

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y
MANUFACTURERA**



**"AMPLIACION DEL CIRCUITO DE ZINC EN LA
PLANTA CONCENTRADORA CHUMPE.
CENTROMIN PERU"**

TESIS

PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUIMICO

VICTOR JAIME CANCHIS AREMBURGO

LIMA - PERU

1993

INDICE

CAPITULO I

RESUMEN

CAPITULO II

2.1 INTRODUCCION

CAPITULO III

FUNDAMENTOS QUIMICOS - METALURGICOS

3.1 NOCIONES FUNDAMENTALES

3.2 FLOTACION DE SULFUROS

3.2.1 FLOTACION DE MINERALES DE ZINC

3.3 VARIABLES FUNDAMENTALES EN EL PROCESO DE FLOTACION

3.3.1 MINERAL

3.3.2 GRANULOMETRIA

3.3.3 DENSIDAD DE PULPA

3.3.4 AGUA

3.4 TEORIA CINETICA DE FLOTACION

3.4.1 REACCIONES BATCH

3.4.2 REACCIONES CONTINUAS

3.4.3 CIRCUITOS EN SERIE Y PARALELO

3.5 APLICACION DE LA TEORIA CINETICA DE REACCION A LA FLOTACION

3.6 CRITERIOS TEORICO PRACTICOS PARA EL DISEÑO DE UN CIRCUITO DE FLOTACION.

CAPITULO IV

PROCESO Y TECNOLOGIA DE LA CONCENTRADORA CHUMPE

- 4.1 GENERALIDADES
- 4.2 CAPACIDAD INSTALADA
- 4.3 OPERACIONES METALURGICAS
 - 4.3.1 CIRCUITO DE TRITURACION Y TAMISAJE
 - 4.3.2 CIRCUITO DE MOLIENDA Y CLASIFICACION
 - 4.3.3 CIRCUITO DE FLOTACION
 - 4.3.4 CIRCUITO DE ELIMINACION DE AGUA
 - 4.3.5 CIRCUITO DE BOMBEO Y DISPOSICION DE RELAVES
- 4.4 REACTIVOS QUIMICOS
- 4.5 ABASTECIMIENTO Y CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA

CAPITULO V

ESTUDIOS EXPERIMENTALES

- 5.1 ESTUDIOS A NIVEL DE LABORATORIO
 - 5.1.1 FLOTACION BATCH FRACCIONADA RELAVE FINAL
 - 5.1.2 FLOTACION BATCH DE LA PULPA DE INGRESO AL CIRCUITO ZINC
- 5.2 ESTUDIOS A NIVEL DE PLANTA
 - 5.2.1 DETERMINACION DE LA CINETICA DEL SULFURO DE ZINC
 - 5.2.3 CALCULO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA EN EL CIRCUITO DE ZINC.
- 5.3 ESTIMACION DEL TIEMPO DE RESIDENCIA A INCREMENTAR

CAPITULO VI

INGENIERÍA DEL PROYECTO

- 6.1 CRITERIOS A CONSIDERARSE PARA LA SELECCION DEL TAMAÑO Y TIPO DE CELDA A INSTALARSE
- 6.2 CALCULO DEL NUMERO DE CELDAS A CONSIDERARSE
- 6.3 CALCULO DE LOS DEMAS EQUIPOS NECESARIOS
 - 6.3.1 SOPLADOR DE AIRE
 - 6.3.2 CANAL DE ESPUMA
 - 6.3.3 BOMBA VERTICAL DE PULPAS
- 6.4 CRITERIOS PARA LA NUEVA DISPOSICION DEL CIRCUITO DE ZINC
 - 6.4.1 BANCO CELDAS ROUGHER
 - 6.4.2 BANCO CELDAS SCAVENGER
- 6.5 INSTRUMENTACION
 - 6.5.1 CONTROL DE PH
 - 6.5.2 CONTROL DE REACTIVOS

CAPITULO VII

DETERMINACION DE LA INVERSION

- 7.1 ESTIMACION DEL COSTO TOTAL DE LA AMPLIACION DEL CIRCUITO DE ZINC
 - 7.1.1 COSTOS DE LOS EQUIPOS SIN INSTALAR
 - 7.1.2 COSTO TOTAL DEL EQUIPO INSTALADO
 - 7.1.3 COSTO TOTAL AMPLIACION DEL CIRCUITO
- 7.2 INVERSION TOTAL ESTIMADA

CAPITULO VIII

ANALISIS Y EVALUACION ECONOMICA

- 8.1 ALTERNATIVAS PARA MEJORAR LOS INGRESOS
- 8.2 RESULTADOS PROMEDIOS OBTENIDOS EN LA EVALUACION
- 8.3 RECUPERACIONES ECONOMICAS
 - 8.3.1 RECUPERACION ECONOMICA DEL ZINC EN EL CONCENTRADO ZINC
 - 8.3.2 RECUPERACION ECONOMICA DE LA PLATA EN EL CONCENTRADO ZINC.
- 8.4 CALCULO DEL INCREMENTO DE LOS INGRESOS POR MEJORA EN LA RECUPERACION DE ZINC.
- 8.5 FINANCIAMIENTO
- 8.6 EVALUACION ECONOMICA
 - 8.6.1 DETERMINACION DEL FLUJO NETO DE FONDOS
 - 8.6.2 CALCULO DEL VALOR ACTUAL NETO (VAN)
 - 8.6.3 TIEMPO DE RETORNO DEL CAPITAL
 - 8.6.4 TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

CAPITULO IX

CONCLUSIONES

CAPITULO X

BIBLIOGRAFIA

CAPITULO XI

APENDICE

CAPITULO I

RESUMEN

El trabajo desarrollado ha contemplado en el CAP III la manera como se extraen los sulfuros en la planta concentradora Yauricocha, se ha descrito las variables fundamentales en el proceso de flotación. Se desarrolló asimismo una revisión a la literatura especializada para el diseño de circuitos y celdas de flotación.

En el Capítulo IV se describe la Tecnología y procesos actuales de la concentradora Yauricocha para ilustrar el desarrollo de las operaciones.

Las pruebas de laboratorio y planta se encuentran en el Capítulo V que es el corazón del trabajo, considerando que es la parte más importante del mismo, abarca la Cinética del proceso de flotación. Las pruebas batch de flotación mecánica (sin adición de reactivos) al relave final y a la pulpa de ingreso (inclusive carga circulante) al circuito de zinc, detectaron significativas cantidades de sulfuro de zinc flotable que dieron indicios concluyentes sobre una posible falta de tiempo de retención en el circuito actual. En las pruebas en planta se observa, que en los últimos celdas del circuito las recuperaciones fraccionadas muestran tendencia ascendente, tomando como base el tiempo de retención promedio del circuito actual se concluye el incremento del tiempo de flotación en 6 minutos y la mejora en las Recuperaciones de zinc en un mínimo del 2%

En el capítulo VI se describe la ingeniería del proyecto, teniendo en cuenta la capacidad de planta de Yauricocha, gravedad específica del mineral, niveles de concentración de sólidos que se tienen en las celdas de flotación y considerando el tiempo de retención promedio que necesitaríamos 14 minutos, se concluye la implementación de 3 celdas de 300 ft³ de capacidad.

La determinación de la inversión aplicando el método de estimación factorial se describe en el Capítulo VII se hace uso de los índices de Costos de Equipos de "Marshall y Stevens" para la industria minera y metalúrgica, se estima la inversión en 314,000 US\$.

Un análisis económico del Proyecto se incluye en el Capítulo VIII se describe las diferencias entre recuperaciones metalúrgicas y recuperaciones económicas, se determina el incremento de los ingresos por mejora en la recuperación del zinc. los precios del zinc y plata son el promedio del 1er semestre del año en curso. La evaluación económica del proyecto considera un costo financiero acorde con la realidad y se concluye que el proyecto de ampliación del circuito de Zinc. Tendrá una tasa interna de retorno (TIR) de 49% y un tiempo de retorno de la inversión antes del 2do año. Estos resultados se enmarcan dentro de las actuales políticas de las empresas de desarrollar proyectos altamente rentables y de corta maduración.

CAPITULO II

2.1 INTRODUCCION

La concentradora "CHUMPE" de Yauricocha, cuya capacidad de procesamiento es de 1450 TMPDA, viene procesando a través de los años un mineral polimetálico con variables contenidos de pirita y caliza. Cuyos valores principales son Cu, Pb, Zn y Ag.

En cuanto al zinc la especie mineralógica principal es la esfalerita con variables proporciones de marmatita, lo cual llegaba a reportar un nivel promedio en la Ley cabeza de 3.5%.

En 1992 ante el planeamiento del Departamento de Minas al explorar zonas mineralizadas (como Exito, Cachi-Cachi, etc) y zonas circundantes a la Mina Yauricocha, determinaron por sondeo altos contenidos de zinc. El plan de minado de estas zonas, que ya esta entrando en operación, es por ello que el año 92, se proceso minerales con un promedio de 5.3% en ley de zinc. Este incremento en la ley de zinc propició que los relaves finales se incrementarán en promedio 0,8%, el año 92. Registrando una Recuperación Acumulada de 82%. En el Departamento de procesamiento de minerales, se sugirió la ampliación del Circuito de Zinc para estar en capacidad de procesar leyes con niveles como 5 o 6% tal ampliación garantizaría mejorar las recuperaciones.

Inicialmente se parte de pruebas a nivel de laboratorio, pruebas Batch a fin de obtener la Cinética del sulfuro de zinc estos nos permitiría determinar el tiempo de retención a nivel de laboratorio necesario para mejorar nuestras recuperaciones.

Se hizo pruebas a nivel de planta tomando muestras de los productos del circuito de zinc a fin de tener un balance de masa que nos dará la información técnica necesaria tal como el tiempo de residencia del zinc en la planta.

La evaluación en ambos tiempos garantizará una mayor seguridad en el diseño de la capacidad de las celdas necesarias para flotar el zinc de acuerdo con la ley de cabeza pronosticado.

Por todos los lineamientos indicados se llegó a demostrar que de no ampliarse la capacidad de flotación del circuito la eficiencia del proceso no mejoraría y mas bien podría deteriorarse al incrementarse la ley de cabeza de zinc.

Fundamentalmente el objetivo es mejorar la Recuperación del zinc en la planta concentradora "CHUMPE" de Yauricocha, mediante la ampliación del circuito de Zinc, esta permitiría mejorar los ingresos de dinero al reducir los relaves de Zinc durante el tratamiento del mineral polimetalico de Cu-PB-Zn-Ag.

CAPITULO III

FUNDAMENTOS QUIMICOS METALURGICOS

3.1 NOCIONES FUNDAMENTALES

La flotación continua siendo un proceso Industrial de Concentración de minerales de mayor aplicación Industrial en el mundo. En el Perú Empresas lideres como la SOUTHERN y CENTROMIN continúan con la flotación como proceso fundamental para la concentración de minerales sulfurados, desde el punto de vista de su aplicación Industrial, la flotación es considerada más arte que ciencia debido a la gran cantidad de variables involucradas y sus constantes fluctuaciones.

En el caso del Perú en particular de las Minas de CENTROMIN lo anterior se acentúa debido al carácter polimetálico de sus menas. La flotación en la concepción moderna es considerada como un proceso Cinético de 1er orden análogo a como acontece una Reacción Química en la cual las colisiones se producirán entre las burbujas de aire y las partículas de mineral.

El Mecanismo de como se produce la flotación se puede sintetizar de la siguiente manera, la adición de ciertos Reactivos Quimicos llamados colectores cumple una función principal la de proporcionar propiedades hidrofóbicas a las superficies de los minerales se

genera un contacto Sólido - Líquido el aire inyectado y suministrado por la base del eje del impulsor del reactor agitado o celda de flotación genera las burbujas de aire que servirán como medio de transporte de la partícula de mineral Hidrofobizada. Se genera un contacto Sólido - Líquido - Vapor y finalmente una etapa final de formación de un tamaño de burbuja apropiado y consistente la cual será proporcionada por ciertos Reactivos Químicos llamados espumantes capaces de llevar los minerales a la fase Espuma o Concentrado para su posterior remoción en el flujo de concentrado.

3.2 FLOTACION DE SULFUROS

Los minerales metálicos con respecto a sus propiedades de flotación se clasifican en sulfuros, no sulfuros y nativos. CENTROMIN PERU a través de sus 7 plantas distribuidas por toda la Sierra Central, una de ellas la planta de Procesamiento de Minerales de Yauricocha, se dedican al tratamiento de minerales metálicos sulfurados que son fuente importantísima de una serie de metales como Cobre, Plomo, Plata, Zinc, Oro, Cadmio, etc. en nuestro País la mayor parte de producto nacional esta relacionado con minerales sulfurados que se concentran por flotación.

Los Sulfuros Metálicos, tienen propiedades hidrofóbicas, son fácilmente flotables, su flotación generalmente no presentan muchas dificultades por

cuanto existen buenos colectores selectivos. En el caso de la planta concentradora de Chumpe se usa el xantato isopropílico de sodio como principal reactivo colector. Los únicos problemas de importancia práctica que surgen en la flotación de los sulfuros son las separaciones entre ellos mismos.

Un problema de gran envergadura en la flotación de los sulfuros es la influencia de la Oxidación sobre su flotabilidad, la Oxidación natural proviene de la influencia del aire y agua de las capas superiores de los yacimientos, la Oxidación parcial proviene de los minerales almacenados en contacto con agentes oxidantes tales como la humedad, el aire; se ha demostrado necesaria una pequeña oxidación para hacer flotables los sulfuros, la oxidación excesiva hidroliza las superficies de los sulfuros disminuyendo su flotabilidad

La cantidad de oxígeno necesaria para activar un sulfuro varia de un caso a otro pequeñas cantidades de oxígeno son beneficiosos para mejorar la absorción de los reactivos y los sulfuros se hacen más flotables. La oxidación profunda deja de ser una oxidación superficial del oxígeno y pasa a ser una reacción química, trae consecuentemente la formación de compuestos que son poco convenientes para la fijación de los colectores con disminución notoria de las recuperaciones.

3.2.1 Flotación de Minerales de Zinc

Los Minerales de Zinc se encuentran normalmente junto a los minerales de plomo y en la mayoría de los casos van asociados, además con minerales de Fierro, Cobre, Oro y Plata. El mineral de la Mina YAURICOCHA es un mineral neto de Plomo - Zinc, asociado mayormente a minerales de Cobre, Plata y Oro; el Zinc se encuentra mayormente en forma de esfalerita y en menor proporción de marmatita, la ganga por lo general conformada por calizas, cuarzo y pirita.

La metalurgia de los minerales de YAURICOCHA está íntimamente ligado a los antecedentes geológicos de su mena sus minerales son de una disseminación relativamente gruesa, no afectadas por la oxidación y de componentes útiles Cu-Pb-Zn-Ag-Au.

En la planta para flotar el Zinc, primero se realiza la flotación del Pb y Cu como un todo, el subproducto de esta primera flotación viene a ser el alimento fresco del cual se extraerá el zinc, debido a la presencia de minerales de fierro como la pirita, la flotación del zinc se realiza en un medio alcalino PH:12, con lo cual se mantiene deprimido las partículas de fierro.

Para flotar los minerales de Zinc es necesario activarlo previamente lo que se hace con una solución de Sulfato de Cobre aproximadamente 0.7 kg/T.M de mineral en condiciones de alta alcalinidad el Sulfato de Cobre precipita inmediatamente en forma de hidróxidos lo que los elimina casi totalmente de la solución. Sin embargo, la mínima cantidad de Sulfato de Cobre en solución debido al producto de solubilidad es suficiente para activar las superficies de los minerales de Zinc.

La activación es un proceso que consume un promedio de 15 minutos.

Universalmente para la flotación de los minerales de zinc se usa los xantatos y Espumantes convencionales. Cuando la mena de zinc es predominantemente Esfalerita su flotabilidad es dócil estos minerales responden fácilmente a los Reactivos convencionales, este es el caso de los minerales de zinc de la Mina Yauricocha.

3.3 VARIABLES FUNDAMENTALES EN EL PROCESO DE FLOTACION

La flotación es un proceso de múltiples variables, en la época presente ya se tiene un dominio práctico, no hay todavía un dominio completo tanto teórico - práctico de este campo lo que hace de la flotación más

bien un arte que una ciencia(1), a continuación se analizará las variables según su orden cronológico e importancia que se les atribuye.

3.3.1 Factor Mineral

Para una flotación es de primordial importancia la naturaleza del mineral y sus acompañantes aquí cuentan la composición química de los minerales útiles y de la ganga; su disseminación, dureza, fenómenos secundarios de oxidación y meteorización; impurezas que acompañan la mena; finalmente los antecedentes geológicos del yacimiento y su método de explotación. La composición química del componente útil flotable determina el tipo de tratamiento y reactivo de usar, existen casos en que los sulfuros están parcialmente oxidados y dependiendo del grado de oxidación se toman las medidas necesarias. Es de considerable importancia la dureza del mineral y la naturaleza de sus acompañantes, muchos minerales que son recuperables por flotación están acompañados por gangas secundarias descompuestas, estos acompañantes en los circuitos de molienda se desintegran hasta tamaños micrónicos y forman las lamas secundarias que pueden perjudicar seriamente el proceso de flotación. En General se considera que hay ventaja para la flotación cuando el mineral está acompañado por gangas silicosas preferiblemente calizas.

3.3.2 Factor Granulométrico

Todo Mineral para ser flotado tiene que ser reducido en su tamaño hasta tal punto que cada partícula represente una sola especie mineralógica esto depende de la naturaleza del mineral mismo y de su peso específico.

Es importante destacar además del tamaño de las partículas su punto de liberación, la mayoría de los minerales útiles yacen en forma dispersa, o sea, impregnan la roca matriz en forma de partículas que varían de tamaño entre varios micrones y un centenar de micrones, esto significa que si el mineral que se va a flotar no es molido hasta el punto de liberación de sus valores mineralógicos las recuperaciones van a disminuir considerablemente pues las partículas que llevan inclusiones de minerales de la ganga (middlings o productos medios) tienen una flotabilidad inferior a las partículas liberadas. En el caso de la Mina Yauricocha los sulfuros están acompañados por gangas más duras que los sulfuros. Calizas, cuarzo y pirita en su mayoría. El proceso de molienda se guía por la liberación de los sulfuros.

Las condiciones óptimas de molienda que dan las mejores recuperaciones actualmente esta en el orden del 68% - 200 Mallas del producto final del Circuito molienda - clasificación.

3.3.3 Factor Densidad de Pulpa

La pulpa que llega al circuito de flotación generalmente es el rebose de un clasificador, la densidad de la pulpa en un proceso de flotación depende de varios factores en primer lugar influye el tamaño granulométrico del rebalse densidades medianas de la pulpa entre 20 y 30% de % de sólidos no influye en la performance metalúrgica. La situación empieza a cambiar cuando se llega a condiciones extremas de gran dilución o de gran densidad.

Los inconvenientes que ofrece una pulpa demasiado densa 40% o más en % de sólidos son la reducción drástica en la velocidad de la flotación porque la cantidad de aire inyectado por el motor de la máquina de flotación es la misma e insuficiente para tratar la mayor carga de partículas minerales. Además la fricción dentro de la pulpa aumenta considerablemente y con esto la cantidad de partículas que quedan desprendidas de sus respectivas burbujas.

El inconveniente que ofrece una pulpa demasiado diluida 20% o menos son la reducción drástica del tiempo de flotación debido al incremento del flujo.

Actualmente en la Planta Concentradora de Yauricocha las condiciones óptimas de densidad de pulpa como producto del clasificador esta en el rango de 1,400 - 1,450 gr/lt lo que equivale a un rango de 25% a 35% de sólidos.

3.3.4 Factor Agua

En el proceso de flotación cada tonelada de mineral consume entre 2.5 y 3 toneladas de agua, este enorme consumo de agua industrial lo hace un factor de primordial importancia y magnitud, porque no sólo es el medio que se desarrolla el proceso, si no también la causa de muchos procesos metalúrgicos.

Este gran consumo hace casi imposible cualquier tratamiento químico previo debido al considerable costo que representaría. Por esta razón lo que se hace en las plantas es más bien evitar las contaminaciones.

Las aguas subterráneas particularmente las provenientes de las minas llevan a menudo considerables cantidades de iones de metales pesados como el Cu-Zn-Fe-Pb y otros, el tipo de iones que ingresan al proceso de flotación tiene fundamental importancia en la obtención de una adecuada metalurgia, es por ello que se debe tener especial cuidado en aquellos iones que ingresan a formar parte de la pulpa en forma descontrolada.

El agua industrial de uso en la planta proviene de la mina, acarrea a través de su recorrido una serie de iones metálicos disueltos, este problema se soluciona al adoptar el circuito alcalino de flotación la mayoría de los metales en este circuito forman hidróxidos insolubles quedando de este modo eliminada la contaminación.

3.4 TEORIA CINETICA DE FLOTACION

Normalmente se considera a la flotación como un proceso de primer orden; sin embargo, la constante cinética así definida es un valor promedio; y realmente debería considerarse una distribución de constantes ya que ella dependerá de la composición y tamaño de partícula aún tratándose de mineral de una sola especie; de esto se deduce que la constante cinética de flotación para un proceso particular;

normalmente debe decrecer aguas abajo del circuito, debido a la extracción progresiva del material fácilmente flotable.

En vista de estas restricciones, la Teoría Cinética de flotación no podría aplicarse rigurosamente a los circuitos de flotación; sin embargo, si es capaz de proveer información valiosa para estimar performance que podrían resultar de cualquier circuito tentativo de flotación.

3.4.1 Modelo Cinético de Flotación Batch

Los modelos de Balance Poblacional (o "Population Balance Models")(2) consideran que en forma análoga a como acontece una reacción química entre átomos. Moléculas ó iones en un proceso de flotación se producirán así mismo "colisiones" entre las burbujas de aire y las partículas de mineral, las que en caso de ser "exitosas" permitan flotar las especies de valor, dentro de la " fase-Espuma", para su posterior remoción en el flujo de concentrado. Es claro además, que la calidad y cantidad de concentrado a recuperar dependerá tanto de las condiciones Físico - Químicas como hidrodinámicas imperantes en la celda de flotación (o "reactor químico" : ver figura 3.4.1). Es así que para modelar adecuadamente el proceso de flotación que ocurre

dentro de una celda de flotación continua, bastaría considerar este último como un "Reactor Agitado", cuyas características de "Mezcla" y "Cinética de Reacción", asociadas a cada especie de interés, deberían ser cuantificados separadamente a objeto de posteriormente combinarlos en un simple modelo cinético de flotación continua válido para condiciones estacionarias del reactor.

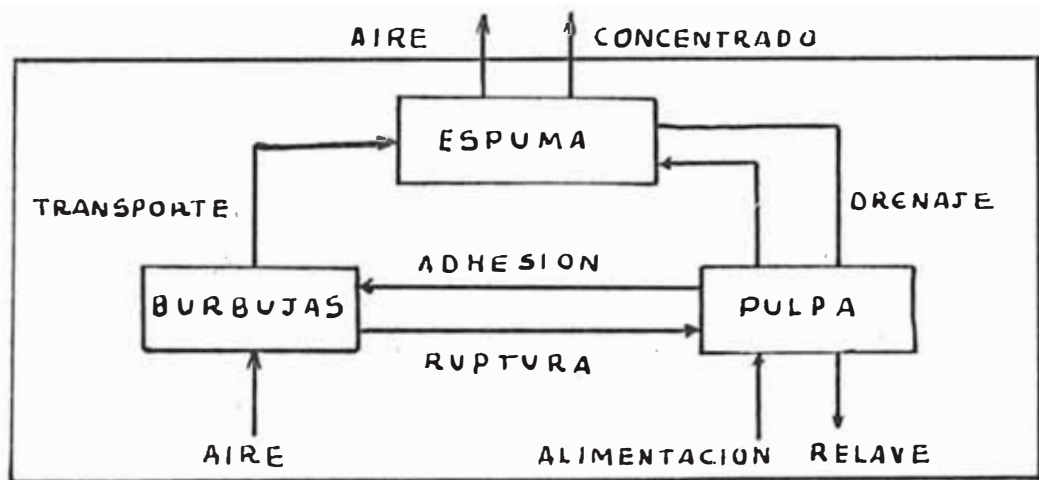


Fig. 3.4.1 Representación esquemática del Proceso de Flotación a Modelar matemáticamente.

CINETICA DE REACCIONES

En general, el rate de cambio de concentración se describe de la sgte. forma.

$$- \frac{dc}{dt} = \phi(c) \quad (1)$$

$\phi(c)$ es una función de la concentración C . Si la ecuación es de primer orden, $\phi(c)$ puede reemplazarse por Kc donde $K =$ constante cinética.

$$\therefore - \frac{dc}{dt} = Kc \quad (2)$$

integrando la Ec. 2 entre la concentración C_0 al inicio de la reacción y la concentración C_t después de un tiempo t .

$$C_t = C_0 e^{-kt} \quad (3)$$

La proporción que ha reaccionado, o la que metalúrgicamente se llama "recuperación", se da por la sgte. expresión:

$$R_B = 1 - \frac{C_t}{C_0} = 1 - e^{-kt} \quad (4)$$

3.4.2 Modelo Cinético de Flotación Continua

Para este caso se asume mezclado instantáneo (FIG. 3.4.2.1); de modo que las concentraciones en el reactor y overflow son las mismas.

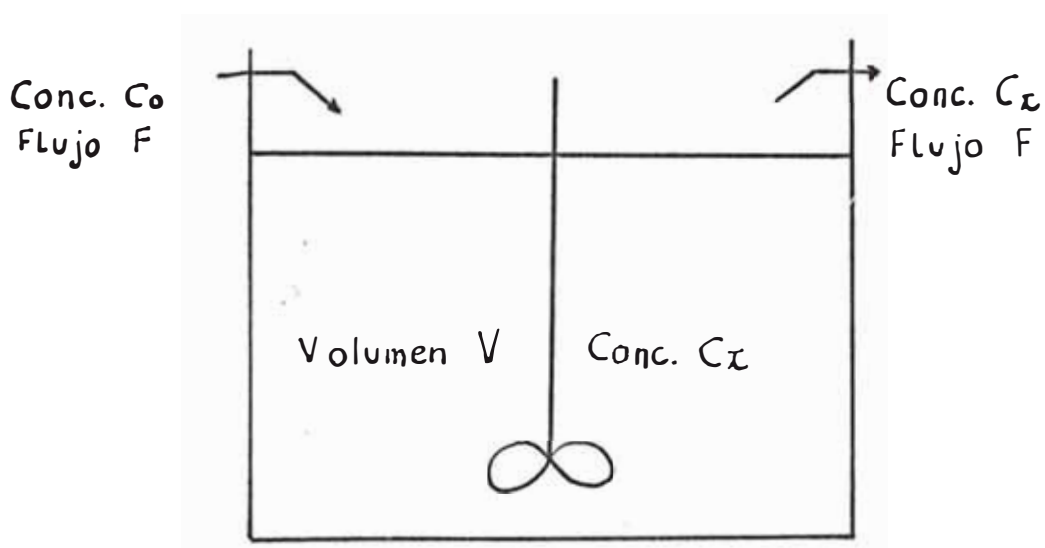


FIG. 3.4.2.1

Al considerarse el cambio de concentración que ocurre en un intervalo de tiempo dt se tendría la siguiente relación.

$$\begin{aligned} -Vdc &= F(C_0 - C_t) dt \\ -\frac{dc}{dt} &= \frac{F}{V}(C_0 - C_t) \end{aligned} \quad (5)$$

La reacción es de primer orden y el tiempo de retención promedio es

$$\begin{aligned} KC_t &= \frac{F}{V}(C_0 - C_t) = \frac{1}{T}(C_0 - C_t) \\ C_t &= C_0 \left(\frac{1}{1 + KT} \right) \end{aligned} \quad (6)$$

La proporción que ha reaccionado o la recuperación se da por:

$$R_c = 1 - \frac{C_t}{C_0} = 1 - \frac{1}{1 + KT} = \frac{KT}{1 + KT} \quad (7)$$

las ecuaciones 5 a 7 se dedujeron basándonos en una reacción continua de etapa simple, si hubieran "n" etapas y "T" denotara el tiempo total de retención en las " " etapas, la expresión para la recuperación se derivaría de la sgte. manera (Ver apéndice).

$$R_c = 1 - \frac{1}{\left(1 + \frac{KT}{n}\right)^n} \quad (8)$$

igualando las ecuaciones 4 y 8 es posible determinar las condiciones bajo las cuales se puede alcanzar las mismas recuperaciones para procesos batch y continuos.

TIEMPO DE RETENCION

Para una reacción de primer orden, la condición para la misma recuperación en proceso batch y continuo es:

$$1 - e^{-Kt} = 1 - \frac{1}{\left(1 + \frac{KT}{n}\right)^n} \quad (9)$$

La ecuación 9 se reordena del sgte. modo para hallar el radio de tiempo de retención que se requiere para alcanzar esta igualdad.

$$\frac{T}{t} = \left(e^{\frac{Kt}{n}} - 1\right) \frac{n}{Kt} \text{ ver apéndice} \quad (10)$$

el valor de este radio se da en la tabla siguiente para recuperaciones entre 75 a 99% y es válido para circuitos continuos en donde hay " " reactores en serie.

RADIOS DE TIEMPOS DE RETENCION
Radios (T/t) para diversas recuperaciones

No Reactor (n)	75%	80%	85%	90%	95%	99%
1	2.18	2.47	2.99	3.90	6.36	21.40
2	1.45	1.53	1.67	1.87	2.32	3.90
3	1.28	1.32	1.39	1.51	1.72	2.35
4	1.20	1.23	1.28	1.35	1.49	1.87
5	1.15	1.18	1.22	1.27	1.37	1.64
10	1.07	1.09	1.10	1.13	1.17	1.27
20	1.04	1.04	1.05	1.06	1.08	1.13

Se puede observar que conforme se incrementa el número de reactores continuos, el tiempo de retención requerido en el circuito continuo decrece; hasta que con $n = \infty$ el radio T/t llega a ser la unidad.

METODO GRAFICO PARA LA ESTIMACION DE PERFORMANCE EN PRUEBA CONTINUA A PARTIR DE PRUEBAS BATCH.

Si la constante cinética varia en el tiempo, la ecuación 10, no se podría aplicar en estos casos o donde el orden de la reacción no se conoce se dispone de una "solución gráfica" (3).

Se corre una prueba de flotación batch y luego se miden o calculan las concentraciones residuales en varios intervalos de tiempo si enseguida, se plotean estas concentraciones contra el tiempo, la pendiente del gráfico en cualquier punto, según se muestra en la FIG. 3.4.2.2, nos indicará el rate de reacción en ese tiempo particular, $\phi(c)$ Ecuación 1

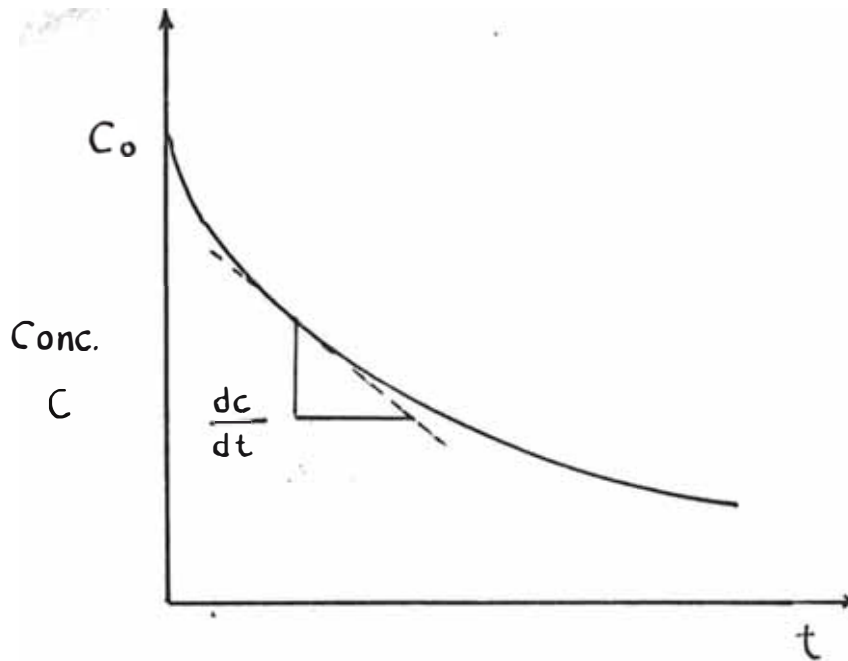


FIG. 3.4.2.2

Posteriormente, el rate de reacción $dc/dt = -\phi(c)$ se plotea contra la concentración, como se muestra en la Fig. 3.4.2.3.

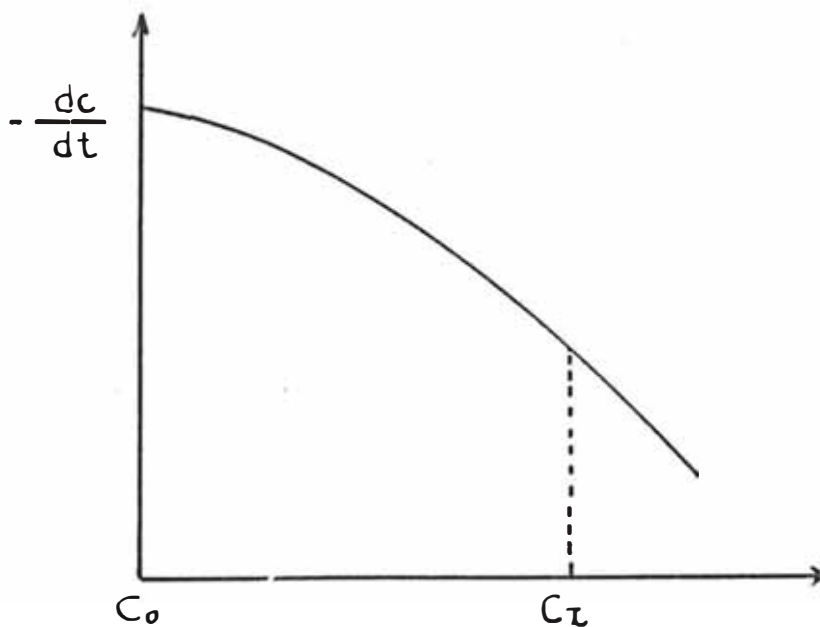


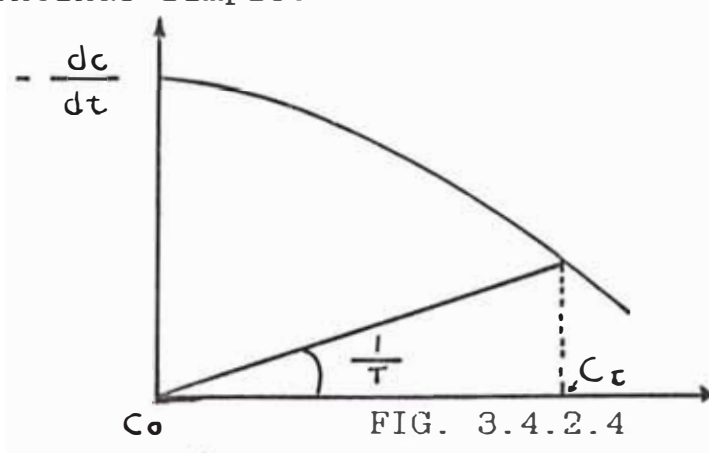
FIG. 3.4.2.3

Pero, de la ecuación 5, correspondiente a un reactor continuo: el rate de reacción $(-dc/dt)$ es directamente proporcional a $(C_0 - C_t)$, siendo la constante de proporcionalidad $F/V = 1/T$

Si se traza una línea recta con la curva a concentración C_t y unimos la intersección con el origen Fig. 3.4.2.4. La pendiente de esta línea será $1/T$ o la recíproca del tiempo de retención necesario en un reactor continuo de etapa simple, para obtener la misma recuperación que aquella indicada por el cambio de concentración $C_0 \rightarrow C_t$ en la prueba batch.

Alternativamente, si se van a usar varios reactores continuos de volumen "V" se puede encontrar el numero exacto de unidades que se requerirían para alcanzar la recuperación especificada a partir del rate de flujo F; mediante el cálculo de T y ploteando los interceptos sucesivos de líneas de pendiente $1/T$ con la curva dc/dt . Estas construcciones se ilustran en la figura 3.4.2.5.

En la Fig. 3.4.2.4, la pendiente de la línea da el tiempo de retención necesario de un reactor continuo simple.



En la Fig. 3.4.2.5, se infiere que cuatro reactores mas pequeños (T mas pequeño) son necesarios para alcanzar la misma recuperación los elegidos para este ejemplo, son todos de capacidad similar; pero, la misma técnica se podría aplicar para una serie de reactores en la cual la capacidad difiere de unidad a unidad las pendientes de las líneas ploteadas serian diferentes en cada caso.

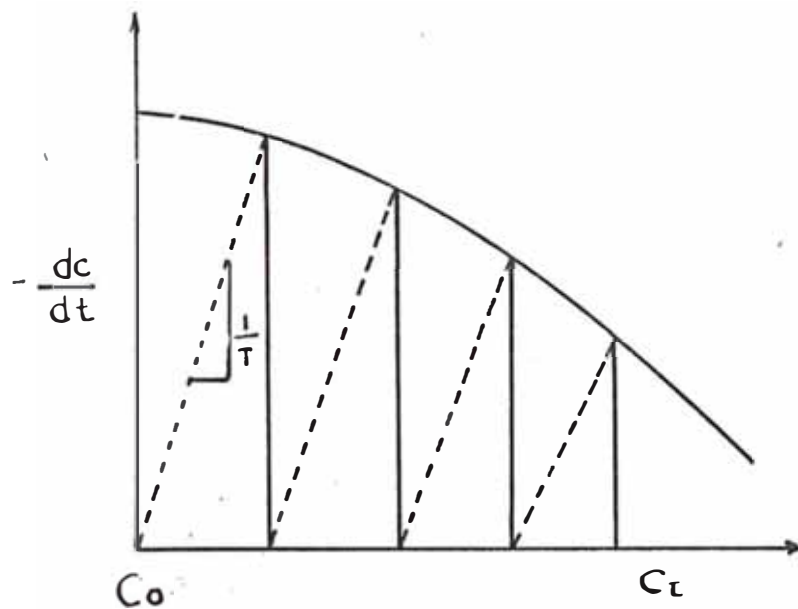


FIG. 3.4.2.5

3.4.3 Circuitos en serie y paralelo

Para clarificar la ventaja de instalar los circuitos en serie, mostraremos a través de la teoría cinética de flotación de 1er orden (4); como es que un circuito en serie teóricamente debe exhibir mejor recuperación que una disposición en paralelo; o si comparamos circuitos en paralelo; veamos, como aquel que

tiene menor número de filas debe brindar mayor recuperación que otro de mayor cantidad de filas la comparación se establece a un número constante de celdas de flotación.

Consideremos:

n - Número total de reactores

V - volumen de cada reactor

N - número de circuitos en paralelo o número de filas en el circuito

F = volumen ingresante al sistema

Asimismo, si cada fila tuviera el mismo número de reactores se deduce que el número de unidades por cada fila sería: n/N .

El flujo de pulpa en cada fila va a ser: F/N . El volumen de celdas disponible en cada fila sería: Vn/N . El tiempo de retención en cada fila sería igual a: $(Vn/N)/(F/N)$

El grado de avance o progreso de la flotación será el mismo en cada uno de los circuitos ya que ellos son idénticos y de esa manera se ha demostrado, que la recuperación a estimarse a partir de la cinética de 1er orden para un circuito en serie es: Ec. 8

$$R(c) = 1 - \frac{1}{\left(1 + \frac{KT}{n}\right)^n}$$

Para un circuito en paralelo

$$R(c) = 1 - \frac{1}{\left(1 + \frac{KnV}{F}\right)^{\frac{n}{N}}} \quad (11)$$

$$= 1 - \frac{1}{\left(1 + \frac{NVK}{F}\right)^{n/N}}$$

en la ec.11 la cantidad V/F representa el tiempo de retención por cada unidad = T/n donde "T" es el tiempo de retención total en cada circuito efectuando esta sustitución.

$$R(c) = 1 - \frac{1}{\left(1 + \frac{NKT}{n}\right)^{\frac{n}{N}}} \quad (12)$$

Si aplicamos las fórmulas anteriores a un ejemplo cualquiera de recuperación metálica, visualizaremos como varían los niveles de extracción conforme se modifica el valor de "N". Supongamos que tenemos $n = 64$ celdas instaladas en serie, $N = 1$ la recuperación calculada asumamos que resulta 95%, tenemos:

$$0,95 = 1 - \frac{1}{\left(1 + \frac{TK}{64}\right)^{\frac{64}{1}}} \Rightarrow TK = 3,066$$

Si aplicamos la fórmula para circuitos en paralelos se observa que:

$N = 1$ la recuperación es 95.0%

$N = 2$ la recuperación es 94.6%

$N = 4$ la recuperación es 94.0%

N - 8 la recuperación es 92.6%

N - 16 la recuperación es 89.8%

N - 64 la recuperación es 75.4%

lo demostrado hace ver la inconveniencia de instalar circuitos en paralelo y aún peor, si es que "N" fuera alto, lo descrito es una ventaja general de las celdas de gran volumen, es decir que no solo permiten una reducción notoria en el número de celdas por fila, lo cual es controlada por consideraciones del corto circuito a un número probable de 8; si no que permite una drástica reducción en el número de filas del circuito.

3.5 APLICACION DE LA TEORIA CINETICA DE REACCION A LA FLOTACION

Al aplicar la teoría cinética de flotación se asume que el volumen de pulpas en el concentrado se desprecia en comparación con el flujo de relave. Sin embargo, como se mencionó al inicio, normalmente habrá una distribución de constantes cinéticas, con cualquier material particular y la constante de flotación aparente e instantánea cambiaría con el tiempo, en una prueba de flotación batch; o "variará" de punto a punto en un circuito de flotación continua. Si el problema en diseño involucra la estimación de performance en pruebas continua a partir de resultados de pruebas batch, el procedimiento gráfico que hemos descrito, es válido; ya que considera las variaciones de la constante cinética.

3.6 CRITERIOS TEORICO PRACTICOS PARA EL DISEÑO DE UN CIRCUITO DE FLOTACION

Para diseñar un circuito de flotación necesariamente tenemos que basarnos en resultados obtenidos en pruebas batch de laboratorio, luego se tiene que trasladar o escalar estos resultados a circuitos continuos industriales.

La experiencia nos indica que, antes que la selección de un tipo particular de celdas lo que gravita mas en la obtención de buenos resultados metalúrgicos, es la selección del circuito, las bombas y equipos auxiliares. Esto se afirma porque se ha experimentado que cualquier tipo de celdas que existen en el mercado, siempre que se hallen en un sistema apropiadamente balanceado, pueden reproducir e incluso mejorar los resultados logrados en el laboratorio.

ASPECTOS IMPORTANTES EN LA SELECCION DE UN DIAGRAMA DE FLUJOS

Las técnicas modernas de flotación, se fundamentan en la conocida teoría cinética de que el proceso de flotación para un grupo homogéneo de partículas es de primer orden. Esto quiere decir que la cinética de flotación para cada grupo de partículas se puede expresar por la sgte. ecuación:

$$-\frac{dc}{dt} = kc \rightarrow \int_{c_0}^c -\frac{dc}{c} = \int_0^t k dt$$
$$\ln \frac{c}{c_0} = -kt$$

$\ln (\% \text{ Pérdidas en celdas}) = - \text{const. cinética} \times \text{tiempo}$

el progreso o avance de la flotación para el material total, se calcula sumando todos los procesos lineales; es decir los procesos correspondientes a cada familia de partículas que tienen un mismo rate de flotación. Debemos puntualizar que la gran dispersión en los rates de flotación del material, se debe esencialmente a dos factores: el grado de liberación y el tamaño de partículas cada uno de los procesos caracteriza a la flotación de un determinado grupo de partículas, tal como se muestra en la FIG. 3.6.1.

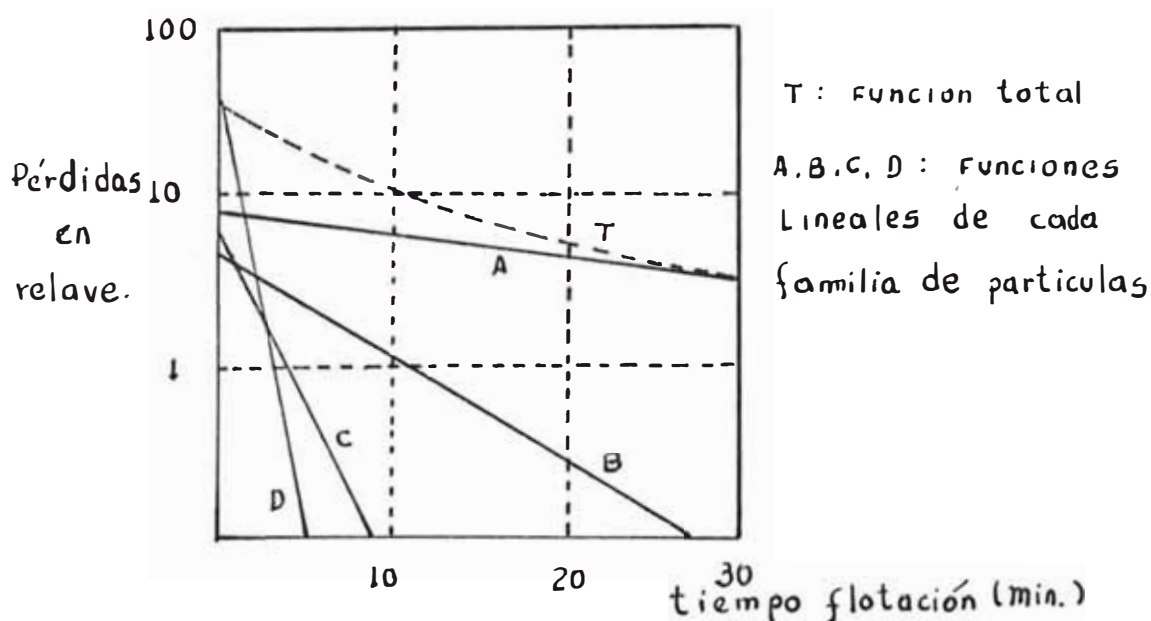


FIG. 3.6.1.

Asimismo, es conocido que la mayoría del mineral flota en los primeros minutos; mientras que para flotar la pequeña cantidad residual de valores toma un tiempo bastante prolongado. En un circuito de flotación convencional, el mineral se recupera mediante etapas Rougher y Scavenger (FIG. 3.6.2); y la distribución depende de la actividad de flotación, como se indica en el esquema siguiente:

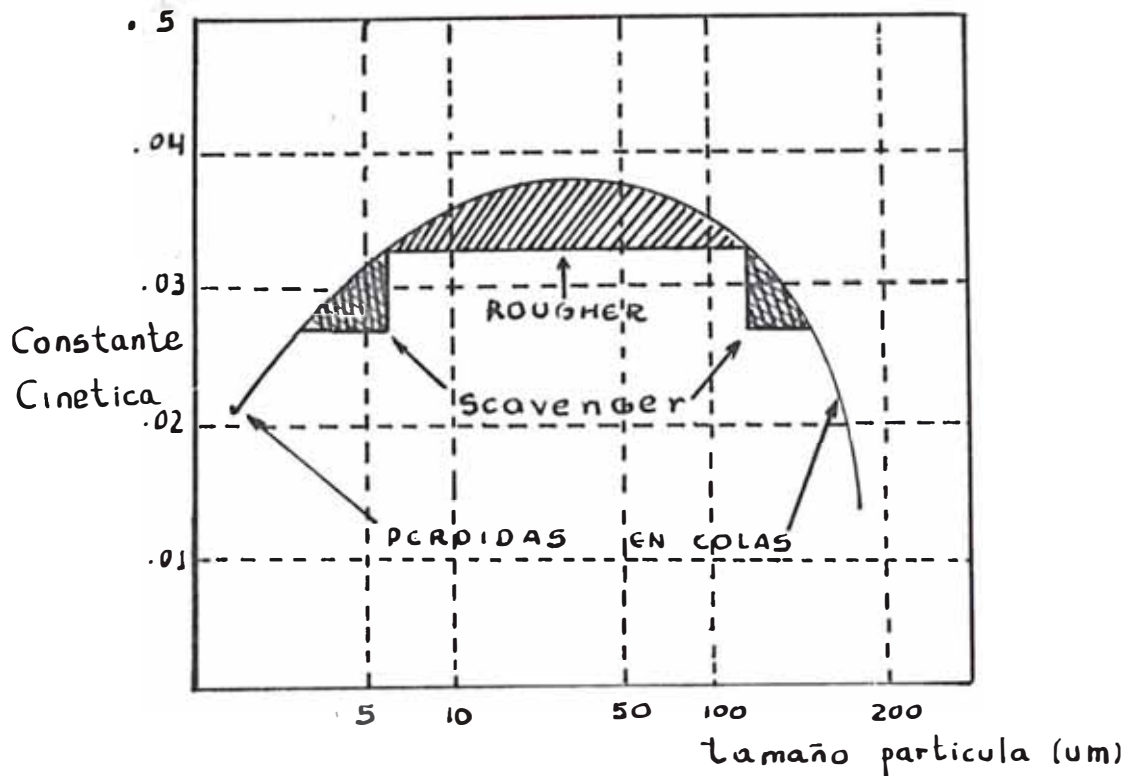


FIG. 3.6.2

De esta figura (3.6.2), se deduce que el concentrado scavenger, es muy heterogéneo, conteniendo tanto partículas gruesas como finas; mientras para la fracción de tamaño intermedio fue flotado rápidamente como concentrado Rougher. La gran diferencia en el diseño del Rougher y Scavenger, es que el concentrado del primero va hacia los limpiadores; en cambio el último recicla el concentrado al punto de alimentación del circuito.

En la FIG. 3.6.3. se muestra que el grado de concentrado final, se determina estrictamente por el grado de concentrado Rougher ingresante. Por ello con el objeto de alcanzar, el grado de concentrado especificado como el óptimo económico, es necesario mantener el grado de concentrado Rougher a un valor prefijado.

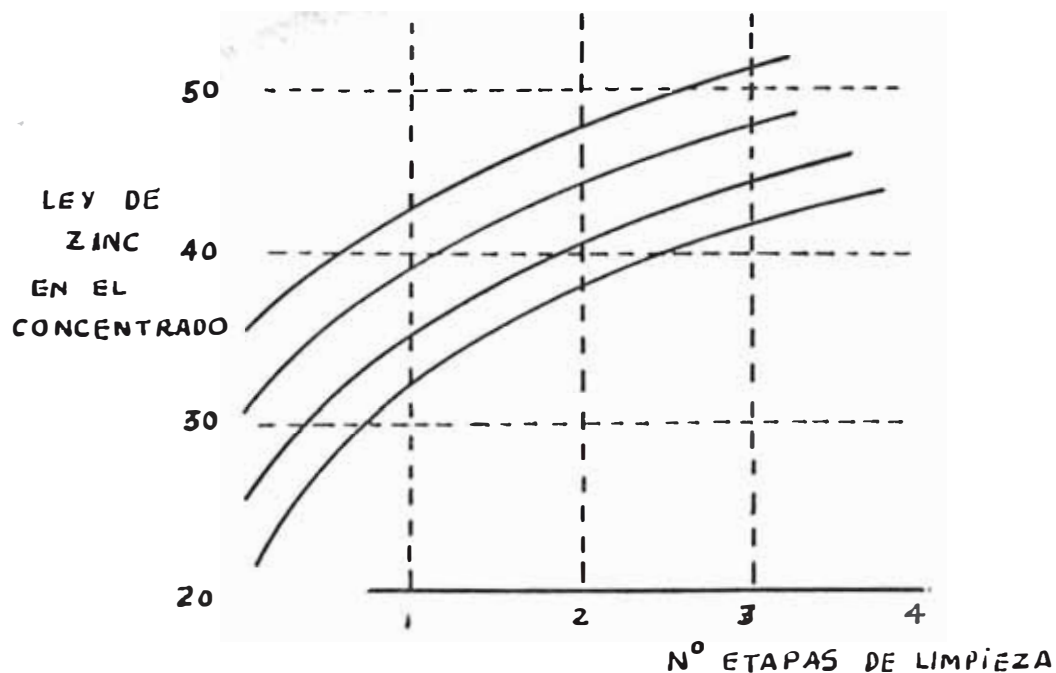


FIG. 3.6.3

COMENTARIOS SOBRE LAS CELDAS DE FLOTACION Y EQUIPO AUXILIAR

Para el diseño de un circuito de flotación, el tamaño de las celdas de flotación debería seleccionarse en proporción al flujo de pulpa del circuito. Nuestra experiencia nos enseña que el tiempo de retención nominal en cada celda, debería estar en el rango de los 30 a 60 segundos. Y además estas celdas deberían tener un flujo de aire variable y un controlador de nivel de pulpa automático para operar satisfactoriamente.

Frecuentemente se requiere de acondicionamiento; antes que la pulpa ingrese a la flotación. Esta operación unitaria se efectúa eficientemente en una

batería de acondicionadores conectados en serie para proveer condiciones de flujo pistón con una variación mínima en el tiempo de retención.

Otro punto importante (es el diseño de los canales de espuma de acuerdo a nuestra experiencia deben construirse con una inclinación de 12 a 15°; y deberían tener pendientes rectas sin ninguna curvatura esto haría posible extraer la espuma sin usar agua adicional).

Las bombas también constituyen otros componentes importantes de los circuitos de flotación. Estas máquinas deben estar capacitadas para transportar pulpas sin necesidad de alterar su dilución; y asimismo, debiera ser diseñada para bombear espumas de flotación y no ser muy sensible a las variaciones de flujo. El diseño de un adecuado sistema de distribución y alimentación de reactivos a fin de que brinde un apropiado tiempo de contacto mineral reactivo es otro de los factores que se debe tener presente.

CAPITULO IV

TECNOLOGIA Y PROCESOS DE LA CONCENTRADORA CHUMPE

4.1 GENERALIDADES

El establecimiento minero de Yauricocha y la planta concentradora de Chumpe se encuentran ubicados en la Cordillera Occidental de los Andes Peruanos a 16 kms. al Oeste de la divisoria continental (5) Políticamente se encuentra ubicado en el distrito de Alis provincia de Yauyos departamento de Lima.

Su posición geográfica está determinada por las siguientes coordenadas longitud Oeste $75^{\circ}45'$, Latitud Sur $12^{\circ}18'$ Altitud 4600 msm la Unidad de Yauricocha es de naturaleza Minera Metalúrgica y constituye una de las 7 unidades de la Empresa Minera del Centro "CENTROMIN PERU".

4.2 CAPACIDAD INSTALADA

La planta concentradora Yauricocha está diseñada para procesar 1450 toneladas métricas por día de mineral combinado de cobre, plomo, zinc y plata.

4.3 OPERACIONES UNITARIAS

4.3.1 Circuito de Trituración y Tamizaje

El mineral procesado en la concentradora Chumpe es una mezcla de minerales de las labores subterráneas de la Mina Yauricocha y las minas satélites tales como EXITO y CACHI-CACHI.

Esta mezcla de minerales es inicialmente procesada en un circuito de trituración y tamizaje el diagrama de flujo y disposición de equipos se muestra en la figura 4.3.1, se debe indicar que el tamizaje primario se realiza en un cedazo vibratorio de 5' x 9' de doble piso, en el primer piso esta provisto de grizzlies con una abertura promedio de 5" y el piso inferior esta provisto de mallas metálicas con aberturas de 5-1/4" x 1-1/4", el tamizaje secundario también de doble piso provistos ambos pisos de mallas metálicas con aberturas de 2-1/2" x 2-1/2" x 5-1/4" x 1-1/4" respectivamente; el producto final del circuito es de 3/4".

4.3.2 Circuito de Molienda y Clasificación

La Molienda primaria se realiza en un molino Marcy de 7' x 12' operando con barras de 3' como carga molturante, la molienda secundaria se realiza en dos molinos Marcy de 8' x 6' operando con bolas de 2,5" (70%), 2" (20%) y 1,5" (10%) diámetros y porcentajes respectivos.

La clasificación se realiza en una sola etapa, mediante ciclones Krebs de 20' de diámetro provistas de un vortex finder de 5-1/4" y un apex 2-3/4". El producto final del circuito es de 68% Malla - 200 como promedio.

4.3.3 Circuito de Flotación

Comprende dos secciones flotación Bulk y flotación Zinc (ver Fig. 4.3.2)

Sección Flotación Bulk

Antes de la flotación Bulk en la etapa de molienda primaria se adiciona el sulfato de zinc, en la etapa de molienda secundaria se adicionan el cianuro de sodio y el espumante y en la etapa de clasificación(rebose) se adiciona el xantato isopropílico de sodio.

La flotación Bulk se realiza en una etapa de flotación ROUGHER, 2 etapas de flotación SCAVENGER y 5 etapas de limpieza. En el mismo circuito de flotación se adiciona sulfato de zinc en el 1er SCAVENGER, 1ra. y 2da. Limpiadora, asimismo el xantato isopropílico de sodio se adiciona en el 1er SCAVENGER.

Sección Flotación Zinc

Antes de la flotación Zinc en la etapa de acondicionamiento se adicionan el sulfato de cobre y el xantato isopropílico de sodio.

La flotación de zinc se realiza en una etapa de flotación ROUGHER, 2 etapas de flotación SCAVENGER y 3 etapas de Limpieza.

En el mismo circuito de flotación se adiciona xantato isopropílico de sodio en el 1er SCAVENGER y cal en la 2da. etapa de limpieza.

4.3.4 Circuito de Eliminación de Agua (Ver Fig. 4.3.2)

Conformado por dos espesadores de 50' x 10' y 3 filtros de tambor operando a un vacío de 5 a 10 pulgadas de Mercurio.

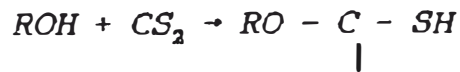
4.3.5 Circuito de Bombeo y Disposición de relaves (Ver Fig. 4.3.2)

Se inicia con el espesamiento de la pulpa (Relave) proveniente de la planta, se adicionan reactivos floculantes que ayudan a obtener una mayor velocidad de sedimentación y lograr un rebose limpio y libre de sólidos en suspensión. El sistema de bombeo se realiza mediante tres bombas quintuplex.

4.4 REACTIVOS QUIMICOS

Colectores o Promotores.- cuya función es proporcionar propiedades hidrofóbicas a las superficies de los minerales

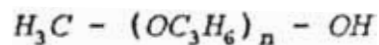
a) Xantatos.- que son sales del ácido xantático, que se produce al reaccionar un alcohol con disulfuro de carbono



consumo unitario: 0.066 kg/'m. de mineral

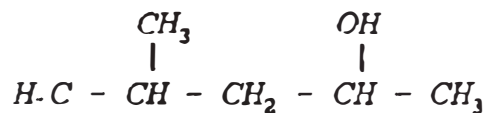
- Espumantes.- permiten la formación de una espuma estable de tamaño de burbujas apropiado para llevar los minerales al concentrado entre los de mayor uso tenemos:

- a) Polypropilene Glycol Ether (Dowfroth-200); cuya fórmula general es



- Consumo unitario promedio : 0.031Kg/'m de mineral

- b) Metil Isobutil Carbinol (Frother - 70) cuya fórmula general es:



Consumo unitario promedio: 0.011 Kg/'m de mineral

MODIFICADORES	Consumos Unitarios Kg/'M mineral
a.- Sulfato de zinc	0.701
b.- Cianuro de sodio	0.063
c.- Sulfato de cobre	0.661
d.- Cal	3.505
e.- Floculantes	0.011

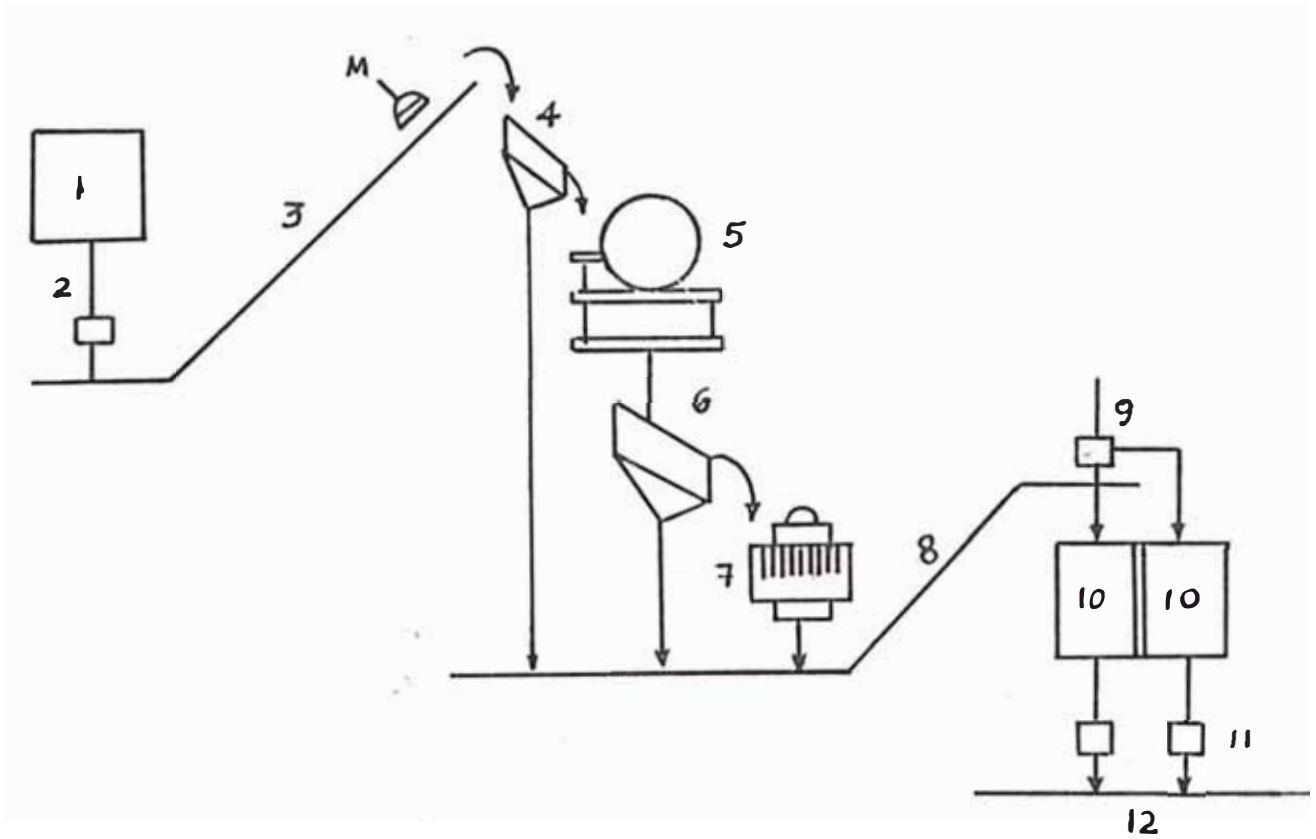
4.5 ABASTECIMIENTO Y CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA

El abastecimiento de la energía eléctrica se realiza desde el sistema hidroeléctrico interconectado la Oroya/Pachachaca - Malpaso - Yaupi, que a través de la sub-estación de la Oroya nueva y mediante una línea de 69 Kv llega a la subestación de Yauricocha.

El consumo unitario de energía eléctrica es como sigue:

Chancado	4.32
Molienda	9.64
Flotación Bulk	6.80
Flotación Zinc	4.19
Eliminación de agua	4.32
Disposición de relaves	9.64
Vacios	<u>6.80</u>
TOTAL	40.41

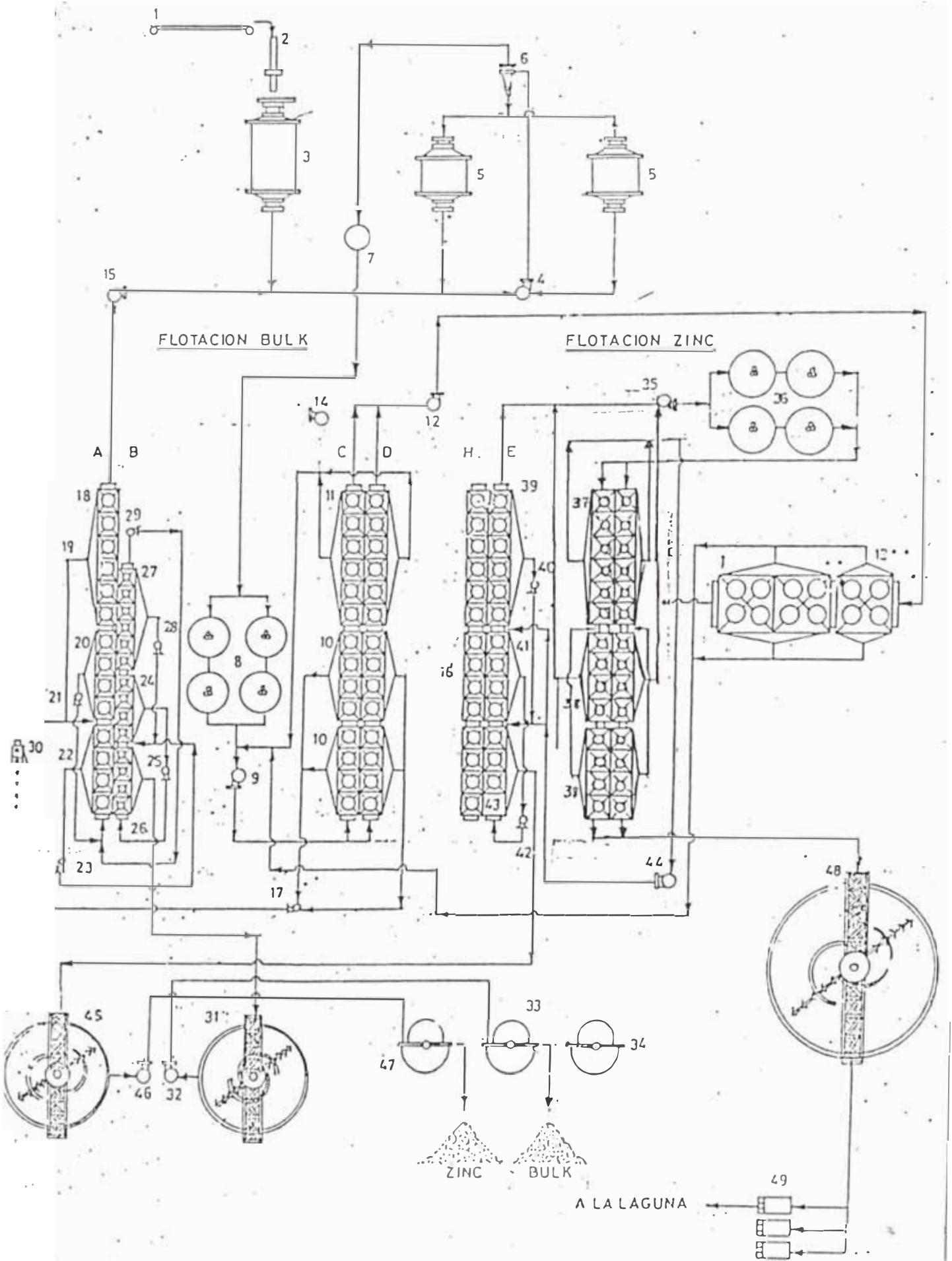
CONCENTRADORA YAURICOCHA
PLANTA DE CHANCADO 1,340 TMS/24 HORAS
(FIG. 4.3.1)



LEYENDA

No	Cant.	DESCRIPCION
1	1	TOLVA DE MINERAL GRUESO, 500 TCS de CAPACIDAD
2	2	ALIMENTADOR DE FAJA DE MINERAL GRUESO 48" x 50'
3	1	FAJA TRANSPORTADORA DE 36" x 400'
4	1	CEDAZO VIBRATORIO ALLIS CHALMERS DOBLE PISO 5' x 9'
5	1	CHANCADORA DE QUIJADA ROGERS DE 24" x 36"
6	1	CEDAZO VIBRATORIO ALLIS CHALMERS DOBLE PISO 4' x 10'
7	1	CHANCADORA GIRATORIA SYMONS STANDARD DE 4'
8	1	FAJA TRANSPORTADORA DE 24" x 670'
9	1	CUCHILLA ABERTURA VARIABLE (ENTRE ESTA Y LA FAJA)
10	2	TOLVA DE FINOS 600 TCS DE CAPACIDAD
11	4	ALIMENTADOR DE FAJA DE MINERAL FINO DE 48" x 50'
12	1	FAJA TRANSPORTADORA DE 38" x 165'
M	1	MAGNETO

CENTRADORA YAURICOCHA
 DE MOLIENDA, FLOTACION, ELIMINACION DE AGUA
 Y BOMBEO DE RELAYES
 (FIG. 4.3.2)



NERA DEL CENTRO DEL PERU

CONCENTRADORA YAURICOCHA

CIRCUITOS DE MOLIENDA, FLOTACION
ELIMINACION DE AGUA Y DISPOSICION DE RELAVES

DIAGRAMA DE FLUJO

CIRCUITO DE MOLIENDA

No	<u>Cant.</u>	DESCRIPCION
1	1	Faja Transportadora 30" x 165' (No. 3)
2	1	Faja transportadora 24" x 99' (No. 4)
3	1	Molino de barras 7' x 12'
4	2	Bombas Wilfley 5 K (No. 2 y 3)
5	2	Molinos de Bolas 8' x 6'
6	2	Ciclones Krebs de 20"
7	2	Cedazos Swecq de 48"

CIRCUITO DE FLOTACION BULK

No	<u>Cant.</u>	DESCRIPCION
8	4	Acondicionadores Denver 7' x 7'
9	2	Bombas Denver SRL 8" x 6" (No. 4 y 5)
10	16	Celdas Agitair No.48 - Rougher
11	12	Celdas Agitair No.48 - Scavenger
12	2	Bombas Wilfley 5 K (No. 21 y 22)
13	3	Celdas Agitair No.120 - Scavenger II
14	2	Bombas (No.6 D: 8 x 6 y 6A Wilfley 4C)
15	1	Bomba Wilfley 5 K (No. 1)
16	14	Celdas Agitair No. 48
17	1	Bomba Galigher 1 1/2" (No. 7A)
18	6	Celdas Agitair No. 48 - 1ra. Limp.
19	6	Bomba Galigher 2 1/2" (No. 7)
20	4	Celdas Agitair No. 48 - 2da. Limp.
21	1	Bomba Galigher 2 1/2" (No. 8)
22	4	Celdas Agitair No. 48 - 3ra. Limp.
23	2	Bombas (No. 9 W-3CA y No.10 W-2C)
24	4	Celdas Agitair No. 36 - 4ta. Limp.
25	1	Bomba Galigher 2 1/2" (No. 12)
26	4	Celdas Agitair No. 36 - 5ta. Limp.
27	6	Celdas Agitair No. 36 - 3ra. Limp.
28	1	Bomba Galigher 2 1/2" (No. 11)
29	1	Bomba Galigher 2 1/2" (No. 10A)
30	6	Celdas Agitair No. 24

MINERA DEL CENTRO DEL PERU

CONCENTRADORA YAURICOCHA

CIRCUITOS DE MOLIENDA, FLOTACION
ELIMINACION DE AGUA Y DISPOSICION DE RELAVES

DIAGRAMA DE FLUJO (CONTINUACION)

CIRCUITO DE ELIMINACION DE AGUA (COBRE/PLOMO)

No	Cant.	DESCRIPCION
30A	2	Bombas Galigher 2 1/2" (No.13 y 13A)
31	1	Espesador de 50' x 10'
32	1	Bomba Wilfley 4C (No. 20)
33	1	Filtro de Tambor 8' x 12'
34	1	Filtro de Tambor 8' x 12'

CIRCUITO DE FLOTACION DE ZINC

No	Cant.	DESCRIPCION
35	2	Bombas Wilfley 5 K (No. 14 y 15)
36	4	Acondicionadores Denver 7' x 7'
37	12	Celdas Agitair No.48 - Rougher
38	16	Celdas Agitair No.48 - Scavenger I y II
39	6	Celdas Agitair No. 48 - 1ra. Limp.
40	1	Bomba Galigher 2 1/2" (No. 17)
41	4	Celdas Agitair No. 48 - 2da. Limp.
42	1	Bomba Galigher 2 1/2" (No. 18)
43	4	Celdas Agitair No. 48 - 3ra. Limp.
44	1	Bomba (W : 5 K No. 16A y G : 4" No.16)

CIRCUITO DE ELIMINACION DE AGUA (ZINC)

No	Cant.	DESCRIPCION
45	1	Espesador 50' x 10'
46	1	Bomba Wilfley 4 C (No. 19)
47	1	Filtro de Tambor 8' x 12'

CIRCUITO DE ELIMINACION DE RELAVES

No	Cant.	DESCRIPCION
48	1	Espesador de 100' x 14'
49	3	Bombas Wilson Snyder (No. 23, 24, 25)

CAPITULO V

ESTUDIOS EXPERIMENTALES

5.1 ESTUDIOS A NIVEL DE LABORATORIO

En diferentes oportunidades se ha venido efectuando pruebas de flotación con el relave final de la concentradora Chumpe, detectándose significativas cantidades de Sulfuro de Zinc flotable. Estas pruebas fueron corridas con y sin reactivos notándose que aun en el segundo caso en que solo se sometió la pulpa a flotación mecánica se logró cierta extracción del Sulfuro que dieron indicios concluyentes sobre una posible falta de tiempo de retención en el circuito actual de flotación de zinc.

Dados estos resultados se hizo necesaria la determinación de la cinética de flotación de la Esfalerita - Marmatita que se tiene en esta unidad. Las pruebas respectivas se corrieron con la pulpa de ingreso al circuito de zinc, considerando inclusive la carga circulante para incluir el efecto de este material sobre el rate de flotación de la pulpa.

5.1.1 Flotación Batch Fraccionada Relave Final

El siguiente cuadro muestra los resultados metalúrgicos al flotar el relave final de Zinc. Se muestran 3 pruebas con los relaves actuales de la planta.

CUADRO No. 5.1.1.1

PRUEBA N° 1	%PESO ACUMULADO	CONCENTRADOS		RELAVES		% RECUPERACION	
		% Zn	% Fe	% Zn	% Fe	Zinc	Fierro
Conc. 1/2'	3,1	25,10	9,5	0,68	7,4	54,0	4,0
Conc. +1/2'	5,4	18,50	10,7	0,47	7,2	69,3	7,8
Conc. +1'	8,3	13,60	11,6	0,34	7,0	78,4	12,9
Conc. +1'	12,0	9,95	11,9	0,28	6,8	82,9	19,3
Relave 3'	88,0	0,28	6,8	-	-	17,1	80,7
Cabeza Calculada	100,0	1,44	7,4	-	-	100,0	100,0
PRUEBA N° 2	%PESO ACUMULADO	CONCENTRADOS		RELAVES		% RECUPERACION	
		% Zn	% Fe	% Zn	% Fe	Zinc	Fierro
Conc. 1/2'	2,5	27,40	17,6	0,93	18,4	43,0	2,4
Conc. +1/2'	4,0	23,01	19,0	0,70	18,3	57,8	4,1
Conc. +1'	7,4	15,10	20,7	0,51	18,1	70,2	8,3
Conc. +1'	9,3	12,63	21,5	0,46	18,0	73,8	10,9
Relave 3'	90,7	0,46	18,0	-	-	26,2	89,1
Cabeza Calculada	100,0	1,59	18,3	-	-	100,0	100,0
PRUEBA N° 3	%PESO ACUMULADO	CONCENTRADOS		RELAVES		% RECUPERACION	
		% Zn	% Fe	% Zn	% Fe	Zinc	Fierro
Conc. 1/2'	3,5	5,10	20,2	0,29	15,2	39,60	4,5
Conc. +1/2'	5,2	4,17	20,1	0,25	15,2	48,18	6,7
Conc. +1'	6,6	3,62	20,2	0,23	15,1	53,09	8,6
Conc. +1'	7,5	3,32	20,5	0,22	15,0	55,30	10,0
Relave 4'	92,5	0,22	15,0	-	-	44,70	90,0
Cabeza Calculada	100,0	0,45	15,4	-	-	100,0	100,0

COMENTARIOS DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS

En el cuadro No.5.1.1.1 se muestra la flotación Batch fraccionada del relave final obsérvese que en el 3er. minuto de flotación del relave final se extrae un concentrado que promedia alrededor del 11% prueba No. 1 y 2, este grado es mejor cuando el relave reporta más alto, decreciendo cuando se tiene un relave en planta bastante limpia Prueba No. 3.

En las pruebas 1 y 2 en el 3er. minuto de flotación se obtienen concentradas de Zinc superiores a la cabeza fresca de ingreso al circuito de zinc que actualmente se trata en Yauricocha (5.3%).

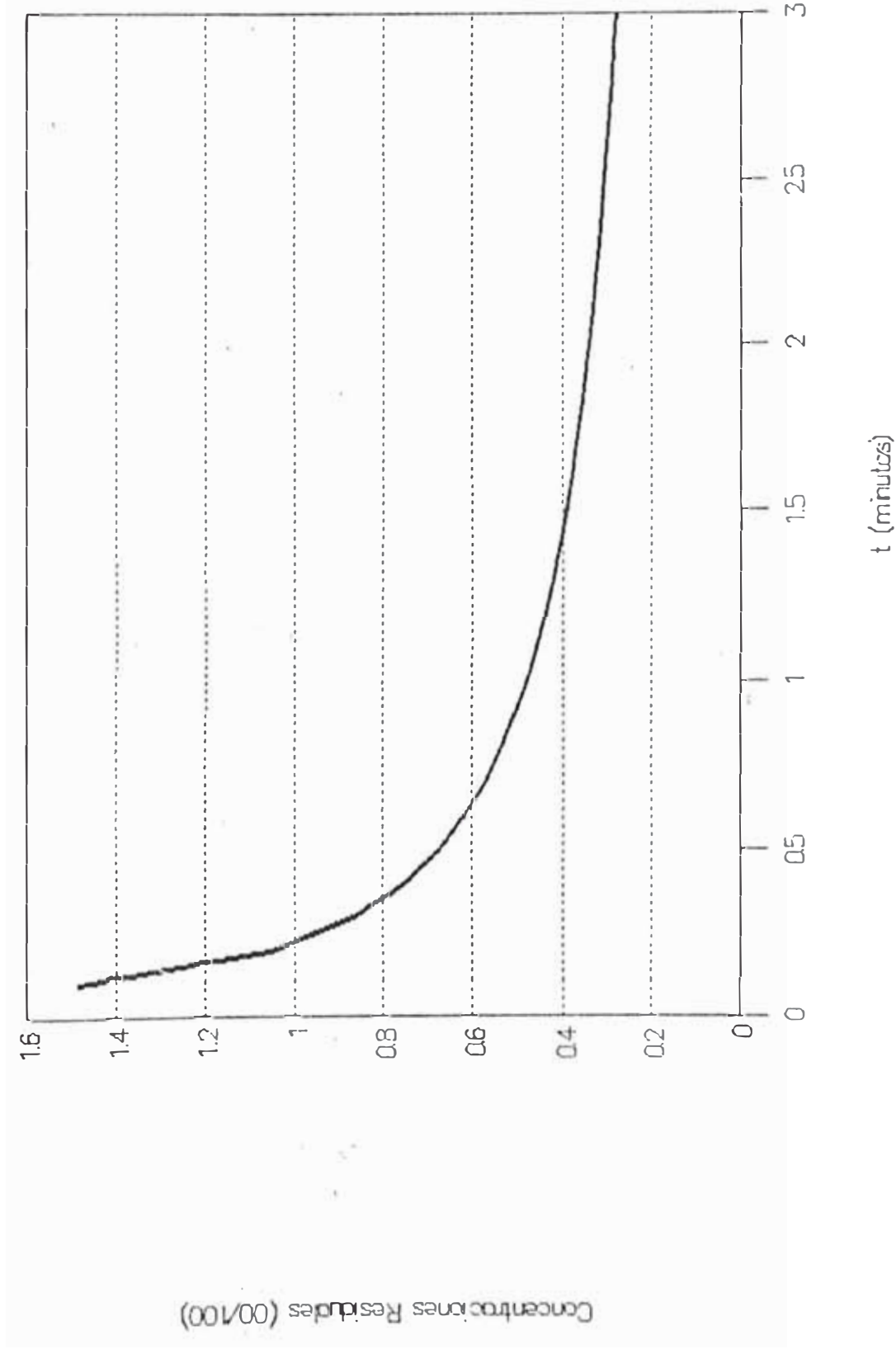
Al aplicar la teoría Cinética de reacción a la flotación batch, la constante de flotación aparente o instantánea cambiara con el tiempo, el orden de la reacción no se conoce, habrá una distribución de constantes cinéticas correspondientes a cada familia de partículas, la gran dispersión en los rates de flotación se deben a dos factores. El grado de liberación y el tamaño de partículas.

Aplicando el método gráfico para la estimación de performance en prueba continua a partir de pruebas batch (3) obtenemos los siguientes gráficos que se muestran.

En las figuras 5.1.1.1 (pruebas 1,2,3) se muestra el ploteo de las concentraciones residuales vs tiempo, en las figuras 5.1.1.2 (pruebas 1,2,3) se muestra la variación de la cinética de flotación del zinc a partir de los relaves actuales de la planta se indica la disminución de los relaves finales que se obten-

Concentraciones Residuales a traves

Tiempo (Fig. 5.1.1.1 Prueba Nro. 1)



drían al aumentar el tiempo de retención Rougher Scavenger.

Como el problema de diseño involucra la estimación de performance en prueba continua a partir de resultados de pruebas bath este procedimiento gráfico es válido; ya que considera las variaciones de la constante cinética. (Ver hojas de trabajo presentadas en el APENDICE).

5.1.2 Flotación Batch de la Pulpa de Ingreso al Circuito de Zinc

El siguiente cuadro muestra los resultados metalúrgicos al flotar la cabeza total al circuito de Zn.

CUADRO No. 5.1.2.1

PRUEBA N° 1	% PESO ACUMULADO	CONCENTRADOS		RELAVES		% RECUPERACION	
		% Zn	% Fe	% Zn	% Fe	Zinc	Fierro
Conc. 1'	17,4	37,6	16,0	2,99	22,9	72,6	12,8
Conc. +1'	23,7	33,6	18,4	1,39	22,8	88,5	20,1
Conc. +3'	30,5	27,5	20,9	0,90	22,1	93,2	29,4
Conc. +3'	34,9	24,4	22,3	0,76	21,4	94,5	35,9
Relave Final	65,1	0,8	21,4	-	-	5,5	64,1
Cabeza Calculada	100,0	9,0	21,7	-	-	100,0	100,0
Cabeza fresca	-	5,8	-	-	-	-	-
PRUEBA N° 2	% PESO ACUMULADO	CONCENTRADOS		RELAVES		% RECUPERACION	
		% Zn	% Fe	% Zn	% Fe	Zinc	Fierro
Conc. 1'	11,4	30,6	14,8	1,73	18,0	69,7	9,6
Conc. +1'	15,6	27,4	16,6	0,87	17,8	85,4	14,7
Conc. +1'	18,9	24,1	18,3	0,58	17,5	91,0	19,6
Conc. +2'	21,9	21,4	19,6	0,42	17,1	93,7	24,3
Conc. +3'	24,5	19,5	20,7	0,33	16,6	96,5	28,8
Relave Final	75,5	0,3	16,6	-	-	4,5	71,2
Cabeza Calculada	100,0	5,0	17,6	-	-	100,0	100,0
Cabeza fresca	-	3,8	-	-	-	-	-

Los cuadros precedentes muestran dos materiales completamente diferentes en cuanto a su ley de cabeza.

COMENTARIO FLOTACION BATCH DE LA PULPA DE INGRESO AL CIRCUITO DE ZINC

En cuanto a la flotación fraccionada de la pulpa de cabeza de zinc incluyendo carga circulante, se observa que en los primeros 3 minutos se obtiene grados de concentrados que promedian. 25%, cuadro No.5.1.2.1, lo cual es considerado un buen nivel para poder conseguir concentrados comerciables mayores de 50%.

Por otro lado al efectuar esta flotación batch hasta tiempos prolongados es decir 8 minutos es observable que para cabezas altas 5.8% de Zn se tiene relaves aceptables de 0,76%. Este fenómeno podría indicar que los sulfuros de zinc que actualmente se pierden en el relave, son flotables y no se recuperan por falta de retención. Si queremos reproducir estos resultados en planta el tiempo de retención tendría que ser de 16 minutos para un factor de escalamiento laboratorio planta de 2 (2).

Se observa en la 2da. prueba que para cabezas bajas 3.8% de zinc, menores que el promedio de 1992 5,3% se obtiene un excelente relave de 0,30%

al flotar en prueba batch 8 minutos, lo cual también indica mejora en el proceso.

5.2 ESTUDIOS A NIVEL DE PLANTA

A fin de tener una información más realista sobre la cinética de flotación del sulfuro de zinc; se procedió a muestrear el circuito Rougher. Scavenger de la planta. Este muestreo se realizó en el propio terreno operacional, extrayendo muestra de concentrados y relaves cada dos celdas del circuito con el objeto de ver la variación de estos productos parciales a través del tiempo. Asimismo estas cifras nos permitirían calcular las recuperaciones fraccionadas por celdas y finalmente hallar la cinética del sulfuro en el propio circuito de la planta.

5.2.1 Determinación de la Cinética del Sulfuro de Zinc

RESULTADOS OBTENIDOS DEL MUESTREO CADA DOS CELDAS
EN EL CIRCUITO ROUGHER-SCAVENGER ZINC DE LA
PLANTA CONCENTRADORA

CUADRO No. 5.2.1.1

PRIMER MUESTREO	CONCENTRADOS		RELAVES		% RECUPERACION	
	% Zn	% Fe	% Zn	% Fe	Zinc	Fierro
Cabeza total zinc	8,1	22,4	-	-	100,00	100,00
Celdas N° 01 - 02	28,4	22,9	6,4	21,2	20,99	5,36
Celdas N° 02 - 04	21,9	24,2	5,1	20,6	37,04	8,04
Celdas N° 05 - 06	18,1	26,0	3,6	20,4	55,56	8,93
Celdas N° 07 - 08	18,0	27,4	2,5	19,8	69,14	11,61
Celdas N° 09 - 10	19,9	27,8	2,1	19,6	74,07	12,50
Celdas N° 11 - 12	19,4	28,4	1,7	19,4	79,01	13,39
Celdas N° 13 - 14	13,5	30,4	1,3	19,2	83,21	14,29
SEGUNDO MUESTREO	CONCENTRADOS		RELAVES		% RECUPERACION	
	% Zn	% Fe	% Zn	% Fe	Zinc	Fierro
Cabeza total zinc	6,0	18,6	-	-	100,00	100,00
Celdas N° 01 - 02	19,8	22,6	4,4	17,8	26,67	4,30
Celdas N° 02 - 04	21,7	23,2	2,9	16,8	51,67	9,68
Celdas N° 05 - 06	18,9	23,8	2,0	16,3	66,67	12,37
Celdas N° 07 - 08	18,1	25,0	1,7	16,1	71,67	13,44
Celdas N° 09 - 10	15,5	27,6	1,3	16,0	78,73	13,98
Celdas N° 11 - 12	11,5	31,2	0,9	15,6	85,00	16,13
Celdas N° 13 - 14	7,0	32,2	0,5	15,2	91,66	18,28

Las muestras fueron extraídas de los dos bancos Rougher Scavenger de Zn, los cuales se hallan en paralelo.

El primer muestreo corresponde a una operación en que se tuvo una ley de cabeza fresca 6,8% de Zn. Mientras que el segundo muestreo se tuvo una cabeza fresca de 4,4% de Zn.

COMENTARIO DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS

El muestreo cada dos celdas en el propio circuito Zn. se puede observar que la mayor parte de este sulfuro se recuperan en las 12 primeras celdas del circuito (6 celdas en 2 filas en paralelo). Aproximadamente 60% de la recuperación total. Luego la recuperación continua incrementando a través de las celdas subsiguientes, aunque con una velocidad más lenta se puede apreciar en la Fig. No. 5.2.1., también es notorio que en las últimas celdas las recuperaciones todavía muestran notaría tendencia ascendente que también hacen ver la posibilidad de falta de retención en el circuito.

La tendencia ascendente de recuperaciones que se observa aun en las últimas celdas del circuito, es más pronunciada cuando se tienen cabezas altas o sea relaves también altos, esto es mejor ilustrado en la Fig. No. 5.2.1 en donde se muestran los niveles de extracción de zinc obtenidos, conforme la pulpa va atravesando el circuito. En el mismo gráfico se presenta la velocidad de flotación de la piritita observándose que muestra dirección ascendente pero a un nivel mucho más bajo que para la esfalerita; lo cual incide positivamente en la selectividad del proceso.

5.2.2 Balance de Materiales del Circuito de Zinc.

Para tener información sobre el tiempo actual de retención en el circuito de zinc, se realizaron muestreos durante un turno 8 hrs; el tonelaje de tratamiento registro 62 toneladas cortas húmedas por hora de mineral, el promedio de humedad fue de 7% , los resultados metalúrgicos fueron los siguientes, según se nota en el cuadro 5.2.2.1.

Ver apéndice para el cálculo recuperaciones,/tonelaje para 3 productos.

CUADRO N° 5.2.2.1

	T.M.S.H.	% Cu	% Pb	% Zn	gr/t AG
Entrada	52,4	0,25	2,5	6,1	130
Concentrado Bulk	2,2	3,00	52,0	5,8	1800
Concentrado Zinc	5,5	0,65	1,5	51,0	180,73
Relaves	44,7	0,08	0,22	0,6	45

Para el circuito de Zinc : Tenemos el siguiente Balance de masa.

Masa que ingresa = masa sale + acumulación

En estado estacionario ya no se registra acumulación del circuito emergen dos flujos concentrados de Zinc y relaves por lo tanto :

Masa que ingresa - flujo de masa concentrado de Zinc +
 flujo de masas de relaves.
 - 44.7 + 5.5

Masa que ingresa
 al circuito de Zn
 o relave Bulk - 50,2

Durante el turno de las 8 horas se muestreó el circuito de Zinc. Extrayendo muestra de concentrados y relaves de cada etapa del circuito (1 etapa Rougher. 2 etapas Scavenger y 3 etapas de limpieza), con el objeto de cuantificar los flujos de alimentación de las etapas Rougher y Scavenger.

Los resultados de este Balance de materiales se resume en el cuadro No.5.2.2.2 asimismo se muestra el Flow Sheet del circuito de Zn, indicando los flujos respectivos. Ver figura adjunta (FIG. 5.2.2)

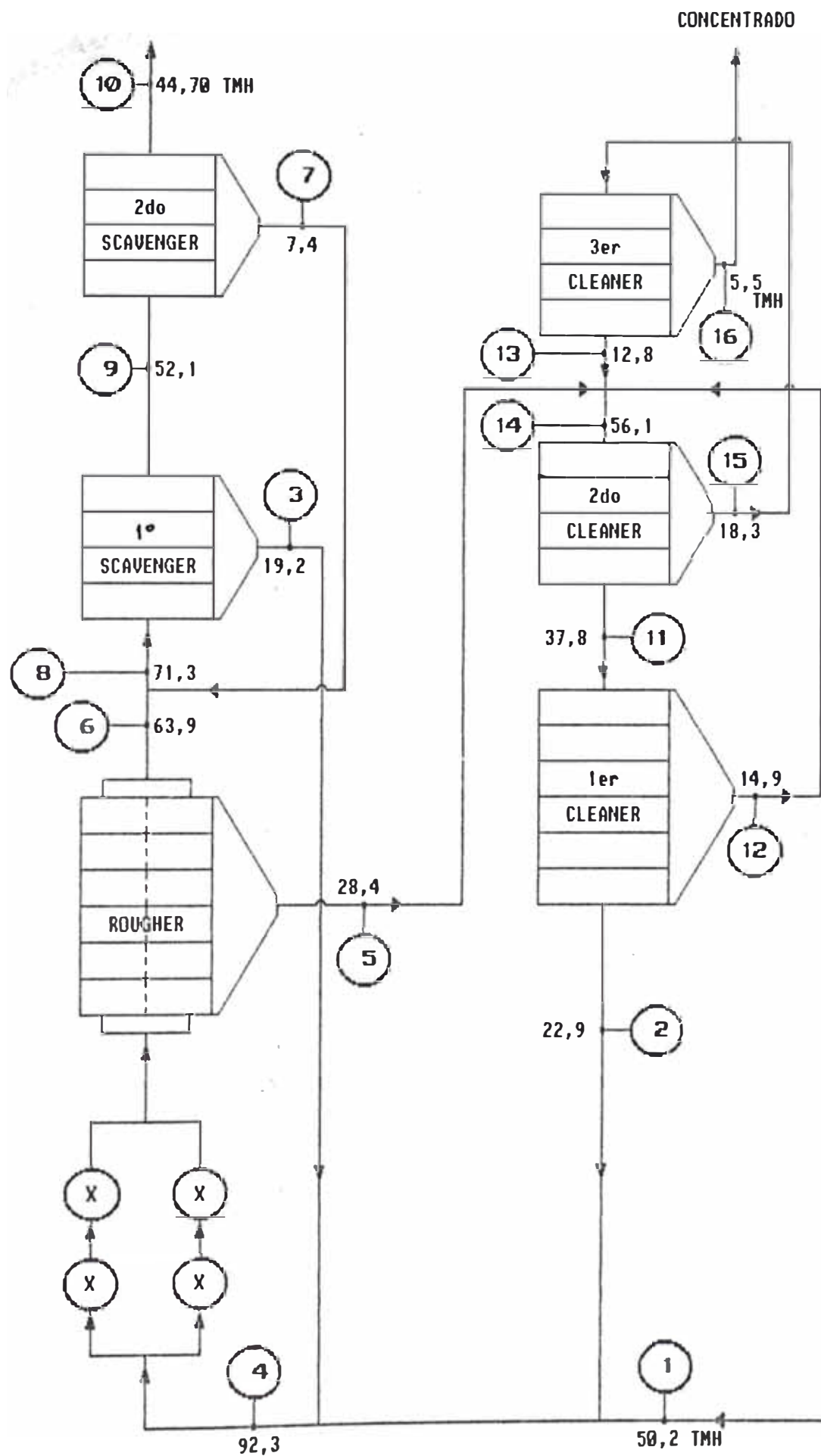


FIG. 5.2.2 DIAGRAMA DE FLUJO : CIRCUITO DE ZINC
BALANCE DE MATERIALES EN T.M.H.

CUADRO No 5.2.2.2

BALANCE DE MATERIALES CIRCUITO DE ZINC

ALIMENTO ROUGHER

	SOLIDOS			AGUA		PULPA			
	T.M.P.H	ZM	GSP	T.M.P.H	G.P.M	T.M.P.H	G.P.M	ZS	D
Relave Bulk	50,2	54,4	3,17	109,7	483,0	159,9	552,6	31,4	1274
Relave 1° Limp.	22,9	24,8	3,73	89,4	393,7	112,3	420,6	20,4	1175
Conc. SVC I	19,2	20,8	3,78	32,8	144,7	52,0	167,0	36,9	1372
Adición de agua				3,1	13,4	3,1	13,7		
Alimento Total	92,3	100	3,42	235,0	1034,8	327,3	1153,9	28,2	1249

PRODUCTOS DEL ROUGHER

Alimento	92,3	100	3,42	235,0	1034,8	327,3	1153,9	28,2	1249
Conc. Rougher	28,4	30,8	3,82	53,2	234,3	81,6	266,9	34,8	1346
Relave Rougher	63,9	69,2	3,25	187,7	826,5	251,6	913,0	25,4	1213
Adición de agua				5,9	26,0	5,9	26,0		

ALIMENTO SCAVENGER PRIMARIO

Relave Rougher	63,9	89,6	3,25	187,7	826,5	251,6	913,0	25,4	1213
Conc. SVC II	7,4	10,4	3,79	15,2	66,9	22,6	75,7	34,8	1317
Alimento Total	71,3	100,0	3,30	202,9	893,4	274,2	988,7	26,0	1221

PRODUCTOS DEL SCAVENGER PRIMARIO

Alimento	71,3	100	3,30	202,9	893,4	274,2	988,7	26,0	1221
Conc. SVC I	19,2	26,9	3,78	32,8	144,4	52,0	167,0	36,9	1372
Relave SVC I	52,1	73,1	3,15	181,5	799,2	233,6	871,9	22,3	1180
Adición de agua				11,4	50,2	11,4	50,2		

PRODUCTOS DEL SCAVENGER SECUNDARIO

	SOLIDOS			AGUA		PULPA			
	T.M.P.H	ZM	GSP	T.M.P.H	G.P.M	T.M.P.H	G.P.M	ZS	D
Alimento	52,1	100	3,15	181,5	799,2	233,6	871,9	22,3	1180
Conc. SVC II	7,4	14,2	3,79	15,2	66,9	22,6	75,7	32,7	1317
Relave SVC II	44,7	85,8	3,07	175,5	772,8	220,2	836,7	20,3	1159
Adición de agua					40,5	9,2	40,5		

PRODUCTOS DE LA PRIMERA LIMPIADORA

Alimento	37,8	100	3,79	111,6	491,4	149,4	535,3	25,3	1229
Concentrado	14,9	39,5	3,85	25,6	112,7	40,5	129,7	36,8	1374
Relave	22,9	60,5	3,73	89,4	393,7	112,3	420,6	20,4	1175
Adición de agua				3,4	15,0	3,4	15,0		

CUADRO Nº 5.2.2.2 BALANCE DE MATERIALES... (continuación)

ALIMENTO DE LA SEGUNDA LIMPIADORA

Conc. Rougher	28,4	50,6	3,82	53,2	234,3	81,6	266,9	34,8	1346
Conc. 1ra. Limp.	14,9	26,6	3,85	25,6	112,7	40,5	129,7	36,8	1374
Relave 3ra Limp.	12,8	22,8	3,98	43,8	192,8	56,6	207,2	22,6	1204
Adición de agua				6,4	28,2	6,4	28,2		
Alimento Total	56,1	100,0	3,87	129,4	568,0	185,1	632,0	30,3	1290

PRODUCTOS DE LA 2da LIMPIADORA

Alimento	56,1	100,0	3,87	129,4	568,0	185,1	632,0	30,3	1290
Concentrado	18,3	32,6	3,98	26,7	117,6	45,0	137,7	40,7	1438
Relave	37,8	67,4	3,79	111,6	491,4	149,4	535,3	25,3	1229
Adición de agua				9,3	41,0	9,3	41,0		

PRODUCTOS DE LA 3ra LIMPIADORA

Alimento	18,3	100,0	3,98	26,7	117,6	45,0	137,7	40,7	1438
Concentrado	5,5	30,0	4,08	11,4	50,20	16,9	46,45	32,4	1602
Relave	12,8	10,0	4,0	73,1	321,8	85,9	345,65	14,9	1094
Adición de agua					254,4	57,80	254,40		

5.2.3 Cálculo del Tiempo de Residencia en el Circuito de Zinc

Las celdas en todo el circuito de Zn son mecánicas del tipo Agitair. Sus características son:

Modelo	Tamaño de celda	Volumen de celda FT3	Impulsor por celda
Longitud x volumen	(ancho x longitud x altura)		
48 x 40	48 x 48 x 30	40	1

La suma de los flujos de concentrado y relave constituye el flujo de dimensión en cada etapa, el cuadro No 5.2.3 muestra los tiempos de flotación en cada etapa.

CUADRO No 5.2.3

ETAPA DE FLOTACION	FLUJO DE ALIMENTACION FT ³ /min	No CELDAS	CAPACIDAD FT ³	TIEMPO DE FLOTACION min
Rougher	157.7	12	40	3.10
Scavenger I	138.9	8	40	2.30
Scavenger II	121.9	8	40	2.62
1ra Limpiadora	73.6	6	40	3.30
2da Limpiadora	90.0	4	40	1.70
3ra Limpiadora	52.4	4	40	3.00

Tiempo Total de flotación etapas Rougher y Scavenger I y II = 8 minutos.

5.3 ESTIMACION DEL TIEMPO DE RESIDENCIA A INCREMENTAR

La determinación de la cinética de flotación de los sulfuros de Zinc de Yauricocha fue hallada tanto a nivel de laboratorio como en la propia planta.

Al efectuar las pruebas de flotación mecánica (sin reactivos) al Relave final se logró cierta extracción del sulfuro que dieron indicios concluyentes sobre una posible falta de tiempo de retención en el circuito actual de flotación Zinc.

La variación de la cinética de flotación de Zinc a partir de los relaves finales indica la disminución de los relaves al incrementar los tiempos de flotación.

N° Prueba	Relave	INCREMENTIO Tiempo de flotación	RELAVE despues de incremento de tiempo
1	1,44	6.9'	0,40
2	1,59	5.7'	0,60
3	0,45	7.7'	0,25

Para reforzar estos resultados se hicieron pruebas de flotación batch con la pulpa de ingreso al circuito de zinc considerando inclusive la carga circulante, se logró obtener relaves aceptables de acuerdo a sus leyes de cabeza, el tiempo empleado en las pruebas batch. registró 8 minutos normalmente los tiempos de retención logrados en pruebas de laboratorio se duplican para pruebas continuas y tratar de obtener los resultados de laboratorio.

N° Prueba	CABEZA CALCULADA	LABORATORIO TIEMPO FLOTACION	RELAVE	PLANTA TIEMPO FLOTACION (ROV + SCV)
1	9,0	8'	0,76	16'
2	5,0	8'	0,33	16'

A nivel de planta se muestreo el circuito Rougher Scavenger para tener una información más realista sobre la Cinética del sulfuro de zinc, se obtuvo las recuperaciones fraccionadas por celdas (Recuperaciones basadas en la ley de cabeza total), notándose que las recuperaciones muestran tendencia ascendentes en las últimas celdas. está tendencia es más pronunciada cuando se tienen leyes de cabeza

altas, o sea relaves también altos que también hacen ver la posibilidad de falta de tiempo de retención en las etapas Rougher y Scavenger del circuito de Zn.

El muestreo del circuito de zinc durante una guardia de ocho horas registro un promedio de 8.0 minutos de tiempo de retención en las etapas Rougher y Scavenger (I y II).

Considerándose que el promedio del año 1992 (6) en ley de cabeza de zinc reportó 5.3% y relaves finales de zinc de 0,80 en promedio registrando una recuperación acumulada de Zinc de 82%, el planeamiento del departamento de minas estima mantener el promedio de leyes de zinc en niveles de 5 a 6% , con los estudios de laboratorio y planta. Se sugiere al departamento de procesamiento de minerales la ampliación del circuito de Zinc. En sus etapas Rougher y Scavenger con un "tiempo de 6 minutos". Se estima la mejora en recuperación al zinc en un mínimo de 2% lo que equivale a un relave promedio 0.60% para una ley de cabeza de zinc de 5,3%.

CAPITULO VI

INGENIERIA DEL PROYECTO

6.1 CRITERIOS A CONSIDERARSE PARA LA SELECCION DEL TAMAÑO Y TIPO DE CELDA A INSTALARSE

Para la selección del tamaño apropiado de las nuevas celdas que deberían operar en el circuito de zinc, se elaboro el cuadro NO 6.1, la cual será una excelente referencia para proyectar el nuevo circuito de flotación de zinc en nuestra planta. estos cálculo se realizaron considerando el tiempo de retención promedio necesario que necesitaríamos en nuestro circuito 14 minutos y también teniendo presente que el material de Yauricocha tiene una gravedad especifica muy próxima a 3.0. Los estimados del número de celdas requeridas para diferentes capacidades de Planta, se efectuaron para tres niveles de concentración de sólidos que son los que normalmente se tienen en las celdas de flotación, bajo diversas circunstancias.

De la tabla en mención se extraen diferentes lineamientos que al final nos ayudan a clasificar de modo indirecto el tamaño de celda más apropiado para nuestra operación. Esta tabla se ha proyectado incluso para celdas desde 100 a 2000 pies³ y para capacidades de planta de hasta 50000 TPD a fin de tener una mejor idea de la relación Capacidad-Tamaño

de celda que debe usarse en una concentradora(7) . Las pautas obtenidas fueron estas:

Los tamaños de celdas más grandes es decir 1000 y 2000 FT³ son apropiadas para instalarse en plantas de capacidades grandes es decir mayores de 25000 TPD debajo de estas capacidades se puede ver que se requerirían escaso número de unidades, lo cual promovería el corto circuito de partículas en las celdas y no permitiría flexibilidad en la operación. Las celdas de 500 pies³ serán adecuadas para capacidades de plantas de 5000 a 10000 TPD y resultarían demasiado grandes para plantas de 2500 TPD o más pequeña caso Yauricocha.

En resumen para la capacidad de planta de Yauricocha (1450 TPD) se tienen dos configuraciones a las celdas de 100 o los de 300 pies³, se prefiere esta última por las evidentes ventajas que han mostrado las celdas más grandes en diversas plantas concentradoras del mundo.

TIPO DE CELDA A CONSIDERARSE

La experiencia nos indica que antes que la selección de un tipo particular de celdas lo que gravita más en la obtención de buenos resultados metalúrgicos es la selección del circuito. Esto se afirma porque se ha experimentado que cualquier tipo de celda que existen en el mercado siempre que se hallen en un sistema apropiadamente balanceado pueden reproducir e incluso mejorar los resultados logrados en el laboratorio.

Se sugiere la implementación de las celdas de FLOTACION OUTOKUMPV (OK) por exhibir aspectos hidrodinámicos teóricamente favorables para desarrollar una buena performance en la recuperación de nuestro mineral, como por ejemplo la celda OK tiene una excelente característica de mezclado y puede mantener aún partículas sólidas de gran tamaño en suspensión a través de la celda. El uso de hidrociclones como clasificador en el circuito de molienda crea una latente alimentación de partículas gruesas, el impulsor tipo turbina de la celda OK crea una alta velocidad de desplazamiento de la pulpa que supera la velocidad de sedimentación de las partículas más gruesas. Evita el arenado manteniendo el volumen de la celda y por consiguiente el tiempo de residencia.

Además el fácil arranque después de paralización prolongada, menos desgaste mecánico, menor consumo de reactivos, menor consumo de energía y mejor control de proceso la hacen atractiva.

CUADRO Nº 6.1

Variaciones en la cantidad de celdas requeridas de acuerdo al tamaño de celdas considerando diferentes tonelajes y densidades de pulpa.

Toneladas/día % sólidos	1450	2500	5000	10000	25000	50000
Celdas de 100 pies ³						
20	20	34	67	134	337	675
30	12	21	42	83	208	415
40	8	14	29	57	143	286
Celdas de 300 pies ³						
20	7	11	22	45	112	225
30	4	7	14	28	69	138
40	3	5	10	19	48	95
Celdas de 500 pies ³						
20	4	7	13	27	67	135
30	2	4	8	17	42	83
40	2	3	6	11	29	57
Celdas de 1000 pies ³						
20	2	3	8	13	34	67
30	1	2	4	8	21	42
40	1	1	3	6	14	29
Celdas de 2000 pies ³						
20	1	2	3	8	17	34
30	1	1	2	4	10	21
40	1	1	1	3	7	14

* Para 14 minutos de tiempo de retención y mineral de gravedad específica 3.0

6.2 CALCULO DEL NUMERO DE CELDAS A CONSIDERARSE

De acuerdo al item. 5.3. La estimación del tiempo de residencia a incrementar = 6 minutos

De acuerdo al ítem. 5.2.2. Balance de materiales del circuito de zinc, cuadro Nº 5.2.2.2 el alimento total incluyendo las cargas circulantes = 1153.9 Gpm de Pulpa ingresantes al circuito de zinc.

- De acuerdo al ítem. 6.1. Criterios a considerarse para la selección del tamaño de celdas. Cuadro Nº 6, volumen de celda = 300 pies³

De la relación siguiente para el cálculo de Número de Reactores o celdas:

$$Q (t \times f) = (V_o \times h) N \quad (A)$$

donde :

Q - caudal de ingreso

t tiempo de flotación

f - factor de escalamiento para el tiempo de retención

V_o = volumen nominal de celda

h - factor = 1

n - número de reactores o celda

Reemplazando en (A)

$$154,27 \frac{FT^3}{min} \times 6min = 300FT^3 \times N$$
$$N = 3.08 \text{ celdas}$$

6.3 CALCULOS DE LOS DEMAS EQUIPOS NECESARIOS PARA LA AMPLIACION

6.3.1 Soplador de Aire

Se requiere aproximadamente de la 1 1/2 pie cúbico de aire por minuto por pie cúbico de volumen de celda para capacidad de sopladores (10). La ampliación del circuito generaría un incremento de 900 ft³ de capacidad de celdas, se requeriría un soplador de 900 ft³ de aire/min de capacidad como mínimo.

6.3.2 Canal de Espumas

Las celdas OUTOKUMPU a implementarse tienen las siguientes especificaciones :

	Tamaño celda en FT	Volumen de celda FT ³	Impulsor por celda
OK	10x10x3 (L,A,H)	300	1

La extracción de espumas será por los laterales de cada celda, lo que hacen un total en las 3 celdas de 60ft de longitud de labio, se necesitarán 60 ft lineales de canal de espumas.

El diseño de los canales de espuma de acuerdo a nuestra experiencia debe construirse con una inclinación de 12 a 15° y tener pendiente recta sin ninguna curvatura, esto haría posible extraer la espuma sin usar agua adicional.

6.3.3 Bomba Vertical de Pulpas

El flujo que se va alimentar al Banco de Celdas OUTOKUMPU de acuerdo al Balance de materiales del circuito de zinc item 4.2.2 sería 1153.9 G.p.m. de pulpa; se tendría una cabeza de 50' incluyendo pérdidas por fricción, la bomba seleccionada debe estar capacitada para transportar pulpas, sin necesidad de alterar su dilución y no ser muy sensibles a las variaciones de flujo se sugiere una Bomba vertical WIFLEY forrada con jebe impulsor cerrado de una capacidad máxima de 1500 gpm. u.s. de acuerdo a las condiciones de operación, las especificaciones según catálogos de WIFLEY serían tipo 5K con 1500 rpm, 30 HP que adicionando 50% como seguridad tendríamos 45 HP. La FIG. 6.3 muestra el diagrama de los equipos principales.

6.4 CRITERIOS PARA LA NUEVA DISPOSICION DEL CIRCUITO DE FLOTACION DE ZINC

6.4.1 Banco Flotación ROUGHER

La implementación de las 3 celdas de 300 pies³, permitiría redistribuir el circuito de flotación ROUGHER a un simple arreglo en serie de acuerdo a la teoría cinética de flotación un circuito en serie teóricamente debe exhibir mejor recuperación que una disposición en paralelo (4).

Al disminuir el número de celdas en el Banco ROUGHER crecen las posibilidades de que las partículas reporten rápidamente el cajón de descarga del Banco y lo que se quiere es que se opere eficientemente sobre aquella fracción flotante de alta cinética.

Al reemplazar las 12 celdas agitar de 40 ft³ dispuestos en 2 bancos en paralelo por 3 celdas de 300 ft³ se incrementaría la capacidad de flotación ROUGHER en 87.5%

6.4.2 Banco de Flotación SCAVENGER

Al aumentar el número de celdas de 16 a 28 de 40 ft³ cada celda, se tendrá mayor cantidad de cortina deflectoras controlándose mejor la generación del cortocircuito, las 28 celdas SCAVENGER dispuestos en bancos en paralelo estarían operando sobre la fracción flotante de Baja cinética es decir partículas de lenta flotabilidad, gruesa o de superficie alterada. Al incrementarse las 16 celdas Agitar a 28 dispuestos en dos Bancos en paralelo se incrementa la capacidad de flotación SCAVENGER en 75%.

De acuerdo a la Bibliografía Especializada (7) y la experiencia operacional muchas veces es conveniente instalar celdas grandes sólo en las cabezas del circuito o sea en las celdas ROUGHER y completar el SCAVENGER con un número apropiado de celdas más pequeñas que brinden tiempo y condiciones apropiadas de aireación, agitación así como que controlen adecuadamente el cortocircuito de las partículas de flotación lenta.

La fig. 6.4 Muestra la propuesta para la selección del circuito de zinc ampliado.

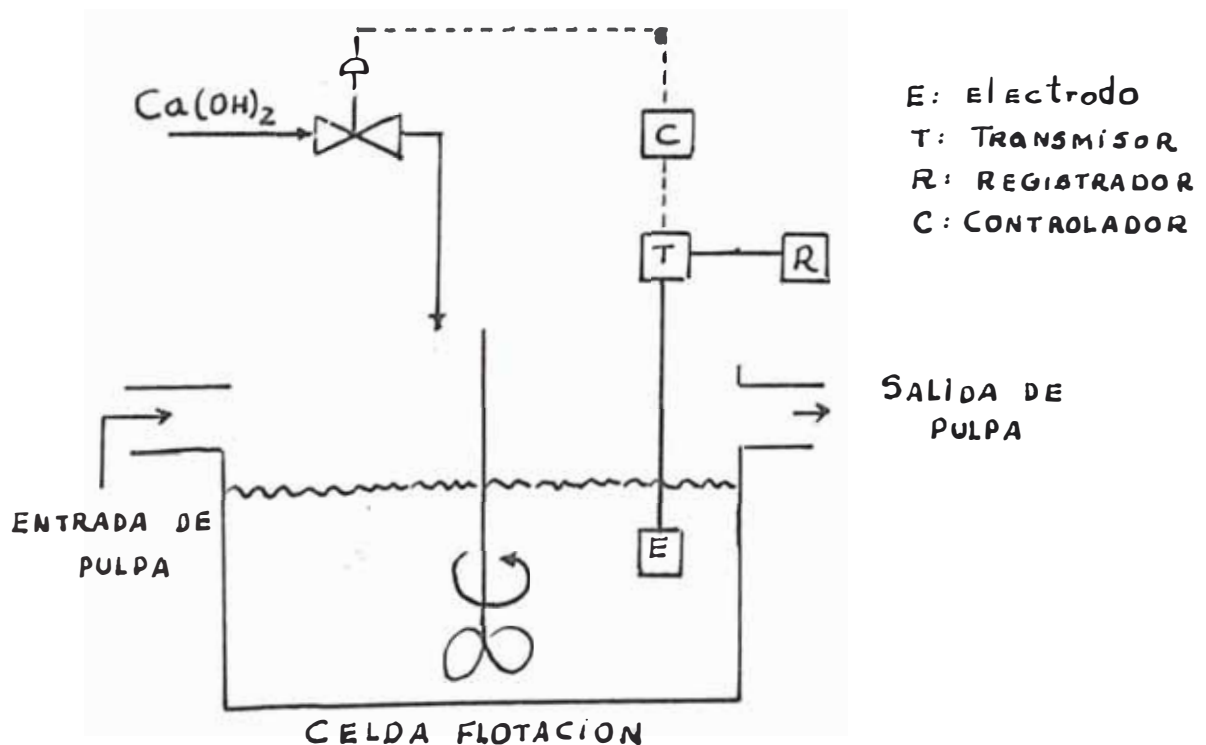
6.5 INSTRUMENTACION

Entre las numerosas variables que intervienen en el proceso de flotación los que probablemente tienen mayor incidencia metalúrgica y económica son el PH y el nivel de adición de los reactivos.

6.5.1 Estrategia propuesta para el control del PH en el circuito de zinc.

En la flotación zinc los resultados óptimos se obtienen al mantener el PH entre 11 y 11.5 en la etapa ROUGHER el cual se lleva a 11.8-12 en los 2 últimas etapas de limpieza.

El control de PH se efectúa manualmente, mediante la toma de muestra. La toma de lectura del PH se hace en un potenciómetro, el ajuste de la lectura de cal es también manual haciendo uso de válvulas solenoides. La frecuencia de control no es constante ni esta sincronizada con los cambios de PH de la pulpa. Se sugiere la incorporación de un sistema de control instrumentado para la etapa ROUGHER, ubicado en las celdas a implementarse el esquema que se propone es :



en este sistema:

variable controlada : PH de la pulpa que sale

variable manipulada : flujo de lechada de cal

Perturbaciones : PH de la pulpa que ingresa, caudal de la pulpa, tiempo de retención.

Fig. 6.5.1 Esquema de Control de PH en Realimentación.

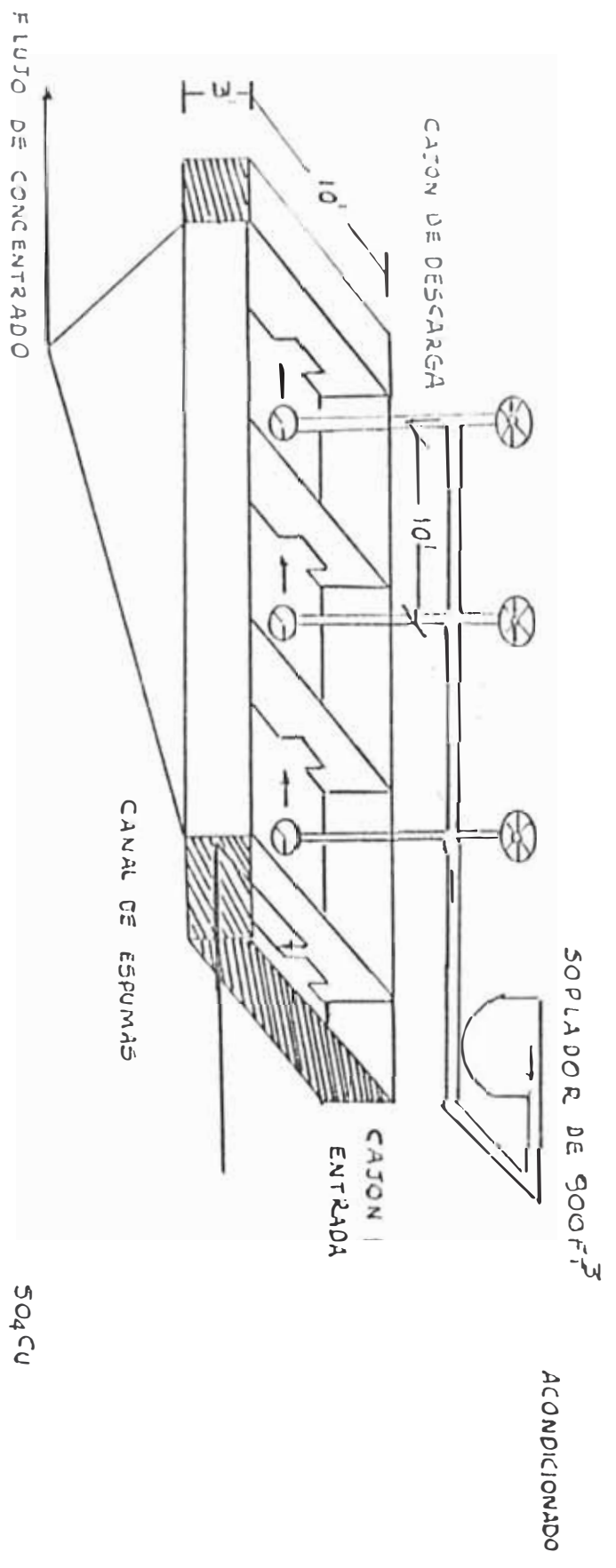
6.5.2 Analizador de flujos de pulpa

La experiencia adquirida durante el tiempo de operación de la planta ha demostrado la necesidad de contar con ensayos periódicos de algunos productos considerados importantes para un buen control, actualmente en la planta concentradora Yauricocha se toman muestras del relave final y concentrado final del circuito de zinc, con intervalos de 8 horas a fin de obtener ensayos en el laboratorio, igualmente en el circuito BULK se toman muestras de la cabeza fresca (Cu-Pb-Zn y Ag) y concentrado final de plomo. Las pérdidas que se producen por la falta de una acción correctiva oportuna es una razón fundamental para plantear la implementación de un sistema que permita contar con un análisis más oportuno, el avance tecnológico de hoy nos ofrece los diferentes tipos de analizadores en línea un complemento indispensable en una planta concentradora.

La instrumentación propuesta constituye un inicio de una infraestructura de control que podría sofisticarse hasta llegar a una optimización con pequeñas inversiones de capital.

XANTATO Isopropilico ----- PUL
 DE Sodio (Zn)

3 CELDAS DE FLOTACION DE 300 FT³ C/U



ALIMENTO TOTAL (PULPA)

1 153,9 G.P.M



BOMBA VERTICAL

50' CU

50'

FIG-63 DIAGRAMA DE EQUIPOS PARA LA AMPLIACION DEL

ITO E ZINC

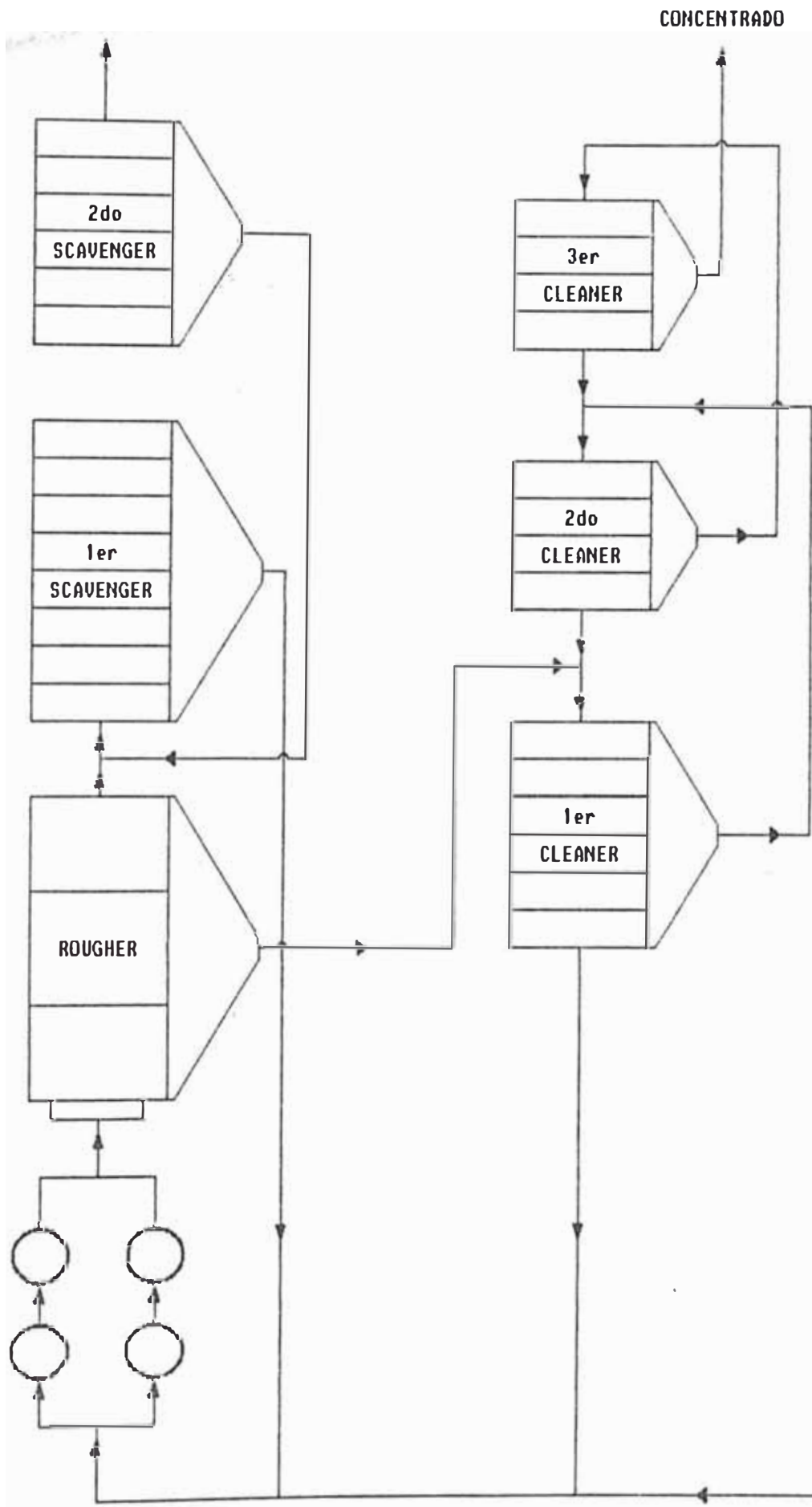


FIG. 6.4 DIAGRAMA DE FLUJO : CIRCUITO DE ZINC AMPLIADO

CAPITULO VII

DETERMINACION DE LA INVERSION

7.1 ESTIMACION DEL COSTO TOTAL DE LA AMPLIACION DEL CIRCUITO DE ZINC

Para la determinación del costo total de la ampliación se ha utilizado el método de estimación factorial, en el que se parte de los costos sin instalar de los principales equipos para luego aplicar un factor experimental en el cálculo de los costos adicionales (9).

Indices de costos de Equipos de "Marshall y Stevens (MES)" para la industria minera y metalúrgica es el que empleará, estos índices están basados en valorización de equipos, factores modificantes y en criterios que conciernen con las condiciones económicas actuales. La estimación haciendo uso de factores basada en costos de equipos principales tiene una precisión probable 25%, es un estimado de capital fijo preliminar (útiles en una etapa de pre-diseño).(10)

7.1.1 Costo de los equipos sin instalar I'e

En el cuadro 7.1 se presenta el resumen de los costos de los principales equipos del proceso sin instalar.

CUADRO 7.1

COSTO DE EQUIPOS SIN INSTALAR
(VER APENDICE)

Item	Cantidad	Descripción	Capacidad	Costo Unitario	Costo Total
1	3	Celdas	300 ft3	9 400	28 200
2	2	Cajones de alimentación y descarga		1 410	2 820
3	2	Canal de espumas	30 ft	1 500	3 000
4	1	Soplador de Aire	900 ft3	9 500	9 500
5	1	Bomba centrífuga (forrado con jebe impulsor) cerrado	1500 Gpm	5 200	5 200

TOTAL : 48 720

COSTO TOTAL ACTUALIZADO: 96 017

7.1.2 Costo total del equipo instalado I_e

En este punto pueden considerarse dos grupos

- Costos Directos Adicionales

Factores		f_1
Mano de Obra		0.15
Estructuras		0.05
Instalación Eléctrica		<u>0.15</u>
	$\Sigma f_1 =$	0.35
Costo Directo total	1.35 (96017)	129623US\$

- Costos Indirectos

Factores		f_1
Servicios técnicos		0.10
Imprevistos		<u>0.05</u>
	$\Sigma f_1 =$	0.15

Costo Total del equipo instalado

$$I_e = 1.15(129623) = 149066 \text{ US\$}$$

7.1.3 Costo total ampliación del circuito

Los factores a considerarse son :

Factores

- Costos Directos

Tuberías del Proceso -		
Tipo planta sólido-fluido		0.10
Instrumentación alguna		0.12
Edificio de Fabricación		
Semi-Cubierta		<u>0.40</u>
	$\Sigma f_1 =$	0.62

$$\text{Costo Físico Total} = 1.62 \times I_e = 241488 \text{ US\$}$$

- Costos Indirectos

Factores

Ingeniería y Construcción .

Complejidad simple 0.15

Factores de Tamaño.- Planta

Comercial pequeña 0.05

Contingencias.- tipo de proceso 0.10

Σf_1 - 0.50

Costo Total de la ampliación o

Inversión Fija = 1.30 x 241488 - 313934

7.2 INVERSION TOTAL ESTIMADA

La Inversión total requerida comprende el Costo total de la Ampliación.

El costo del Terreno se considera cero debido a la disponibilidad de terreno en la planta.

Capital de trabajo no se considera ya que las operaciones seguirán continuas, la producción y venta de concentrados serán normales.

Resumiendo la inversión total estimada - 313,934 US\$

CAPITULO VIII

ANALISIS Y EVALUACION ECONOMICA

8.1 ALTERNATIVAS PARA MEJORAR LOS INGRESOS

Una alternativa de mejorar las utilidades provenientes de la actividad minera-metalúrgica se presenta por el lado de la optimización de los procesos de producción.

El presente trabajo propone la mejora de utilidades, mediante la optimización del circuito de Zinc en la planta Concentradora Chumpe. Unidad de producción de Yauricocha, esto se traduciría en una mayor producción de zinc lo que con llevaría a un mayor ingreso por Conc. Zn producido.

Los estudios experimentales a nivel de laboratorio y planta cuantifican un incremento de Recuperación en el orden del 2 - 3%

Al enfoque anterior le denominaremos "Perdida de oportunidad, de mejorar los ingresos de dinero" y será utilizado a lo largo del análisis para determinar cuanto dinero no ha ingresado y para medir los resultados en la implementación de este programa en el cual creo por sus inmensas posibilidades su fácil y pronta aplicación.

La implementación de este programa que optimiza los ingresos de dinero por la optimización del circuito de Zinc, debe contar con la participación y compromiso de todo el recurso humano, de tal modo que cada uno piense en lo siguiente: ¿Cuántos dólares menos se captarán si de un modo u otro contribuyo a que los relaves de zinc de la planta se deterioren? finalmente en este tema pretendo proponer un enfoque al concepto de recuperaciones en función de los Balances de materia y valores metálicos.

8.2 RESULTADOS PROMEDIOS OBTENIDOS EN LA EVALUACION

En el cuadro siguiente, se resumen los resultados promedios obtenidos en el año 1992(6)

CUADRO Nº 8.2.1

ENSAYES						RECUPERACIONES			
Producto	T.M.S	% Cu	% Pb	% Zn	Ag g/t	Cu	Pb	Zn	Ag
Entrada	30000	0.25	2.5	5.3	130	100	100	100	100
Concentrado Bulk	1259	3.00	52.0	6.0	1800	50	87	5	58
Concentrado Zinc	2509	0.65	1.5	52.0	180.73	22	5	82	12
Relave	26232	0.08	0.22	0.8	45.0	28	8	13	30

Balance metalúrgico de una operación polimetálica, metalúrgicamente estos resultados responden tanto a la mineralogía del yacimiento como a las características de las concentradora.

Performance lograda con el circuito actual
(28 celdas Agitar distribuidas en 12 Rougher y 16 Scavenger)

Tonelaje mensual promedio procesado 30000 TMS
Ley de cabeza de zinc 5,3%
Recuperación integral de zinc 82,0%
Grado de zinc obtenido con 3 limpiezas 52,0%
Producción de concentrado de zinc 2509

En el cuadro siguiente se muestra los resultados, que se obtendrían al ampliar el circuito Rougher-Scavenger de flotación de zinc.

CUADRO Nº 8.2.2

ENSAYES						RECUPERACIONES			
Producto	T.M.S	% Cu	% Pb	% Zn	Ag g/t	Cu	Pb	Zn	Ag
Entrada	30000	0.25	2.5	5.3	130	100	100	100	100
Concentrado Bulk	1256	3.00	52.0	6.0	1800	50	87	5	58
Concentrado Zinc	2611	0.65	1.5	52.0	180.73	22	5	85	12
Relave	26133	0.08	0.22	0.6	45.0	28	8	10	30

Performance que se lograría de ampliarse el circuito ROU-SCV de Zinc. Al reemplazar las 12 celdas Rougher (31 celdas distribuidas así 03 OK-8 y 28 Agitar SCV)
Recuperación integral de zinc 85,0%
Grado de zinc obtenido con 3 limpiezas 52,0%
Producción de concentrado de zinc 2611.0
Incremento del concentrado de zinc producido 102 TMS

8.3 RECUPERACIONES ECONOMICAS

La recuperación económica tiene como concepto fundamental cuanto contribuye en el nivel de ingresos cada metal contenido en un concentrado particular, son calculados de acuerdo a las condiciones de mercado que evalúa los contenidos metálicos y el nivel de impurezas de cada concentrado (12)

8.3.1 Recuperación económica del zinc en el concentrado de zinc

De acuerdo a los resultados del cuadro 8.2.2, la recuperación metalúrgica es 85%, la comercialización de los concentrados de zinc en CENTROMIN PERU considera solo el 85% de la recuperación metalúrgica en el concentrado de zinc.

$$\frac{\text{Ensaye x Tonelaje Producido}}{\text{Contenido metálico de Zinc en la cabeza}} \times 0.85$$

$$\frac{52 \times 2611}{(30000 \times 5.3/1000)} \times 0.85 = 72.58\%$$

8.3.2 Recuperación económica de la plata en el concentrado de zinc

De acuerdo a los resultados del cuadro 8.2.2, la recuperación metalúrgica es 12%, dependiendo de las bondades del contrato para su comercialización en el concentrado de zinc, la plata contribuye de manera muy significativa. Por ejemplo al ensaye de plata se le deduce 124.41 g/t a la diferencia se le aplica el 60% y el resultado se paga con el valor internacional de la plata en los mercados del zinc. Por lo tanto la recuperación económica de la plata es menor que la recuperación metalúrgica.

(Ensaye - 124.41g/t) x Tonelaje Producido x 60%
Contenido metálico de plata en la cabeza

$$\frac{(180.73 - 124.41) \times 2611}{30000 \times 130} \times 60 = 2.26\%$$

8.4 CALCULO DEL INCREMENTO DE LOS INGRESOS POR MEJORA EN LA RECUPERACION DEL ZINC

Al incrementarse la recuperación de zinc, mejora la producción con los resultados metalúrgicos de los cuadros Nº 8.2.1 y 8.2.2, vamos a calcular el monto del incremento de los ingresos, la cotización de los metales (zinc y plata) es el promedio del 1er semestre del 93(13).

Concentrado de Zinc
Yauricocha

PRODUCTO	T.M.S	ENSAYES				RECUPERACIONES			
		%Cu	%Pb	%Zn	Ag g/t	Cobre	Plomo	Zinc	Plata
Producción actual	2509	0.65	1.50	52,0	180.73	22,0	5,0	82,0	12,0
Producción Mejorada	2611	0.65	1.50	52,0	180.73	22,0	5,0	85,0	12,0

Ingresos por Contribuyentes:

Contribuyen en los ingresos solo el zinc y la plata

Zinc (E x 0.85) x 2205 Lb/TM x 0.6173 \$/Lb = 601.626

Ag(E x 0.03215 - Deducción x 0.03215) x 0.60 x 3.8184 \$/Onz-Troy

=(180.73 x 0.03215 - 124.41 x 0.03215)Onz-Troy/TMx0.60x3.8184 \$/Onz-Troy 4.148

TOTAL INGRESOS \$/TM 605.774

CONTRIBUCION

Valor de la Producción Mejorada 1 581 676

Valor de la Producción Actual 1 519 887

Incremento del ingreso \$/mes 61 789

8.5 CONDICIONES DE FINANCIAMIENTO

Para la realización de la ampliación del circuito de zinc se necesita realizar una inversión ascendente a 314,000 US\$

Para el análisis financiero presentado se está considerando como fuente de financiamiento al Banco de Lima, dicha entidad en la actualidad otorga préstamos para financiar proyectos industriales , bajo las siguientes condiciones :

Monto del préstamo hasta un 75-80% de la inversión total requerida

Condiciones

Puede incluir el 100% del inmovilizado (equipos y maquinarias instaladas) no incluye la inversión destinada a la infraestructura

Tasa de interés : 18% anual

Plazo de amortización de la deuda 1 ano.

Para el presente estudio se considerará que un 25% de la inversión total requerida deber ser colocada como inversión propia (Recursos de CENTROMIN PERU) y el resto será obtenida mediante un préstamo del Banco de Lima.

También se determinará la forma en que se va amortizando la deuda mediante montos mensuales fijos, equivalente a los pagos mensuales de los intereses más la amortización de la deuda.

Al respecto de las mensualidades pueden ser calculadas usando la sgte. relación.

$$\text{Mensualidad} = \frac{P \times i \times (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} = 21593$$

i - tasa interés c/período 18/12 = 1.5

P - monto del préstamo 235500 US\$

n - tiempo de amortización número total periodos: 12

Con esta información se ha elaborado el cuadro 8.5 en el que se muestran tanto los intereses (el costo financiero Cf) como la amortización mensual de la deuda, para una modalidad de pago del tipo cuotas fijas mensuales.

CUADRO 8.5
ASPECTOS FINANCIEROS (En miles de dólares) 1994

Nro.	Mes	Deuda	Intereses	Amortización	Servicio de Deuda
1	Enero	235.500	3.533	18.060	21.593
2	Febrero	217.440	3.262	18.331	21.593
3	Marzo	199.109	2.987	18.606	21.593
4	Abril	180.503	2.708	18.885	21.593
5	Mayo	161.618	2.424	19.169	21.593
6	Junio	142.449	2.137	19.456	21.593
7	Julio	122.993	1.845	19.748	21.593
8	Agosto	103.245	1.549	20.044	21.593
9	Setiembre	83.201	1.248	20.345	21.593
10	Octubre	62.856	0.943	20.650	21.593
11	Noviembre	42.206	0.633	20.960	21.593
12	Diciembre	21.246	0.319	21.246	21.593

8.6 EVALUACION ECONOMICA

De los muchos métodos que se tienen para la evaluación económica de un determinado proyecto se ha elegido en este caso el método basado en el valor actual neto de los beneficios totales.

Para esto se hace primero un estimado del flujo neto de fondos F.N.F. para el año 94. Este flujo neto de fondos medirá las bondades del proyecto durante el año 94; luego con estos datos se calculará el valor actual neto VAN, de los beneficios totales.

$$VAN = \sum_{n=1} FNF_n (1 + i)^{-n}$$

FNF = Monto Imponible - Impuestos + Depreciación -
Inversión + R - Amortización

Monto Imponible = Ingresos - Costos Totales
Depreciación - Cf

Siendo :

R = Otro tipo de ingreso

Cf - Costo financiero

i - Tasa de corte

Beneficios = Ingresos - Costos Totales

8.6.1 Determinación del Flujo Neto de Fondos

La estimación del flujo neto de fondos se ha hecho en dólares ya que la producción esta destinada a la exportación en un gran porcentaje

De los resultados promedios obtenidos en la Evaluación presentado en el Item 8.2 se estima que el tratamiento de mineral y leyes se mantienen en 30000 TM y 0.25%Cu, 2.5% Pb, 5.3% Zn y 180 g/t de Ag, como condiciones mensuales de operación para el año 94.

En la valorización del concentrado de zinc se toma como referencia los precios internacionales promedios del 1er. semestre del año 93 0,617\$/lbs para el zinc y 3.81\$/onz Troy para la plata.

Este proyecto de ampliación bajo estas condiciones generaría un beneficio de 61,784 US\$/mes por mejoras metalúrgicas.

La información del aspecto financiero presentado en el cuadro 8.5 es presentada también en dólares

Respecto a la depreciación se debe señalar de que se esta utilizando para su cálculo el método de depreciación en línea recta, considerando un valor de salvataje de 20,000 \$US al año 2000 lo cual hace que la depreciación sea de 42,000 US\$ anuales, 3,500 US\$ mensuales.

En el cuadro 8.6.1, se ha resumido toda la información requerida para el cálculo del monto imponible mensual.

CUADRO 8.6.1

MONTO IMPONIBLE MENSUAL (en miles de dólares)

Nro.	Mes	Beneficio	Costo Financiero	Depreciación	Monto Imponible
1	Enero	61.789	3.533	3.5	54.756
2	Febrero	61.789	3.262	3.5	55.027
3	Marzo	61.789	2.987	3.5	55.302
4	Abril	61.789	2.708	3.5	55.581
5	Mayo	61.789	2.424	3.5	55.865
6	Junio	61.789	2.137	3.5	56.152
7	Julio	61.789	1.845	3.5	56.144
8	Agosto	61.789	1.549	3.5	56.740
9	Setiembre	61.789	1.248	3.5	57.041
10	Octubre	61.789	0.943	3.5	57.346
11	Noviembre	61.789	0.633	3.5	57.656
12	Diciembre	61.789	0.319	3.5	57.970

En base a los datos de la tabla 8.6.1, se determinarán los impuestos y junto con la inversión y otros tipos de ingresos (R) y la amortización se determina finalmente el flujo neto de fondos, toda esta información esta presentada en el cuadro 8.6.2.

8.6.2 Valor Actual Neto

Con los datos del flujo neto de fondos por año indicado en el cuadro 8.6.1, puede determinarse el valor actual neto de los beneficios y debe elegirse la tasa de corte adecuada.

Para el presente estudio se encontró que:

Valor Actual Neto $VAN^* = 332,000$ US\$

La tasa de corte usado para este calculo se fijó en $i = 2\%$ mensual

El criterio que se toma para fijar este valor es estar trabajando con los flujos netos de fondos evaluados en dólares y debe confrontarse la bondad del proyecto frente a la alternativa de que el dinero gane los intereses que suelen pagar los Bancos. La tasa de interés para ahorros en dólares no pasa el 10% anual de modo que para este estudio se elige una tasa algo mayor.

CUADRO 8.6.2
 FLUJO NETO DE FONDOS POR MES AÑO 94
 (en miles de dólares)

Nro.	Año	Monto Imponible	Impuestos	Depreciación	Amortización	Otros Ingresos	Inversión	Flujo Neto de Fondos
0	1993	-	-	-	-	235.5	314.0	-78.500
1	Ene 94	54.756	1.368	3.5	18.060	50.0	50.0	38.828
2	Feb 94	55.027	1.376	3.5	18.331	-	-	38.820
3	Mar 94	55.302	1.383	3.5	18.606	-	-	38.813
4	Abr 94	55.581	1.390	3.5	18.885	-	-	38.806
5	May 94	55.865	1.396	3.5	19.169	-	-	38.800
6	Jun 94	56.152	1.404	3.5	19.456	-	-	38.792
7	Jul 94	56.444	1.411	3.5	19.748	-	-	38.785
8	Ago 94	56.740	1.419	3.5	20.044	-	-	38.777
9	Set 94	57.041	1.426	3.5	20.345	-	-	38.770
10	Oct 94	57.346	1.434	3.5	20.650	-	-	38.762
11	Nov 94	57.656	1.441	3.5	20.960	-	-	38.755
12	Dic 94	57.979	1.450	3.5	21.270	-	-	38.759

8.6.3 Tiempo de Retorno del Capital

En vista que este proyecto de ampliación requiere de un monto de inversión de 314,000 dólares generando un beneficio promedio de 38,800 US\$/mes por mejoras metalúrgicas este proyecto tendrá un tiempo de retorno de capital de 8.1 meses.

8.6.4 Tasa Interna de Retorno

La Evaluación económica del proyecto da una tasa interna de retorno de 49%

$$\text{TIR} = 49\%$$

Estos tres indicadores muestran claramente la alta rentabilidad del proyecto y se enmarcan dentro de las actuales políticas de las empresas de desarrollar proyectos altamente rentables y de corta maduración.

CAPITULO IX

CONCLUSIONES

- 9.1 Las pruebas batch de flotación mecánica con el relave final de la concentradora Chumpe, detectaron significativas cantidades de sulfuro de zinc flotable, y dieron indicios concluyentes sobre una posible falta de tiempo de retención en el circuito actual de flotación de zinc.
- 9.2 Pruebas de flotación a nivel de planta, muestran que las recuperaciones tienen tendencia ascendente en las últimas celdas de los circuitos Rougher-Scavenger de zinc que también hacen ver la falta de tiempo de retención.
- 9.3 De acuerdo a las leyes vigentes, 5 a 6% de zinc, se concluye un incremento del tiempo de flotación de 6 minutos, se estima la mejora de recuperación del zinc en un mínimo de 2%.
- 9.4 Teniendo en cuenta el tiempo de retención promedio 14 minutos que necesitaríamos en nuestro circuito Rougher-Scavenger, la capacidad de planta y las características del mineral de Yauricocha, se concluye la implementación de 3 celdas OUTOKUMPU de 300 pies³ cada una; al redistribuir los circuitos de

flotación Rougher-Scavenger se incrementaría la capacidad de flotación Rougher en 87.5% y 75% la del Scavenger.

9.5 La inversión total requerida comprende el costo total de la ampliación, se ha utilizado el método de estimación factorial en el que se parte de los costos sin instalar de los principales equipos para luego aplicar un factor experimental en el cálculo de los costos adicionales, se hace uso de los índices de costo de equipos de "Marshall & Stevens" (M&S, para la industria minera y metalúrgica). Dado que los costos de los equipos se calcularon en dólares norteamericanos, se estima una inversión total de la ampliación en US\$/. 313,934.00.

9.6 La optimización del circuito de zinc, en la Planta Concentradora Chumpe, se traduciría en una mayor producción de concentrado de zinc, lo que conllevaría a un mayor ingreso por concentrado de zinc producido, este incremento se cuantifica en 102 TM mensuales lo que equivale en un incremento del ingreso en 61,789 dólares mensuales. Se ha de indicar que los precios de los minerales se refieren al promedio del primer semestre de este año.

9.7 Se considera como fuente de financiamiento al sistema bancario (Banco de Lima), un 25% de la inversión total será efectuada como inversión propia (recursos de CENTROMIN PERU), las condiciones financieras están sujetas a un 18% de interés anual en dólares, y un año de plazo de amortización.

9.8 Para la evaluación económica se ha elegido el método basado en el valor actual neto (VAN) de los beneficios totales, los indicadores económicos muestran un tiempo de retorno de capital de 8.1 meses y una tasa de retorno de 49%.

CAPITULO X

BIBLIOGRAFIA

1. SUTULOV, A. Flotación de minerales, Instituto de Investigaciones, Universidad de Concepción - Chile
2. GUTIERREZ, L. Dimensionamiento y optimización de plantas concentradoras mediante técnicas de modelación matemática, CIMM, Santiago-Chile. 1986
3. CHIA, J: 1991. Análisis de la performance de las celdas de flotación de 300 pies cúbicos en la concentradora Morococha. II Convención de Procesamiento de Minerales Centromín Perú.
4. ARBITRER, N. Conceptual Design of Flotation Circuits, Aime Meeting, Tucson Arizona. 1978.
5. 1992. CONCENTRADORA CHUMPE. Carta Anual del Dpto. de Procesamiento de Minerales Centromin Perú.
6. 1992. RESULTADOS METALURGICOS CONCENTRADORA CHUMPE. Carta Anual Unidad de Producción Yauricocha.
7. ARBITRER, N. Design and Operating characteristics for large flotation, Aime Meeting, Tucson - Arizona. 1979.
8. Alegria, B: 1986. Proyecto de Instrumentación y Control de Procesos en la Concentradora Paragsha. Convención de Ingenieros de Minas. M-6: 3-24
9. RUDD, DALE F. Estrategia en Ingeniería de Procesos, Alhambra, Madrid. 1976.

10. CHIA, J. Mineral Processing Equipment cost and preliminary capital cost Estimations, Canadian Institute of Mining and Metallurgy, Canada. 1977.
11. May 1993. Economics Indicators. Chemical Engineering
12. 1992. Departamento de Comercialización. CENTROMIN PERU
13. 1993. Oficina de Estadísticas INGENMET.