuros en el Proceso L.P.F., aunque esta parte del mineral, que se encuentra en las arenas, no sigue, posteriormente, el tratamiento de precipitación y flotación, que se aplica a las lamas.

Otra manera de mejorar la flotabilidad de los sulfuros parcialmente oxidados es la de aplicar el proceso de sulfidización. Se trata, fundamentalmente, de cambiar el carácter de la superficie oxidada no por la disolución de la capa oxidada, sino por transformación de los óxidos superficiales en sulfuros. No entraremos en más detalles sobre este tema por cuanto no tiene relación directa con nuestro estudio.

La oxidación más profunda del mineral requiere métodos y cambios más drásticos de la mena. Estos pueden ser procesos tales como el L.P.F. o la Segregación. En ambos casos se trata de la metalización del cobre oxidado, en el primero por métodos hidrometalúrgicos y en el segundo por métodos pirometalúrgicos.

Un problema fundamental, en la flotación de los sulfuros, y que tiene importantes repercusiones en el Proceso L.P.F. es el de la flotación selectiva del cobre y de la pirita. Esta última no sólo es una ganga inútil que diluye el concentrado de cobre, sino que también es una materia prima importantísima para la fabricación de ácido sulfúrico y esponja de hierro.

La pirita tiene una buena flotabilidad en los circuitos ácidos y regular, en los de mediana alcalinidad. Si se quiere deprimir la pirita, particularmente después de un lavado ácido que la activa enormemente, es necesario emplear circuitos de alta alcalinidad de pH 11,5 o más y si esto no es efectivo, usar depresores adicionales tales como cianuros en cantidades muy pequeñas, para no perjudicar la flotabilidad de los sulfuros de cobre.

En lo que se refiere a la flotabilidad del cobre metálico, en general, y del cemento de cobre, en particular, se puede decir lo siguiente: los metales nativos, igual que los sulfuros, flotan bien debido al carácter apolar e hidrofóbico de sus cristales. Entre los metales y sulfuros hay una cierta diferencia en su estructura, por cuanto en los primeros existen enlaces de tipo metálico, caracterizados por un exceso de electrones de valencia, mientras que en los sulfuros hay enlaces covalentes que se caracterizan por la falta de electrones y su compartición entre los dos elementos. Esta característica especial de los metales favorece su flotabilidad y generalmente ellos flotan más rápidamente que los sulfuros.

Los metales nativos, y en el caso de L.P.F. nos interesan el cobre y el oro, flotan tanto en circuito ácido como en alcalino, con los reactivos que se usan generalmente para los sulfuros. La flotación de los metales nativos es mejor cuando van acompañados por los sulfuros, pues la espuma es más mineralizada y estable, no siendo recargada exclusivamente por las partículas metálicas que son de un peso específico considerablemente superior al de los sulfuros.

En el caso del cemento de cobre, hay que tener cuidado con su rápida oxidación y por esto hay que tratar de flotar en la primera oportunidad posible. Las recuperaciones de este metal son siempre muy altas, superiores a 90%.

Reactivos de Flotación: Según lo dicho anteriormente, en el Proceso L.P.F., hay que distinguir flotaciones en circuito ácido y alcalino, con sulfuros de cobre y sin ellos, pero siempre en presencia del cemento de cobre.

Las flotaciones en el circuito alcalino, con o sin sulfuros, se efectúan en forma convencional con xantatos, aerofloats y ditiono-carbamato (Z-200). Para obtener los resultados óptimos, es conveniente emplear una combinación de xantatos y aerofloats. También conviene usar los aerofloats que en su composición tienen ácido cresílico. El mejor espumante para los xantatos y aerofloats es el aceite de pino.

Usando el colector Dow Z-200 es conveniente mantener un pH alto de 11,5 y emplear espumantes tales como el Dowfroth 200, o 250. La ventaja de los reactivos de la Dow es de que tienen separadas las funciones colectoras y espumantes y por esto se pueden dosificar y estudiar en forma muy precisa.

Como una observación muy general, se puede decir, que no hay ninguna seguridad de que los óptimos resultados de flotación, por lo menos en lo que se refiere al cemento de cobre, se obtengan en un circuito alcalino. Siempre hay que considerar los méritos de este circuito en comparación con el circuito ácido. Podemos hacer las siguientes observaciones: el circuito alcalino permite eliminar las contaminaciones de metales pesados y facilita la recirculación de las aguas; permite recuperar la pirita; no hace necesaria la protección drástica contra la corrosión, como el circuito ácido. Pero, por otra parte, requiere considerable consumo de cal y no siempre da mejores recuperaciones que el circuito ácido.

En lo referente al circuito ácido hay que indicar que, hasta la fecha, se han desarrollado dos colectores de extraordinarias propiedades que permiten el reemplazo de los colectores más eficientes del circuito alcalino. Como se sabe, los xantatos y ditiofosfatos se descomponen en el circuito ácido y ésta fue la razón por la que la Cia. Minerec ha desarrollado reactivos resistentes al ácido en base a xantógenos y la American Cyanamid reactivos a base de ditiofosfatos.

El Minerec A es un dixantato etílico preparado en base a la reacción del xantato etílico, con el etilcloroformato en el agua. Es un líquido aceitoso de densidad 1,19 que se separa de la solución madre después de un lavado intenso, para disolver el cloruro de potasio formado y el etilxantato que no reaccionó. Es volátil e inflamable y se descompone a la temperatura de 40°C.

Otro reactivo, de la American Cyanamid, y que tiene el nombre de S-3394 es desconocido en su composición, pero puede ser un ácido ditiofosfórico a base de alcohol etílico.

Estos dos colectores son de extraordinaria potencia y su mérito es que funcionan perfectamente con pH muy bajos, o sea, en circuitos de gran acidez. Proporcionan recuperaciones muy buenas y, a menudo, superiores a las obtenidas en circuito alcalino.

El espumante más adecuado para estos colectores es el ácido cresílico que, aparte de ser un excelente espumante, tiene también fuertes propiedades colectoras. El único problema que presenta el ácido cresílico es que cuando la acidez es demasiado alta, con pH inferior a 2,5-3,0, usado en cantidades normales (0,20 lbs/ton) la espuma se pone frágil y es necesario agregar mayores cantidades de él para restablecer una buena espuma.

Hay informaciones de que en Rusia (12) se flota el cemento de cobre con alta eficiencia usando dialquoxi-dialquil sulfuros como por ejemplo $(C_2H_5OCH_2CH_2)_2S_2$, que es más barato que el Minerec.

Circuitos de Flotación: Los problemas especiales que se pueden encontrar en una planta de flotación, en conexión con la aplicación del Proceso L.P.F., están relacionados, fundamentalmente, con: 1) la flotación del cemento de cobre, y 2) la necesidad de usar el circuito ácido de flotación.

Como el cemento de cobre es de extraordinaria flotabilidad, flota con preferencia en las primeras celdas de flotación. Como se trata de cobre metálico casi puro, la ley de estos concentrados es muy alta, entre 40 y 50%. Esto permite, si no hay considerable contaminación de sulfuros de baja ley, considerar el producto de las primeras dos-tres celdas como el concentrado final y enviar a las etapas de purificación sólo el producto de flotación de las otras celdas que componen el circuito primario de la planta. Sin embargo, a veces el circuito ácido activa la sílice, que contamina el concentrado primario.

El cemento de cobre tiene una coloración muy característica, intensamente roja con tonalidades lila, y nunca puede encontrarse en los productos medios por la misma naturaleza de su precipitación. Sin embargo, a veces queda afectado por las lamaz que mecánicamente flotan con él y lo contaminan. En estos casos, nuevas flotaciones con pequeñas cantidades de silicato de sodio u otros dispersantes de lamaz dan excelentes resultados.

También se puede producir un problema con la flotación del cemento de cobre, cuando las partículas metálicas crecen en forma exagerada hasta el punto que se desprenden fácilmente de las burbujas. Esto se soluciona con nuevas flotaciones y adición de nuevas cantidades de colector. La molienda adicional, generalmente, no sirve en estos casos debido a la naturaleza dúctil del producto.

Una pequeña cantidad del cemento de cobre queda pegada sobre la esponja de fierro y como ésta normalmente no flota, este cobre va a los relaves desde los cuales se recuperará mediante un separador magnético junto a la esponja. La esponja recuperada de los relaves puede tener hasta 3% de Cu. Es conveniente tomar en cuenta esta pequeña carga circulante que, a veces, representa 100 TPD.

En lo que se refiere a la protección relacionada con la acidez del circuito, es más conveniente usar equipo de madera, o si esto no fuera posible, revestir la maquinaria con madera, goma o plástico. Este último tiene el inconveniente de que es frágil y sensible a los golpes. Las partes mecánicas del equipo tienen que ser de un acero inoxidable o, también, revestidas con goma.

En la operación de los circuitos es de fundamental importancia mantener el pH adecuado, un exceso de esponja en la pulpa para evitar la disolución del cobre y control estricto de los reactivos para mantener una buena espuma y mineralización a lo largo de las máquinas.

Los costos de estas plantas de flotación son un poco más altos que los de las plantas convencionales, debido al uso de acero inoxidable y protección contra la corrosión. Además, el consumo de reactivos puede ser un poco más alto que en los circuitos alcalinos.

5. PREPARACION DE LA ESPONJA DE FIERRO

Problema de la Esponja de Fierro: El problema de la producción de esponja de fierro no apareció sólo por su aplicación en el Proceso L.P.F. sino que, en realidad, es mucho más antiguo y se remonta a aproximadamente 100 años atrás, época en que en la industria siderúrgica se empezó a pensar en producir fierro metálico no sólo en altos hornos, sino también por reducción con otros medios reductores fuera del coke. Desde hace varios años, el consumo de esponja de fierro ha ido creciendo por su uso como materia prima para los hornos eléctricos en la producción de acero; como medio precipitante de metales en industrias hidrometalúrgicas para recuperar el cobre, plomo, plata, renio y otros metales desde sus soluciones; para recuperar el antimonio metálico desde sus sulfuros en un proceso pirometalúrgico y en pulvimetalurgia en general.

Para ilustrar el interés que existía y existe por el desarrollo de la producción de la esponja de fierro, podemos indicar que sólo en los EE.UU., entre 1876 y 1947 se han presentado 43 distintas patentes para su producción y se han hecho ensayos en más de una docena de distintos hornos entre los cuales vale la pena mencionar los siguientes (13, 14):

1. Hornos de cubilote (shaft furnaces).
2. Hornos rotatorios (rotary kilns).
3. Hornos de hogar múltiple (multiple hearth furnaces).
4. Hornos de túnel (tunnel kilns).
5. Hornos con transportador sin fin (endless conveyor).
6. Hornos de cámaras múltiples (multiple chamber furnaces).
7. Hornos de mesa vibratoria perforada (perforated shaking table furnaces).
8. Hornos fluosólidos (Fluo-solids reactors).
9. Hornos de tubo vertical (vertical tubes furnaces).

10. Hornos de parrilla móvil (movable grate furnaces).
11. Hornos de burbujeo de hogar múltiple (multiple bubble hearth furnaces).
12. Hornos oscilatorios (oscilating kilns).
13. Retortas, etc.

Como combustibles y medios de reducción se han usado: monóxido de carbono, hidrógeno, gas de carbón, gas de alumbrado, metano, gas natural, gas de aceite y otros.

Esta gran variedad de métodos y combustibles usados, lleva a dos conclusiones: 1) hay un gran interés en el desarrollo de un proceso para la producción de esponja de hierro; 2) hay, aparentemente, dificultades en aceptar o elegir la alternativa más conveniente entre las que se ofrecen.

Analicemos, brevemente, estas dos observaciones: si bien es cierto que el alto horno, durante muchos años, ha sido el equipo más eficiente en la producción de arrabio para la fabricación de acero, también es verdad que, últimamente, se han observado ciertos inconvenientes en la instalación de equipos tan grandes y caros.

En primer lugar, existe el problema de la producción de un coke de alta calidad, a precios razonables, en circunstancias que muchos países tienen que importar la materia prima; en seguida, hay un serio problema en el abastecimiento de la chatarra que fluctúa considerablemente en precios y disponibilidad; finalmente, para que la eficiencia del alto horno sea satisfactoria, hay que trabajar con grandes unidades que representan enormes inversiones.

Estas condiciones generales que caracterizan el uso de un alto horno, repercuten desfavorablemente en los países que no tienen carbones cokificables de buena calidad, que no necesitan cantidades elevadas de acero y que preferirían unidades más pequeñas, para tener una cierta flexibilidad en la producción. Finalmente, existen necesidades reales de los productos de tipo de polvo y no de arrabio (15).

Las razones mencionadas más arriba, fueron decisivas para buscar un método económico de reducción directa de minerales de hierro con medios reductores más económicos y de mayor disponibilidad que el coke y, utilizando combustibles o fuentes de energía disponibles, en la zona de producción a precio más bajo.

Estas últimas observaciones indican que en regiones diferentes el problema puede variar considerablemente y llevar a distintas soluciones. Esto, hasta cierto punto, explica la gran variedad de métodos existentes. Un factor importantísimo es la economía del proceso. La producción de esponja de hierro tiene sentido sólo si se puede hacer a un precio razonable y más bajo que el del hierro de alto horno.

Se puede afirmar, que el Proceso L.P.F., en el problema de la producción de esponja de hierro, tiene un poderoso aliado que es la industria del acero que ha realizado muchos esfuerzos e investigaciones con respecto a la producción económica de la esponja de hierro. Desde luego, podemos adelantar, y lo vamos a exponer con ciertos detalles más adelante, que la industria del acero ha tenido considerable éxito en este problema: se ha logrado producir esponja de hierro de alta ley con costos económicos y los distintos procesos están ya industrializados.

Sin embargo, con la producción de la esponja de hierro se soluciona sólo una parte del problema que afronta el Proceso L.P.F.; la otra parte, corresponde a la producción del ácido sulfúrico. La industria siderúrgica ha estudiado la producción de hierro sólo a partir de sus minerales y no ha considerado nunca la pirita, como posible materia prima. Esto significa que, al instalar una planta de esponja de hierro del tipo siderúrgico, es necesario instalar una planta de producción de ácido sulfúrico empleando azufre como materia prima.

Esta alternativa parece poco aceptable si en la planta, donde se aplica el L.P.F., hay disponibilidad de pirita que, prácticamente, no cuesta nada. Además, hay países, como el nuestro, en que el azufre tiene un precio muy elevado y, por otra parte, en la zona de la planta de beneficio de cobre por el Proceso L.P.F. puede no haber disponible un yacimiento de hierro de ley relativamente alta, lo que eleva los costos de la esponja debido a su transporte, o bien, al de los minerales de hierro.

La producción de esponja de hierro y de ácido sulfúrico, desde la pirita, no tiene solamente ventajas, sino que presenta también desventajas serias. En primer lugar, no es general la presencia de suficiente cantidad de pirita en los minerales de cobre. Los hay sin pirita o con pequeñas cantidades de ella. Esto puede crear problemas serios en la operación, pues comprar y transportar la pirita es más difícil que un mineral de hierro.

En segundo lugar, hasta la fecha, la esponja de hierro, producida a partir de la pirita, es de una calidad considerablemente

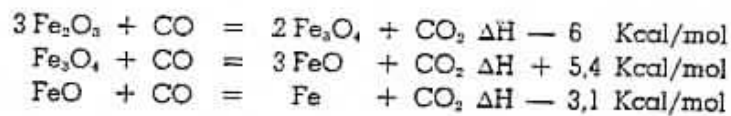
inferior a la producida desde los minerales oxidados de hierro. Finalmente, los costos de una planta fluo-sólida para la tostación de la pirita y de otra planta para reducir las calcinas, son mayores que los de la planta de esponja de hierro a base de óxidos y planta de ácido sulfúrico a base de azufre combinadas.

De todas estas observaciones se deduce que en el problema de la producción de esponja de hierro y ácido sulfúrico hay que seguir un camino cauteloso y, para encontrar la solución adecuada, hay que considerar todas las condiciones locales existentes.

Para facilitar este estudio, a continuación, nos vamos a referir brevemente, a los aspectos fundamentales de la reducción de minerales de hierro, hasta su estado metálico y, en seguida, a los métodos de producción de esponja de hierro, a partir de minerales oxidados de hierro y de pirita.

Fundamentos de la Producción de Hierro Metálico: Es interesante señalar que la reducción de minerales de hierro hasta su estado metálico puro se efectúa a temperaturas inferiores a la temperatura de fusión del mineral. Esta reducción siempre se efectúa con un medio reductor gaseoso, aun cuando el material reductor es carbón sólido. Esto se ha comprobado reduciendo óxido de hierro con carbón a 980°C en vacío y a presión atmosférica (17). En el primer caso, se redujo sólo un 6% del óxido, mientras que en el segundo, el porcentaje de reducción fue superior a 70%.

En general, hay cuatro medios reductores distintos que reducen el óxido de hierro a su estado metálico a temperaturas elevadas. Estos son: el hidrógeno, el monóxido de carbono, el metano y el carbón. La reducción con carbón y monóxido de carbono, se produce a través de las siguientes reacciones:

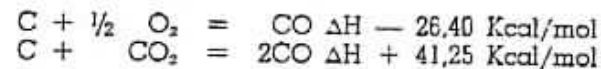


donde ΔH es el calor de reacción. Los calores de reacción fueron calculados en base a los calores de formación que se pueden encontrar en la Tabla N° 3.

Tabla N° 3
CALOR DE FORMACION DE DISTINTOS COMPUESTOS
A 25°C (44)

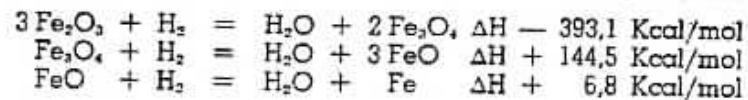
	ΔH Kcal/mol
Fe_2O_3	- 198,5
Fe_3O_4	- 266,9
FeO	- 64,6
H_2O	- 57,8
CO	- 26,4
CO_2	- 94,1

Cuando se utiliza carbón sólido, como reductor, también tienen importancia las siguientes reacciones:



El hidrógeno reduce los óxidos de hierro más rápidamente que el monóxido de carbono, porque la molécula de hidrógeno es más chica que la de CO y puede difundir, por lo tanto, más rápidamente a través del material sólido que se reduce.

Las reacciones que se producen cuando se reducen los minerales de hierro con hidrógeno son:



La reducción con metano, principal componente del gas natural, es una reacción muy endotérmica y por esta razón se prefiere usar este gas como materia prima para la producción de monóxido de carbono e hidrógeno, con anhídrido carbónico, o con vapor de agua, según las siguientes reacciones:



De este modo, en todos los procesos empleados actualmente, la esponja de hierro se produce por reducción de minerales con CO, H_2 o su mezcla. La Fig. 8 (28) nos muestra el diagrama de equilibrio para la reducción de óxidos de hierro a su estado metálico con CO y H_2 . Se puede observar, que a temperaturas inferiores a 570°C, la magnetita pasa a estado metálico directamente, mientras que a temperaturas superiores a 570°C, primero, se transforma en wustita (FeO). A 820°C el poder reductor del

monóxido de carbono y del hidrógeno son equivalentes. A temperaturas bajas, el monóxido de carbono es un reductor más energético que el hidrógeno, y lo contrario, sucede a temperaturas más altas (28).

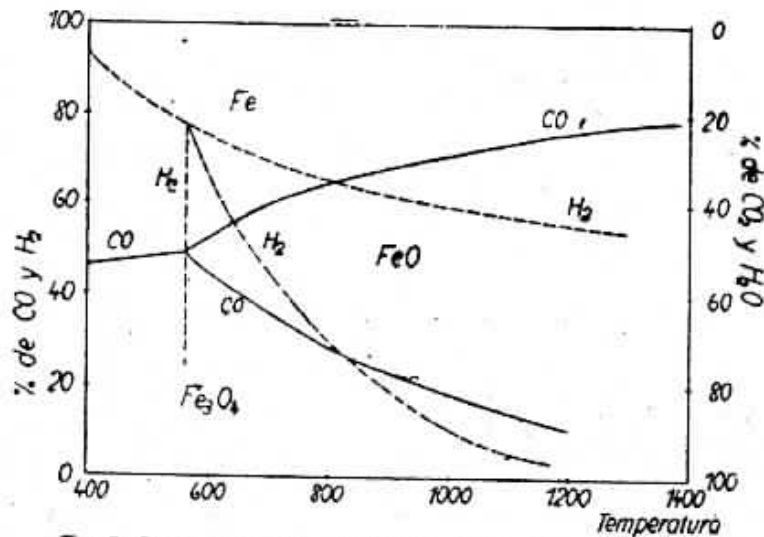


Fig 8 Diagrama de equilibrio para la reducción de óxidos de hierro

La Fig. 9 (28), por otra parte, nos muestra la relación entre la velocidad de reducción y la temperatura, con distintos gases —hidrógeno y monóxido de carbono. Las abscisas representan la temperatura y las ordenadas el porcentaje de oxígeno eliminado desde el mineral que en este caso es magnetita.

Se puede observar, que la velocidad de reducción con hidrógeno es mucho mayor a temperaturas inferiores a 850°C que con monóxido de carbono. Esto se debe a que la reducción con monóxido siempre produce una esponja que tiene carbono. A temperaturas inferiores a 700°C la wustita se puede reducir directamente a cementita, sin pasar por la etapa de hierro metálico. Por otra parte, a temperaturas cercanas a 550°C hay la tendencia del CO a precipitarse en forma de carbono libre. Estos fenómenos, naturalmente, reducen la velocidad de reducción de la magnetita a hierro metálico. Para evitar la excesiva carburación, se prefiere, entonces, trabajar a temperaturas más altas, entre 800 y 1.000°C. En efecto, mientras más alta es la temperatura,

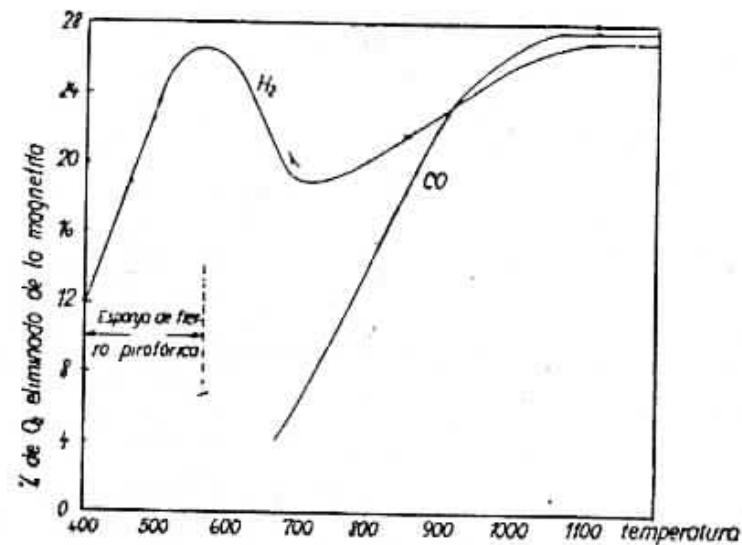


Fig 9 Relación entre la velocidad de reducción de la magnetita a hierro metálico y la temperatura

más fácil y rápida es la transformación del óxido en metal. El límite natural de temperatura lo determina la aglomeración del mineral, que empieza a manifestarse desde 1.000°C para arriba. Sin embargo, con un exceso de carbón en la carga se puede llegar a 1.200°C (28).

En lo que se refiere al hidrógeno, la velocidad de reacción pasa por un máximo, con temperaturas entre 500 y 600°C. Esto se debe a que a esta temperatura empieza la recristalización del hierro metálico, que recubre las partículas oxidadas con una capa metálica y las protege. Después de un mínimo a 700°C, la velocidad de reacción nuevamente aumenta.

En lo que se refiere a la reducción de la hematita, ésta sigue un camino semejante al de la magnetita con la diferencia que a temperaturas bajas sus reacciones son más rápidas.

El estudio de los diagramas recién discutidos indica, por ejemplo, que reduciendo la magnetita con hidrógeno a temperaturas bajas, hasta 480°C, pese a la razonable velocidad de reacción, sólo un 16% de hidrógeno es consumido.

Por otra parte, a temperaturas del orden de 1.000°C, sería difícil reducir con hidrógeno los óxidos hasta el fin. Esto se hace mejor

en un rango de temperaturas entre 500 y 600°C. En efecto, a temperaturas de 550°C, o menores, se obtiene un hierro pirolítico con una superficie muy desarrollada. Todo esto indica una cierta ventaja del trabajo con una mezcla de H₂ y CO, que en la primera etapa reduciría activamente con el hidrógeno y, en las etapas finales, con el monóxido de carbono.

De este modo, queda claro que la reducción o desoxigenación de los minerales de hierro se desarrolla gradualmente: la hematita que tiene un 69,9% de Fe se reduce a magnetita que contiene 72,4% de Fe y éste a hierro metálico. Si, antes de estas reducciones, se hace una concentración y peletización del mineral, se puede fácilmente trabajar con pelets que contienen 70% de Fe, con lo que el proceso se intensifica.

En la Fig. 10 se puede observar el proceso de reducción de un pelet de hematita (15).

Se supone que, originalmente, la partícula estaba compuesta por hematita pura que fue luego atacada por los gases reductores que produjeron sucesivamente magnetita, wustita y hierro metálico. El gas reductor difunde hacia el interior de la partícula convirtiendo cada fase en la próxima superior, o sea, la hematita en magnetita, la magnetita en wustita y la wustita en hierro metálico. Por otra parte, los productos de la reducción, el vapor de agua y el dióxido de carbono, difunden hacia la periferia

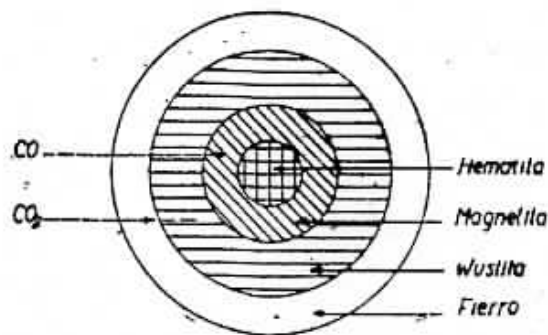


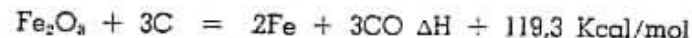
Fig 10 Proceso de reducción de un pelet de hematita

de la partícula y se alejan de ella. Esto causa la porosidad de los minerales y de aquí proviene el término "esponjoso".

La reducción total de la hematita, por el monóxido de carbono, podría representarse por la ecuación:



La reducción total, cuando se usa carbón sólido, sería por otra parte:



Esto significa que por tonelada de hematita pura se necesitan 225 kgs de carbón fijo, para la reducción completa. En general, se puede señalar que el principal consumo de hidrógeno y carbono es por concepto de reducción y que para mantener la alta temperatura de reacción se consume mucho menos. Como la reducción con hidrógeno es una reacción endotérmica y con CO es exotérmica, las dos se pueden combinar de tal modo que la operación queda térmicamente equilibrada.

Producción de Esponja a partir de Minerales Oxidados de Hierro: Como ya lo hemos señalado, existen varios procedimientos y patentes para la producción de esponja de hierro. Nos vamos a referir sólo a los procesos confirmados industrialmente y, particularmente, a los que nos parecen factibles para la producción de esponja para el Proceso L.P.F.

Proceso Wiberg-Söderfors: Uno de los procedimientos más antiguos, para la producción industrial de esponja de hierro, fue introducido por el profesor sueco Martin Wiberg. Este proceso, estudiado en 1918, fue industrializado en 1932 en Söderfors y, mediante él, 5 plantas en Suecia producen un total de 150.000 tons por año y hay informaciones (15) que será empleado en dos plantas en Japón.

El proceso Wiberg-Söderfors consiste en la reducción de minerales de hierro en un horno de cubilote (shaft furnace) con monóxido de carbono.

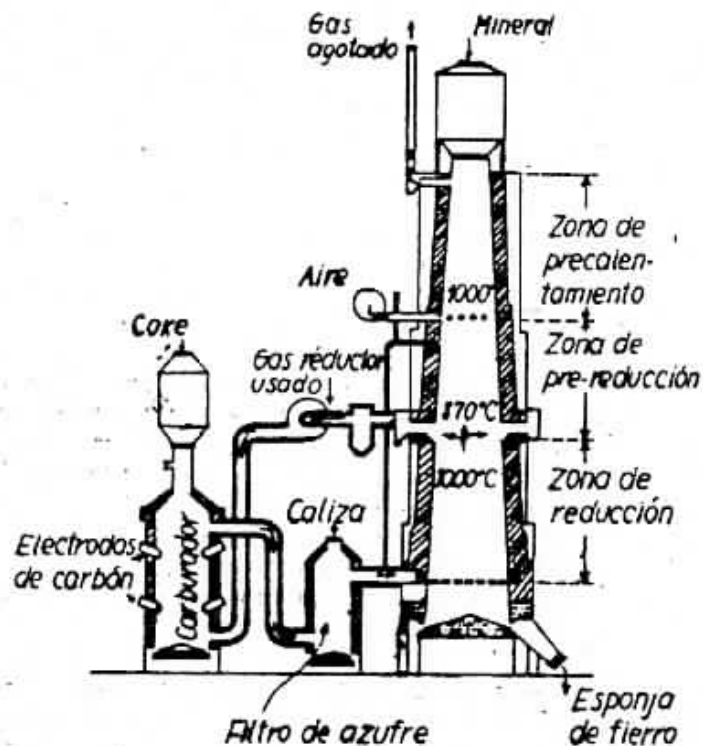


Fig 11 Horno de cubilote para el proceso Wiberg-Soderfors

El corte del horno se puede apreciar en la Fig. 11 (15). En realidad, para efectuar el proceso, se puede utilizar otro tipo de horno, siempre que exista un movimiento en contra-corriente de la carga y de los gases (26), pero en Suecia en todas las operaciones se prefiere el uso del horno de cubilote.

En este proceso, el mineral en trozos o en forma peletizada se introduce en la parte superior del horno y se calienta en contra-corriente con los gases que consisten principalmente de monóxido de carbono, pero que contienen también un poco de hidrógeno, y se introducen por la parte inferior del horno.

Los gases para la reducción de la carga y su precalentamiento, se producen en un carburador que es un compartimento que se

carga con coque y que se calienta eléctricamente, por medio de un arco eléctrico. El anhídrido carbónico y el vapor de agua, que se recirculan del horno al carburador, entran en reacción con el carbono del coque caliente, formando monóxido de carbono e hidrógeno. Esta mezcla sirve para la reducción de la carga.

La operación se efectúa del siguiente modo: el mineral se alimenta desde un buzón situado en la parte superior del horno. Al bajar lentamente en la zona de precalentamiento, su temperatura sube hasta 1.000°C. En seguida, se reduce en dos etapas. La primera etapa se produce en la zona de pre-reducción y la segunda, en la parte inferior del horno. Los gases, previamente purificados para eliminarles el azufre, se introducen por la parte inferior del horno, de modo que su concentración más alta se aprovecha para completar la reducción del mineral. Aproximadamente un 75% de los gases asciende sólo hasta la interfase entre la zona de reducción y pre-reducción, siendo luego recirculados al carburador y usados nuevamente. El otro 25% sigue ascendiendo, para producir la pre-reducción del mineral. Al llegar a la interfase, entre la zona de pre-reducción y precalentamiento, estos gases se mezclan con el aire y se queman, para precalentar la carga de los minerales.

La esponja de hierro sale con una temperatura de entre 950 y 1.010°C y puede o llevarse directamente a los hornos eléctricos, para la producción de acero, o enfriarse hasta una temperatura de 150°C en cámaras con camisas de agua, para evitar su oxidación.

Por este proceso se pueden tratar distintos minerales de hierro, con la condición básica de que tengan una resistencia mecánica elevada. Las magnetitas macizas y ciertos tipos de hematita han dado buenos resultados. Sin embargo, la hematita de cristalización gruesa tiene la tendencia a desintegrarse. En general, es conveniente usar pelets de 25 a 50 mm de diámetro. Para aumentar su resistencia mecánica, se agrega un poco de cal que, además, sirve para eliminar el azufre del producto final. En general, los mejores resultados se obtienen con minerales que contienen entre 60 y 70% Fe. Su conversión al estado metálico es de 90% y el contenido final de la esponja es de un promedio de 90% de Fe. El contenido de hierro metálico de la esponja varía entre 82 y 90%, según la materia prima usada y la aplicación o no de separación magnética, para la purificación del producto final.

Los consumos para el proceso, por tonelada de esponja producida, son los siguientes:

Coke	220 kgs
Energía Eléctrica	1100 KWH
Dolomita	60 kgs
Electrodos	1 kg

La planta que produce 20.000 tons/año de esponja costó US\$ 850.000 y es operada por 10 personas, o sea, por tres personas por turno, lo que indica una alta mecanización de la operación. Una tonelada de esponja, por concepto de obra de mano, está, en consecuencia, recargada con 1,5 horas-hombre.

Es importante aclarar que este proceso también puede funcionar a base de combustibles líquidos, provenientes del petróleo. En el caso específico tratado, se tomó en consideración la situación de Suecia, con combustibles metalúrgicos caros, energía eléctrica barata y posibilidad de concentración de minerales y preparación de pelets adecuados, en forma económica.

El Proceso Höganäs: Este proceso es más antiguo que el anterior y su operación se inició en 1910. Sus grandes ventajas son la simplicidad y la alta eficiencia. En Suecia hay una planta de 50 TPD y en los EE. UU. una de 100 TPD, en Riverton, New Jersey (15).

Los detalles del proceso son los siguientes (26): el mineral, finamente molido, y de alta ley se deposita en receptáculos metálicos o cerámicos, combinándolos con fajas de cokecillo, carboncillo y cal. Los receptáculos cilíndricos se cargan en un horno de túnel donde el material se precalienta, se reduce a 1.200°C y se enfría, siendo descargado en forma de un queque poroso. El proceso dura entre 12 y 36 horas.

Durante el proceso, el monóxido de carbono escapa de los receptáculos metálicos y se quema en el horno, sirviendo, de este modo, como combustible. Sin embargo, su cantidad es insuficiente para mantener la temperatura necesaria, por lo que se quema además gas natural. Para aprovechar bien el combustible, el calor que desprende la esponja de hierro, durante su enfriamiento, se usa para el precalentamiento del aire para la combustión.

La eficiencia de la operación es alta: de un mineral que contiene aproximadamente 70% de Fe se obtiene una esponja de 97% de Fe, cuyo contenido de hierro metálico es de 93%, lo que significa una conversión de 98%.

Los consumos para este proceso, por tonelada de esponja, son los siguientes:

Cokecillo	420 kgs
Carboncillo	180 kgs
Cal	85 kgs
Gas natural	550 m ³
Petróleo	15 kgs

La planta de 50 TPD tiene 35.000 receptáculos metálicos que recargan considerablemente los costos de operación. La planta es operada por 20 obreros, con 7 horas-hombre por tonelada de esponja. Una planta de capacidad anual de 20.000 tons de esponja cuesta aproximadamente US\$ 600.000.

El Proceso H y L: Otro proceso importante para la producción de esponja de hierro fue introducido por la compañía Mexicana Hojalata y Lámina, por lo cual lleva su nombre. La instalación industrial, con una capacidad diaria de 200 tons, fue puesta en marcha en 1958 en Monterrey. Posteriormente, debido al éxito del proceso, en la misma localidad fue instalada una nueva planta de 500 TPD en 1960.

El proceso, fundamentalmente, consiste en lo siguiente (15, 18): el mineral crudo, en forma de trozos o pelets, de una granulometría de menos 1½" y no más de un 20% de menos ¼", para no perjudicar la circulación de gases, se carga en hornos de tipo discontinuo. La carga se precalienta a alrededor de 1.100°C, por una mezcla de gases oxidantes o por el calor de la esponja final. A continuación, se reduce, durante cuatro horas, con un gas especialmente preparado y purificado.

El gas de reducción es gas natural, previamente desulfurado, secado y carburado con vapor sobrecalentado, que, al descomponerse, con ayuda de un catalizador, enriquece el gas con hidrógeno y monóxido de carbono. La composición final del gas es la siguiente (19):

H ₂	73,1%
CO	16,3%
CH ₄	4,0%
CO ₂	6,6%

En la planta hay 5 hornos iguales, de los cuales 4 operan simultáneamente y uno se carga o descarga. Cada horno tiene una capacidad de alrededor de 15 tons y opera en forma batch. El proceso dura 5 horas, de las cuales cuatro se ocupan en el precalentamiento, reducción y enfriamiento del mineral y una en la carga y descarga del horno.

En un horno, durante las dos primeras horas se precalienta la carga y se inicia la reducción y en los dos siguientes se termina. Después se introduce gas natural, durante dos o tres minutos, para carburar el mineral. El proceso consta de cuatro operaciones: primero, se elimina la humedad; segundo, se elimina el CO₂ de los carbonatos; tercero, se elimina la mayor parte del azufre y cuarto, al metal reducido se le aumenta el contenido de carbón.

El mineral con que se trabaja es de alta ley, conteniendo un promedio de 65% de Fe, del cual un 30% es magnetita y un 70% hematita. Se ha trabajado, también, con distintas proporciones de hematita y magnetita, sin que se noten variaciones en los resultados. Actualmente se está ensayando el proceso con minerales de baja ley.

El producto final contiene entre 64 y 90% de Fe metálico, dependiendo de la altura de la carga en el horno, según el siguiente cuadro:

Distancia desde la parte superior del horno en pies	% Fe total	% Fe metálico	% Reducción	% C	% S	% Insolubles
0 — 1	93.4	90.0	96.3	1.3	0.06	3.1
1 — 2	93.0	86.8	93.3	1.4	0.02	3.5
2 — 3	90.8	79.4	87.4	1.6	0.04	3.6
3 — 4	89.8	73.0	81.3	1.6	0.03	3.5
4 — 5	87.4	64.0	73.2	1.3	0.02	3.5

Este proceso se considera técnica y económicamente muy satisfactorio. Se consumen aproximadamente 21,000 pies cúbicos de gas natural y 70 KWH para producir una tonelada de esponja. La inversión es del orden de US\$ 3,200,000 para una planta de 200 tons de esponja por día, un 50% menor que la alternativa con alto horno, pese a que se trabaja con un tonelaje reducido. La planta Hojalata y Lámina requiere sólo 8 personas por turno, para su operación (19).

Para la nueva planta de 500 TPD, los costos de operación son evaluados en aproximadamente US\$ 10,00 por tonelada de esponja de hierro, según el cálculo señalado en la Tabla N° 4 (20).

El Proceso R-N: Un proceso de considerables perspectivas prácticas es el Proceso R-N. Pese a que, todavía, no se ha aplicado en escala industrial, trabajos con múltiples muestras de diferentes minerales de hierro en escala de 50-75

TPD, durante aproximadamente 10 años, comprueban que se trata de un proceso de gran flexibilidad que da muy buenos resultados. Hasta la fecha, se han tratado en la planta piloto varias decenas de miles de toneladas de distintos minerales, que contenían entre 35 y 65% de Fe, obteniéndose un producto de 90% de hierro metálico a un costo razonable.

El proceso debe su nombre a las iniciales de dos compañías que han colaborado en su desarrollo: Republic Steel Co. y National Lead Co. El trabajo fue iniciado por la National Lead, unos 20 años atrás, para liberar su ilmenita de hierro y terminado en 1953, con la cooperación de la Republic Steel Co. y construyéndose una planta piloto en Birmingham (Alabama).

El proceso (22, 23, 24) consiste, esencialmente, en lo siguiente: el mineral crudo, de contenido de hierro variable y triturado hasta un producto de menos una pulgada, alimenta un horno rotatorio de calentamiento directo, previa una mezcla con los ingredientes que son: reductor sólido, en forma de coque, coquecillo, antracita, etc. y calcita o dolomita, para la eliminación del azufre. El coque se agrega en exceso y después se recupera para la recirculación.

Tabla N° 4
COSTOS ESTIMATIVOS DE OPERACION Y PRODUCCION
PARA UNA PLANTA DE ESPONJA DE FIERRO
A BASE DEL PROCESO H Y L DE 500 TPD

ITEM	Cantidades por ton métrica de Fe	Precio por unidad US\$	Costo por ton métrica de Fe
Gas Natural	16,900 pies ³	0.158	2.67
Agua de Refrigeración	12,400 gal	0.0086	0.11
Agua de Calderas	2,210 lbs	0.04	0.09
Energía Eléctrica	10.5 KWH	0.006	0.06
			2.93
Exceso de Vapor producido	140 lbs	0.265	0.37
Total Consumos			2.56
Preparación del Catalizador	0.15 lbs	1.50 /lb	0.23
Operación	7 hombres/turno	3.30 /hr	1.11
Supervisión	1 hombre/turno	4.00 /hr	0.24
Total obra de mano, Operación			1.58

Tabla N° 4 (Continuación)

ITEM	Cantidades por ton métrica de Fe	Precio por unidad US\$	Costo por ton métrica de Fe
Mantenición	3% del valor de la planta calculando \$ 30 por ton/año		0.99
COSTO DIRECTO TOTAL			5.13
COSTO INDIRECTO	50% de operación		0.68
COSTO DE PRODUCCION			5.81
COSTO DE CAPITAL	12% de costo de planta		3.96
COSTO TOTAL DE LA ESPONJA			US\$ 9.77/ton

El horno se calienta con un quemador a gas o petróleo que tiene una llama reducida, para permitir la mantención de adecuadas temperatura y condiciones de reducción a través de todo el horno. Con la misma finalidad, a lo largo del horno hay aberturas, que permiten la entrada del aire, para la mantención de condiciones de combustión favorables. A medida que el producto avanza a través del horno, las partículas se reducen hacia el interior, transformándose la magnetita en wustita y esta última en hierro metálico. La temperatura se mantiene entre 1.000 y 1.100°C debido a que no hay fusión de los componentes principales de la carga. La reducción dura entre 3 y 5 horas, según la calidad del mineral utilizado.

Una vez terminada la reducción, se enfría la descarga, por medio de una camisa de agua, para prevenir la re-oxidación del hierro metálico. El producto enfriado a la temperatura ambiente se purifica por medio de una molienda y separación magnética y gravitacional. El producto magnético, la esponja de hierro, contiene cerca de 90% de Fe metálico y la fracción liviana, el coque, se devuelve al proceso. La recuperación de hierro es del orden de 85-90%. Se puede briquetizar y usar como alimentación de hornos eléctricos, para la producción de acero.

La evaluación económica de este proceso indica (24) que una planta que produjera anualmente unas 400.000 tons de briquetas de alta ley (95% de Fe total, 91% Fe metálico, 0,5% SiO₂, 0,02% S y 0,03% P) con 94% de recuperación de hierro contenido en la mena, costaría cerca de US\$ 17.000.000 lo que es un costo comparable, por tonelada/año, al del proceso anterior. El costo de producción sería del orden de \$ 14 según los siguientes detalles:

Tabla N° 5
COSTOS DE PRODUCCION DE ESPONJA DE FIERRO
POR EL PROCESO R-N

ITEM	Unidad	Costo de unidad en US\$	Unid. neces. para 1 ton de esponja	Costo por ton de esponja
Carbón para coque	ton	13.00	0.368	4.78
Calcita	ton	2.50	0.077	0.19
Combustible	millón de Btu	0.40	4.20	1.68
Energía Eléctrica	KWH	0.01	102	1.02
Agua	miles de gal	0.10	0.200	0.02
Molienda				0.06
Briquetización				0.11
Mantenición				1.88
Laboratorio y Control				0.20
Obra de mano	hora-hombre	3.00	0.372	1.12
Supervisión	hora-hombre	4.50	0.064	0.29
				11.35
Depreciación e impuestos 6.5%				2.73
Costo total por ton de esponja briquetizada				\$ 14.08

Se considera que, para producir una tonelada de esponja, es necesario usar aproximadamente 1.5 tons de mineral de hierro de alta ley.

El Proceso de Fierro H: Otro proceso importante, que últimamente se ha aplicado en escala industrial, es el que usa hidrógeno como medio reductor. La ventaja de este proceso es la de producir un hierro esponja muy puro, sin contaminaciones de carbón, y que puede aplicarse con gran ventaja en pulvimetalurgia.

El proceso (15), hasta la fecha, se aplica en dos plantas: una de la Alan Wood Steel Co., en Pensilvania, con una capacidad diaria de 50 tons y otra de la Bethlehem Pacific Steel Corp., en Los Angeles, con una capacidad diaria de 110 tons.

La operación en la planta Wood Steel consta básicamente de las siguientes etapas (43):

- 1) Preparación del mineral crudo de tal forma que tenga un mínimo de impurezas, pues ellas no se pueden eliminar en las fases posteriores del proceso.
- 2) Preparación del hidrógeno para la reducción.
- 3) Reducción del mineral crudo con hidrógeno a temperaturas de 540°C.
- 4) Enfriamiento y descarga del horno.

La preparación del mineral empieza con una minería selectiva que trata de obtener menas que consisten de casi magnetita pura, de una ley promedia de 71% Fe, y sin contaminaciones dañinas de azufre y fósforo. La magnetita es preferible a la hematita, pues se reduce más fácilmente en un lecho fluidizado. El material pasa por la reducción de tamaño, obteniéndose un producto entre 20 y 200 mallas, en un caso y entre 80 y 325 mallas en otro.

La preparación del hidrógeno consiste en una oxidación parcial de gas de cokería con oxígeno de 98% de pureza. El gas, proveniente de una cokería vecina se trae a una presión de 3 lb/pulg², se comprime en la planta hasta 500 lbs/pulg² y, en condiciones de temperatura muy bien controladas, se convierte en hidrógeno y monóxido de carbono, por descomposición catalítica de los hidrocarburos que contiene. La mezcla final, que tiene 68% de H₂ y 26% de CO, se pasa por una torre de saturación donde se satura, en un sistema contra-corriente, con vapores de agua.

El gas que ahora contiene hidrógeno, monóxido de carbono y anhídrido carbónico, pasa sucesivamente por torres de absorción de CO₂ y de CO. El gas purificado contiene 97% de H₂ y 3% de N₂, con trazas de metano y monóxido de carbono. El anhídrido carbónico se recupera y usa para la purificación de la carga, antes de su reducción, para eliminar el oxígeno del aire, y el monóxido de carbono se aprovecha como combustible, para calentamiento del gas.

La etapa de reducción se efectúa en un reactor fluo-sólido de tres lechos fluidizados de aproximadamente 1,65 m de diámetro interior, de 31 metros de altura y de alimentación discontinua. Las cargas de 15 tons se llevan a una tolva, se les elimina el aire con anhídrido carbónico y alimentan la parte superior del reactor por un tubo de 1,5 pulgadas, previa compresión con hidrógeno.

Para que el reactor pueda recibir una nueva carga, tiene que descargar una ya procesada, que se encuentra en el tercer lecho situado en el fondo del reactor. El material que pasa del primer lecho al segundo está convertido en fierro metálico en un 47%, el que pasa del segundo al tercero está convertido en un 87% y el producto final en un 97%. El traslado de cargas no interrumpe la circulación del hidrógeno en el reactor.

El proceso opera a una presión de 500 lbs/pulg² y la temperatura no tiene que sobrepasar 540°C, para que las partículas reducidas no se aglomeren y sintericen.

El hidrógeno, que sale del proceso, se puede regenerar, al eliminarle la humedad que contiene. Para esto, se enfría, en un intercambiador de calor, y se mezcla con cantidades adicionales de hidrógeno puro. La mezcla se calienta en el mismo intercambiador de calor a unos 370°C y, en seguida, en un calentador especial, a una temperatura de 540°C, con que se devuelve a la operación.

El fierro esponja es pirofórico y es necesario evitar su contacto con el oxígeno. Por esto, el producto del reactor, se decomprime en una cámara y el hidrógeno se elimina con una corriente de nitrógeno, que es subproducto de la planta de oxígeno. El producto final se traslada neumáticamente a una cámara donde se guarda en una atmósfera de nitrógeno antes de sus usos posteriores.

Para producir una tonelada de esponja de fierro, se necesita consumir 1,4 tons de mineral de fierro de alta ley, 20.000-22.000 pies cúbicos de hidrógeno, 0,25 tons de oxígeno, 100 lbs de nitrógeno y algo de vapor, agua de refrigeración y energía eléctrica. La planta, debido a su construcción especial, es bastante más cara que las anteriores — US\$ 3.800.000, o sea, unos \$ 200 por tonelada/año de esponja.

Otros Procesos: Los procesos discutidos hasta ahora nos permiten concluir que para la producción de esponja de fierro, para el Proceso L.P.F., los procesos con hidrógeno no son prácticos por sus altos costos, pese a la excelente calidad del producto. En realidad, para el Proceso L.P.F. no se necesita un producto de tan alta calidad. Esto deja como alternativas posibles a los procesos antiguos, tales como los que se usan en Suecia, o los procesos más modernos, tales como H y L o R-II. Todo depende de los costos de capital y producción. A este punto nos referiremos más tarde.

Es innecesario entrar en detalles sobre los otros procesos, porque ellos o no sirven, o básicamente son muy semejantes a los ya discutidos. Por ejemplo, el proceso Krupp-Renn, sobre el cual existe una extensa bibliografía (25, 26, 27) aunque bastante eficiente y con posibilidades de ser aplicado a los minerales de baja ley, no sirve en nuestro caso pues, como producto final, produce un hierro metálico fundido y no esponjoso como es nuestro objetivo. Lo mismo se puede decir de los procesos Strategic Udy, Orcarb, Dwight-Lloyd McWane y otros.

La comparación de las características de los distintos procesos se puede observar en la Tabla N° 6, que señala los procesos convenientes para la producción de esponja de hierro.

Producción de Esponja a partir de Pirita: No cabe duda de que es más conveniente producir hierro metálico a partir de minerales oxidados que de minerales sulfurados de hierro, pues la eliminación del azufre es un problema difícil e importante para la industria del acero. Esto explica por qué ninguna industria siderúrgica produce acero a partir de piritas u otros sulfuros de hierro.

Sin embargo, en el Proceso L.P.F., el hierro metálico se necesita para la precipitación del cobre, lo que pone otros requisitos al producto solicitado — no son necesarias ni una alta ley en hierro metálico ni una drástica eliminación del azufre, si las condiciones económicas favorecen esta alternativa. Es importante señalar que mientras, en muchas oportunidades, se dispone de pirita en la planta misma, los óxidos de hierro, a menudo, se encuentran a una distancia considerable de ella y el costo de transporte recarga mucho el precio de la esponja. Pero, quizás, lo más importante es que la pirita no es sólo materia prima para la producción de esponja sino también para la de otro reactivo importantísimo para el LPF — el ácido sulfúrico. Al usar la pirita se ahorra el costo del azufre para la producción del ácido, o el costo del mineral de hierro si el ácido se produce de todas maneras, a partir de la pirita.

Estas consideraciones, de orden económico, fueron fundamentales para la producción de esponja de hierro, a partir de piritas, pese a que esto significaba la obtención de un producto de calidad inferior.

Proceso de Anaconda: El proceso de Anaconda tiene sus orígenes hace unos 50 años atrás (29): en 1914 Anaconda trató de obtener esponja de hierro, para la preci-

Tabla N° 6

CARACTERÍSTICAS DE LOS DISTINTOS PROCESOS UTILIZADOS PARA LA PRODUCCIÓN DE ESPONJA DE FIERRO (15)

Nombre del Proceso	Horno Utilizado	Medio Reductor	Mineral	Temperatura	Tipo de Producto	Costo de la Planta por ton anual
H y L	Vertical	H ₂ , CO	— 1 1/2"	1100°C	Esp. 85% Red. 80% Fe ^o	\$ 45.00 (200 TPD)
R-N	Rotatorio	Carbocillo	— 1"	1000-1100°C	Esp. 90% Red.	\$ 42.50 (1000 TPD)
H-Iron	Fluo-Sólido	H ₂	— 20 mallas	540°C	Esp. 98% Red.	\$ 200.00 (50 TPD)
Wiberg	Cubilote	CO, H ₂	1-2"	1000°C	Esp. 90% Red.	\$ 42.50 (60 TPD)
Höganäs	Túnel	Cokecillo	— 1/2"	1200°C	Esp. 97% Red. 93% Fe ^o	\$ 30.00 (60 TPD)
Freeman	Rotatorio	Carbocillo	1/2-1"	1000°C	Esp. 91.5% Fe ^o	—
Easo	Fluo-Sólido	Co, H ₂	— 1/8"	850°C	Esp. 85% Red.	—
Mu-Iron	Fluo-Sólido	H ₂	— 10 mallas	720°C	Esp. 95% Red.	—

pitación del cobre de sus soluciones. Se trató de obtenerla a partir de calcinas de pirita, provenientes de la planta de ácido sulfúrico, reduciéndolas con coke blando en un horno horizontal rotatorio de tipo Bruckner, a temperaturas de 1000°C. Pese a que el producto era de buena calidad, el proceso fue abandonado porque no era económicamente ventajoso.

Debido a las siguientes razones se consideró nuevamente el problema: 1) Anaconda necesitaba un reactivo para la precipitación del cobre en su planta de LPF en Greater Butte; 2) disponía de un tonelaje suficiente de calcinas de pirita de buena ley, que no le costaban nada; 3) no era necesaria la obtención de una esponja de alta ley y de alto porcentaje de conversión del hierro oxidado en hierro metálico; 4) había disponibilidad de gas natural y carboncillo a precios económicos.

Los experimentos, en forma de planta piloto, que empezaron con un pequeño horno tipo Bruckner de 2 pies de diámetro interior y de 4 pies de largo, confirmaron la posibilidad de obtener un producto satisfactorio a precio razonable. Las mismas experiencias indicaron la ventaja del empleo de otro Bruckner, previo a la operación de reducción, para precalentar las calcinas y eliminarles las impurezas de azufre. Posteriormente, todas las experiencias fueron repetidas y confirmadas en un horno de 5 x 12 pies y estos datos fueron la base para el diseño de la planta industrial.

En su forma final, la planta de esponja de hierro funciona del siguiente modo (29, 31):

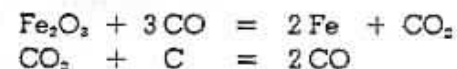
La calcina de la planta de ácido, que contiene cerca de 60% de Fe y 3% de azufre, se lleva, primero, a un horno rotatorio de 8 x 20 pies, para bajarle su contenido de azufre a una cantidad de entre 0,5 y 1%. Esta operación es necesaria para que, durante la reducción, no se formen aglomeraciones excesivas sobre las paredes del horno y para que el producto final no tenga aspecto oscuro, lo que no es bueno para la precipitación del cobre. La recalcinación se hace a una temperatura de entre 500 y 800°C. Las paredes del horno están revestidas con ladrillos refractarios de 6" de grosor. El producto final de esta tostación tiene 60% de Fe, 0,5-1% S y un 18% de insoluble.

El producto recalcinado se mezcla con un 30% de carboncillo y se lleva a un horno reductor, tipo Bruckner, de 10 x 20 pies. Igual que en la etapa anterior, el calentamiento del horno se efectúa con gas natural, mediante cuatro quemadores, tipo Denver Fire Clay Inspirator, de 3" que lanzan la llama directamente

sobre el lecho del mineral que tiene una profundidad de más o menos 30".

El calor necesario, para mantener una temperatura de más o menos 1000°C, lo proporciona parcialmente el carboncillo, cuya parte volátil se quema, quedando un cokecillo para la reducción del hierro. El coke metalúrgico no sirve para esta operación, pues a esa temperatura no reduce satisfactoriamente el dióxido de carbono a monóxido.

Las reacciones que se producen en el horno, aparentemente, se limitan a lo siguiente: el monóxido de carbono producido por el cokecillo, reduce el óxido de hierro a hierro metálico, con formación de dióxido de carbono, que se reduce a monóxido por el cokecillo.



Es necesario tener un exceso de carbón en la carga para que la operación se desarrolle con una velocidad razonable. Generalmente, se agregan 20 tons de carboncillo por 65 tons de calcina por día y 5 tons de cokecillo, provenientes de esta operación, se recirculan.

Los hornos de reducción, igual que los de calcinación, están recubiertos, interiormente, con ladrillos refractarios, con la diferencia de que son de 9 pulgadas. Los hornos se mueven lentamente con 1 rev/min.

Uno de los problemas serios de la operación es el de la formación de gránulos y aglomeraciones en las paredes del horno. Para eliminarlos, existe una barra mecánica de 8", enfriada interiormente por agua que se introduce en el horno con una velocidad de 1 pie/min. Este aparato tiene en su punta un cuchillo de 1 pie de diámetro, que llega hasta una distancia de 3/4" del revestimiento del horno y lo limpia perfectamente. Debido al movimiento rotatorio del horno y horizontal del cuchillo, la trayectoria de éste es una espiral.

Terminada la reducción, la esponja se introduce, cuidadosamente, en un enfriador tipo Baker de 5 x 40 pies, en el cual disminuye su temperatura desde 800°C hasta 60°C, sin reoxidación. Para facilitar esta operación, en el enfriador (enfriado con una camisa de agua) se mantiene una atmósfera reductora con gas natural. La operación dura aproximadamente 10 minutos.

La esponja cruda hay que concentrarla y reducirla de tamaño para que se pueda usar en las celdas de flotación. Su granulometría tiene que ser inferior a 35 mallas.

El producto enfriado, primero, pasa por un harnero vibratorio de 2 x 4 pies, con aberturas de $\frac{1}{2}$ ". La fracción de más de $\frac{1}{2}$ " se desecha y el producto de menos $\frac{1}{2}$ " se vuelve a tamizar en un harnero, tipo Hummer, de 4 x 10 pies de dos mallas, una 14 y otra 35. El producto de más 14 mallas va a un separador magnético, tipo Stearns, con tambor de 2 pies; el producto 14/35 mallas va a un molino de martillos, tipo Jeffrey, de 30 x 24", y el producto de menos 35 mallas, a un buzón de material fino terminado. La parte magnética del producto de más 14 mallas se lleva al molino de martillos y la parte no-magnética al buzón de carbón. El material molido en el molino de martillos circula, en circuito cerrado, con el tamiz Hummer.

De este modo, de una cabeza de 58% de Fe, 0,5% de S y 18% de insolubles, se obtiene un producto de 70% de Fe, del cual 50% es hierro metálico. Esto indica una reducción de aproximadamente 70-75%. El contenido de azufre en el producto final es de 0,8% y de insolubles 24%. Los consumos en esta operación son:

Calcina cruda de 60% Fe	65 TPD
Carboncillo	20 TPD
Gas Natural	300.000 pies ³ /día
Producto Final	45 TPD esp. de 70% Fe

Proceso de Kennecott: La operación en Hayden, Arizona, consiste básicamente en lo siguiente (33, 34, 35): la pirita, recuperada del circuito de flotación (ver diagrama de flujo en Fig. 12) se bombea, con una consistencia de 15-20% sólidos, a un espesador de 40 pies. El rebalzo del espesador se devuelve a la planta (recuperación de agua) y la descarga, con una consistencia de 65-75% sólidos, alimenta un reactor fluo-sólido de 22 pies de diámetro y de 14 pies de altura.

El contenido de hierro de la pirita puede variar dentro de amplios límites, entre 34 y 46%, con un promedio de 40% Fe. Esta pirita puede tener entre 4 y 24% de insoluble, tratándose de mantener un máximo de 15%, para no perjudicar la operación (aglomeraciones en hornos Bruckner). El poder calorífico de la pirita es suficiente para garantizar su autocombustión y, para evitar una excesiva alta temperatura, se introduce en el reactor agua, que, con su evaporación, elimina el exceso de calor.

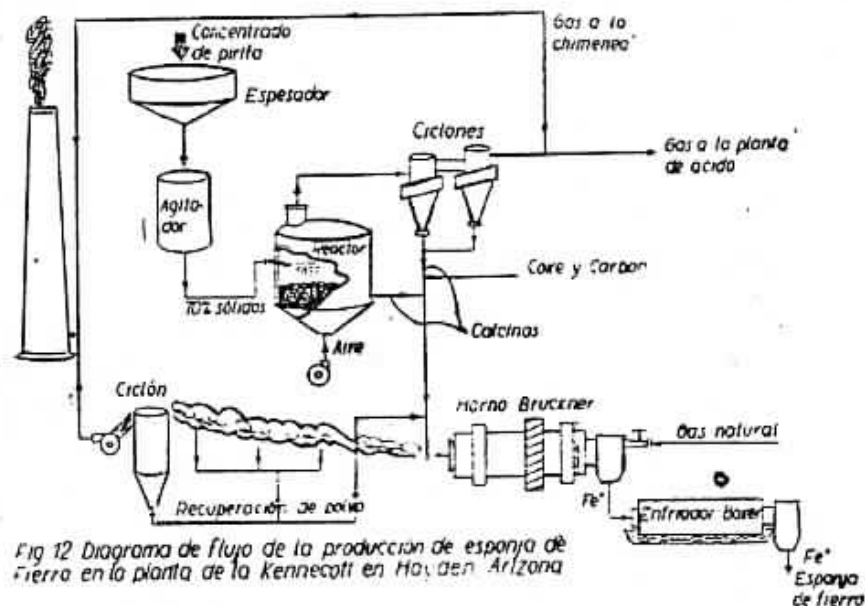


Fig 12 Diagrama de flujo de la producción de esponja de Hierro en la planta de la Kennecott en Hayden Arizona

La alimentación se introduce a una presión de 50 lbs/pie² y se fluidiza en una cama de 4 pies de altura, por medio de un inyector de aire de 300 HP, que sopla a través de orificios de $\frac{1}{8}$ " de diámetro. Esto permite la obtención de un gas de 10% de SO₂, para la planta de ácido, y de una calcina de 55% de Fe, con un mínimo de azufre (menos de 1%), pues se trata casi de una tostación completa (dead roast). La temperatura de calcinación es de aproximadamente 875°C.

Los gases del reactor fluo-sólido pasan por dos baterías de ciclones, en los cuales se les eliminan los sólidos. Una parte de los gases va a la planta de ácido de 100 TPD, otra se rechaza por la chimenea. Los sólidos de los ciclones y el rebalzo de la cama fluidizada se juntan y trasladan a hornos tipo Bruckner para la fabricación de esponja. Es interesante señalar que un 85% de la calcina proviene de los ciclones y un 15% del rebalzo del reactor fluo-sólido.

Este último puede tostar, diariamente, cerca de 180 tons. Para satisfacer las necesidades de la planta, es necesario producir 60 TPD de esponja de 50% Fe, para lo cual se consumen diariamente unas 135 tons de pirita de 40% de Fe. Sin embargo, en Rey hay un déficit de pirita y por esto se trabaja, normalmente, con 3-3,5 tons por hora de pirita que dan 1,7 a 2 tons de calcina.

El reactor puede funcionar a temperaturas desde 750°C. Tiene una buena aislación con refractarios y, al no ser usado hasta 72 horas, no necesita combustible para iniciar su trabajo. Sin embargo, si se enfría a temperaturas inferiores a 750°C, es necesario empezar su operación con quemadores automáticos a petróleo.

La calcina tostada se traslada por gravedad a hornos tipo Bruckner de 8½ x 30 pies, de una capacidad de 30 tons de esponja por día. Hay dos hornos y dos enfriadores, para poder trabajar con una capacidad de 60 TPD. Para una óptima reducción, la temperatura dentro del horno se mantiene entre 950 y 1050°C, y, después de dos horas de reducción, se obtiene una conversión de 85-90% en hierro metálico. Cuando la calcina contiene mucha ganga, hay una tendencia a producirse aglomeraciones, lo que se evita bajando la temperatura del horno. Este se calienta con tres quemadores tipo Inspiration, que funcionan con gas natural. Para la reducción, se usan carbones blandos de lignita que son cokificables. Este tipo de hornos tiene entradas y salidas muy angostas, de 3½ pies, lo que permite mantener una cama bastante profunda, de unos 3-3½ pies. No llevan barras limpiadoras, como los hornos de Anaconda. El consumo de medio reductor es de 0,25 a 0,30 tons por tonelada de pirita, o sea, aproximadamente 1,5 tons de carbón por tonelada de hierro metálico.

La esponja reducida se traslada a enfriadores, tipo Baker, de 7 x 40 pies, herméticamente sellados y refrigerados con agua. En 10 minutos de refrigeración la temperatura de la esponja baja a 65°C. Los enfriadores trabajan a 4 rev/min. La esponja enfriada se descarga automáticamente por una compuerta mecánica y es llevada sobre una correa a la clasificación, reducción de tamaño y separación magnética.

El producto enfriado, pasa por un tamiz de ¾", y la fracción gruesa va a la trituración en una chancadora de mandíbula. El producto triturado y fino se hace pasar por un tamiz vibratorio de 28 mallas. El fino de este tamizaje es el producto final y el grueso va a un separador magnético, para separar el carbón de la esponja. El carbón se devuelve al horno Bruckner y la esponja se somete a una molienda, en molinos de rodillos de 4 x 6 pies, en circuito cerrado con el tamiz de 28 mallas.

El producto final contiene cerca de 70% de Fe del cual entre 35 y 50% es hierro metálico. Toda la operación se caracteriza por una cuidadosa recolección de polvos, cargas circulantes, etc., para compensar el insuficiente abastecimiento de pirita.

Discusión del Problema y posibles Costos en Chile: Los antecedentes tecnológicos expuestos y la información fragmentaria sobre los costos de producción, nos permiten hacer ciertos cálculos generales en lo que se refiere a la realidad chilena.

En el caso hipotético de que se instalara una industria de cobre, que funcione a base del Proceso L.P.F., tendría que ser una industria de cierta magnitud, que contara no sólo con una planta de beneficio, sino también con una planta de ácido sulfúrico y de esponja de hierro. Es dudoso de que una industria minera pueda funcionar en forma económica, comprando o importando la esponja de hierro y el ácido sulfúrico.

Supongamos que tenemos un mineral, típico para Chile de 2,5% Cu, con un contenido de cobre oxidado de 1,0%, para cuya lixiviación se necesitan 25 kgs de ácido por tonelada y para cuya precipitación se consumen 14 kgs de hierro metálico. En una operación hipotética de 3.000 tons/día se consumirían, entonces, aproximadamente 75 tons de ácido sulfúrico y 42 tons de hierro metálico.

Nuestro problema es: cuál método es el más conveniente usar para la fabricación de esponja de hierro y a partir de qué materia prima obtenerla.

Es fundamental, saber si el mineral tratado contiene o no pirita, pues al tener la materia prima gratuita, difícilmente, puede existir una duda sobre las alternativas. Por esta razón, y para mantener la igualdad de condiciones, vamos a considerar, en un caso que el mineral no contiene pirita, pero hay abastecimiento de la misma en suficiente cantidad a un precio razonable de \$ 5,00 por tonelada. Por otra parte, como materia prima, para la fabricación de esponja de hierro a partir de óxidos de hierro, consideraremos un mineral de relativamente baja ley, de 58% Fe, que por esta razón se puede obtener, puesto en la planta, a un costo de \$ 6,00 por tonelada.

Vamos a considerar dos alternativas: la primera, en la cual se compra el mineral de hierro de 58% Fe y se procesa hasta obtener una esponja de 80% de Fe; la segunda, en la cual se

compra una pirita de 40% Fe que se transforma en esponja de 50% de Fe^o.

Los tonelajes de materias primas para producir 42 tons de fierro metálico son los siguientes:

	Para el Proceso R-N	Para el Proceso Anaconda
Total Fe ^o	42,0 t.	42,0 t.
Esponja de Fe ^o	(80%) 52,5 t.	(50%) 84,0 t.
Recuperación de Fe	85 %	85 %
Conversión en Fe ^o	85 %	85 %
Mineral crudo	(58%) 125 t.	(40%) 290 t.
Mineral crudo por ton de Fe ^o	3,0	7,0

Los costos de producción probables de la esponja de fierro, a partir de óxidos de fierro y de pirita se pueden apreciar en la Tabla N° 7. En el primer caso, usamos el Proceso R-N, que nos parece el más conveniente para nuestros fines y, estimando que el costo de la planta es del orden de 52-53 dólares por tonelada/año, casi un 25% más que en los EE. UU. En el segundo caso, optamos por el proceso de Anaconda, porque es la única alternativa existente. El costo de la planta es avaluado en un 50-70% más con el fin de compensar la operación de tostación. En otras palabras, se supone que la operación de tostación hay que repartirla entre la producción de ácido y esponja y en este caso particular, el recargo sobre la planta de esponja de fierro es del orden de \$ 150.000.

Como se puede ver, el costo de fierro metálico, en el primer caso, es de \$ 47,66 por tonelada, lo que representa \$ 38,12 por tonelada de esponja de 80% de Fe. El costo del fierro metálico, en el segundo caso, es bastante más elevado, por el excesivo costo de la materia prima. Con pirita comprada, la esponja de fierro de 50% Fe^o, costaría aproximadamente \$ 31,62 por tonelada.

Los cálculos hechos en la Tabla N° 7 suponen condiciones específicas de compra de materia prima. Esto recarga considerablemente los costos. Por esta razón en la Tabla N° 8 analizaremos los costos de producción de esponja de fierro en distintas alternativas.

Tabla N° 7
PROBABLE COSTO DE PRODUCCION DE ESPONJA DE FIERRO EN CHILE
(en dólares U. S. en base a 4 TPD de Fe^o)

ITEM DE GASTOS	A PARTIR DE OXIDOS DE FIERRO		A PARTIR DE PIRITA	
	Unidades por ton de Fe ^o	Precio por unidad	Unidades por ton de Fe ^o	Precio por unidad
Materias Primas				
Mineral de Fierro	3,0 t.	6,00	7,0 t.	5,00
Medio Reductor	0,5 t.	20,00	0,7 t.	20,00
Combustible	1.300.000 Kcal	3,00	2.400.000 Kcal	3,00
Energía Eléctrica	120 KWH	0,02	50 KWH	0,02
Costos de Operación				
Obra de mano	4 hom/turno	3,00	4 hom/turno	3,00
Supervisión	1 hom/turno	7,00	1 hom/turno	7,00
Mantenión	3% de valor de planta	\$ 1.000.000	3% de valor de planta	\$ 400.000
Amortización	10%	\$ 1.000.000	10%	\$ 400.000
Intereses	5%	\$ 1.000.000	5%	\$ 400.000
Precio Total por ton de Fe metálico		47,66		63,35

Tabla N° 8
PROBABLES COSTOS DE ESPONJA DE FIERRO EN CHILE
BAJO DISTINTAS CIRCUNSTANCIAS
 (Costos en US\$ por ton de Fe metálico)

Alternativa	Cambios en estructura de costos	Precio
1. Recuperando la pirita propia	Flotación de la pirita desde los relaves a \$ 0,30 por ton	\$ 30,45
2. Teniendo la mina propia de Fe	Extrayendo el mineral a \$ 2,00 por ton	\$ 35,66
3. Comprando el mineral de Fe de baja ley	Ver Tabla N° 7	\$ 47,66
4. Comprando el mineral de Fe de alta ley	Se necesitan sólo 2 t. de mineral de 65% Fe por la mayor ley y mejores rendimientos en la reducción y recuperación. Precio \$ 11,50 por ton	\$ 52,66
5. Repartiendo el costo de la pirita 50%-50% con el ácido		\$ 45,85
6. Comprando la pirita	Ver Tabla N° 7	\$ 63,35

Teniendo pirita propia o comprándola a precio razonable y repartiendo el costo de la materia prima con el ácido sulfúrico, resulta ventajoso usar pirita para la producción de esponja de hierro. En otros casos es más ventajoso el uso de minerales oxidados de hierro.

6. APLICACIONES INDUSTRIALES DEL PROCESO L. P. F.

Planta de Miami Copper Company: Se puede considerar que la primera aplicación industrial del Proceso L.P.F. fue efectuada en la Cia. Miami Copper, en Arizona, entre los años 1934 y 1943 tratándose, durante este período, un total cercano a 10.000.000 de toneladas de minerales mixtos de sulfuros y óxidos de cobre. La planta era de una capacidad diaria cercana a las 4.000 tons (1).

El diagrama de flujo, aplicado en esta planta, tenía todas las características de un tratamiento doble y consistía, básicamente, en lo siguiente:

El mineral crudo, triturado y molido hasta la liberación de los sulfuros, se flotaba, primero, en un circuito alcalino convencional con etil xantato potásico y aceite de pino, para recuperar los sulfuros. Los relaves de este circuito se espesaban hasta una consistencia de 40-50% de sólidos y se lixivaban con ácido sulfúrico en un agitador tipo Dorr-Airlift. La pulpa lixiviada se trasladaba a precipitadores de madera que eran tambores horizontales llenos, parcialmente, con chatarra de hierro desestañada y cortada en trozos finos. Después de la precipitación, la pulpa se enviaba a una neutralización parcial del ácido libre con cal y, en seguida, se flotaba en máquinas tipo Miami con Minerec A y aceite de pino. La flotación se efectuaba en circuito ácido y por esto las celdas metálicas estaban revestidas con madera y cubiertas con alquitrán.

El proceso aplicado en Miami fue una solución encontrada forzadamente por la imposibilidad práctica de separar el licor lixiviado de los sólidos. Al fracasar estos ensayos, se optó simplemente por la alternativa de agregar el hierro metálico a la pulpa y, con gran sorpresa, se encontró una precipitación eficiente. El Proceso L.P.F. tenía, además, la ventaja de que recuperaba una parte de los sulfuros que se perdían en la flotación normal por su oxidación y pasivización superficial. Estos sulfuros, después

de la lixiviación ácida, se activaban y flotaban junto al cemento de cobre, pasando al concentrado del circuito ácido.

El Proceso L.P.F., tal como se aplicaba en Miami, tenía una desventaja substancial y era que se disolvía una parte del cobre cementado en el circuito de flotación. Esto se debía, principalmente, a la acidez libre y a la presencia del ion férrico en la pulpa. La solución natural de este defecto habría sido la de introducir en la pulpa un exceso de hierro metálico y mantenerlo hasta los fines de la flotación. Sin embargo, como se trabajaba con la chatarra finamente cortada, esto no era posible y, entonces, se trató de producir la esponja de hierro a partir de los calcinados de piritita.

La primera esponja de hierro se trató de producir en hornos de túnel, reduciendo briquetas de piritita con coque, carbón y otros reductores. Estas pruebas, fracasaron debido al fenómeno de re-oxidación de la calcina reducida.

Esta planta de L.P.F. fue cerrada en 1943, cuando los minerales mixtos de cobre se acabaron y los sulfuros que se encontraban en las zonas más bajas de la mina se pudieron beneficiar por flotación sola.

El segundo período de aplicación del Proceso L.P.F., en la misma planta, correspondió a los años 1957 y 1958 y estuvo relacionado con la explotación de un cuerpo de minerales oxidados de cobre de baja ley. Durante este período se trataron un total de 1.100.000 tons con un contenido de cobre de 0,88% del cual 0,38% correspondía a sulfuros y 0,50% a óxidos, representados por pura crisocola.

La operación se realizaba en condiciones casi idénticas a las recién descritas. La planta constaba de cinco secciones iguales de las cuales tres realizaban la flotación de sulfuros, sin oxidación apreciable, y las otras dos, de una capacidad de 3.000 TPD cada una, trataban el mineral por el Proceso L.P.F. En el circuito L.P.F., se optó por el mismo sistema anterior de tratamiento doble (flotación de los sulfuros y tratamiento de los relaves de esta flotación por L.P.F.) debido a la presencia de molibdenita en la mena. Los concentrados de la primera etapa de la flotación se unían a los concentrados de la planta de sulfuros y el concentrado combinado se sometía a una flotación diferencial, para recuperar un subproducto de molibdenita.

Las características esenciales de esta operación se pueden resumir de la siguiente forma:

Después de la flotación de los sulfuros, de una cabeza promedio de 0,88% Cu quedaba en los relaves 0,55% del Cu del cual 0,46% correspondía al cobre oxidado. El concentrado de esta planta, que tenía cerca de 29% Cu, se enviaba a la recuperación del molibdeno y los relaves a un tratamiento L.P.F.

Los relaves se espesaban en un espesador, tipo Dorr Torque de 180 pies de diámetro, para obtener una descarga de 45% de sólidos. Esta se introducía en una serie de tres estanques de lixiviación de 10 metros de diámetro cada uno. Se agregaba un promedio de 29,5 libras de ácido sulfúrico de 93%, por tonelada de mineral lixivado, operación en la cual se consumía un promedio de 4,2 unidades de ácido por unidad de cobre recuperado. La lixiviación duraba cerca de 3,5 horas pese a que el tiempo necesario establecido era del orden de 30 minutos. Esto se hacía porque la lixiviación adicional no costaba nada debido al exceso de capacidad de los estanques y, porque lixivando el mineral más tiempo del necesario, se podían obtener pequeñas ganancias en las recuperaciones.

La operación de lixiviación se controlaba con pH metros con hoja de control: el ácido se agregaba en el primer estanque a una razón tal, como para mantener la descarga del mismo con un pH constante de 1,7; manteniendo esta acidez, la descarga del tercer estanque tenía un pH 2,3. Los estanques eran de madera, con un profundo air-lift y con mecanismos de acero inoxidable 316. Trabajaban con 3 rev/min y consumían una energía de un motor de 5 HP.

Para efectuar la precipitación del cobre con una eficiencia máxima y un mínimo consumo de hierro metálico, se subía con cal el pH de la pulpa de lixiviación a 3. De este modo, el ácido libre, en las soluciones, disminuía desde 1 kg/ton a 250 grs/ton métrica. La precipitación se efectuaba, como en los casos anteriores, en tambores llenos con chatarra de hierro cortada en trozos finos con un molino de martillos. Estos tambores eran unidades de 3 metros de diámetro y de aproximadamente 9 metros de largo, de acero recubierto con goma. Trabajaban con 8 rev/min y eran movidos por motores de 100 HP. La eficiencia de la precipitación del cobre era bastante buena, consumiendo un promedio de 1,45 unidades de hierro por unidad de cobre precipitado. La eficiencia de la precipitación se controlaba por determinación turbidimétrica del cobre en el líquido puro: una muestra de la pulpa se filtraba para obtener unos 10 cc de solución, a la cual se agregaba ácido sulfúrico y una solución de sulfuro de sodio. El precipitado de sulfuro de cobre coloidal producía una turbidez que se expresaba en términos de lbs de cobre por ton de solución en un colorímetro Baush & Lomb.

Las dificultades que se experimentaban en esta operación estaban relacionadas con la calidad del fierro usado o con las acumulaciones de cobre metálico en los precipitadores. En el primer caso, por ejemplo, el fierro estaba sólo aparentemente bien desestañado, o bien, las tapas metálicas de botellas que se usaban para la precipitación flotaban, debido a la parcial eliminación del corcho de su parte inferior. En el segundo caso, se podía observar que, en forma espontánea, el cobre metálico empezaba a acumularse sobre un trozo de fierro, formando de esta manera nódulos de una onza hasta un par de libras de peso. Este cobre había que eliminarlo periódicamente, al limpiar los tambores. Al hacer esto último, había que considerar la elevada concentración de hidrógeno que se producía en ellos, durante la operación.

Las pulpas con el cobre precipitado, pasaban primero por tamices apropiados para separarles los trozos de fierro que podían escaparse de los tambores y, en seguida, por un separador magnético que funcionaba con la misma finalidad. Como ya lo habíamos dicho, debido a la imposibilidad de mantener un exceso de fierro metálico en la pulpa, durante la flotación, una cierta cantidad del cobre se disolvía nuevamente, produciéndose ciertas pérdidas irre recuperables.

Las pulpas con el cobre precipitado, luego, se trataban con cal, para elevar el pH a 4,5-4,8 y se sometían a la flotación, previo acondicionamiento con 0,1 lbs/ton de Minerec A y 0,5 lbs/ton de aceite de pino, que se agregaban en la bomba que enviaba la pulpa hacia las celdas de flotación.

La flotación se efectuaba en celdas de tipo Miami y Fagergren obteniéndose resultados muy favorables: el tiempo de flotación, en la flotación primaria, podía ser sólo de 5 minutos, debido a la falta de capacidad (los estanques de laboratorio indicaban la necesidad de 10 minutos de flotación). Sin embargo, después de una flotación primaria y un repaso en el circuito de limpieza, se podía obtener de una cabeza de sólo 0,55% Cu, un concentrado que tenía 36,6% Cu y un relave que variaba entre 0,10 y 0,20% de Cu. De esta manera, la recuperación alcanzaba un promedio de 66,4%, satisfactoria para una cabeza tan baja. Las recuperaciones globales eran del orden de 80%. Los estudios de laboratorio demostraron que era factible obtener una cola de 0,07-0,08% de Cu, elevando las recuperaciones a un 90%.

El circuito, empleado en Miami Copper, demostró la eficiencia del Proceso L.P.F., aun en casos tan difíciles como el de los minerales de cobre de muy baja ley. El hecho de que la operación

era económica habla por sí mismo. Vale la pena destacar la importancia del control del pH en todos los circuitos fundamentales y de ahí, en lo posible, su mecanización. Pese a que esto no se pudo hacer, la planta de Miami de 6.000 tons por día pudo funcionar con sólo 6 operadores por turno, hecho digno de señalar.

Planta de Anaconda en Greater Butte, Montana: Otra planta de considerable importancia, que emplea el Proceso L.P.F., es la de la Anaconda en Butte, Montana, instalada en 1953 (31).

La mina de Greater Butte consta de tres yacimientos que contienen un total de 130.000.000 tons de minerales de cobre cuyo contenido medio es de 1% de metal. De estos minerales unas 30.000.000 tons pertenecen a zonas superiores alteradas y oxidadas hasta tal punto que la flotación convencional en los circuitos alcalinos con xantatos no permite recuperaciones satisfactorias. Para resolver el problema metalúrgico de estas menas oxidadas que, aparte de los minerales de cobre, contienen elevadas cantidades de óxidos y sulfatos de fierro, se decidió aplicar el Proceso L.P.F.

El proyecto, tal como fue iniciado en 1953, contemplaba una planta de beneficio de 16.000 ton/día que constaba de 8 secciones de 2.000 TPD cada una. En tres secciones se trataba el mineral sulfurado que no necesitaba el Proceso L.P.F. y en las otras cinco secciones se usaba un proceso que consistía, básicamente, en lo siguiente:

En la planta de trituración, la cabeza que tiene un promedio de 1,10% Cu del cual 0,18% Cu corresponde a minerales oxidados, se somete a una trituración de dos etapas (la mina es subterránea): primero en chancadoras giratorias de 20" y en seguida en chancadoras Symons Standard de 7 pies. En la primera etapa se obtiene un producto de 5" y en la segunda de 1 3/4". Este último, se descarga en clasificadores de draga, para separar el producto grueso, que contiene la mayor parte de los sulfuros puros, del fino, que tiene la parte oxidada y descompuesta del mineral.

La parte gruesa se muele en molinos de barras hasta un producto de 10 mallas y, en seguida, en molinos de bolas (3 por cada molino de barras), en un circuito cerrado con clasificadores de espiral, hasta obtener un rebalse de 19% más 65 mallas. Este último, que contiene 25% de sólidos y es alcalino, por agregarle cal en los molinos de barras, va a la flotación.

La flotación del mineral, proveniente de la parte gruesa de la mena, es casi idéntica a la de los sulfuros en las otras tres secciones mencionadas más arriba. Consiste en lo siguiente: la pulpa de 25% de sólidos, y que contiene 0,02 lbs/ton. de Minerec 27 y 0,07 lbs/ton de espumante, flota en máquinas Agitair 48" de 14 celdas por máquina. En las primeras seis celdas se produce el concentrado primario, que va al circuito de limpieza y en las otras celdas un producto medio que se devuelve a la cabeza. El concentrado final de esta sección contiene 15% de Cu, 10% de insoluble y 40% de Fe. Los relaves contienen 0,17% de Cu y van a una máquina de flotación, para recuperar la pirita para la fabricación del ácido sulfúrico y de la esponja de hierro.

● El concentrado de cobre, producido en las tres secciones que tratan los sulfuros puros, contiene 24% de Cu, 12% de insoluble y 29% de Fe. La flotación se hace con los mismos reactivos que en el circuito recién mencionado, pero agregando además 0,03 lbs/ton de reactivo American Cyanamid N° 404. Los relaves contienen 0,22% de Cu.

Los finos, separados por el clasificador de draga, de los cuales un 20% son lamas y que contienen 1,42% de Cu, se lixivian en un agitador de 50 pies de diámetro a 15% de sólidos, con aproximadamente 3 lbs/ton de ácido sulfúrico, obteniéndose un pH 2 y una lixiviación de aproximadamente un 70% de los óxidos.

El producto de lixiviación, que contiene 1,1 gr de cobre por litro de solución, se traslada, después de 1 hora de lixiviación, a celdas Agitair 48" que sirven de precipitadores. En ellas se agrega la esponja de hierro de un 50% de hierro metálico a razón de 45 lbs/ton de mineral. El tiempo de contacto es de 10 minutos y, después de la precipitación, la pulpa va a acondicionadores de reactivos de flotación, en los cuales se agregan 0,3 lbs/ton de Minerec A y aceite de pino junto con alcohol de 50% en cantidades de 0,2 lbs/ton.

La flotación se hace en dos etapas en las celdas Agitair 48". En la primera etapa se recupera un concentrado primario de 7 min de flotación que se purifica posteriormente hasta obtener el producto final de 18% de Cu, 11% de insoluble y 39% de Fe. El concentrado secundario es un producto de una flotación de 5 minutos, que se realiza después de una nueva adición de reactivos.

Los relaves de esta flotación pasan por un separador magnético, tipo Crocket, por medio del cual se recupera el exceso de esponja de hierro. Esta carga circulante es del orden de 100 tons/

día y se devuelve a las celdas de precipitación. El control del pH, igual que en el caso anterior, es fundamental para estas operaciones.

Planta de la Kennecott en Hayden, Arizona: El Proceso L.P.F. se aplica también en la planta de la Kennecott, en Hayden, Arizona, que beneficia minerales mixtos de cobre, provenientes de la mina Ray, del mismo distrito. La planta remodelada fue inaugurada con una capacidad diaria de 16.000 tons, pero actualmente trabaja con 22.500 TPD.

El proyecto Ray, es parte de un ambicioso plan de la Kennecott para integrar sus operaciones y hacerlas autónomas en todas sus etapas de producción. Antes de 1955 la mina de Ray se trabajaba en forma subterránea y abastecía la planta de Hayden con mineral sulfurado que se trataba por flotación. Sin embargo, al agotarse la mina de sulfuros, se siguió con la explotación del mineral de superficie, con operación a rajo abierto. Esto, naturalmente, creó un problema metalúrgico, por cuanto en una cabeza promedio de 0,85% de Cu había que contar con un contenido de óxidos de aproximadamente 0,27% Cu. Los metalurgistas de Hayden previeron esta situación y, con una anticipación de dos años, encargaron los estudios correspondientes, al Centro de Investigaciones de la Kennecott en Salt Lake City, Utah.

Como resultado de estos estudios, surgió la remodelación de la planta de Hayden para el Proceso L.P.F. que costó cerca de \$ 5.000.000. Al aumentar la capacidad inicial de esta planta de 16.000 tons a 22.500 tons/días y al construir una moderna fundición de capacidad diaria de 1.000 tons de concentrado, se completó un plan de integración que costó a la Kennecott unos 40.000.000 de dólares (34).

Problema Mineralógico: La mineralización de Ray (32) se encuentra distribuida en un esquisto con intrusiones de cuarzo porfírico y diabasa. La mineralización cuprífera del esquisto y de la intrusión porfírica se encuentra, principalmente, en forma de calcosina, mientras que la diabasa contiene, como mineral predominante, la calcopirita. El esquisto y la zona porfírica están fuertemente alterados por la oxidación que ha transformado más del 20% de los sulfuros en óxidos, principalmente silicatos, cuprita, tenorita, malaquita y cobre nativo.

Por otra parte, la zona de diabasa no está mayormente oxidada y no necesita tratamiento especial para su beneficio. Sin em-

bargo, como esta parte del yacimiento contiene gran cantidad de pirita, que es necesaria en el Proceso L.P.F., y como su beneficio selectivo ofrece ciertas dificultades, se optó por tratar el mineral íntegramente por el Proceso L.P.F.

Problema Metalúrgico: Las conclusiones obtenidas en el Centro de Investigaciones de la Kennecott en Salt Lake City, indicaron que, al tratar los minerales de cobre provenientes de Ray en forma convencional, por flotación, no se podían obtener recuperaciones superiores a 75%. En efecto, en muchas oportunidades las recuperaciones eran del orden de 63 y 65% (32).

Al aplicar el Proceso L.P.F. a los mismos minerales, las recuperaciones mejoraban en un 7 a 20%, lo que significaba una recuperación adicional de entre 1,3 hasta 4,5 lbs de cobre fino por tonelada de mineral. Los resultados promedios, confirmados en una planta piloto de tipo continuo, garantizaban una recuperación adicional promedio de 2 lbs de cobre fino por tonelada, lo que era suficiente para pagar los gastos adicionales del proceso y las inversiones.

En base a estos antecedentes el proceso fue industrializado.

Descripción del Diagrama de Flujo: El procedimiento, desarrollado por la Kennecott, es muy semejante al patentado por J. L. Stevens y, en muchos aspectos, se parece al empleado por la Anaconda en Greater Butte, Montana. La planta de Hayden fue inaugurada en 1957 y su diagrama de flujo se reduce a lo siguiente:

El mineral crudo, triturado en forma convencional, hasta un producto de menos $1\frac{1}{2}$ ", se lleva al buzón de mineral fino, desde el cual se entrega, por alimentadores de correa, al circuito primario de molienda, que consta de cuatro molinos de barras de 9 x 12 pies. Estos molinos reducen el mineral a un producto de menos 3 mallas que se clasifica en lamas y arenas, en un clasificador de taza de 24 pies. El rebalse se clasifica en hidrociclones, que separan un producto fino de 3% sobre 100 mallas y 92% de — 200 mallas. La arena fina, de la descarga del hidrociclón, se une a las arenas del clasificador, formando de este modo la alimentación del circuito de arenas (ver la Fig. 13). El rebalse del hidrociclón, que representa un 25% del tonelaje total, es la alimentación del circuito de lamas.

A la separación de lamas y arenas se dedica una atención especial con el fin de trasladar todo el producto grueso, dentro de

los límites posibles, al circuito de arenas, en que las recuperaciones de cobre son más altas y de cuyos relaves se recuperara la pirita, críticamente necesaria en esta planta. Además, por la separación de las lamas y arenas, el contenido fino se distribuye desproporcionadamente, siendo más alto en el circuito de lamas que en el de arenas.

Las arenas se introducen en tambores de lixiviación de un tamaño de 12 x 20 pies. Estos tambores están revestidos por dentro, con ladrillos refractarios, resistentes al ácido. Además, tienen en su interior levantadores de tipo espiral, para facilitar el levantamiento de la carga para agitación. Los tambores se revuelven con una velocidad aproximada de 4 rev/min y el tiempo de contacto es de más o menos 10 minutos.

Para la lixiviación, en Hayden se consume un promedio de 4 kgs de ácido sulfúrico por tonelada métrica de mineral. Dos terceras partes de este ácido se consumen en el circuito de arenas, que representa un 75% del tonelaje total, y una tercera parte va a circuito de lamas que representa un 25% del tonelaje total. De este modo, las arenas consumen cerca de 3,5 kgs y las lamas 5,3 kgs de ácido por tonelada de mineral.

La descarga de las arenas lixiviadas se entrega a dos clasificadores de rastrillos, que lavan la arena en contra-corriente. El pH inicial, que al agregar el ácido es de 1,5-1,7 y que baja a 2 después de lixiviación, sube con cal a 11,5. Esto es necesario para proteger los molinos secundarios contra la corrosión y acondicionar el mineral para una óptima flotación.

El rebalse de los clasificadores, que contiene el cobre oxidado y una pequeña fracción de lamas introducidas en el circuito de arenas, se envía al circuito de lamas.

Las arenas lavadas se muelen, en un molino de bolas de 10 x 14 pies, agregando raconita, como colector, y aceite de pino, como espumante, para la posterior flotación de los sulfuros. Para mejorar las recuperaciones, el colector se complementa con butil xantato crudo.

Los relaves de la flotación de las arenas, se clasifican en un hidrociclón, separando el producto grueso, que contiene la principal parte de la pirita. Este producto se acondiciona con reactivos y se flota un concentrado de alta ley que contiene 40% de Fe y más de 36% de S. Este producto se filtra, lava y entrega a una planta de tostación fluo-sólida, que produce SO_2 para una planta de ácido de contacto y calcinas de hierro para la producción de esponja de hierro. (Ver Capítulo 5).

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA HAYDEN EN ARIZONA

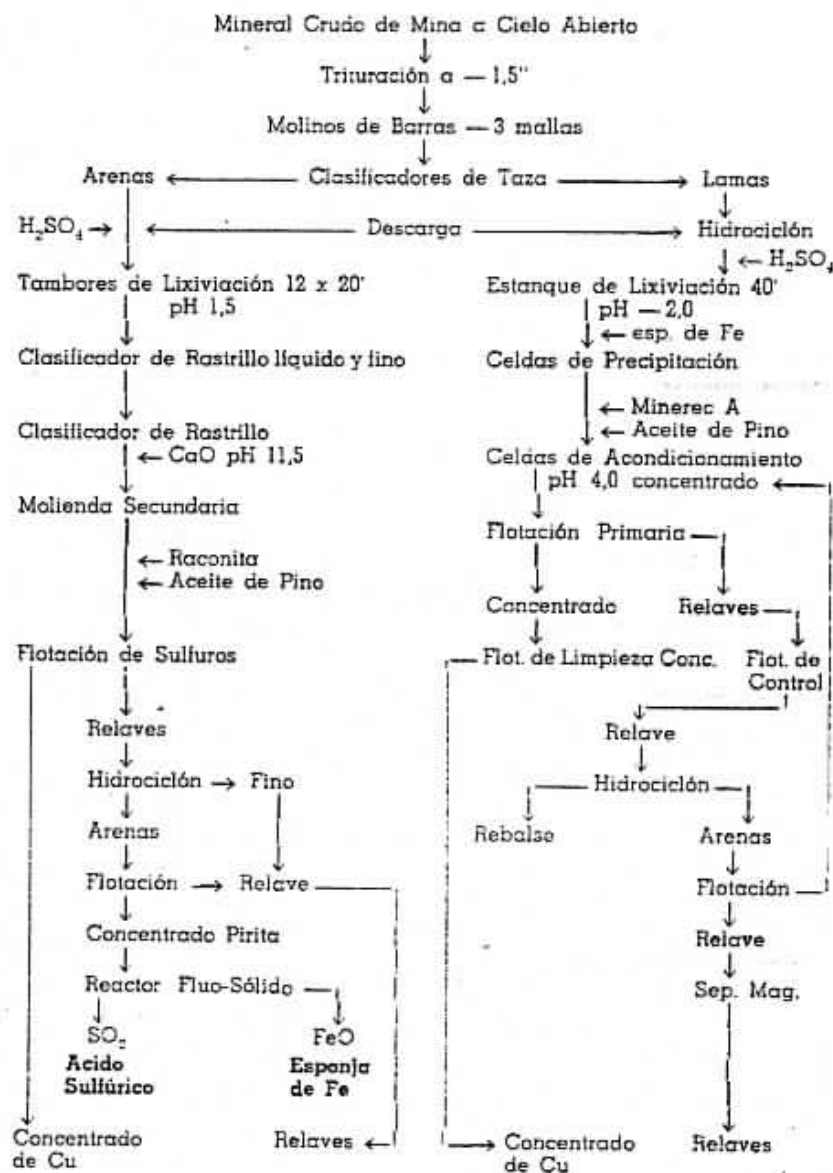


Fig. 13.

La alimentación del circuito de lamas, consiste en los rebalses del hidrociclón y de los clasificadores de lavado, del circuito de arenas. Ambos se unen y entregan a un estanque de madera, de un diámetro de 40 pies y de una altura de más o menos 10 pies, para la lixiviación. La capacidad del estanque es de 3.700 tons por día, con un tiempo de retención de 2 horas. En el estanque se agrega ácido sulfúrico, para mantener un pH entre 2 y 2.2. Después de la lixiviación, el licor contiene un promedio de 1,25 grs de Cu por litro.

La descarga del estanque se reparte en cuatro secciones idénticas, en cada una de las cuales hay inicialmente nueve celdas del tipo Fagergren N° 66, para la precipitación del cobre con esponja de hierro. Para la precipitación completa, son necesarias 8 lbs/ton de esponja de hierro. Esta cantidad, varía, dependiendo del contenido de hierro metálico de la esponja y de la cantidad de cobre soluble. Se mantiene un exceso de esponja que permanece en la pulpa durante todas las flotaciones y que, posteriormente, se recupera desde los relaves de la flotación.

Después de la precipitación, se acondiciona la pulpa con reactivos — Minerec A y aceite de pino — en cuatro celdas iguales a las anteriores. En esta etapa el pH del circuito es 4,0 y la flotación primaria se efectúa en 11 celdas Fagergren N° 66. Después de una flotación de limpieza, el concentrado tiene entre 26 y 32% de Cu.

Los relaves de la flotación primaria se separan en lamas y arenas en seis hidrociclones. Los rebalses se unen a los relaves finales, mientras que las descargas se acondicionan con reactivos y flotan nuevamente, para recuperar las partículas gruesas de cobre que no flotaron en la flotación primaria.

Las colas de esta flotación se pasan por un separador magnético húmedo de 36", para recuperar el exceso de esponja de hierro, que se devuelve a los precipitadores. Los concentrados provenientes del circuito de lamas y arenas se combinan, desaguan en espesadores ayudados por hidrociclones, y, después de la filtración, se llevan a la fundición.

Toda la operación es controlada por muestreo automático y determinaciones colorimétricas del cobre cada hora. Esto y los pH metros permiten una precisa dosificación del ácido y del hierro.

La aplicación del Proceso L.P.F. ha permitido elevar las recuperaciones globales de un 75% a más de 85%. Las recupera-

ciones, en el circuito de arenas son del orden de 87% y en el circuito de lamas son del orden de 83-84%.

Experiencias Rusas Las informaciones sobre las experiencias en el Proceso L.P.F. son fragmentarias (12, 37, 41, 42), pero de todos modos se puede decir que esta alternativa ha preocupado intensamente a los metalurgistas rusos.

En primer lugar, como ya lo hemos mencionado, Mostovich y Duhanin (4) han experimentado con minerales del yacimiento Kounrad que es uno de los principales cobres porfíricos rusos. Además, hay informaciones que se han investigado otros minerales de cobres porfíricos, situados principalmente en Kazakhsan y Uzbekstan, tales como Almalyk, Boschekul y Dzhezkazgan.

Los minerales de Kounrad, estudiados por Mostovich y Duhanin, contenían 1,61% de Cu del cual 1,56%, o sea, 96,8% estaba en forma oxidada. Los óxidos se encontraban, principalmente, en forma de malaquita y los sulfuros en forma de covelina y calcosina secundaria. El mineral era silicoso y muy descompuesto. Para evaluar el Proceso L.P.F., se compararon resultados con la flotación, después de la sulfidización.

Al utilizar 1 kg/ton de sulfuro de sodio, 10 grs/ton de xantatos y 300 grs/ton de ácido cresílico y aceite de pino, se obtuvo un concentrado de 10-15% Cu, con relaves de 0,20% de Cu y una recuperación de 90%. Esta recuperación se pudo obtener solamente con una molienda fina, intercalada con flotaciones, pues el mineral era de diseminación muy fina.

La prueba comparativa de LPF consistía en lo siguiente: el mineral, bien molido, se agitaba durante 2 horas con una solución de ácido sulfúrico de 1,5% a 33% de sólidos. Luego, se precipitaba el cobre con esponja de hierro, durante 1,5 horas. El consumo de ácido era de 29,5 kgs/ton y el de esponja de hierro de 30 kgs/ton. Después de una flotación con 80 grs/ton de aerofloat se obtuvieron concentrados de 30-35% Cu, con relaves de 0,05-0,08% de Cu y recuperaciones de un 97%. El consumo de ácido fue de 1,93 unidades por unidad de cobre y el de hierro de 1,2 unidades.

Estos óptimos resultados confirmaron que, en el caso de ausencia de gangas alcalinas, es factible trabajar con alta eficiencia. Inexplicablemente este proceso no se aplicó en escala industrial.

Otras experiencias de los mismos investigadores, en el período de 1930-1931, se refieren al mineral de Koktas-Dzhartas. Este mi-

neral tenía 1,91% de Cu del cual un 1,61% estaba en forma de malaquita y azurita y un 0,30% en forma de sulfuros secundarios, tales como calcosina y covelina, y primarios, tales como calcopirita y bornita. Las pruebas de sulfidización dieron resultados muy malos debido a la fina diseminación de los minerales. Los concentrados contenían sólo 5% de Cu, los relaves 0,89% y las recuperaciones eran del orden de 57%. Sin embargo, al consumir 2,12 kgs de ácido y 1,5 kgs de hierro por kg de cobre recuperado, y al efectuar una molienda a 70% — 200 mallas y flotar con xantatos y aerofloats, se pudieron obtener concentrados de 25%-30% Cu, relaves de 0,20% Cu y recuperaciones de 90%.

Un interesante informe (12) describe las experiencias sobre el Proceso L.P.F., hechas en una sección de la planta de Altyn-Topkansk en 1956-1957.

El mineral se muele en molinos de bolas hasta un producto de 50% menos 200 mallas. La lixiviación se hace con ácido, calentando la pulpa a 60°C, en estanques de 3 m de diámetro. Hay tres estanques en serie y el tiempo de contacto es de 1,5 horas. El consumo de ácido es de 45 kgs/ton, del cual sólo un 33 a 45% se consume para la lixiviación del cobre. El ácido libre, en el tercer estanque, es de 2 grs/lit. La precipitación se hace con chatarra finamente cortada en tres estanques de 2 m de diámetro. El cemento de cobre se recupera por flotación con aerofloat y xantatos, en celdas de flotación cubiertas con plástico y con las partes metálicas de acero inoxidable.

En general, parece que en Rusia hay un gran número de menas refractarias, con minerales de cobre poco solubles. Los minerales de Almalyk, por ejemplo, contienen un 25-40% de cobre oxidado asociado con aluminosilicatos e hidróxidos de hierro que se pueden lixiviar solamente después del calentamiento de las pulpas. Los minerales de Boschekul también son muy refractarios y, para su lixiviación, además del calentamiento, necesitan dos horas de contacto con ácido de alta concentración. Estas condiciones extremas de lixiviación, causan un elevado consumo de hierro. Por ejemplo, en Almalyk el consumo de hierro, para la cementación, es de 2 a 2,5 unidades por unidad de cobre.

Aparentemente, en la época presente en Rusia hay sólo una planta industrial que aplica un esquema integral del Proceso L.P.F. Esta planta es la de Almalyk, en Uzbekstan, cerca de la ciudad de Tashkent. La planta trata un mineral de baja ley y bastante refractario a la lixiviación. Tiene que ser de alta capa-

cidad por cuanto se está construyendo una fundición independiente, para el tratamiento de sus concentrados. Mayores informaciones sobre la operación de esta planta no existen, pero se sabe que fue inaugurada recientemente, tal vez 3-4 años atrás.

En general, se puede decir, que pese a las pocas instalaciones industriales que benefician el cobre en base al Proceso L.P.F., en Rusia hay un gran interés por este procedimiento y los estudios, que sobre él se realizan, no son sólo de tipo laboratorio sino también de plantas piloto y hasta secciones piloto en las industrias. Esto confirma informaciones anteriores, que indican una oxidación promedia más alta en los yacimientos rusos que la de los yacimientos americanos. Discutiendo, recientemente, las bajas recuperaciones promedias en las plantas de flotación, Glembotsky (41) señala la mayor oxidación como la razón principal por la cual los rendimientos en las plantas rusas son inferiores a los de las norteamericanas.

7. EL PROCESO L. P. F. Y LA REALIDAD CHILENA

Debido a la existencia de un gran número de yacimientos de cobre oxidado y mixto, en el territorio nacional, nos parece que el Proceso L.P.F. tiene muchas posibilidades prácticas en este país. Con el fin de tener una idea cabal sobre el Proceso y obtener todos los datos necesarios para su evaluación, el Departamento de Beneficio de Minerales del Instituto de Investigaciones Tecnológicas de la Universidad de Concepción ha realizado una serie de investigaciones cuya finalidad fue, junto con obtener una mejor recuperación del cobre, encontrar usos industriales para los productos que tienen poco mercado o que, simplemente, se consideran como rechazos de producción.

Específicamente, junto con estudiar las posibilidades del Proceso L.P.F. en tres distintos grupos de minerales de cobre, se consideraron también las posibilidades del uso de las piritas y llamos de hierro para la fabricación de esponja de hierro, usándose para ello carboncillo como reductor. Como la producción de esponja de hierro es el problema crítico del Proceso L.P.F., debido a que la chatarra de hierro no puede reemplazar satisfactoriamente a la esponja ni por su eficiencia metalúrgica ni por su disponibilidad, las investigaciones se iniciaron con ensayos de producción de esponja de hierro y fueron seguidos por experiencias de LPF con distintos minerales.

De este modo, este capítulo es el resumen de cinco distintas investigaciones, a saber:

1. Producción de Esponja de Hierro a partir de la pirita nacional (45).

Los relaves de una compañía cuprífera de la zona central del país, fueron tratados para recuperar un concentrado de alta ley, que fue tostado en un reactor fluo-sólido de 6 pulgadas, para obtener SO_2 y calcinas, que, en seguida, se convirtieron en hierro metálico en un horno rotatorio.

2. Producción de Esponja de Hierro a partir de llamos y carboncillo (13).

Se preparó una muestra representativa de llamos de hierro de una compañía de la provincia de Coquimbo y de carboncillo de la Cía. Carbonífera e Industrial de Lota, para obtener un producto de alta ley, adecuado para la precipitación del cobre.

3. **Beneficio de Minerales de Cobre Altamente Oxidados (47, 48).**
Se aplicó el Proceso L.P.F. a dos minerales de cobre, altamente oxidados, uno de la provincia de Antofagasta y otro de la de Santiago, en comparación con la flotación convencional y el Proceso de Segregación, con el fin de evaluar los méritos de los distintos procesos.
4. **Beneficio de Cobres Mixtos (38, 47).**
Estudios semejantes a los anteriores se efectuaron con varias muestras de minerales provenientes de la provincia de O'Higgins.
5. **Beneficio de Cobres Porfíricos (11, 47).**
Se estudió la alternativa de LPF en comparación con la flotación directa de dichos cobres, debido a su potencial importancia.

A continuación nos vamos a referir con los detalles necesarios a los estudios recién mencionados.

España de Hierro a partir de Pirita Los relaves de una compañía cuprífera de la zona central del país, de un contenido cercano al 3% de pirita, fueron tratados, en un circuito ácido de flotación, con reactivos residuales, para recuperar los sulfuros, obteniéndose un concentrado de 0.7% Cu, 31% Fe, 35% S, 25.7% insolubles y 0.4% MoS_2 (65.7% Pirita).

Al purificar este concentrado, por flotaciones de limpieza y una concentración gravitacional, para eliminarle las lamas finas, se obtuvo un producto que contenía 0.16% Cu, 47.2% Fe (*), 52.8% S y 1.82% insoluble, lo que representa una pirita de una pureza de 97%. Este producto, que contenía 62.7% menos 200 mallas, fue la materia prima para la fabricación de SO_2 y de calcinas de hierro, en un reactor experimental fluo-sólido. La granulometría del producto tostado se puede apreciar en la Tabla N° 9.

Tabla N° 9
ANÁLISIS GRANULOMÉTRICO DE LA PIRITA TOSTADA

Malla	% Distribución	
	Parcial	Acum.
48/65	0,40	0,40
65/100	5,11	5,51
100/150	12,36	17,87
150/200	19,42	37,29
200/280	23,37	60,66
280/400	13,11	73,77
— 400	26,23	100,00

(*) El más alto porcentaje de hierro del requerido por las razones estequiométricas se debe a la presencia de magnetita y hematita.

El reactor fluo-sólido fabricado por la Dorr-Oliver (ver Fig. 14), de 4" de diámetro y de 9 pies de altura, se calentó a una temperatura de 800°C, manteniendo una velocidad espacial de 1 pie/seg y un lecho fluidizado de 2 pies. Para tostarla completamente y eliminarle el azufre al máximo (dead roasting), la pirita se tostó durante 7 horas, obteniéndose calcinas que contenían 0.28% de Cu, 66.3% de Fe y 1.1% S.



Fig. 14.— Reactor fluo-sólido de Dorr-Oliver

Las calcinas se trasladaron a un horno rotatorio de tipo Bartlett & Snow (ver Fig. 15) en el cual fueron reducidas por cokecillo, producido a partir de carbonillos nacionales. La operación se efectuó a una temperatura de 1050°C con una carga de cokecillo de menos 10 mallas, que representaba un 50% del peso de las calcinas crudas. La reducción duró aproximadamente 2 horas y la conversión obtenida fue del orden de 90%.

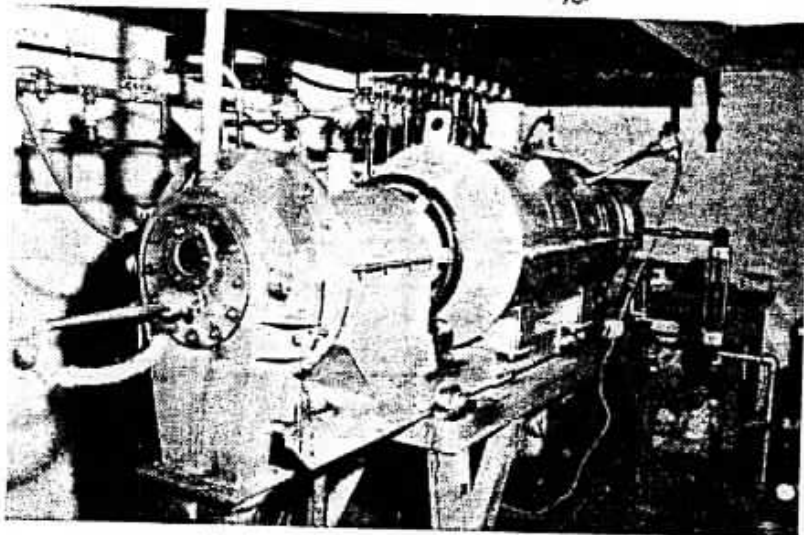


Fig. 15.—Horno Rotatorio Experimental

El producto calcinado se enfrió a la temperatura ambiente por medio de una camisa de agua que se encuentra en la parte final del horno, obteniéndose, después de varias separaciones magnéticas, un producto que contenía 78% Fe del cual 71% correspondía a Fe metálico. El producto final contenía 15% de insoluble.

Las experiencias realizadas, confirmaron la posibilidad de obtener esponja de hierro, a partir de un concentrado de pirita, recuperado de los relaves. En la etapa de fluidización, no se necesitan combustibles por cuanto la operación es autógena. La reducción, en los rotatorios, necesita combustibles para mantener la alta temperatura de la reducción. En la operación continua es factible utilizar carboncillo que sirve a la vez como combustible y medio reductor. El producto final fue de ley considerablemente mayor de la esperada, lo que se debió a que la pirita utilizada fue bastante pura. La recuperación de hierro en el producto final fue de 82%.

Estas experiencias confirman la siguiente eficiencia de las distintas operaciones:

	% Fe	% S	% Fe*	% Distribución
Relave Original	4.5	1.6	—	120
Concentrado de Flotación	31.0	35.1	—	100
Concentrado Limpio	47.2	52.8	—	90
Calcinas de Testación	66.3	1.1	—	90
Esponja de Hierro	78.0	—	71.0	82

Esponja de Hierro a partir de Llampos: Para la producción de esponja de hierro, en este caso, se emplearon finos rechazados del mineral de exportación que produce la Cia. Santa Fe.

Se usó este producto por su menor precio, por unidad de hierro, y con el fin de encontrar un uso práctico para una materia que se considera un desecho. El producto consistía, básicamente, en hematita y contenía un poco de magnetita. Su análisis químico dio los siguientes resultados:

Fe	57.40%
SiO ₂	6.10%
Al ₂ O ₃	0.65%
S	0.45%

El mineral fue molido a menos 10 mallas, quedando distribuido granulométricamente del siguiente modo:

Tabla N° 10
ANÁLISIS GRANULOMÉTRICO DE LLAMPOS DE FIERRO
DE SANTA FE MOLIDOS A 10 MALLAS

Malla	% Paso	% Fe	Distribución	
			Parcial	Acumulativa
10/ 14	14.07	59.15	14.99	14.99
14/ 20	21.72	59.20	23.17	38.16
20/ 28	14.94	58.10	15.64	53.80
28/ 35	11.41	58.35	12.00	65.80
35/ 48	8.42	56.85	8.64	74.43
48/ 65	6.19	56.10	6.25	80.68
65/100	1.84	59.10	0.20	80.86
100/150	7.65	53.60	7.39	88.27
150/200	3.75	51.10	3.46	91.73
— 200	10.11	45.85	8.27	100.00
Cabeza calculada		55.50		
Cabeza ensayada		57.40		

Para ensayos de reducción se utilizaron carboncillos bituminosos, provenientes de la Cia. Carbonífera e Industrial de Lota. Los carboncillos tenían un poder calorífico aproximado de 7.000 Kcal/kg y su composición química fue la siguiente:

	Carboncillo N° 1	Carboncillo N° 2
Humedad	2,37	2,18
Carbono Fijo	45,87	45,32
Materia Volátil	45,63	45,02
Ceniza	6,13	6,48
Azufre	2,13	3,84

Para las experiencias de reducción se utilizó un horno rotatorio Bartlett & Snow (Fig. 15) que tiene 3,4 metros de largo y tubo de calcinación de 0,5 metros de diámetro. El horno es de operación continua, controles automáticos y calentamiento indirecto, con gas licuado, mediante siete quemadores. La temperatura se controla por termocuplas exteriores y por una termocupla que se introduce por el extremo inferior del horno y que está conectada con el control automático de suministro de aire. Mediante este sistema se puede mantener una temperatura determinada.

Las experiencias realizadas, con los materiales indicados, demostraron que para la producción de una esponja de hierro satisfactoria es necesario trabajar con temperaturas no inferiores a 1100°C y consumir aproximadamente 1.230,00 Kcal por ton de llamos de hierro, lo que es equivalente a 176 kgs de carboncillo, sólo por concepto de combustible. Además, para la reducción misma, es necesario consumir 411 kgs de carboncillo por tonelada de mineral. Estos resultados contemplan una eficiencia térmica de los hornos industriales de un 65%.

El producto final, obtenido después de una separación magnética, contenía un 88% de Fe, con 80% de Fe^o, lo que representaba una conversión de tipo 91%. La materia cruda, para la obtención de este producto, tenía 44,2% de Fe con 38% de Fe^o. Las impurezas, en el producto final, eran mínimas: 7,8% de insolubles, principalmente en forma de sílice, y un 0,19% de S.

El costo de la esponja fue evaluado en abril de 1962 en E° 44,30 por tonelada. Otro estudio con minerales de baja ley (46), realizado con el fin de determinar el costo de operación en base al Proceso R-N, indica que es factible producir una esponja con un costo unitario de \$ 39,35 por tonelada, en base a las siguientes consideraciones: (Ver Tabla N° 11).

Beneficio de Minerales Altamente Oxidados: Para el estudio de este tipo de minerales, se han escogido tres muestras representativas de tres importantes yacimientos, dos de los cuales se encuentran en la provincia de Antofagasta y uno en la de Santiago.

Tabla N° 11
ESTIMACION DE COSTOS DE OPERACION DEL PROCESO R-N
PARA BENEFICIO DE UN MINERAL DE BAJA LEY

BASE: Convertir un mineral de 40% Fe en briquetas de 93% Fe (88% Fe^o) con una recuperación de 93%, en una operación de 170.000 tons/año y un costo de inversión de US\$ 12.000.000

ITEM	Unidad	Costo unitario US\$	Unidades Ton producto	Costo unitario US\$/Ton
Materias primas				
Mineral	Tons	1,70	2,52	4,28
Carboncillo	Tons	14,0	1,06	14,84
Caliza	Tons	13,0	0,10	1,30
Inhibidor de la corrosión	Tons	55,0	0,032	0,11
Servicios generales				
Energía eléctrica	KWH	0,011	250	2,75
Agua	m ³	0,005	4	0,02
Mantenición y otros				
Bolas y revestimiento de molinos	—	—	—	0,25
Refractarios horno	—	—	—	0,25
Mantenición	—	—	—	2,80
Mano de obra directa	H.H.	0,75	0,65	0,49
Mano de obra indirecta	H.H.	1,50	0,20	0,30
Laboratorio	—	—	—	0,25
Depreciación	6,5% an.	—	—	4,59
Seguros e impuesto fábrica	1% del activo inmovilizado	—	—	0,71
		Costo Unitario de manufacturación		US\$ 32,94
Gastos Gerencia y Comerciales	10% costo de manufacturación			3,30
Intereses préstamo	10 años. 8% sobre saldo insoluto			3,11
		Costo Unitario Total		US\$ 39,35

La primera muestra consistía en crisocola y atacamita con pequeñas cantidades de calcosina y bornita, muy alteradas. La segunda era calcosina, finamente diseminada, en combinación con crisocola, que constituía la mayor parte de los valores metá-

licos. La tercera muestra consistía en una serie de minerales oxidados de cobre, tales como crisocola, cuprita y malaquita y algo de sulfuros, en forma de calcosina.

Al efectuarse los ensayos de flotación directa, con distintos reactivos y bajo distintas condiciones de pH del circuito, se obtuvieron los resultados indicados en la Tabla N° 12. Ellos confirman, claramente, que la flotación directa de este tipo de menas no es metalúrgicamente satisfactoria.

Tabla N° 12
RESULTADOS DE FLOTACION DIRECTA DE MINERALES
CHILENOS DE COBRE OXIDADO
CONDICIONES: Molienda — 67% — 200 mallas

Muestra N°	Reactivos de Flotación		Tiempo de Flotación — 10 min pH del circuito	Resultados Metalúrgicos				
				Cabeza		Conc. % Cu	Relaves % Cu	% Recup.
				% Cu tot.	% Cu oxid.			
1	Minerac	Acido Cresílico	3.0	1.63	1.33	13.60	1.24	26.33
	S-3394	"	3.0	1.63	1.33	13.70	1.23	26.96
	Z-200	"	11.2	1.65	1.33	11.20	1.29	23.57
2	Minerac	Acido Cresílico	3.0	2.97	1.73	13.88	1.72	48.03
	S-3394	"	3.0	2.93	1.73	14.43	1.84	42.64
	Z-200	"	11.5	2.97	1.73	13.54	1.56	53.65
3	Minerac	Acido Cresílico	3.0	2.80	2.19	14.30	2.05	31.28
	S-3394	"	3.0	2.80	2.19	13.85	1.98	34.17
	Ac-243	"	8.2	2.82	2.19	13.50	1.94	37.00

Tabla N° 13
RESULTADOS DE TRATAMIENTO POR EL PROCESO L.P.F.
DE MINERALES CHILENOS DE COBRE OXIDADO
CONDICIONES: Lixiviación del producto de — 85 mallas durante
30 min; precipitación de 15 min con Fe esponja;
Flotación de 10 min con Minerac y Acido Cresílico

Muestra N°	H2SO4 lbs./l.	pH inicial	pH final	pH de precip.	pH de flot.	Resultados Metalúrgicos				
						Cabeza		Conc. % Cu	Relaves % Cu	% Recup.
						% Cu tot.	% Cu oxid.			
1	60	1.4	1.6	4.8	5.3	1.63	1.33	16.50	0.23	87.10
2	100	1.9	2.5	4.7	5.2	3.10	1.79	22.90	0.25	92.95
	120	1.9	2.1	4.5	5.5	3.10	1.79	23.00	0.21	94.08
	150	1.6	1.8	4.4	5.2	3.10	1.79	19.20	0.21	94.25
3	100	0.8	1.8	3.4	4.7	2.47	2.16	18.60	0.26	89.75
	150	0.6	0.8	1.8	3.7	2.34	2.16	17.07	0.27	89.88

Con el fin de obtener mejores recuperaciones, con las mismas muestras, se ensayaron los Procesos de L.P.F. y de Segregación (48). Los resultados obtenidos, bajo las condiciones indicadas, se pueden apreciar en las Tablas N.os 13 y 14.

Tabla N° 14
RESULTADOS DE TRATAMIENTO POR EL PROCESO DE SEGREGACION
DE MINERALES CHILENOS DE COBRE OXIDADO

CONDICIONES: Temperatura 75°C; Tiempo de Segregación — 30 min; Flotación con Z-200 y Acido Cresílico en Circuito Alcalino de pH 11.5

Muestra N°	Condiciones de Segregación		Resultados Metalúrgicos				
	% NaCl	% Coke	Cabeza		Concent. % Cu	Relave % Cu	% Recup.
			tot. % Cu	oxid. % Cu			
1	0.5	1.0	1.65	1.33	15.30	0.22	87.76
	0.5	1.5	1.63	1.33	13.80	0.26	85.66
	0.5	2.0	1.53	1.33	15.00	0.18	90.03
2	1.0	1.0	1.69	1.33	15.10	0.19	89.46
	1.0	1.5	1.63	1.33	14.50	0.19	89.51
	1.0	2.0	1.61	1.33	16.20	0.18	89.95
	0.5	1.0	2.63	1.60	13.10	0.56	82.23
	1.0	1.0	2.63	1.60	14.95	0.43	86.24
3	1.5	1.0	2.57	1.60	17.40	0.68	76.54
	0.5	1.0	2.14	1.43	10.15	0.56	79.14
	1.0	1.0	2.22	1.43	11.70	0.75	70.75
	1.5	1.0	2.23	1.43	9.80	0.42	84.71
	1.0	0.5	2.22	1.43	10.00	0.36	86.91
1.0	1.5	2.25	1.43	9.40	0.32	88.60	

Los mejores resultados, con las tres alternativas, son los siguientes:

Muestra N°	Recuperaciones		
	Flotación directa	Proceso L.P.F.	Proceso de Segregación
1	26.96	87.10	90.03
2	53.65	94.25	86.24
3	37.00	89.88	88.60
Promedio	39.20	90.41	88.39

Beneficio de Cobres Mixtos: Las experiencias, se hicieron con dos minerales que tenían un alto porcentaje de óxidos, pero inferior al contenido de sulfuros. La mineralización principal de ambos minerales estaba constituida por calcopirita, calcosina y bornita, con algo de covelina y digenita. Entre los óxidos, los más importantes eran la brochantita y la crisocola, con algo de malaquita. El primero de los minerales contenía 3,77% de Cu, con 1,15% de óxidos, y el segundo 2,41% de Cu, con 0,77% de óxidos.

La flotación directa de estos minerales, en un circuito ácido de pH 4,5 con Minerec y ácido cresílico, dio los siguientes resultados:

Cabeza % Cu	Concent. % Cu	Relave % Cu	% Recuperación
3.77	27.10	0.89	78.98
2.41	21.80	0.50	81.11

Los ensayos de LPF se hicieron con mineral molido a menos 65 mallas, lixiviándolo en ambos casos con 50 lbs/ton de ácido sulfúrico durante 30 minutos y precipitando, el cobre metálico con esponja de hierro, consumiendo 1,4 lbs de hierro metálico por libra de cobre.

Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

Cabeza % Cu	Concent. % Cu	Relave % Cu	% Recuperación
3.77	20.30	0.76	82.94
2.41	19.25	0.32	88.18

En el primer caso el éxito del Proceso L.P.F. fue limitado por la poca solubilidad de las especies oxidadas.

Finalmente, los ensayos de segregación con 1% de coke y 1% de NaCl, a 750°C durante 30 minutos, dieron los siguientes resultados:

Cabeza % Cu	Concent. % Cu	Relave % Cu	% Recuperación
3.77	19.85	0.26	94.33
2.41	16.75	0.36	87.30

Beneficio de Cobres Porfíricos: De especial interés fue el estudio de posibilidades de aplicación del Proceso L.P.F. a los cobres porfíricos chilenos. Como es sabido, estos cobres tienen una cabeza entre 1,5 y 2,0% de Cu de la cual 0,15 a 0,35% está en forma de cobre oxidado. Esta oxidación parcial es la causa de pérdidas en las recuperaciones que pueden variar entre 3 y 15%. La aplicación del proceso de segregación, en estos casos, no se justifica (48) debido al bajo contenido fino de la cabeza y a los considerables gastos adicionales que no son compensados por las recuperaciones extras que se obtienen.

Como el contenido de cobre oxidado de estos minerales es relativamente bajo, la aplicación del Proceso L.P.F. no requiere grandes consumos ni de ácido sulfúrico ni de esponja de hierro. En consecuencia, puede suceder, como en Hayden (Arizona), que la cantidad adicional de cobre recuperado por este proceso justifica su aplicación.

Se hicieron experiencias con minerales de tres yacimientos de cobre porfírico — los de Chuquicamata, de El Salvador y de El Teniente.

En el caso de Chuquicamata, se tomó un mineral notablemente oxidado que sirve de alimentación de la planta de sulfuros, de 1,69% Cu, del cual 1,18% eran sulfuros en forma de calcosina y bornita y 0,51% óxidos, en forma de atacamita y crisocola.

La flotación directa con S-3394, como colector, y ácido cresílico, como espumante, en un circuito ácido de pH 3 dio los siguientes resultados:

Cabeza	1,69% Cu
Concentrado	14,90% Cu
Relave	0,36% Cu
Recuperación	80,64%

Aplicando el Proceso L.P.F., con 30 lbs/ton de ácido sulfúrico para la lixiviación y 25 lbs/ ton de esponja de hierro para la precipitación, se obtuvieron, después de la flotación con Minerec y ácido cresílico, los siguientes resultados:

Cabeza	1,69% Cu
Concentrado	14,38% Cu
Relave	0,30% Cu
Recuperación	84,00%

En cambio, empleando en vez de Minerec, como colector, American Cyanamid S-3394, las recuperaciones, en las mismas condiciones, aumentaron en 1%.

En el caso del mineral de El Salvador, la cabeza tenía 1,68% Cu en forma de calcosina y un poco de bornita y calcopirita; los óxidos, principalmente malaquita y algo de crisocola, eran del orden de 0,27%. La flotación directa dio los mejores resultados en un circuito ácido de pH 3, con S-3394, como colector, y ácido cresílico, como espumante. Los resultados obtenidos en la flotación directa fueron los siguientes:

Cabeza	1,68% Cu
Concentrado	22,70% Cu
Relave	0,27% Cu
Recuperación	86,06%

El Proceso L.P.F. se efectuó con 10 lbs/ton de ácido sulfúrico y 20 lbs/ton de esponja de hierro. Las flotaciones en circuito ácido con Minerec dieron recuperaciones de 86,62% y con S-3394 de sólo 8,45%, lo que se debe a causas no conocidas. Es evidente que en este caso el Proceso L.P.F. sirve muy poco.

Los mejores resultados se obtuvieron con tres distintas muestras del mineral de El Teniente. Las tres cabezas consistían en calcopirita y calcosina con algo de brochantita y crisocola. Los ensayos químicos correspondientes fueron:

Muestra N°	% Cu total	% Cu oxidado
1	1,58	0,35
2	1,64	0,35
3	1,98	0,38

Las flotaciones directas, con Minerec y ácido cresílico dieron los siguientes resultados:

N°	Cabeza % Cu	Concentr. % Cu	Relave % Cu	% Recuperación
1	1,58	14,15	0,27	84,41
2	1,64	16,55	0,27	84,92
3	1,98	15,95	0,32	85,55

Los ensayos de LPF con 15 lbs/ton de ácido sulfúrico y 15 lbs/ton de esponja de hierro, flotando con Minerec y ácido cresílico, dieron los siguientes resultados:

N°	Cabeza % Cu	Concentr. % Cu	Relave % Cu	% Recuperación
1	1,58	17,60	0,16	89,52
2	1,64	18,00	0,18	89,92
3	1,98	19,00	0,20	90,85

Las mismas flotaciones con S-3394 dieron los siguientes resultados:

N°	Cabeza % Cu	Concentr. % Cu	Relave % Cu	% Recuperación
1	1,58	14,30	0,21	88,00
2	1,64	12,80	0,22	88,09
3	1,98	17,50	0,30	86,32

Es evidente, que en este caso conviene más usar Minerec como colector.

Proceso L.P.F. frente a otras alternativas metalúrgicas: De lo expuesto, es evidente que el Proceso L.P.F. sirve en los casos en que una parte o todo el cobre está oxidado y no se puede beneficiar por flotación directa.

Hasta la fecha, hay varias alternativas que permiten mejorar las recuperaciones de minerales parcial o totalmente oxidados. Las principales de ellas son:

1. Proceso de Sulfidización.
2. Proceso de Segregación.
3. Proceso L.P.F.

En este estudio no hemos considerado el proceso de sulfidización, pues su aplicación no es siempre posible y, además, en las condiciones chilenas sus costos son muy elevados.

El Proceso de Segregación lo hemos considerado en otra publicación nuestra (48) y se llegó a la conclusión que su aplicación es económicamente factible si el mineral contiene por lo menos 2,0-2,5% de Cu; que el costo de tratamiento es del orden de \$ 5,00 por tonelada y que la inversión por tonelada de capacidad diaria sería del orden de \$ 3.500.—

De este modo, quedó en claro que el proceso de segregación es una solución extraordinaria para minerales que no responden normalmente a los procesos de flotación o tratamientos hidro-metalúrgicos.

Luego es de interés evaluar los probables costos del Proceso L.P.F. frente a otras alternativas, en las condiciones chilenas.

Costos Comparativos del Proceso L.P.F.: El Proceso L.P.F. se distingue de una tación normal, en que tiene incorporado en su diagrama de flujo las etapas de lixiviación y precipitación y además que consume ácido sulfúrico y esponja de hierro. Los consumos son de tal volumen que justifican, en operaciones de escalas mediana y grande, la instalación de plantas de ácido sulfúrico y de esponja de hierro.

Por consiguiente, para evaluar, en forma comparativa, los costos del Proceso L.P.F. hay que considerar los equipos extra que se necesitan para la lixiviación, precipitación y fabricación de ácido y esponja, igual que sus consumos.

Para nuestros cálculos vamos a seguir el ejemplo expuesto en el Capítulo 5 de esta publicación, que se refiere a una planta de 3.000 tons/día, con una cabeza de 2,5% Cu de la cual 1% corresponde a especies oxidadas y 1,5% a sulfuros. Esta planta consumirá diariamente 75 tons de ácido sulfúrico y 42 tons de hierro metálico.

En el caso del Proceso L.P.F. vamos a considerar dos alternativas: 1) que el ácido y la esponja se producen a partir de pirita, en una operación de tostación fluo-sólida, seguida por hornos

Tabla N° 15

INVERSIONES APROXIMADAS EXTRAORDINARIAS QUE SE NECESITAN EN UNA PLANTA QUE APLICA EL PROCESO L.P.F.

BASE: 3.000 TPD; Inversiones en US\$: Amortización, 10 años

ITEM	Alternativa con pirita	Alternativa con óxidos de Fe
1. Circuitos de lixiviación y precipitación	250.000	250.000
2. Costo de la Planta de Acido Sulfúrico de 75 TPD	1.700.000	850.000
3. Costo de la Planta de Esponja de Hierro de 42 TPD Fe ^o	250.000	1.000.000
Total FOB	2.200.000	2.100.000
Fletes, seguros y aduana (35%)	770.000	735.000
Total CIF	2.970.000	2.835.000
Amortización 10%	297.000	283.500
Intereses	148.500	141.750
Inversión total	3.415.500	3.260.250
Por tonelada de mineral tratado	\$ 0.34	\$ 0.33

Bruckner y planta de contacto; 2) que el ácido se produce en una planta de contacto, quemando el azufre y la esponja por el Proceso R-N, a partir de minerales de hierro de baja ley.

De este modo, las inversiones extras que se necesitan en una Planta de L.P.F., en comparación con una planta convencional de flotación, son:

Según la información recogida por el Ing. Armando Feier del Chemical Engineering Cost File (March 20, 1961, p. 184), Faith & Keyes "Industrial Chemicals", CEPAL, Duecker & West y otros, las inversiones promedias para las plantas de ácido sulfúrico, usando azufre elemental como materia prima, serían del siguiente orden:

Capacidad Diaria de la Planta tons de H ₂ SO ₄ 98%	Inversión Aproximada US\$
15	220.000
25	330.000
50	600.000
100	1.100.000
200	1.700.000

Al usar la pirita, en un sistema de tostación fluo-sólida, el monto de las inversiones aumenta, aproximadamente, al doble, según Duecker & West (The Manufacture of Sulphuric Acid, p. 239, Reinhold Publ. 1959). Esto significa, que el valor del tostador fluo-sólido y del equipo accesorio, para la limpieza y enfriamiento del gas, es de un costo similar al de una planta que utiliza azufre, como materia prima.

Como en la planta de esponja de hierro, a partir de pirita, consideramos una inversión de \$ 400.000 de los cuales \$ 150.000 corresponden al costo del equipo fluo-sólido, en el cálculo de inversiones hay que considerar por este ítem sólo \$ 250.000.

Considerando que el ácido sulfúrico, en el primer caso, se puede producir a \$ 5,00 la tonelada y la esponja a \$ 46,00 por tonelada de Fe^o y que, en el segundo caso estos precios son respectivamente \$ 20,00 y \$ 48,00, podemos llegar al siguiente cuadro comparativo de costos:

Tabla N° 16
COSTOS ADICIONALES EN EL PROCESO L.P.F.
 (por ton de mineral tratado que contiene 1% de Cu oxidado)

	Alternativa con pirita	Alternativa con óxido de hierro
Lixiviación		
Costo del Acido (50 lbs/ton)	\$ 0.126	\$ 0.500
Precipitación (28 lbs Fe ^o /ton)	\$ 0.646	\$ 0.672
Flotación (Reactivos Extra)	\$ 0.150	\$ 0.150
Amortización Equipo	\$ 0.342	\$ 0.326
Gastos Fundición	\$ 0.500	\$ 0.500
TOTAL	\$ 1.764	\$ 2.148
Por libra de Cu	\$ 0.086	\$ 0.107

Considerando que el precio normal del cobre es de \$ 0.30 por libra, resulta que en el caso recién analizado, es necesario recuperar por lo menos entre 6 y 7 lbs de Cu por tonelada de mineral, para justificar el proceso.

En el caso típico de un cobre porfírico, con una cabeza de 1.8% Cu y recuperación de 83%, para mejorar las mismas en un 5%, es necesario gastar por tonelada, 6 a 8 lbs de ácido sulfúrico y 2.7 lbs de hierro metálico. Esto significa que los gastos extras por tonelada de mineral serían:

	Precio Unidad	Unidades	Precio Total
Acido	\$ 0.010	8	\$ 0.080
España	\$ 0.025	2.7	\$ 0.068
Fundición	\$ 0.025	1.8	\$ 0.045
Amortización			\$ 0.342
			\$ 0.535

El valor de los 1,8 lbs de cobre extra que se recupera es de \$ 0,54, o sea, el caso analizado es marginal. En consecuencia, para los cobres porfíricos chilenos hay que aumentar las recuperaciones de cobre en, por lo menos, 2 lbs por tonelada de mineral tratado, para que se justifiquen las inversiones.

8. CONCLUSIONES

Los datos y experiencias que hemos analizado en este trabajo, nos permiten llegar a las siguientes conclusiones:

1. El Proceso L.P.F. es tecnológica y económicamente factible cuando: a) los minerales lixiviados no consumen cantidades excesivas de ácido sulfúrico, y b) cuando hay posibilidad de producir esponja de hierro a un precio razonable.
2. En nuestras condiciones se puede considerar que el consumo de ácido para un gran número de minerales sería del orden de 2,5 a 4 unidades por unidad de cobre lixiviado. Esto significaría un gasto de 2,5 a 4 centavos de dólar por libra de cobre.
3. En nuestras condiciones se puede producir una esponja de hierro de buena calidad a un costo aproximado de \$ 50,00 por ton de hierro metálico. Considerando que la unidad de cobre consume de 1,3 a 1,5 unidades de hierro metálico, para su precipitación, por concepto de esta operación, una libra de cobre sería recargada en otros 3,5 centavos.
4. Otros gastos extraordinarios, que crea el Proceso L.P.F., son el consumo de reactivos en la flotación y los gastos de fundición. Los últimos, se evalúan en 2,5 centavos por libra, mientras que los primeros aparecen si hay una elevada cantidad de cobre extra que flota. De todos modos este gasto adicional no es mayor de 0,5-1,0 centavos por libra.
5. Para una planta mediana (3.000 TPD) la introducción del circuito LPF significa una inversión extra de \$ 700 por tonelada diaria instalada y un recargo de cerca de 35 centavos por tonelada de mineral tratado (tomando en consideración una amortización de 10 años).
6. Por consiguiente, las inversiones y costos adicionales en el Proceso L.P.F. son muy inferiores a las del Proceso de Segregación y razonables en comparación con la flotación di-

recta: para justificar las inversiones en equipo es necesario recuperar entre 1,5 y 2,0 lbs de cobre extra por tonelada, a un precio que varía entre 10 y 12 centavos de dólar.

7. El Proceso L.P.F. no es sólo un procedimiento importante para fomentar nuestra producción de cobre a partir de minerales total o parcialmente oxidados, sino también una fuente de consumo de minerales de hierro de baja ley y de carbones nacionales. Una tonelada de cobre metálico, recuperada por este proceso, puede consumir entre 2.5 y 4 tons de ácido sulfúrico, entre 2.6 y 4 tons de minerales de hierro de baja ley y entre 1.3 y 1.5 tons de carbón.

9. BIBLIOGRAFIA

1. J. I. Bean: The Leach-Precipitation-Flotation Method of Concentration at Miami Copper Co. Fiftieth Anniversary of Froth Flotation in the U.S.A. Quarterly of the Colorado School of Mines, July 1951, N° 3.
2. H. E. Keyes: Recovery of Copper from Materials such as solutions mixt with ore pulp. US Patent N° 1,971,416, Aug. 23, 1934.
3. J. L. Stevens: Treating Ores Containing Copper Oxide. US Patent N° 1,846,396, March 8, 1932.
4. V. Ya. Mostovich y I. N. Duhanin: Investigación de los minerales oxidados de cobre de los yacimientos de Kounrad y Koktas-Dzharbas. Cvetmetizdat, Moscú 1932.
5. Denver Equipment Co.: Flowsheet Study for Leach-Precipitation-Flotation. Deco Trefoil, Jan-Feb. 1963, Bulletin M7-FB4.
6. Modern Mineral Processing Flowsheets, p. 40. Denver Equipment Co., Denver 1962.
7. I. N. Plaksin y S. V. Bessonov: Sobre la participación de oxígeno y otros gases en la flotación. Trans. Acad. Ciencias URSS, 1948, N° 11, pp. 1733-88.
8. S. V. Bessonov y I. N. Plaksin: Influencia de oxígeno en la flotación de Galena y Calcopirita. Trans. Acad. Ciencias URSS, 1954, N° 1, pp. 114-27.
9. S. V. Bessonov, I. N. Plaksin y V. I. Turnikova: Influencia de distintos gases sobre la flotabilidad de calcopirita. Trans. Acad. Ciencias URSS, 1955, N° 10, pp. 125-30.
10. V. A. Glembotsky: Tiempo de Inducción de burbujas a partículas minerales y métodos de su medición.
11. A. Sutulov: Oxidación como factor en flotación de cobres porfíricos chilenos. Boletín Minero N° 665, pp. 4189-93, 1962.
12. D. S. Sobolev y M. A. Fishman: La práctica de beneficio de minerales de metales no-ferrosos y raros, Tomo II. Gostechizdat, Moscú 1960.
13. F. Concha: Producción de Esponja de Hierro a partir de carboncillo y llaños de Hierro. Instituto de Investigaciones Tecnológicas, Concepción, Chile, 1962.

14. **E. P. Barrett:** Gaseous reduction methods for production of Sponge Iron. US Bureau of Mines Report of Investigation N° 4402, 1949.
15. **Colin C. Mc Aneny:** Direct reduction of iron ore. E&MJ, Vol. 161, N° 12, pp. 84-99, Dec. 1960.
16. **J. Bray:** Ferrous Process Metallurgy. John Wiley & Sons, New York 1954.
17. **D. R. Torgeson, T. E. Evans y R. G. Kuikerbrocker:** Pilot Plant Investigation of Sponge Iron Production with Producer Gas. US Bureau of Mines Report of Investigation N° 3994, 1964.
18. **R. Lawrence:** The H y L sponge iron Process. British Chemical Engineering, March 1960, 166-171.
19. **New Sponge Iron Plant — A report from Mexico.** Mining World, December 1959, pp. 28-31.
20. **J. Grindrod:** Sponge Iron Production. The Mining Journal, Feb. 13, 1959, pp. 173-174.
21. **Magnetite Pelletizing and the Production of Sponge Iron.** The Mining Magazine, pp. 75-78, Feb. 1954.
22. **O. Møklebust:** The R-N Rotary Kiln Process for the reduction of Iron Ore. AIME Annual Meeting, San Francisco, Feb. 15-19, 1959.
23. **D. E. Babcock:** The R-N Direct Process. Birmingham Regional Technical Meeting, Oct. 15, 1958.
24. **Alex Stewart:** Direct Reduction of Iron Ores in a Rotary Kiln. R-N Corporation, Mining Congress Journal, Dec. 1958.
25. **Kenji Kuwada:** Smelting Kuji iron sand by the Krupp-Renn Process. Proceeding of the First World Metallurgical Congress, A.S.M. 1951.
26. **Martin Wiberg:** Relation of type of ore to smelting processes. Survey of World Iron Ore Resources, United Nations Dept. of Economic and Social Affairs, New York 1955.
27. **What's New with Krupp Renn Process.** World Mining, Nov. 1958, pp. 40-45.
28. **André Roos:** Les techniques de réduction directe des minerais de fer. La Metallurgie, Vol. 91, N° 11, Nov. 1959, pp. 811-816.
29. **Frederick F. Frick:** Sponge Iron at Anaconda. Trans. AIME, 1953, pp. 83-84.
30. **C. S. Cronan:** Rotary Kiln Enters Iron Ore Reduction Race. Chem. Engineering, May 5, 1958, pp. 52-54.
31. **J. B. Hutt:** How new Leach-Float Plant Handles Greater Butte's ore. E&MJ, June 1953, pp. 90-93.
32. **A. W. Last, J. L. Stevens and L. Eaton, J.:** LPF Treatment of Ray Ore. Mining Engineering, Nov. 1957, pp. 1235-1238.
33. **The LPF Plant-Key to the New Hayden Smelter.** E&MJ, Vol. 160, N° 6, pp. 104-107, June 1959.
34. **Tailor Metallurgy to Ore at Hayden.** World Mining, June 1959, pp. 40-49.
35. **H. W. Franz:** The Ray LPF Process. AIME Meeting of Arizona Section at Tucson, December 1, 1956.
36. **A. W. Last:** LPF Process at the Ray Concentrator. Mining Congress Journal, October 1959, pp. 108-111.
37. **A. V. Kurochkina y S. I. Mitrofanov:** Método combinado para tratamiento de menas refractarias de cobre oxidado en Dzhezkazgan. Ginzvetmetál N° 13, Metallurgizdat, Moscú 1957.
38. **A. Sutulov y T. Araya:** Métodos de metalización de cobre oxidado en beneficio de cobres chilenos. Bol. Sociedad Chilena de Química, Vol. XIII, N° 1, 1963.
39. **Frederic Frick:** Sponge iron used as a precipitant for copper. Jour. of Metals, 5, 3, 395, 1953.
40. **Denver Equipment Co.:** Denver Agitators. Bulletin N° A2-B15, 1963.
41. **V. A. Glombotsky:** Beneficio de menas de metales no ferrosos y raros. Metalurgia en URSS 1917-1957. Academia de Ciencias, Moscú 1958.
42. **D. M. Tschizhikov:** Metalurgia No Ferrosa. Metalurgia en URSS 1917-1957. Academia de Ciencias, Moscú 1958.
43. **R. A. Labine:** Making Iron in Fluidized Bed. Chemical Engineering, Feb. 8, 1960, pp. 96-99.
44. **I. M. Perry:** Chemical Engineering Handbook. McGraw-Hill, 1950, New York, p. 239.
45. **A. Sutulov:** Producción de Esponja de Hierro a partir de Pirita. Instituto de Investigaciones Tecnológicas, Universidad de Concepción, Chile, 1963.
46. **A. Feler:** Aprovechamiento de los Minerales de Hierro de baja ley de la Cordillera de Nahuelbuta. Instituto de Investigaciones Tecnológicas, Universidad de Concepción, Chile, 1963.
47. **A. Sutulov y T. Araya:** Estudio Metalúrgico Comparativo de Cobres Chilenos. Instituto de Investigaciones Tecnológicas, Universidad de Concepción, Chile, 1963.
48. **A. Sutulov:** Proceso de Segregación en Beneficio de Cobres Chilenos. Universidad de Concepción, 1962.