

72

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



ESTUDIO TECNICO-CRITICO DEL PROCESO DE
CONCENTRACION DE Ca. F₂. GRADO ACIDO A
PARTIR DE JALES DE BAJA LEY, EN UNA
PLANTA DE BENEFICIO

T E S I S
Que Para Obtener el Título de:
INGENIERO QUIMICO
P r e s e n t a

EPIGMENIO LOPEZ DE LEON

México, D. F.

1978



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CLAS TESIS 1978
ABO M.T. 256 260 253
FECHA _____
PRSC _____
• _____



JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE :

Presidente : Ing. FERNANDO MALDONADO MENDOZA.

Vocal : Ing. CARLOS ARANGO SOLORZANO.

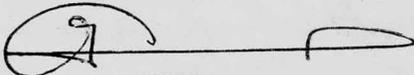
Secretario : Ing. ALBERTO OBREGON PEREZ.

1er. Suplente: Ing. ENRIQUE CURIEL REYNA.

2o. Suplente : Ing. HUMBERTO MALAGON ROMERO.

Sitio donde se desarrolló el tema : UNIDAD FLUORITA
HIDALGO DEL PARRAL, CHIH.

Sustentante : EPIGMENTIO LOPEZ DE LEON.


Asesor del tema : Ing. Quim. ALBERTO OBREGON PEREZ.

A MIS PADRES

A MARIA TERESA

Con cariño.

A MIS HERMANOS

C O N T E N I D O :

	Pag.
INTRODUCCION.	1
CAPITULO I. GENERALIDADES.	
Flotación.	2
Flotación de minerales no metálicos.	9
CAPITULO II. DESCRIPCION DEL PROCESO.	
Descripción del proceso.	14
CAPITULO III. PRUEBAS QUIMICAS.	
Formulación de las ecuaciones generales de balances.	32
Cálculos matemáticos.	35
Análisis de las cantidades de Ca F_2 manejadas en cada una de las etapas de flotación y cálculo de eficiencias.	43
CAPITULO IV. PRUEBAS GRANULOMETRIA - FLOTABILIDAD.	
Balances granulométricos.	44
Comparación de resultados	50
Análisis de la flotabilidad de los distintos tamaños de partículas	51
CAPITULO V. TIEMPOS DE RESIDENCIAS Y SERVICIOS.	
Determinación de los volúmenes asignados a cada etapa.	53
Determinación de los tiempos de flotación en cada etapa.	58

Tiempos de acondicionamiento de la pulpa con los reactivos de flotación	63
Cálculo teórico de la cantidad de vapor nece- saria para calentar la pulpa de concentrado - da Segunda Limpia	65
CAPITULO VI. INTERPRETACION DE RESULTADOS.	
Interpretación de resultados.	72
CAPITULO VII. CONCLUSIONES.	
Conclusiones.	78

INTRODUCCION.

El estudio que a continuación se desarrolla es un análisis metalúrgico de una operación de flotación de no metálicos. El proceso consiste en la colección de espato flúor mediante ácido clórico a un PH alcalino, hasta alcanzar el grado ácido; siendo el principal problema metalúrgico, mantener una alta recuperación de Ca F_2 durante el cambio continuo de las características del material entrando al proceso.

El proceso para el beneficio de Ca F_2 surge al tratar de aprovechar los valores no metálicos existentes en los desechos o gangas, acumulados como jales, de las plantas de concentración de minerales sulfurados.

Una investigación minero-gráfica, consistente de separaciones de partículas por tamaños y analisis químicos, fue hecha sobre muestras tomadas de varias partes del circuito de flotación de Ca F_2 para determinar la naturaleza de las pérdidas en las colas.

Para los cálculos realizados se seleccionaron los valores típicos de alimentaciones y productos en la sección de flotación de espato flúor de la planta.

CAPITULO I

GENERALIDADES.

La flotación es un proceso fisicoquímico mediante el cual un sólido puede ser separado de otros sólidos en una mezcla; aprovechandose, para ésto, las diferencias en las propiedades de superficie existentes en las partículas de los distintos sólidos. Este proceso es ampliamente utilizado en las plantas concentradoras de minerales dentro de la industria metalúrgica.

La flotación se caracteriza por el establecimiento de un contacto entre tres fases. En la flotación de espuma, la más usada industrialmente, estas tres fases son: el sólido a ser flotado, una solución electrolítica acuosa y un gas, comunmente aire. La fase gaseosa puede ser sustituida por una fase líquida orgánica o esta fase líquida orgánica puede ser añadida deliberadamente como una cuarta fase.

Con muy pocas excepciones, todos los sólidos inorgánicos son completamente mojados por una fase acuosa; por lo que, el primer paso en la flotación es sustituir parcialmente la interfase sólido - líquido por una interfase sólido - gas. Este proceso de desplazamiento se produce mediante la adición, a la fase acuosa, de los reactivos adecuados. La reacción de superficie resultante deja a la superficie del sólido con una película hidrofóbica; creando así, las condi

ciones favorables para la anexión de ciertas partículas minerales a las burbujas de aire.

El mecanismo esencial de la flotación comprende la anexión de partículas minerales a las burbujas de aire, de tal modo que dichas partículas son llevadas a la superficie de la pulpa mineral, donde pueden ser removidas. Este proceso abarca las siguientes etapas :

a).- Moler el mineral a un tamaño lo suficiente - mente fino para separar los minerales valiosos uno de otro, así como de los minerales de ganga adherentes; los mejores resultados se obtienen empleando ciclos de molienda - clasificación, los cuales deben de estar de acuerdo con las características del mineral y sus concreciones.

b).- Preparar las condiciones favorables para la adherencia de los minerales deseados a las burbujas de aire; es decir, el tratamiento químico de la pulpa con reactivos de flotación, para formar una película hidrofóbica superficial sobre las partículas a flotar y una película hidrofilica o humectable en todas las demás; esto se logra por medio de colectores y modificadores, y la selección de la combinación apropiada para cada tipo particular de mineral constituye el problema medular del proceso de flotación.

c).- Crear una corriente ascendente de burbujas de aire en la pulpa mineral; lo cual se logra con una máquina de flotación, la que produce burbujas ya sea por agitación mecánica de la pulpa mineral, y/o por la inyección directa de aire bajo presión al seno de la pulpa.

d).- Formar una espuma cargada de mineral en la superficie de la pulpa.

e).- Extraer la espuma cargada de mineral.

Todos los procesos de concentración por flotación son selectivos o diferenciales, ya que un mineral o grupo de minerales son flotados para separarlos de la ganga que los acompaña; sin embargo, la separación de minerales distintos como los sulfurados de los no sulfurados, se conoce como -- flotación colectiva, y el término de flotación diferencial se restringe a aquellas operaciones que comprenden la separación de tipos similares de minerales.

En los sistemas de flotación son formados enlaces entre los reactivos y la superficie mineral debido a la presencia de fenómenos de adsorción; la naturaleza de estos enlaces depende directamente del tipo específico de adsorción que se presente. Dos tipos de adsorción pueden ocurrir denominados como adsorción física y adsorción química.

La adsorción física no es específica ya que puede manifestarse en todos los sólidos; las fuerzas atrayentes de las moléculas del fluido a la superficie sólida son relativamente débiles, y el calor manejado durante el proceso de adsorción es del orden de 0.5 a 5 Kcal./g-mol. El equilibrio entre la superficie sólida y las moléculas del fluido comúnmente es obtenido rápidamente y es fácilmente reversible, debido a que los requerimientos de energía son peque -

fos. Como consecuencia directa del hecho que las fuerzas in volucradas en la adsorción física son débiles, la energía - de activación comunmente no es mayor de 1 Kcal./g-mol. La - adsorción física sirve para concentrar las moléculas de una sustancia en una superficie; la cantidad de adsorción física disminuye rapidamente conforme la temperatura se aumenta y es generalmente muy pequeña arriba de las temperaturas -- críticas del componente adsorbido. La adsorción física no - es altamente dependiente de las irregularidades en la natu- raleza de la superficie, pero comunmente es directamente -- proporcional a la cantidad de superficie. Sin embargo, la - magnitud de la adsorción no está limitada a una capa monomo- lecular sobre la superficie sólida.

La adsorción química es específica, se presenta en ciertos sólidos, requiere fuerzas mucho más fuertes que en la - adsorción física. Las moléculas adsorbidas estan unidas a - la superficie mediante fuerzas de valencia del mismo tipo - que aquellas existentes entre los átomos en las moléculas; debido a ésto, este tipo de adsorción presenta grandes calo res de adsorción, observandose valores de 5 a 100 Kcal./g-- mol; y frecuentemente es irreversible.

Dos clases de adsorción química son encontradas : la - adsorción química activada, que es la más frecuente, en la- que la velocidad varía con la temperatura de acuerdo a una- energía de activación finita en la ecuación de Arrhenius. - La adsorción química no activada ocurre muy rapidamente su- giriendo una energía de activación cercana a cero.

Conforme la temperatura se eleva, la cantidad de adsorción activada llega a ser más importante debido a que la velocidad es suficientemente alta para que cantidades significantes sean adsorbidas en una cantidad razonable de tiempo.

Una característica importante de la adsorción química es que su magnitud no excederá a la correspondiente a una capa monomolecular. Esta limitación se debe al hecho que las fuerzas de valencia, actuando sobre las moléculas en la superficie, disminuyen rápidamente con la distancia. Estas fuerzas llegan a ser demasiado pequeñas para formar el compuesto de adsorción cuando la distancia a la superficie es mucho más grande que las distancias de enlace usuales.

En los sistemas de flotación, la adsorción química es de principal interés ya que la selectividad puede ser obtenida si existe una reacción específica de adsorción colector - mineral, la cual convierte a un mineral simple o grupo de minerales en ávidos de aire.

El curso del proceso de flotación y los resultados que son obtenidos de él dependen de una gran cantidad de factores. Se calcula que el número de variables básicas existentes es muy grande, alrededor de cien; pueden ser divididas en tres grupos principales de acuerdo a : 1) las propiedades del mineral y de la mena; 2) los aspectos generales del tratamiento con reactivos; y 3) las consecuencias de las ca

racterísticas de la máquina de flotación.

Dentro de las variables que pueden afectar los resultados de una planta de flotación, las más importantes son :

Por lo que respecta al material a procesarse : la naturaleza del mineral valioso; los minerales valiosos secunda - rios (incluyendo metales nobles); la ganga asociada; los congtituyentes solubles de la mena; el grado de oxidación de la mena; la oxidación durante el minado; la cantidad de agua disponible. El metalurgista puede controlar, al menos parcialmente, las impurezas solubles en el agua disponible, especialmente a las sales de metales pesados; la presencia de gases disueltos, por ejemplo, H_2S ó SO_2 en el agua de la mina si ésta debe usar se; el grado de alcalinidad o acidez del agua.

Por lo que respecta a la molienda y clasificación : la finura de las partículas y la cercanía de asociación; el - grado de dureza del mineral y la ganga; el tiempo relativo pa - ra los diferentes minerales en el circuito de molienda. El me - talurgista puede controlar, al menos parcialmente, el tipo de máquina usado; el tipo de medio de molienda usado - bolas, ro - dillos, etc. ; la oxidación durante la molienda; los reactivos químicos añadidos durante la molienda; la densidad de la pulpa durante la molienda; la rapidez de circulación y el tiempo.

Por lo que respecta al acondicionamiento, todas son controlables por el metalurgista, la densidad de la pulpa; los reactivos químicos añadidos; el orden y la forma de añadir los reactivos; la temperatura; el tiempo medio permitido; y la intensidad de la agitación.

Por lo que respecta a la operación de flotación en sí, la densidad de la partícula y dentro de las controlables por el metalurgista, el tamaño de partícula; la densidad de la pulpa; la temperatura; el valor del PH; la carga circulante; el tiempo en la máquina; la geometría de la máquina; la intensidad de la potencia; la velocidad del impelante; el grado y tipo de aereación; la altura de la espuma; y los reactivos químicos específicos añadidos.

Los reactivos de flotación aseguran que el proceso de flotación sea altamente selectivo y eficiente produciendo las condiciones óptimas para mejorar este método de concentración. La flotación es prácticamente imposible sin los reactivos de flotación, los cuales varían ampliamente en su composición; incluyen compuestos orgánicos e inorgánicos, ácidos y álcalis, sales de diversas composiciones, sustancias solubles en agua y materiales que son prácticamente insolubles. Los reactivos, de acuerdo al propósito para el que sirven son clasificados como: Colectores, espumantes y reguladores.

FLOTACION DE MINERALES NO METALICOS.

Dentro de los minerales no metálicos que pueden ser concentrados mediante el proceso de flotación están incluidos principalmente : los óxidos de metales, los silicatos, los sulfatos, los carbonatos y los haluros. La flotación selectiva en sistemas no metálicos frecuentemente es difícil debido al hecho de que una sola clase de compuestos, los ácidos carboxílicos, pueden flotar a casi todos los minerales no metálicos - cuando existen las condiciones adecuadas, notándose una diferencia sustancial en la potencia espumante entre varios ácidos carboxílicos y la profunda influencia que esta espumancia ejerce sobre la selectividad.

Los minerales tales como : magnesita, barita, apatita, calcita y fluorita pertenecen al grupo de minerales del tipo de sales y son concentrados por flotación con ácidos grasos de cadena larga o sus compuestos correspondientes; los cuales son adsorbidos químicamente sobre las superficies minerales. En la flotación de estos minerales, el acondicionamiento es importante ya que se requiere cierto tiempo para que la interacción química mineral - colector ocurra.

El mineral no metálico de mayor importancia económica es la fluorita o espato fluor, la cual se presenta con la calcita, el cuarzo y frecuentemente barita. La separación de -

la fluorita de estos otros minerales tipo sales, que tambien adsorben quimicamente los colectores carboxilicos, es difícil; siendo el problema principal flotar selectivamente el espato fluor separandolo de la calcita.

La fluorita es el material generador en la manufactura de ácido fluorhídrico; también se usa para hacer criolita artificial, como fundente indispensable en la reducción electrolítica del aluminio. La fluorita es un ingrediente importante en la cerámica y manufactura del vidrio y es un fundente necesario en la fabricación de acero.

Existen tres grados comerciales de espato fluor : ácido, cerámico y metalúrgico. La flotación es ampliamente usada para producir espato fluor grado ácido, el cual debe contener el 97 por ciento de Ca F_2 mínimo, 1.1 por ciento de Si O_2 máximo, y 1.25 por ciento de Ca CO_3 máximo.

La selectividad de la flotación depende del encuentro de las condiciones donde el colector se adsorbe químicamente sobre el sólido deseado más que sobre los otros sólidos.

En la flotación de fluorita existen resultados de pruebas en las que se trató de favorecer la adsorción química del colector, para lo cual en un proceso se hirvió la pulpa y

en el otro se molió fluorita seca en presencia de ácido oléico; ambos procedimientos dieron resultados similares con altos valores en la recuperación. Se propone que la adsorción química del ácido oleico durante el proceso seco resulta de la siguiente reacción de superficie :



Esta reacción sería beneficiada provocando que ocurriese bajo condiciones donde la superficie estuviera recientemente formada, que es su condición más reactiva.

La adsorción química en medio acuoso es más compleja y debe resultar del desplazamiento del OH^- químicamente adsorbido; o debe resultar del desplazamiento del F^- en la superficie



Este desplazamiento mediante fuerzas químicas, las cuales requieren una cierta energía de activación, es beneficiado mediante un aumento en la temperatura.

La influencia de la temperatura de acondicionamiento para la flotación es presentada en la figura; habiendo sido ob

-tenida ésta, de la flotación de un sistema mineral fluorita - calcita - barita. En la figura se nota que abajo de 40° C la recuperación de fluorita decae casi completamente, pero la elevación de las temperaturas de acondicionamiento ocasiona que la recuperación aumente al 90 por ciento a una temperatura aproximada de 70° C. Esta figura ilustra marcadamente el efecto de la adsorción química durante la flotación.

La separación entre los minerales tipo sales de calcio es difícil debido a que debe controlarse la adsorción química de los ácidos grasos. Las taninas, particularmente el quebracho, han sido usadas para deprimir la calcita durante la flotación de fluorita con ácido oléico.

La depresión de la calcita a valores altos de PH durante la flotación con ácido oléico debe resultar de un fenómeno complejo. Se encontró que el contacto calcita - burbuja cesa con ácido oléico como colector a alrededor del PH 12.2. Puesto que el producto de solubilidad de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ es 1.3×10^{-6} , solamente a valores altos de PH debe uno esperar la depresión de la flotación de calcita a través de desplazamiento químico de los iones oleato por los iones hidroxilos. Sin embargo los OH^- son importantes desde otro punto de vista, en que ellos controlan la relación de CO_3^{--} a HCO_3^- en solución mediante la siguiente relación

$$\frac{(\text{CO}_3^{2-})(\text{H}^+)}{(\text{HCO}_3^-)} = 4.8 \times 10^{-11}$$

Aumentando el PH, cambia por lo tanto la concentración de los iones determinantes de potencial en la solución mediante esta relación y por el efecto de ellos sobre la solubilidad de la Calcita. A concentraciones altas del ion negativo determinante de potencial, el colector cargado negativamente debe ser repelido de la superficie.

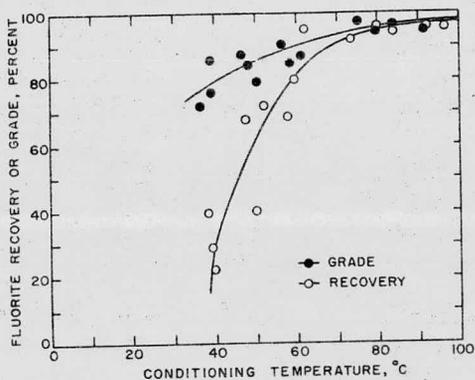


Figura.- Efecto de la temperatura del acondicionamiento en seco de la fluorita, sobre el grado y la recuperación durante la Flotación.

CAPITULO II

DESCRIPCION DEL PROCESO.

DESCRIPCION DEL PROCESO.

El proceso para el beneficio de Ca F_2 surge al tratar de aprovechar los valores no metálicos existentes en los desechos o gangas, acumulados como jales, de las plantas de concentración de minerales sulfurados.

El proceso para el beneficio de fluorita a partir de jales provenientes de las colas de flotación de sulfuros, como la mayoría de los procesos presenta cierto grado de versatilidad, consistiendo en sí de tres fases: La preparación de la carga a procesar, el procesamiento de la carga propiamente dicho y la preparación del producto final.

La esencia del proceso es la concentración por flotación de Ca F_2 hasta un grado ácido, no más de un 2.5 % de -- impurezas, partiendo de un material cuya ley varía entre los valores de 20 a 25 % de fluorita.

CARACTERISTICAS FISICAS Y QUIMICAS DE LA MATERIA PRIMA.

El origen de la materia prima es la acumulación de colas de los procesos de flotación de minerales sulfuros de plomo, zinc y cobre que con el paso del tiempo han formado depósitos de magnitudes considerables. Las características físicas y químicas

de estos jales es variada, ya que dependen directamente de las características de las colas de flotación que allí se acumulaban; las cuales, no eran constantes y además, en las épocas en que fueron depositadas no se respetaba ningún patrón fijo de distribución.

Como consecuencia de la naturaleza de estos depósitos minerales, puede decirse que su composición química presenta altos contenidos en minerales no metálicos, formada principalmente por sílice (Si O_2), Fluoruro de calcio o fluorita (Ca F_2), Carbonato de calcio o calcita (Ca CO_3) y minerales oxidados ($\text{R}_2 \text{O}_3$). Per lo que respecta a tamaño de partículas, éstas se manifiestan dentro de tres grupos : arenas (arriba de la malla 100), medios (arriba de la malla 325 y abajo de la malla 100) y lamas (abajo de la malla 325).

La realización de estudios previos han hecho posible la clasificación de estos depositos en niveles de características determinadas; cada uno de los cuales, se supone que tiene una composición química y una distribución de tamaño de partículas conocida y más o menos constantes. De cada uno de estos niveles el mineral es extraído utilizando un sistema denominado de minado hidráulico, que consiste en la utilización de monitores de agua a alta presión. Siendo la técnica de trabajo el de controlar la dirección de los chorros de agua hacia los sitios en que se encuentre el material con las características requeridas.

TRANSPORTE DE MATERIA PRIMA.

La transportación del mineral desde el depósito hacia la planta se realiza en forma de una pulpa formada por agua - mineral; en la cual el agua funciona como vehículo de transportación y es la misma que fue utilizada para el derrumbe del mineral en forma de chorros a presión. Esta pulpa es transportada por gravedad y mediante acequias a una estación de bombeo, la cual - la envía hacia la sección de recepción de la planta, a una dilución de pulpa aproximada de 50 % de sólidos.

RECEPCION DE MATERIA PRIMA Y PREPARACION DE LA CARGA A PROCESAR.

La recepción de la pulpa proveniente del minado hidráulico se realiza en un tanque espesador cilíndrico denominado FS-100, de 36.5 metros de diámetro por 3.6 metros de altura con capacidad de 1.015×10^6 galones; siendo las principales funciones de este tanque el lavado, almacenamiento y espesamiento de la pulpa mineral.

Aprovechando el principio de la sedimentación de las partículas, son extraídos de la pulpa mineral todo tipo de materiales que pudieran interferir en el proceso. Extrayéndose éstos por el derrame que se envía hacia el tanque de colas finales. Al mismo tiempo, la pulpa descargándose por el fondo cónico presen-

ta una dilución (porcentaje de sólidos) mayor que la de la pulpa original alimentandose al tanque.

La existencia de este tanque en la planta evita que el funcionamiento del minado hidraulico sea continuo; ya que debido a su capacidad, es posible realizar una acumulación de carga en él, respetando sus características de diseño. Esto nos traerá como consecuencia la existencia de carga suficiente para asegurar el funcionamiento de la planta sin recibir carga del minado.

Por conveniencia del proceso y respetando las características de diseño del tanque, la dilución de la pulpa saliendo del tanque debe mantenerse entre los valores de 60 a 70 % de sólidos. La granulometría se determina frecuentemente para regular adecuadamente el porcentaje de arenas a un valor determinado de acuerdo a la capacidad y eficiencia del sistema de molienda primaria de la planta.

La pulpa saliendo del tanque, se bombea hacia un sistema de atricionamiento, en los cuales se crea la turbulencia necesaria para provocar la liberación de las partículas individuales por medio de la destrucción de grumos o agrupamientos de partículas existentes. Teóricamente la pulpa al abandonar esta sección presenta a todas las partículas minerales libres unas de otras.

En este punto, se procede a la selección del tonelaje en base a los requerimientos de la planta, y no excediendo nunca de 2250.0 toneladas de sólido por día en la pulpa, que está considerada como la capacidad máxima de la planta. El tonelaje normal de trabajo es de 2000.0 tons. de sólido/día; además se controla la granulometría de la pulpa a procesar, mediante determinaciones en húmedo. En la práctica se trata de mantener una pulpa con un rango de valores entre :

Porcentaje de sólidos = 60 a 65

% partículas + 200 = 45 a 55

% partículas + 65 = 15 ó menos

CLASIFICACION Y MOLIENDA.

Para que la separación de minerales por flotación sea efectiva, los diferentes minerales deben estar suficientemente expuestos o de lo contrario las congregaciones de los diferentes minerales deben primero ser rotas.

El material a ser sometido a concentración es molido antes de la flotación por dos razones básicas :

a).- Para romper las aglomeraciones de minerales diferentes y,

b).- Para llevar el tamaño de partícula dentro de los límites de flotación.

La operación de molienda consiste en la reducción del tamaño de partículas mediante la aplicación de presión o por abrasión sobre dichas partículas. Los molinos empleados para la realización de esta operación están constituidos por un medio que es el que en sí realiza la operación de rompimiento de partículas al someterlas a compresión y a esfuerzos cortantes.

En este proceso se llevan a cabo dos etapas de molienda que podemos denominarlas como primaria y secundaria.

La molienda primaria se efectúa antes de entrar al proceso de flotación en sí; y se hace con el fin de lograr una mejor exposición de las superficies minerales para que los reactivos puedan actuar eficazmente sobre ellas y a la vez, para que el tamaño de partícula sea tal que ellas puedan ser flotadas en las condiciones existentes en la planta.

Para obtener un producto molido lo más homogéneo posible, esta etapa de reducción de tamaño de partículas, consiste de una operación cíclica de clasificación y molienda; de tal forma que, de este ciclo únicamente salen las partículas que ya tienen el tamaño adecuado para someterse al proceso.

El equipo en que se realiza este ciclo está constituido por dos molinos de bolas, uno de 7 ft de diámetro por 5 ft de longitud y el otro de 5 ft por 10 ft; dos clasificadores de par-

tículas con capacidad grande y por dos equipos de cicloneo formados por clasificadores de capacidad menor. Todo este equipo, alineado configurando un circuito cerrado de molienda-clasificación; de tal forma, que la corriente saliente de él está constituida por partículas finas y es enviada directamente a la sección de acondicionamiento de pulpa.

Los molinos empleados son del tipo denominado de bolas; el interior del cuerpo cilíndrico está empacado con cierta cantidad de bolas que pueden ser de acero o fierro vaciado, las cuales constituyen el medio de molienda.

Para la obtención de los mejores resultados, las etapas de molienda y clasificación deben ser correctamente seleccionadas y confirmadas mediante experimentos.

ACONDICIONAMIENTO CON REACTIVOS.

En esta sección de la planta la pulpa, ya con las características de tonelaje y distribución granulométrica apropiados para la capacidad de la planta y para las condiciones de flotación, se pone en contacto con los reactivos necesarios para que el proceso se realice en el sentido deseado.

Los reactivos utilizados en el proceso son : el ácido oléico, $C_{17}H_{33}COOH$, del tipo flotapol que actúa como reac

tivo colector de partículas en la flotación; y almidón cáustico que actúa como depresor de las partículas indeseables en el concentrado.

Para efectuar este acondicionamiento de la pulpa se cuentan con seis tanques cilíndricos alineados en serie, todos de la misma capacidad; siendo sus funciones la de poner en contacto a cada uno de los reactivos con las partículas, para lo cual cuentan con sistemas de alimentación y de agitación diseñados apropiadamente para que el contacto mencionado reactivo-mineral se realice lo mejor posible.

El primer reactivo que se pone en contacto con la pulpa es el depresor, almidón cáustico; la cantidad adecuada anda por el orden de los 200 lts./min., y se añaden antes del primer tanque. Los tres primeros tanques estan destinados a proporcionar las condiciones de contacto mineral - depresor. A la salida del tercer tanque se le alimenta a la pulpa el reactivo colector; destinandose los tres últimos tanques acondicionadores a proporcionar el tiempo de contacto y las condiciones de agitación para que el colector actúe sobre las superficies de las partículas; de tal forma, que a la salida del sexto tanque ya las partículas tienen, además de las características físicas, - las características químicas para poder someterse al proceso de flotación. En este punto se controla también la dilución de la pulpa que se alimentará a flotación; ya que para efectos de me-

jores resultados en la flotación, es necesario que el valor de la dilución de la pulpa primaria esté entre un 20 - 30 por ciento de sólidos. En este proceso el valor utilizado se trata de mantener entre 22 y 23 por ciento de sólidos.

La carga, ya acondicionada con los reactivos, es enviada a la sección de flotación propiamente dicha, de la planta.

SECCION DE FLOTACION.

El proceso de flotación para la concentración de Ca F_2 hasta grado ácido, en el caso que nos concierne, consiste de ocho etapas de flotación; siendo éstas, la flotación primaria, rougher o exhaustiva y siete etapas de flotación consecutivas para la purificación gradual del producto. La configuración del diagrama de flujo del proceso, hace a cada una de estas etapas de gran importancia, ya que los resultados obtenidos en cada una de ellas se reflejarán directamente en los resultados globales del proceso. La diferencia entre todas y cada una de las etapas de flotación es la función que desempeñan, siendo el objetivo de algunas la recuperación cuantitativa (F. primaria y tercera limpia) y el de las otras, su función es puramente cualitativa para purificar concentrados. Dentro de las siete etapas de flotación de limpieza es de gran importancia la tercera limpia, cuya característica principal es que se realiza a una temperatura más alta con respecto a las demás; característica que da como

resultado una mejor eficiencia en el proceso de flotación.

Cabe aquí mencionar, que la trayectoria del proceso de flotación y los resultados que son obtenidos de él, dependen de un gran número de factores; los cuales incluyen : las propiedades del mineral, sus características granulométricas, la densidad y temperatura de la pulpa, la composición del agua, las alimentaciones de los reactivos, el diseño de las máquinas de flotación, etc.

FLOTACION PRIMARIA O ROUGHER.

Para la realización de esta etapa del proceso se cuentan en la planta con cinco máquinas de flotación; siendo cada una de ellas un banco de 10 celdas. La alimentación de la pulpa a dichas máquinas se efectúa por uno de los extremos del banco de celdas, pasando la pulpa a través de cada celda; estando provista cada celda de un diseño que nos proporciona la agitación y la inyección de aire al seno de la pulpa, con el fin de obtener los mejores resultados de flotación y evitar la posible acumulación de sólidos en el fondo de la celda;

Como resultado del acondicionamiento de la pulpa, la agitación y la inyección de aire en cada celda, el fenómeno de flotación surge espontáneamente; la espuma que se acumula en la superficie de la pulpa es desalojada de las celdas mediante

paleteo y se recolectan en depósitos frontales de cada una de las máquinas. Las partículas de la ganga o pulpa que permanecen en el seno de la solución en los bancos de celdas son desalojadas por el extremo contrario al de la alimentación en forma de colas de flotación primaria que salen directamente fuera del proceso hacia el tanque de colas finales.

Los concentrados obtenidos por las máquinas de flotación primaria son tratados con una cantidad de reactivo depresor (20 lts./min. aproximadamente) en las canoas de las mismas, con el fin de deprimir las partículas indeseables que hubieran podido ser flotadas; además, se les agrega agua con el fin de romper las burbujas de la espuma de concentrado y ser necesaria para su transportación. Aquí se le da agitación a la pulpa para homogeneizarla. Para poder alimentar esta pulpa a la etapa de primera limpia es necesario que su disolución tenga un valor de 11 a 12 % de sólidos, por lo que el agua añadida al concentrado rougher debe ser la requerida para la obtención de ese valor; siendo entonces bombeada hacia la etapa de primera limpia.

FLOTACION DE PRIMERA LIMPIA.

Se realiza en dos máquinas de flotación de 10 celdas cada una, siendo el mecanismo de éstas el mismo que en la etapa anterior. La función de esta etapa es la purificación del-

concentrado obtenido en la flotación primaria.

La pulpa de concentrado de flotación primaria a una dilución de 11 a 12 por ciento de sólidos es alimentada a las máquinas para someterse a flotación. De esta etapa se obtienen dos corrientes de pulpa; una de concentrado de primera limpia que se le da un nuevo tratamiento con almidón (20 lts./min. aproximadamente) y se controla su dilución a un valor de 12 a 13 por ciento de sólidos para enviarse a la flotación de Segunda limpia; y la otra corriente de colas que son sacadas del proceso, enviándose hacia el tanque de colas finales.

FLOTACION DE SEGUNDA LIMPIA.

Se alimenta la pulpa a una dilución de 12 a 13 por ciento de sólidos y se realiza en dos máquinas de flotación de 10 celdas cada una. En esta etapa finaliza la primera sección de flotación de la planta y con el fin de llevar un control de la eficiencia en el funcionamiento de la planta, antes de depositar los concentrados de esta etapa en la pileta recolectora correspondiente, es posible la medición práctica del tonelaje manejado en este punto. Las colas de esta etapa de flotación son enviadas fuera del proceso.

Los concentrados de esta segunda limpia son sometidos a la operación de molienda secundaria.

MOLIENDA SECUNDARIA.

Antes de que la pulpa se someta a la operación de molienda, es alimentada a un sistema de clasificación con el fin de que las partículas gruesas sean las que exclusivamente pasen por el cuerpo del molino. La finalidad de esta operación es llevar el tamaño de partícula a un valor de no menos del 99 por ciento abajo de la malla 325.

El molino empleado es del mismo tipo que los anteriores, con 9 pies de diametro por 14 pies de longitud. El producto molido es alimentado a los clasificadores mencionados arriba para completar así, un circuito cerrado de molienda - clasificación.

El producto final de este ciclo de molienda - clasificación secundaria, ya con la granulometría adecuada para la flotación de tercera limpia, son enviadas al tanque espesador FS - 295. El funcionamiento de este tanque es continuo siendosus objetivos, el llevar la dilución de pulpa a un valor entre 40 - 45 por ciento de sólidos, controlar el tonelaje alimentandose a la segunda sección de flotación y a la vez proporcionar un depósito provisional de carga para la misma sección.

El tonelaje alimentado a la segunda sección varía entre 450 y 500 toneladas de sólido por día.

La pulpa saliendo del tanque espesador se homogeniza en un par de atricionadores e inmediatamente despues se le adiciona una segunda dosis de reactivo colector para alimentarse a la sección de acondicionamiento en caliente. La cantidad de ácido oléico adicionada varía entre 70 y 120 centímetros cúbicos por minuto dependiendo de la apariencia de la espuma obteniéndose en las celdas de flotación de tercera limpia.

ACONDICIONAMIENTO EN CALIENTE.

La característica típica de la etapa de flotación de tercera limpia es su realización a una temperatura mayor que la de todas las fases anteriores y de todo el proceso, por lo que la pulpa a alimentarse es sometida previamente a tratamiento con calor con el fin de elevar la temperatura de la pulpa a 90 - 110° C; siendo la finalidad de este aumento de temperatura, el aumentar la velocidad de los procesos fisicoquímicos - que se efectuan en la superficie de las partículas; es importante mencionar que existe una relación entre la cantidad adsorbida y la temperatura a la cual se efectua la adsorción.

El aumento de temperatura de la pulpa se obtiene mediante la transferencia de calor del vapor, producido en la - estación de calderas, hacia la pulpa.

La transferencia de calor se realiza en tres reci -

pientes acondicionadores cerrados y conectados en serie por de rrames; el diseño interior de los cuales consiste de un serpen tín de doce vueltas a todo el diámetro, dentro del cual circu- la el vapor producido por las calderas, el cual cede su calor latente a la pulpa; además, cada uno de estos acondicionadores cuenta con cuatro cebolletas con el fin de inyectar vapor al - seno de la pulpa; esto es con el fin de obtener una mejor trans ferencia de calor ya que de esta forma no es muy importante el factor de incrustación de sólidos, como lo es en el caso de - los serpentines en que la transferencia se ve obstruída por el sólido incrustado en la parte externa del serpentín que está - en contacto con la pulpa.

También estos acondicionadores constan de un sistema de agitación y de alimentación adecuados para que la distribu- ción de la pulpa dentro de ellos sea homogénea, consiguiéndose también con ésto, una transferencia de calor homogénea dentro de los límites prácticos.

La dilución de la pulpa alimentándose a la flotación de tercera limpia debe tener un valor de 18 a 19 por ciento de sólidos.

FLOTACION DE TERCERA LIMPIA.

Esta etapa de flotación la realizan tres máquinas de

flotación de ocho celdas cada una, estando la pulpa a una temperatura aproximada a los 100° C; consiguiéndose con ésto, una mayor selectividad del proceso de flotación.

Por lo que respecta a la temperatura de la pulpa, podemos decir que la velocidad de todos los procesos que tienen lugar en una interfase, aumenta conforme la temperatura de la pulpa se aumenta; en la mayoría de los casos, un aumento en la temperatura de la pulpa intensifica la flotación.

Una elevación en la temperatura de la pulpa tiene un efecto benéfico sobre la flotación, cuando son usados ácidos grasos como reactivos colectores del proceso.

La corriente de concentrado obteniéndose aquí será sometida a purificación en las siguientes etapas y la corriente de colas se saca del proceso.

El análisis visual de la espuma obteniéndose en las celdas, nos determina la dosificación de ácido oléico requerida en el acondicionamiento en caliente de la pulpa.

ETAPAS FINALES DE FLOTACION PARA REPURIFICACION DE CONCENTRADO.

Con este fin estan destinadas en la planta, cuatro

etapas de flotación, de cuarta a séptima limpias, efectuandose la purificación del concentrado mediante limpias sucesivas con agua, ocasionandonos éstas que la pureza de los concentrados - vaya aumentando gradualmente conforme las limpias se van efectuando. Para todas etapas de purificación se utiliza el proceso de flotación y el mecanismo con que esta flotación se efectúa en ellas es el mismo que el presentado en las etapas de - flotación previas; variando unicamente las condiciones en las celdas de las dos últimas limpias, por lo que se refiere a inyección de aire; ya que en la penúltima limpia la cantidad de aire inyectado al seno de la pulpa es mínima, siendo nula esta cantidad en la última limpia, presentandose entonces la flotación como consecuencia de la turbulencia de la pulpa en la celda, creada por los dispositivos de agitación. De esta forma, - no se fuerza el proceso de flotación y el porcentaje de calquita y otras impurezas, aun existentes en la pulpa, en la espuma de concentrado es mínimo comparado con el que hubieramos podido obtener al utilizar aire.

Las colas de estas etapas son sacadas del proceso hacia el tanque de colas finales.

La pulpa obtenida como concentrado de séptima limpia, después de las etapas de purificación mencionadas, contiene un sólido con una pureza arriba de 97.5 por ciento de Ca F_2 que -

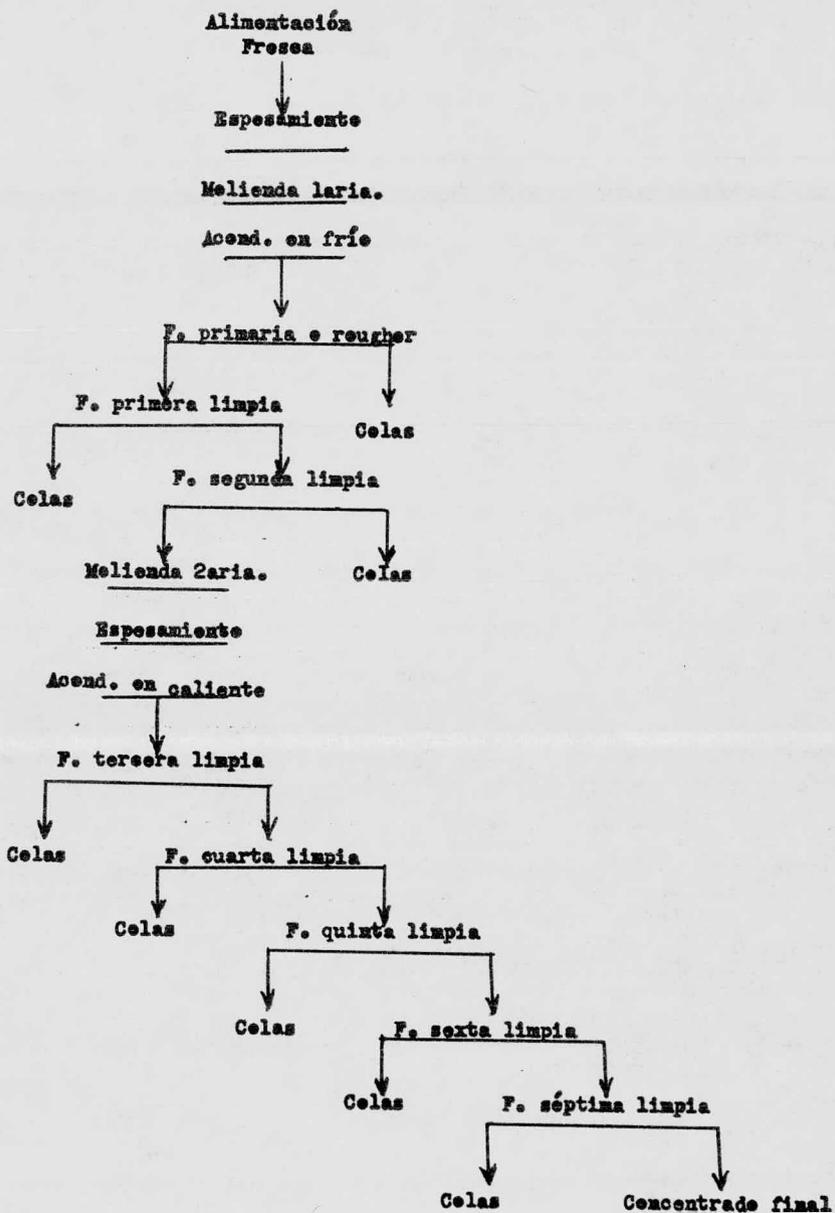
ya es el valor requerido para ser presentado como nuestro producto final, Fluorita grado ácido, y se procede a su preparación para el mercado sometiendo a operaciones de espesamiento, filtrado y secado.

TRATAMIENTO DE COLAS FINALES DE FLOTACION.

Del proceso salen dos corrientes de colas; una contiene las colas de las flotaciones primaria, cuarta y quinta limpias, y la otra corriente contiene el resto de las colas.

La pulpa de colas finales es enviada hacia el jalero mediante bombeo, y con el fin de evitar problemas de arenamiento de líneas en la transportación es necesario proporcionar la relación de gruesos a finos en la pulpa manejada. Para lograr esto, se alimenta a un clasificador la corriente conteniendo las colas de flotación primaria, cuya granulometría presenta las partículas más grandes. El derrame de este clasificador, así como la otra corriente de colas se alimentan al tanque espesador de colas finales FS - 635; mientras que la descarga de gruesos del clasificador se le adiciona la cantidad de finos necesaria, obteniéndose éstos de la descarga del espesador. La pulpa ya con la relación de gruesos a finos adecuada es bombeada hacia el jalero.

E El derrame del tanque espesador se envía a la pila de agua recuperada para reutilizarse en el proceso.



ESQUEMA DE FLOTACION
UNIDAD FLUORITA.

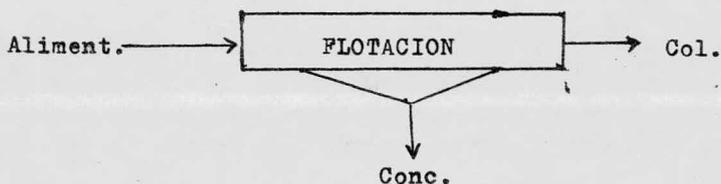
CAPITULO III

PRUEBAS QUIMICAS.

FORMULACION DE LAS ECUACIONES GENERALES DE BALANCE.-

El proceso está constituido, en sí, por ocho etapas de flotación en serie (F. rougher y siete limpias); todas estas etapas son operaciones de flotación de diagrama simple, ya que unicamente se ven involucradas tres corrientes debido a que dentro del flujo del proceso no existen recirculaciones de corrientes entre dos diferentes etapas.

Cada una de las etapas de flotación puede ser representada por un diagrama sencillo del tipo :



Donde :

Aliment. = Alimentación a la etapa respectiva.

Col. = Cola de la misma etapa.

Conc. = Concentrado de la etapa.

En cada etapa contamos con datos del valor de la alimentación, así como, de la composición química de las tres corrientes; el criterio utilizado para la realización del balance está basado en el aprovechamiento de los datos con que contamos, respetando los principios de conservación de

la masa, siendo posible resumirlo de la siguiente forma :

a).- Balance de sólido.

$$\begin{aligned} \text{Sólido alimentación} &= \text{sólido cola} + \text{sólido concentrado} \\ \text{S. aliment.} &= \text{S. col} + \text{S. conc.} \quad \dots\dots (1) \end{aligned}$$

b).- Balance de cada componente.

Con los datos de ensaye para la composición química efectuamos el balance para cada uno de los componentes

$$(\% \text{ comp } x)_{\text{alim}} \text{S. alim} = (\% \text{ comp } x)_{\text{col}} \text{S. col} + (\% \text{ comp } x)_{\text{con}} \text{S. con}$$

Esta vendría siendo nuestra ecuación (2), en la cual,
 (% comp x) = Composición química de un componente determinado,
 en la corriente respectiva.

Mediante la solución del sistema de ecuaciones anterior (1 y 2), es posible la obtención de los valores correspondientes a las cantidades de sólido en las colas y sólido en el concentrado :

$$\text{S. conc} = \frac{(\% \text{ comp } x)_{\text{alim}} - (\% \text{ comp } x)_{\text{col}}}{\{ (\% \text{ comp } x)_{\text{conc}} - (\% \text{ comp } x)_{\text{col}} \}} \text{S. alim}$$

De la ecuación (1) obtenemos :

$$\text{S. col} = \text{S. alim} - \text{S. conc} \quad \dots\dots(1')$$

Por lo que,

$$S. \text{ col} = \left(1 - \frac{(\% \text{ comp } x)_{\text{alim}} - (\% \text{ comp } x)_{\text{col}}}{(\% \text{ comp } x)_{\text{conc}} - (\% \text{ comp } x)_{\text{col}}} \right) S. \text{ alim}$$

c).- Balance de agua en cada una de las corrientes de pulpa.

$$H_2O \text{ alimentación} = H_2O \text{ cola} + H_2O \text{ concentrado}$$

$$H_2O \text{ alim.} = H_2O \text{ col} + H_2O \text{ conc}$$

La aplicación de las ecuaciones anteriores a cada una de las etapas de flotación en el proceso, nos da como resultado la obtención del balance total de la sección de flotación en la planta

II. CALCULOS MATEMATICOS.

El proceso de flotación en la planta, está dividido en dos secciones; realizandose entre una y otra la operación de molienda denominada secundaria.

PRIMERA SECCION DE FLOTACION DE LA PLANTA.

Esta sección la constituyen tres etapas : Flotación - Rougher, Flotación de primera limpia y flotación de segunda limpia. La alimentación fresca al proceso es de 8000.0 tons. de pulpa / día; conteniendo ésta, aproximadamente 2000.0 tons. de sólido / día.

SEGUNDA SECCION DE FLOTACION DE LA PLANTA!

Incluye ésta, de la tercera a la séptima etapas; obteniendose en esta última, una pulpa de concentrado ya con la composición química de nuestro producto final. La característica fundamental de esta sección es la realización en caliente de la tercera etapa de flotación.

BALANCE DE SOLIDOS.-

Base de cálculo : 1 día de operación normal.

Pulpa fresca alimentada a proceso : 8000.0 tons./día

Sólidos en pulpa alimentada : 2000.0 tons./día

FLOTACION ROUGHER.-

Sólidos en alimentación : 2000.0 tons./día

Composición química del sólido :

Componente	% alimentación	% cola	% concentrado
Ca F ₂	23.57	4.63	59.90
Ca CO ₃	6.42	7.15	4.82
Si O ₂	64.00	81.04	28.80
R ₂ O ₃	5.36	5.34	5.40

Aplicando, para cada componente, las ecuaciones formuladas previamente; obtenemos para la cantidad de sólido en el concentrado :

Balance de Ca F₂

$$S. \text{ concentrado} = \frac{23.57 - 4.63}{59.90 - 4.63} (2000.0) = 685.362 \text{ tons./día}$$

Balance de Ca CO₃

$$S. \text{ concentrado} = \frac{6.42 - 7.15}{4.82 - 7.15} (2000.0) = 626.609 \text{ tons./día}$$

Balance de Si O₂

$$S. \text{ concentrado} = \frac{64.00 - 81.04}{28.80 - 81.04} (2000.0) = 652.373 \text{ tons./día}$$

Balance de R₂ O₃

$$S. \text{ concentrado} = \frac{5.36 - 5.34}{5.40 - 5.34} (2000.0) = 633.333 \text{ tons./día}$$

(Sólido en concentrado Rougher) promedio = 649.419 tons./día

En estos cálculos se determinaron para cada uno de los valores obtenidos, el promedio de los grupos de datos disponibles; para eliminar al máximo, posibles errores en la realización de la toma de muestras, preparación y ensayos correspondientes. Obteniendo con ésto, resultados más fidedignos.

Con el valor de sólidos en concentrado obtenido,

S. Cola = S. alimentación - S. conc = 2000.0 - 649.419

(Sólido en cola Rougher) promedio = 1350.581 tons./día

BALANCE DE AGUA.-

La técnica de cálculo usada está basada en las cantidades de sólidos manejadas, obtenidas en los balances de sólidos - realizados para cada etapa y en los valores de las diluciones de pulpa en cada corriente, obtenidos practicamente durante los muestreos. Entonces, para cada etapa de flotación contamos con los valores para las cantidades de sólidos en las tres corrientes y los valores de los porcentos de sólidos (en peso) de dos de las corrientes (alimentación y cola).

FLOTACION ROUGHER.-

Sólido en alimentación = 2000.0 tons./día

Dilución de pulpa = 25 % de sólidos

Con estos dos valores obtenemos :

Pulpa alimentándose a flotación = 8000.0 tons./día

Y por lo tanto,

Agua en la pulpa alimentada = $8000.0 - 2000.0 = 6000.0$ tons./día

Similarmente,

Sólido en cola de flotación = 1350.581 tons./día

Dilución de la pulpa = 24 % de sólidos

Obteniéndose con estos datos :

Pulpa como cola de flotación = 5627.420 tons./día

Agua en la pulpa de cola de Rougher = 4276.839 tons./día

Con estos datos y aplicando la ecuación, deducida previamente, para el balance de agua obtenemos :

Agua en conc. Rougher = Agua en aliment. Rougher - agua en cola

Agua en conc. Rougher = $6000.0 - 4276.839 = 1723.161$ tons./día

Al concentrado de la flotación Rougher, al igual que al de todas las etapas, para alimentarlo a la siguiente etapa, es necesario llevarlo a la dilución de pulpa adecuada para una mejor efectividad del proceso de flotación; llevándose en este caso a un valor de 12 % de sólidos; por lo que el agua agregada al concentrado de flotación Rougher para su alimentación a la flotación de primera limpia es de 3039.245 tons./día.

Aplicando este criterio a cada una de las etapas de flotación obtenemos la siguiente tabla de resultados :

PRIMERA SECCION DE FLOTACION DE LA PLANTA.

FLOTACION ROUGHER :

	% Ca F ₂	% Ca CO ₃	% Si O ₂	% R ₂ O ₃	Dilución % Sólidos	Tons./día presentes Pulpa manejada	Sólidos	Agua
Alimentación	23.57	6.42	64.00	5.36	25	8000.000	2000.000	6000.000
Cola	4.63	7.15	81.04	5.34	24	5627.420	1350.581	4276.839
Concentrado	59.90	4.82	28.80	5.40	-	2372.580	649.419	1723.161

Tons./día Agua agregada al concentrado de flotación rougher para su alimentación a 1^a Limpia 3039.245

FLOTACION DE PRIMERA LIMPIA :

	% Ca F ₂	% Ca CO ₃	% Si O ₂	% R ₂ O ₃	% sólidos	Pulpa	Sólidos	Agua
Alimentación	59.90	4.82	28.80	5.40	12	5411.825	649.419	4762.406
Cola	18.80	8.04	62.80	8.54	5	3460.720	173.036	3287.684
Concentrado	72.54	3.42	17.80	4.16	-	1951.105	476.383	1474.722

Agua agregada a conc. de flotación 1^a limpia para su alimentación a 2^a limpia 1451.630 Tons./día

FLOTACION DE SEGUNDA LIMPIA :

	% Ca F ₂	% Ca CO ₃	% Si O ₂	% R ₂ O ₃	% Sólidos	Pulpa	Sólidos	Agua
Alimentación	72.54	3.42	17.80	4.16	14	3402.735	476.383	2926.352
Cola	18.38	8.02	61.08	10.22	2	1708.050	34.161	1673.889
Concentrado	75.63	3.04	16.00	3.36	-	1694.685	442.222	1252.463

Agua agregada al conc. de flotación 2ª limpia para su envío a mollienda secundaria 74.203 Tons./día

SEGUNDA SECCION DE FLOTACION DE LA PLANTA.

FLOTACION DE TERCERA LIMPIA :

	% Ca F ₂	% Ca CO ₃	% Si O ₂	% R ₂ O ₃	% Sólidos	Pulpa	Sólidos	Agua
Alimentación	75.63	3.04	16.00	3.36	18	2456.788	442.222	2014.566
Cola	24.97	4.20	-	-	5	1800.220	90.011	1710.209
Concentrado	85.95	2.60	-	-	-	656.568	352.211	304.357

Agua agregada a conc. flotación 3ª limpia para alimentarse a 4ª limpia 1859.224 Tons./día

FLOTACION DE CUARTA LIMPIA :

	% Ca F ₂	% Ca CO ₃	% restante	% Sólidos	Pulpa	Sólidos	Agua
Alimentación	85.95	2.60	11.45	14	2515.792	352.211	2163.581
Cola	30.41	4.80	64.79	2.5	1685.360	42.134	1643.226
Concentrado	92.37	2.20	5.43	-	830.432	310.077	520.355

Agua agregada a concentrado de 4^a limpia para alimentarse a 5^a limpia 1988.449 Tons./día

FLOTACION DE QUINTA LIMPIA :

	% Ca F ₂	% Ca CO ₃	% restante	% Sólidos	Pulpa	Sólidos	Agua
Alimentación	92.37	2.20	5.43	11	2818.881	310.077	2508.804
Cola	49.53	4.20	46.27	1.5	2082.800	31.242	2051.558
Concentrado	94.88	1.70	3.42	-	736.081	278.835	457.246

Agua agregada al concentrado de 5^a limpia para alimentarse a 6^a limpia 1798.782 Tons./día

FLOTACION DE SEXTA LIMPIA :

	% Ca F ₂	% Ca CO ₃	% restante	% Sólidos	Pulpa	Sólidos	Agua
Alimentación	94.88	1.70	3.42	11	2534.863	278.835	2256.028
Cola	73.39	3.60	23.01	1	2125.600	21.256	2104.344
Concentrado	96.45	1.50	2.05	-	409.263	257.579	151.684

Agua agregada a concentrado de 6^a limpia para alimentarse a 7^a limpia 1932.364 Tens./día

FLOTACION DE SEPTIMA LIMPIA :

	% Ca F ₂	% Ca CO ₃	% restante	% Sólidos	Pulpa	Sólidos	Agua
Alimentación	96.45	1.50	2.05	11	2341.627	257.579	2084.048
Cola	80.32	2.50	17.18	1	1861.100	18.611	1842.489
Concentrado	97.55	1.40	1.05	-	480.527	238.968	241.559

Pulpa a espesador FS - 510 como concentrado final = 480.527 Tens./día

Pulpa a espesador FS - 635 para ser enviada a presa de jales como colas finales = 20351.27 tens./día

COLAS FINALES DE FLOTACION :

Sólidos = 1761.032 tens./día Agua = 18590.238 tens./día Ca F₂ = 238.287 tens./día

Ensaye de Ca F₂ = 13.53 %

ANALISIS DE LAS CANTIDADES DE Ca F₂ MANEJADAS EN CADA UNA DE LAS ETAPAS DE FLOTACION Y CALCULO DE EFICIENCIAS O EFECTIVIDADES.

	TONELADAS/DIA Ca F ₂			%
	Alimentadas	Recuperadas	Perdidas	Eficiencia
F. Rougher	471.400	389.001	82.399	82.52
Primera limpia	389.001	345.568	43.433	88.83
Segunda limpia	345.568	334.452	11.116	96.78
EFICIENCIA PARCIAL (primera sección) =				70.94 %
Tercera limpia	334.452	302.725	31.727	90.51
Cuarta limpia	302.725	286.418	16.307	94.61
Quinta limpia	286.418	264.558	21.860	92.36
Sexta limpia	264.558	248.434	16.124	93.90
Séptima limpia	248.434	233.113	15.321	93.83
EFICIENCIA PARCIAL (segunda sección) =				69.69 %

EFICIENCIA TOTAL DEL PROCESO DE FLOTACION = 49.45 %

Se observan las eficiencias más bajas en la primera sección de flotación, principalmente en las etapas rougher y primera limpia; reflejándose esto en la eficiencia global del proceso como consecuencia de la configuración, de etapas en serie, del flujo de materiales de la planta. Siendo por lo tanto, determinantes las eficiencias de las etapas iniciales. El propósito fundamental del estudio efectuado a continuación es la investigación de las causas de estas pérdidas.

CAPITULO IV

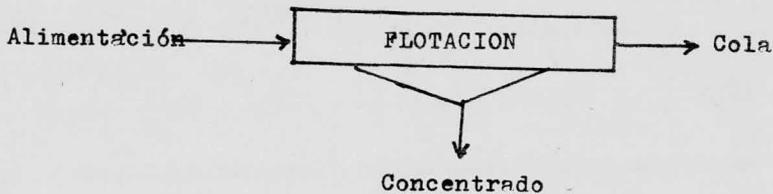
PRUEBAS GRANULOMETRIA - FLOTABILIDAD.

BALANCES GRANULOMETRICOS.-

Una de las variables de notable influencia sobre la efectividad del proceso de flotación es la granulometría del material alimentándose a las diversas etapas. Con este estudio se trata de observar el comportamiento granulométrico de las tres primeras etapas de flotación, en las cuales, las características granulométricas tienen mayor importancia en el aspecto de control debido a las condiciones de operación del proceso que nos ocupa.

El criterio aplicado para la realización de este estudio es el mismo que el utilizado para el balance de materiales, con la única diferencia que en este caso el Principio de Conservación de la Masa se aplica sobre los datos de las características granulométricas del sólido en las corrientes de cada una de las etapas de flotación.

FORMULACION DE ECUACIONES.-



Ecuación general de balance de sólidos :

$$\text{Sólidos alimentados} = \text{Sólidos concentrado} + \text{Sólidos cola}$$

Balance aplicado a un tamaño específico de partículas :

$$(\% \text{ part. } X_{\text{alim}}) S_{\text{alim}} = (\% \text{ part. } X_{\text{con}}) S_{\text{con}} + (\% \text{ part. } X_{\text{col}}) S_{\text{col}}$$

Donde :

S_{alim} : toneladas de sólido en alimentación

S_{con} : toneladas de sólido en concentrado.

S_{col} : toneladas de sólido en cola.

$\% \text{ part. } X$: porcentaje de partículas de un tamaño específico en cada corriente.

Resolviendo para el sistema de las dos ecuaciones anteriores obtenemos :

$$S_{\text{concentrado}} = \frac{\% \text{ part. } X_{\text{alim}} - \% \text{ part. } X_{\text{col}}}{\% \text{ part. } X_{\text{con}} - \% \text{ part. } X_{\text{col}}} S_{\text{alimentación}}$$

De donde obtenemos :

$$S_{\text{cola}} = \left(1 - \frac{\% \text{ part. } X_{\text{alim}} - \% \text{ part. } X_{\text{col}}}{\% \text{ part. } X_{\text{con}} - \% \text{ part. } X_{\text{col}}} \right) S_{\text{alimentación}}$$

Siendo aplicables estas dos últimas ecuaciones a cada una de las etapas de flotación del proceso.

FLOTACION ROUGHER.

Datos :

Sólidos en alimentación = 2000.0 tons./dfa

Distribución granulométrica :

Partículas malla	% Alimentación	% Cola	% Concentrado
+ 48	1.48	2.24	0.10
+ 65	6.10	8.26	1.18
+ 100	11.00	15.06	3.48
+ 150	11.84	14.32	6.42
+ 200	10.10	11.42	6.80
+ 325	15.70	16.38	14.00
- 325	43.78	32.32	68.02

Balance de partículas malla + 48 :

$$S. \text{ concentrado} = \frac{1.48 - 2.24}{0.10 - 2.24} (2000.0) = 710.280 \text{ tons./dfa}$$

Balance de partículas malla + 65 :

$$S. \text{ concentrado} = \frac{6.10 - 8.26}{1.18 - 8.26} (2000.0) = 610.169 \text{ tons./dfa}$$

Balance de partículas malla + 100 :

$$S. \text{ concentrado} = \frac{11.00 - 15.06}{3.48 - 15.06} (2000.0) = 701.208 \text{ tons./dfa}$$

Balance de partículas malla + 150 :

$$S. \text{ concentrado} = \frac{11.84 - 14.32}{6.42 - 14.32} (2000.0) = 627.848 \text{ tons./dfa}$$

Balance de partículas + 200 :

$$S. \text{ concentrado} = \frac{10.10 - 11.42}{6.80 - 11.42} (2000.0) = 571.428 \text{ tons./dfa}$$

Balance de partículas malla + 325 :

$$S. \text{ concentrado} = \frac{15.70 - 16.38}{14.00 - 16.38} (2000.0) = 571.428 \text{ tons./dfa}$$

Balance de partículas malla - 325 :

$$S. \text{ concentrado} = \frac{43.78 - 32.32}{68.02 - 32.32} (2000.0) = 642.016 \text{ tons./dfa}$$

De donde :

(Sólido de concentrado Rougher)_{promedio} = 633.482 tons./dfa

(Sólido cola Rougher)_{promedio} = 1366.518 tons./dfa

FLOTACION DE PRIMERA LIMPIA.

DATOS :

Sólidos en alimentación = 633.482 tons./día

Distribución granulométrica :

Partículas malla	% Alimentación	% Cola	% Concentrado
+ 48	0.10	0.18	0.07
+ 65	1.18	0.60	1.40
+ 100	3.48	1.02	4.40
+ 150	6.42	1.82	8.10
+ 200	6.80	1.96	9.00
+ 325	14.00	9.40	15.70
- 325	68.02	85.02	61.33

RESULTADOS :

Balance part. malla	Sólido en concentrado
+ 48	460.714
+ 65	459.274
+ 100	461.054
+ 150	464.015
+ 200	435.518
+ 325	462.542
- 325	454.588

Sólido en concentrado (promedio) = 456.815 tons./día

Sólido en cola (promedio) = 176.667 tons./día

FLOTACION DE SEGUNDA LIMPIA.

DATOS :

Sólidos en alimentación = 456.815 tons./día

Distribución granulométrica :

Partículas malla	% Alimentación	% cola	% Concentrado
+ 48	0.07	0.25	0.0571
+ 65	1.40	1.00	1.4285
+ 100	4.40	1.30	4.6714
+ 150	8.10	1.40	8.6999
+ 200	9.00	1.00	9.2714
+ 325	15.70	3.05	16.7857
- 325	61.33	92.00	59.0856

RESULTADOS :

Balance part. malla	Sólido en concentrado
+ 48	426.266
+ 65	426.431
+ 100	420.041
+ 150	419.274
+ 200	441.826
+ 325	420.707
- 325	425.670

Sólido en concentrado (promedio) = 425.745 tons./día

Sólido en cola (promedio) = 31.070 tons./día

COMPARACION DE RESULTADOS

(Sólidos manejados)

	Balance químico	Balance granulométrico
Alimentacion F. Rougher	2000.000	2000.000 tons./día
Concentrado F. Rougher	649.419	633.482 "
Cola F. Rougher	1350.581	1366.518 "
Concentrado F. 1 ^a Limpia	476.383	456.815 "
Cola Primera Limpia	173.036	176.667 "
Concentrado 2 ^a Limpia	442.222	425.745 "
Cola Segunda Limpia	34.161	31.070 "

Se observa una concordancia bastante aceptable entre los dos grupos de resultados; indicandonos con ésto, una buena trayectoria del método aplicado.

Con estos resultados y con los datos granulométricos con que contamos, es posible realizar el siguiente análisis de las flotabilidades de las diversas partículas.

ANALISIS DE LA FLOTABILIDAD DE LOS DISTINTOS TAMAÑOS
DE PARTICULAS EN CADA UNA DE LAS ETAPAS DE FLOTACION.

FLOTACION ROUGHER.

Partículas	Tons./día	Tons./día	Tons./día	Flotabilidad o Recuperabilidad
malla	Alimentadas	Flotadas	Perdidas	
+ 48	29.6	0.633	28.967	2.13
+ 65	122.0	7.475	114.525	6.12
+ 100	220.0	22.045	197.955	10.02
+ 150	236.8	40.669	196.131	17.17
+ 200	202.0	43.076	158.924	21.32
+ 325	314.0	88.687	225.313	28.24
- 325	875.6	430.894	444.706	49.21

FLOTACION DE PRIMERA LIMPIA.

+ 48	0.633	0.319	0.314	50.39
+ 65	7.475	6.395	1.080	85.55
+ 100	22.045	20.099	1.946	91.17
+ 150	40.669	37.002	3.667	90.98
+ 200	43.076	41.113	1.963	95.44
+ 325	88.687	71.719	16.968	80.86
- 325	430.894	280.164	150.730	65.01

FLOTACION DE SEGUNDA LIMPIA.

Partículas	Tons./día	Tons./día	Tons./día	Flotabilidad
malla	Alimentadas	Flotadas	Perdidas	Recuperabilidad
+ 48	0.319	0.243	0.076	76.17
+ 65	6.395	6.081	0.314	95.08
+ 100	20.099	19.888	0.211	98.95
+ 150	37.002	37.002	0.000	100.00
+ 200	41.113	39.472	1.641	96.00
+ 325	71.719	71.464	0.255	99.64
- 325	280.164	251.553	28.611	89.78

Observaciones :

Flotación Rougher.- Aumento de la flotabilidad conforme disminuye el tamaño de partícula. Marcado aumento de + 200 - hacia abajo.

Flotación de Primera limpia .- Las mejores flotabilidades se observan en las partículas de tamaños + 100, + 150, y + 200. Principalmente en este último.

Flotación de Segunda limpia.- Los mejores valores de flotabilidad para los tamaños de + 100, + 150, + 200 y + 325.

CAPITULO V

TIEMPOS DE RESIDENCIAS Y SERVICIOS.

DETERMINACION DE LOS VOLUMENES ASIGNADOS A CADA UNA DE LAS ETAPAS DE FLOTACION.

Los datos que aquí se presentan fueron obtenidos efectuando mediciones sobre cada una de las máquinas de flotación y considerando que el volumen ocupado por el mecanismo de agitación es inactivo para la flotación; es decir,

$$V. \text{ REAL DE CELDA} = V. \text{ TOTAL DE CELDA} - V. \text{ OCUPADO POR MECANISMO}$$

1.- FLOTACION ROUGHER.

a).- Máquina FS - 165

$$\text{VOLUMEN REAL DE CELDA} = 0.8696 \text{ m}^3 = 30.64 \text{ ft}^3$$

$$\text{NUMERO DE CELDAS EN MAQUINA DE FLOTACION} = 10$$

Por lo tanto,

$$\text{VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA FS - 165} = 0.8696 (10) = 8.696 \text{ m}^3$$

b).- Máquina FS - 170

$$\text{VOLUMEN REAL DE CELDA} = 0.84782 \text{ m}^3 = 29.88 \text{ ft}^3$$

$$\text{Con un número de celdas} = 10$$

$$\text{VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA} = 8.4782 \text{ m}^3$$

c).- Máquina FS - 175

$$\text{Volumen real de celda} = 0.87742 \text{ m}^3 = 30.90 \text{ ft}^3$$

$$\text{Número de celdas} = 10$$

$$\text{VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA} = 8.7742 \text{ m}^3$$

d).- Máquina FS - 180

Volumen real de celda = $0.850707 \text{ m}^3 = 29.98 \text{ ft}^3$

Número de celdas = 10

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 8.50707 m^3

e).- Máquina FS - 185

Volumen real de celda = $0.861386 \text{ m}^3 = 30.35 \text{ ft}^3$

Número de celdas = 10

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 8.61386 m^3

2.- FLOTACION DE PRIMERA LIMPIA

a).- Máquina FS - 240

Volumen real de celda = $0.89856 \text{ m}^3 = 31.669 \text{ ft}^3$

Celdas = 10

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 8.9856 m^3

b).- Máquina FS - 245

Volumen real de celda = $0.86888 \text{ m}^3 = 30.623 \text{ ft}^3$

Celdas = 10

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 8.6888 m^3

3.- FLOTACION DE SEGUNDA LIMPIA

a).- Máquina FS - 270

Volumen real de celda = $1.2247 \text{ m}^3 = 43.16 \text{ ft}^3$

Celdas = 10

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 12.247 m^3

b).- Máquina FS - 275

Volumen real de celda = $1.2247 \text{ m}^3 = 43.16 \text{ ft}^3$

Celdas = 10

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 12.247 m^3

4.- FLOTACION DE TERCERA LIMPIA

a).- Máquina FS - 355

Volumen real de celda = $1.09085 \text{ m}^3 = 38.447 \text{ ft}^3$

Celdas = 8

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 8.7268 m^3

b).- Máquina FS - 360

Volumen real de celda = $1.118795 \text{ m}^3 = 39.432 \text{ ft}^3$

Celdas = 8

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 8.95036 m^3

c).- Máquina FS - 368

Volumen real de celda = $1.21458 \text{ m}^3 = 42.807 \text{ ft}^3$

Celdas = 8

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 9.71664 m^3

5.- FLOTACION DE CUARTA LIMPIA

a).- Máquina FS - 390

Volumen real de celda = $1.084898 \text{ m}^3 = 38.23 \text{ ft}^3$

Celdas = 10

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 10.84898 m^3

b).- Máquina FS - 395

Volumen real de celda = $1.16632 \text{ m}^3 = 41.107 \text{ ft}^3$

Celdas = 8

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 9.33056 m³

6.- FLOTACION DE QUINTA LIMPIA

a).- Máquina FS - 620

Volumen real de celda = 0.861386 m³ = 30.35 ft³

Celdas = 10

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 8.61386 m³

b).- Máquina FS - 625

Volumen real de celda = 0.861386 m³ = 30.35 ft³

Celdas = 10

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 8.61386 m³

7.- FLOTACION DE SEXTA LIMPIA

a).- Máquina FS - 420

Volumen real de celda = 1.22162 m³ = 43.055 ft³

Celdas = 8

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 9.77296 m³

b).- Máquina FS - 425

Volumen real de celda = 1.250834 m³ = 44.35 ft³

Celdas = 8

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 10.06672 m³

8.- FLOTACION DE SEPTIMA LIMPIA

a).- Máquina FS - 450

Volumen real de celda = 1.20242 m³ = 42.38 ft³

Celdas = 6

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 7.21452 m³

b).- Máquina FS - 455

Volumen real de celda = $1.21826 \text{ m}^3 = 42.93 \text{ ft}^3$

Celdas = 6

VOLUMEN TOTAL DE MAQUINA = 7.30956 m^3

Sumando los volúmenes de las máquinas para cada una de las etapas obtenemos los siguientes resultados para los volúmenes de flotación asignados a cada etapa :

ETAPA DE FLOTACION	VOLUMEN ASIGNADO
FLOTACION ROUGHER	43.06933 m^3
FLOTACION DE PRIMERA LIMPIA	17.67440 m^3
FLOTACION DE SEGUNDA LIMPIA	24.49400 m^3
FLOTACION DE TERCERA LIMPIA	27.39380 m^3
FLOTACION DE CUARTA LIMPIA	20.17954 m^3
FLOTACION DE QUINTA LIMPIA	17.22772 m^3
FLOTACION DE SEXTA LIMPIA	19.83968 m^3
FLOTACION DE SEPTIMA LIMPIA	14.52408 m^3

Con estos resultados y con el flujo volumétrico de pulpa en cada una de las etapas es posible calcular el tiempo de residencia de la pulpa en cada una de las etapas de flotación; es conveniente anotar que estos tiempos dependerán directamente de las cantidades de pulpa manejadas.

DETERMINACION DE LOS TIEMPOS DE FLOTACION PARA CADA UNA DE LAS ETAPAS.

Para estos cálculos utilizaremos los resultados obtenidos en el balance de materiales realizado previamente; por lo que los resultados serán específicos para este caso. Además, se supone que la gravedad específica de la pulpa permanece constante, respecto a las composiciones de cada una de las corrientes, durante todo el proceso y con un valor de 2.8

1.- TIEMPO DE FLOTACION ETAPA ROUGHER.

PULPA ALIMENTANDOSE A FLOTACION = 8000.0 tons./día

DILUCION DE PULPA = 25 % de sólidos

PESO DE UN LITRO DE PULPA AL 25 % = 1.192 kg.

Por conveniencia de cálculo, el flujo másico de pulpa lo manejaremos tomando como base un minuto, entonces

8000.0 tons./día = 5.5555 tons./min

El flujo volumétrico de pulpa sería :

5555.5 kg./min ($\frac{1 \text{ t}}{1.192 \text{ kg}}$) = 4660.6543 lts./min

En la planta, para esta etapa de flotación tenemos asignado un volumen total de flotación igual a 43.06933 m³, entonces en litros sería :

Capacidad volumétrica F. Rougher = 43069.33 lts.

Por lo que el tiempo de flotación estará dado por :

$$\text{TIEMPO DE FLOTACION ROUGHER} = \frac{43069.33 \text{ lts.}}{4660.6543 \text{ lts./min}} = 9.24 \text{ minutos}$$

2.- TIEMPO DE FLOTACION ETAPA PRIMERA LIMPIA.

PULPA ALIMENTANDOSE A FLOTACION = 5411.825 tons./dfa

DILUCION DE PULPA = 12 % de sólidos

PESO DE UN LITRO DE PULPA = 1.086 kg.

VOLUMEN ASIGNADO PARA ESTA ETAPA = 17.6744 m³

Aplicando el mismo criterio que en el caso anterior obtenemos :

$$\text{TIEMPO FLOTACION PRIMERA LIMPIA} = \frac{17674.4 \text{ lts.}}{3460.60 \text{ lts./min}} = 5.1 \text{ minutos}$$

3.- TIEMPO DE FLOTACION ETAPA SEGUNDA LIMPIA.

PULPA ALIMENTANDOSE A FLOTACION = 3402.735 tons./dfa

DILUCION DE PULPA = 14 % de sólidos

PESO DE UN LITRO DE PULPA = 1.100 kg.

VOLUMEN ASIGNADO PARA ESTA ETAPA = 24.494 m³

De donde,

$$\text{TIEMPO FLOTACION SEGUNDA LIMPIA} = \frac{24494.0 \text{ lts.}}{2148.19 \text{ lts./min}} = 11.40 \text{ minutos}$$

4.- TIEMPO DE FLOTACION TERCERA LIMPIA.

PULPA ALIMENTANDOSE A FLOTACION = 2456.788 tons./dfa

DILUCION DE PULPA = 18 % de sólidos

PESO DE UN LITRO DE PULPA = 1.132 kg.

VOLUMEN ASIGNADO PARA ESTA ETAPA = 27.3938 m³

De donde,

$$\text{TIEMPO FLOTACION TERCERA LIMPIA} = \frac{27393.8 \text{ lts.}}{1507.15 \text{ lts./min}} = 18.17 \text{ minutos}$$

5.- TIEMPO DE FLOTACION CUARTA LIMPIA.

PULPA ALIMENTANDOSE A FLOTACION = 2515.792 tons./día

DILUCION DE PULPA = 14 % de sólidos

PESO DE UN LITRO DE PULPA = 1.10 kg.

VOLUMEN ASIGNADO PARA ESTA ETAPA = 20.17954 m³

De donde,

$$\text{TIEMPO FLOTACION CUARTA LIMPIA} = \frac{20179.54 \text{ lts.}}{1747.07 \text{ lts./min}} = 11.55 \text{ minutos}$$

6.- TIEMPO DE FLOTACION QUINTA LIMPIA.

PULPA ALIMENTANDOSE A FLOTACION = 2818.881 tons./día

DILUCION DE PULPA = 11 % de sólidos

PESO DE UN LITRO DE PULPA = 1.078 kg.

VOLUMEN ASIGNADO PARA ESTA ETAPA = 17.22772 m³

De donde,

$$\text{TIEMPO DE FLOTACION QUINTA LIMPIA} = \frac{17227.72 \text{ lts.}}{1815.915 \text{ lts./min}} = 9.48 \text{ minutos}$$

7.- TIEMPO DE FLOTACION SEXTA LIMPIA.

PULPA ALIMENTANDOSE A FLOTACION = 2534.863 tons./dfa

DILUCION DE PULPA = 11 % de sólidos

PESO DE UN LITRO DE PULPA = 1.078 kg.

VOLUMEN ASIGNADO PARA ESTA ETAPA = 19.83968 m³

Entonces,

$$\text{TIEMPO FLOTACION SEXTA LIMPIA} = \frac{19839.68 \text{ lts.}}{1632.951 \text{ lts./min}} = 12.15 \text{ minutos}$$

8.- TIEMPO DE FLOTACION SEPTIMA LIMPIA.

PULPA ALIMENTANDOSE A FLOTACION = 2341.627 tons./dfa

DILUCION DE PULPA = 11 % de sólidos

PESO DE UN LITRO DE PULPA = 1.078 kg.

VOLUMEN ASIGNADO PARA ESTA ETAPA = 14.52408 m³

Por lo que,

$$\text{TIEMPO FLOTACION SEPTIMA LIMPIA} = \frac{14524.08 \text{ lts.}}{1508.469 \text{ lts./min}} = 9.63 \text{ minutos}$$

Los resultados obtenidos en estos cálculos, dependen de las condiciones de operación específicas en el momento de efectuarse el balance de materiales; y debido a que, por características propias del proceso, no se trabaja en la planta a régimen constante en lo que respecta a leyes y granulometría del mineral a procesar; trayendonos ésto como consecuencia, un manejo variable de la cantidad de sólidos en cada una de las etapas. -

Por lo anterior, estos tiempos de residencias calculados para cada una de las etapas de flotación no serán siempre los mismos, - ya que están relacionados directamente con los tonelajes de sólidos manejados en cada una de las etapas y con la densidad de pulpa a la que se trabaje (% de sólidos).

Ordenando los resultados obtenemos la siguiente tabla :

ETAPA	TIEMPOS DE FLOTACION
FLOTACION ROUGHER	9.24 minutos
FLOTACION PRIMERA LIMPIA	5.10 minutos
FLOTACION SEGUNDA LIMPIA	11.40 minutos
FLOTACION TERCERA LIMPIA	18.17 minutos
FLOTACION CUARTA LIMPIA	11.55 minutos
FLOTACION QUINTA LIMPIA	9.48 minutos
FLOTACION SEXTA LIMPIA	12.15 minutos
FLOTACION SEPTIMA LIMPIA	9.63 minutos

TIEMPOS DE ACONDICIONAMIENTO DE LA PULPA A PROCESAR
CON LOS REACTIVOS DE FLOTACION.

a).- ACONDICIONAMIENTO EN FRIO.

Esta sección de la planta está constituida por seis acondicionadores cilindricos conectados en serie y por derrame, - todos de la misma capacidad y provistos de dispositivos de alimentación y agitación adecuados para obtener el mejor contacto - posible entre los reactivos y la pulpa mineral. Los tres primeros de ellos están destinados al acondicionamiento con el reactivo depresor, almidón cáustico; y los tres últimos para el contacto de la pulpa con el reactivo colector, ácido oléico.

$$\text{VOLUMEN REAL ACONDICIONADOR} = 14.8235 \text{ m}^3 = 522.45 \text{ ft}^3$$

TIEMPO DE ACONDICIONAMIENTO CON ALMIDON.

$$\text{PULPA ALIMENTANDOSE A ACONDICIONAMIENTO} = 5714.2857 \text{ tons./día}$$

$$\text{DILUCION DE PULPA} = 35 \% \text{ de sólidos}$$

$$\text{PESO DE UN LITRO DE PULPA} = 1.290 \text{ kg.}$$

$$\text{VOLUMEN ASIGNADO A ACONDICIONAMIENTO} = 3 (14.8235) = 44.4705 \text{ m}^3$$

Por lo que,

$$\text{TIEMPO ACONDICIONAMIENTO CON ALMIDON} = \frac{44470.5 \text{ lts}}{3076.16 \text{ lts./min}}$$

$$= 14.45 \text{ minutos}$$

TIEMPO DE ACONDICIONAMIENTO CON ACIDO OLEICO.

PULPA ALIMENTANDOSE A ACONDICIONAMIENTO = 8000.0 tons./día

DILUCION DE PULPA = 25 % de sólidos

PESO DE UN LITRO DE PULPA = 1.192 kg.

VOLUMEN ASIGNADO A ACONDICIONAMIENTO = 44.4705 m³

Por lo que,

TIEMPO DE ACONDICIONAMIENTO CON COLECTOR = $\frac{44470.5 \text{ lts.}}{4660.65 \text{ lts./min}}$

TIEMPO DE ACONDICIONAMIENTO CON ACIDO OLEICO = 9.54 minutos

b).- ACONDICIONAMIENTO CON COLECTOR EN CALIENTE.

PULPA ALIMENTANDOSE A ACONDICIONAMIENTO = 1052.90 tons./día

DILUCION DE PULPA = 42 % de sólidos

PESO DE UN LITRO DE PULPA = 1.372 kg.

VOLUMEN DESTINADO A ACONDICIONAMIENTO = 44.4705 m³

Por lo que,

TIEMPO DE ACONDICIONAMIENTO CON COLECTOR = $\frac{44470.5 \text{ lts.}}{532.935 \text{ lts./min}}$

TIEMPO DE ACONDICIONAMIENTO CON ACIBO OLEICO = 83.44 minutos

CALCULO TEORICO DE LA CANTIDAD DE VAPOR NECESARIA PARA CALENTAR LA PULPA DE CONCENTRADO DE SEGUNDA LIMPIA.

Datos de la pulpa de concentrado de segunda limpia - que va ha ser sometida a calentamiento :

Base de cálculo : una hora de operación.

a).- Composición química del sólido.

Ca F ₂	-	75.63	%
Ca CO ₃	-	3.04	
Si O ₂	-	16.00	
R ₂ O ₃	-	5.33	

b).- Tonelaje.

500 tons. de sólido/día = 20.833 tons.de sólido/hora

c).- Dilución de pulpa.

42 por ciento de sólidos

d).- Calores específicos de los componentes.

$$C_p \left| \text{Ca F}_2 = 14.7 + 0.00380 T \left(\frac{\text{Cal}}{\text{mol} \cdot ^\circ\text{K}} \right) \right.$$

$$C_p \left| \text{Ca CO}_3 = 19.68 + 0.01189 T - 307600/T^2 \right.$$

$$C_p \left| \text{Si O}_2 = 10.87 + 0.008712 T - 241200/T^2 \right.$$

Para efectos de cálculos se considerará que los óxidos -

R₂ O₃, están representados principalmente por Fe₂ O₃ ; entonces

$$C_p |_{Fe_2 O_3} = 24.72 + 0.01604 T - 423400/T^2$$

$$C_p |_{H_2O} = 1.0 \frac{\text{Cal}}{\text{g} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Determinación de las características de la pulpa a -
calentar.

	Tons./día	Tons./hora
Sólidos	500.000	20.833
Agua	690.476	28.769
Pulpa	1190.476	49.603

El sólido en la pulpa tendrá la siguiente distribución :

	Ensaye	Tons./día	Tons./hora
Ca F ₂	75.63	378.15	15.756
Ca CO ₃	3.04	15.20	0.633
Si O ₂	16.00	80.00	3.333
R ₂ O ₃	5.33	26.65	1.110

Efectuandose los cálculos de cantidad de calor requerida para obtener el calentamiento de cada uno de los componentes; además, para la realización de los cálculos se supone que la temperatura media de la pulpa original a las condiciones ambientales es de 25° C. La temperatura a la que hay que elevar -

la pulpa de concentrado de segunda limpia, para alimentarla a la tercera limpia es aproximadamente de 100° C.

La cantidad de calor requerida está dada por la ecuación general :

$$dQ = W C_p dT$$

Donde :

Q = Cantidad de calor.

W = Masa de cada componente.

C_p = Calor específico a presión constante.

T = Temperatura.

$$Q = W \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$$

En nuestro caso particular :

$$T_1 = 25^\circ \text{ C} = 298^\circ \text{ K}$$

$$T_2 = 100^\circ \text{ C} = 373^\circ \text{ K}$$

1.- Calor necesario para elevar la temperatura de la Ca F₂.

$$Q = W \int_{298}^{373} (14.7 + 0.0038 T) dT$$

$$Q = W (1198.1175 \text{ Cal/mol})$$

$$W = 15.756 \text{ tons. de Ca F}_2 = 201793.032 \text{ moles de Ca F}_2$$

Entonces,

$$Q = 201793.032 \text{ moles (1198.1175 Cal/mol)}$$

$$Q_1 = 241771763.95 \text{ Calorías} = 241 \text{ 771.763 Kcal.}$$

2.- Calor necesario para elevar la temperatura de la Ca CO_3 .

$$Q = W \int_{298}^{373} (19.68 + 0.01189 T - 307600/T^2) dT$$

$$Q = W (1775.182 \text{ Cal/mol})$$

$$W = 0.633 \text{ tons. Ca CO}_3 = 6324.308 \text{ moles de Ca CO}_3$$

$$Q = 6324.308 (1775.182)$$

$$Q_2 = 11 \text{ 226 797.9 Cal.} = 11 \text{ 226.7979 Kcal.}$$

3.- Calor necesario para elevar la temperatura del Si O_2 .

$$Q = W \int_{298}^{373} (10.87 + 0.008712 T - 241200/T^2) dT$$

$$Q = W (872.8617 \text{ Cal./mol})$$

$$W = 3.333 \text{ tons. de Si O}_2 = 55 \text{ 494.505 moles de Si O}_2$$

$$Q_3 = 48 \text{ 439 028.4 Cal.} = 48 \text{ 439.028 Kcal.}$$

4.- Calor necesario para elevar la temperatura del $\text{Fe}_2 \text{ O}_3$.

$$Q = W \int_{298}^{373} (24.72 + 0.01604 T - 423400/T^2) dT$$

$$Q = W (1973.9285 \text{ cal./mol})$$

$$W = 1.110 \text{ tons. de } \text{Fe}_2 \text{O}_3 = 6950.532 \text{ moles de } \text{Fe}_2 \text{O}_3$$

$$Q_4 = 13\,719\,853.69 \text{ Cal.} = 13\,719.853 \text{ Kcal.}$$

5.- Calor requerido para calentar el agua de la pulpa.

$$C_p \Big|_{\text{H}_2\text{O}} = \text{Constante}$$

$$Q = m C_p \int_{25}^{100} dT$$

$$Q = m (75.0 \text{ Cal./g.})$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 28.769 \text{ tons.} = 28\,769\,000.0 \text{ gms.}$$

$$Q_5 = 2\,157\,675.0 \text{ Kcal.}$$

La cantidad de calor total requerida para el calentamiento sería :

$$Q_T = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

Componente	Cantidad de calor requerida
Ca F ₂	241 771.763 Kilocalorías
Ca CO ₃	11 226.797 "
Si O ₂	48 439.028 "
Fe ₂ O ₃	13 719.853 "
H ₂ O	2 157 675.000 "

PULPA	Q _{Total} = 2 472 832.441 Kilocalorías

Esta cantidad de calor nos lo proporcionará un vapor saturado a $160^{\circ} \text{C} = 320^{\circ} \text{F}$, de acuerdo con la ecuación :

$$\text{Calor cedido} = H_{\text{vap}} (\text{ masa de vapor })$$

Donde :

$$H_{\text{vap}} = \text{Calor latente de vaporización.}$$

De tablas de vapor saturado leemos a 320°F :

$$H_g = \text{Entalpia de vapor saturado} = 1185.2 \text{ Btu/lb.}$$

$$H_f = \text{Entalpia de líquido saturado} = 290.28 \text{ Btu/lb.}$$

$$H_{\text{vap}} = H_g - H_f = 894.92 \text{ Btu/lb.}$$

$$m_{\text{vapor}} = \frac{Q_{\text{requerido}}}{H_{\text{vap}}}$$

$$Q_{\text{requerido}} = 2\,472\,832.4 \text{ Kcal.} = 9\,812\,198.96 \text{ Btu}$$

$$m_{\text{vapor}} = \frac{9\,812\,198.96 \text{ Btu}}{894.92 \text{ Btu/lb}} = 10\,964.33 \text{ lbs.}$$

$$m_{\text{vapor}} = 4\,972.4856 \text{ Kgs.}$$

VAPOR REQUERIDO PARA CALENTAMIENTO = 4 972.4856 Kgs./Hora

En la planta se cuentan con tres calderas, para la producción del vapor requerido para la elevación de la tempera-

tura de la pulpa y para el almacenamiento y transporte del ácido oléico; el funcionamiento de dichas calderas es alternado debido a la capacidad particular de ellas.

Una forma de producir el vapor es utilizando la caldera Power Master, cuya capacidad es de 7832.0 Kgs. de vapor/hora; o mediante el uso simultáneo de las otras dos calderas (FS - 805 y FS - 800), cuyas capacidades son de 3920.0 Kgs. de vapor por hora para cada una de ellas.

El exceso de vapor proporcionado por las calderas es suficiente para compensar las pérdidas de calor existentes en el transporte del vapor a través de las líneas.

También es importante notar que al variar tanto la composición química del sólido como la densidad de la pulpa, la cantidad de vapor requerida será también modificada, y que la transferencia de calor se ve afectada por el factor de incrustación del sólido sobre los serpentines que conducen el vapor.

CAPITULO VI

INTERPRETACION DE RESULTADOS.

INTERPRETACION DE RESULTADOS :

I.- Eficiencias o recuperabilidades del proceso.

Al analizar las cantidades de Ca F_2 manejadas en cada una de las etapas de flotación, se observan recuperaciones - muy bajas en la primera sección de flotación; que como consecuencia de la configuración escalonada del proceso, vienen a reflejarse directamente en la eficiencia global de la planta que muestra un valor de un 49.45 . Esta deficiencia es bastante notoria en la etapa de flotación Rougher, cuya importancia es fundamental ya que determinará las características de los resultados a obtenerse en el funcionamiento de la planta. En cambio, - las eficiencias de las etapas de flotación de la segunda sección muestran valores aceptables de recuperabilidades.

II.- Granulometría y flotabilidad.

La granulometría del sólido ha ser flotado es de gran importancia en ambas secciones de flotación; reflejandose esta importancia basicamente en la primera sección, en que se manejan partículas dentro de un rango más amplio de tamaños.

Al observar los resultados de las pruebas de flotabilidad, notamos una gran dificultad para experimentar la flota -

-ción en las partículas cuyo tamaño está arriba de la malla - 100; pudiendose ver facilmente al mostrar los valores obtenidos para las recuperabilidades de los distintos tamaños de partículas, en la primera sección de flotación.

PRIMERA SECCION DE FLOTACION DE LA PLANTA.

Partículas malla	Tons./día Alimentadas	Tons./día Flotadas	Tons./día Perdidas	recuperabilidad
+ 48	29.6	0.243	29.357	0.82
+ 65	122.0	6.081	115.919	4.98
+ 100	220.0	19.888	200.112	9.04
+ 150	236.8	37.002	199.798	15.62
+ 200	202.0	39.472	162.528	19.54
+ 325	314.0	71.464	242.536	22.75
- 325	875.6	251.553	624.047	28.72

Las partículas cuyos tamaños se encuentran en las mallas + 48, + 65, y + 100 manifiestan una muy poca disposición a experimentar la flotación; pasando casi totalmente a las colas, creando por consiguiente una fuente de pérdidas de Ca F₂. siendo por lo tanto necesario reducir al máximo la presencia de estos tamaños de partículas en el sólido alimentandose a flotación.

III.- Tiempos de flotación.

Para observar más claramente la interdependencia existente entre la eficiencia de cada etapa y el tiempo de residencia en ella, nos auxiliamos de los resultados ordenados en la tabla anexa.

Puntualizando las siguientes relaciones :

1.- A volumen fijo; un mayor porcentaje de sólidos, se reflejará en una menor cantidad de pulpa manejada y a su vez, en un mayor tiempo de flotación en cualquier etapa.

2.- A dilución de pulpa constante; existe una proporción directa entre el volumen y el tiempo de flotación : Volúmenes mayores - Tiempos de flotación mayores.

Podemos expresar las siguientes observaciones :

Las etapas de flotación Rougher, primera limpia y quinta limpia que muestran las recuperaciones de $Ca F_2$ más bajas, tienen también en común los tiempos de flotación más bajos. Además, rompen la secuencia lógica a seguir por los valores de tiempos de flotación en cada sección.

Específicamente se nota :

ETAPA	EFICIENCIA %	TIEMPO DE FLOT. minutos	VOLUMEN ASIGNADO Mts ³	SOLIDOS ALIMENT. Tons./día	DILUCION DE PULPA ALIMENT. % sólidos
ROUGHER	82.52 *	9.24 *	43.06	2000.0	25
PRIMERA LIMPIA	88.83 *	5.10 *	17.67 *	649.4	12 *
SEGUNDA LIMPIA	96.78	11.40	24.49	476.3	14
TERCERA LIMPIA	90.51	18.17	27.39	442.2	18
CUARTA LIMPIA	94.61	11.55	20.17	352.2	14
QUINTA LIMPIA	92.36 *	9.48 *	17.22 *	310.0	11 *
SEXTA LIMPIA	93.90	12.15	19.83	278.8	11
SEPTIMA LIMPIA	93.83	9.63	14.52	257.5	11

* NOTAR.- Las eficiencias más bajas concuerdan con los valores de tiempos de flotación bajos y que no siguen un patrón lógico de valores.

a).- La flotación Rougher muestra un valor bajo para el tiempo de flotación, como consecuencia de un volumen insuficiente para proporcionar a la pulpa el tiempo de residencia adecuado. Ya que la posible variación en el valor de la dilución de pulpa en el sentido que nos proporcionara un tiempo de flotación más alto, se ve restringido por las características de la pulpa manejada que ocasionarían problemas del tipo de arenamientos de celdas, que en lugar de solucionar el problema, lo empeorarían.

b).- En la etapa de flotación de primera limpia el valor bajo del tiempo de flotación es consecuencia de un volumen insuficiente, ya que es menor que el asignado a la segunda limpia y además de un porcentaje de sólidos bajo, también menor que el asignado para la segunda limpia.

De las etapas de flotación de purificación, ésta es la que presenta el valor más bajo de recuperabilidad.

c).- En la flotación de quinta limpia se observan las mismas condiciones que las consideradas para la primera limpia. Ambas rompen también la secuencia lógica de valores en sus secciones correspondientes.

En general se nota la distribución deficiente de los tiempos de flotación, como consecuencia de la asignación inadecuada de las máquinas de flotación a cada etapa, al igual que una consideración defectuosa para algunos de los valores de diluciones de

pulpa.

IV.- Tiempos de acondicionamiento y vapor suministrado.

Existe latente la posibilidad de una mejoría en el proceso de flotación de la primera sección, al modificar el valor del tiempo de acondicionamiento mayor para el reactivo colector, utilizando otro valor de dilución de pulpa ya que actualmente tenemos:

T. acond. colector = 9.54 min.	Dilución = 25 por ciento de sol.
T. acond. depresor = 14.45 min.	Dilución = 35 " " "

El tiempo de acondicionamiento en caliente es alto, pero necesario para la obtención de las temperaturas de pulpa requeridas; las cuales sí son obtenidas en la práctica.

Tiempo acond. colector caliente = 83.44 min.

Las mismas condiciones obtenidas en la sección de acondicionamiento en caliente nos muestran que el vapor suministrado a la pulpa por el departamento de fuerza es el suficiente para la obtención de las condiciones de pulpa requeridas.

CAPITULO VII

CONCLUSIONES.

CONCLUSIONES :

El problema básico existente en la planta es la baja recuperabilidad del proceso (49.45%); notandose la fuente de este mal funcionamiento en la primera sección de flotación, la cual nos presenta una recuperación de 70.94% bastante baja si consideramos que esta sección nos determinará cuantitativamente el material a purificarse en la segunda sección de flotación. En la práctica no es admisible esta situación, principalmente en un diagrama de flujo abierto, como es el del proceso estudiado. La eficiencia global resulta al considerar las eficiencias parciales en forma escalonada y en sentido descendente conforme avanzan las etapas de flotación.

La configuración del flujo del proceso es determinante de la calidad de los resultados obtenidos en el funcionamiento diario de la planta; el flujo abierto del proceso ocasiona que el mal o buen funcionamiento de cualquier etapa se refleje directamente en el resultado global del proceso, como consecuencia de la inexistencia de etapas rectificadoras. Creandose la necesidad de un control estricto de cada una de las fases como única posibilidad para la obtención de los resultados requeridos.

La raíz del problema que origina la baja recuperabilidad de la planta, se manifiesta en las características del material entrando al proceso cuyas especificaciones de leyes y granulometría varían dentro de un rango de valores más o menos amplio y difícil

de controlar mediante la técnica de trabajo actual.



La reducción del rango mencionado es posible, apegando se a programas de minado, que aprovechen los datos granulométricos y químicos del material con que se cuentan, tratando de obtener el proporcionamiento adecuado del material, alimentándose a la planta para la obtención de los mejores resultados de flotación. El desarrollo de estos programas mencionados, quedan fuera del alcance del estudio realizado.

Para contrarrestar el efecto de la variabilidad en las características físicas del material entrando a proceso, es posible dar una importancia mayor al control granulométrico de la carga, saliendo del espesador FS - 100, mediante pruebas granulométricas húmedas de resultados inmediatos; de tal forma, que la pulpa entrando a la sección de molienda primaria contenga exclusivamente la cantidad de partículas de tamaño - 65, adecuadas a la capacidad de los molinos; logrando con ésto, la eliminación de las partículas que difícilmente experimentarían la flotación.

Es necesaria la redistribución de los tiempos de flotación, principalmente en las etapas que muestran eficiencias bajas como consecuencia de volúmenes insuficientes. Para lograr ésto, se cuentan con dos máquinas de flotación no alineadas dentro del flujo del proceso; y en las etapas en que es posible, la variación de la dilución de pulpa.

B I B L I O G R A F I A.

V. A. GLEMBOTSKII, V. I. KLASSEN, I. N. PLAKSIN.

" FLOTATION ".

PRIMARY SOURCES, New York, 1963.

" FROTH FLOTATION "

ROCKY MOUNTAIN FUND SERIES.

Volumen de 50^a aniversario.

" BOLETIN DE FUNDAMENTOS DE LA FLOTACION ".

THE DOW CHEMICAL Co., 1970.