

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

**“FABRICACION DE CAL PARA
FLOTACION Y FUNDICION A PARTIR
DE CONCHUELAS”**

TESIS

**PARA OPTAR EL GRADO DE INGENIERO DE MINAS
CON MENCIÓN EN METALURGIA**

POR: MAXIMO GUIJA INFANTE

PROMOCION 1964 “FAUSTO ZAVALETA CRUZADO”

Especialidad Metalurgia

LIMA - PERU

1973

SEÑOR DIRECTOR DEL PROGRAMA ACADÉMICO DE INGENIERIA GEOLOGICA,
MINERIA Y METALURGICA DE LA UNIVERSIDAD NACIONAL DE IN-
GENIERIA

S. D.

MAXIMO GUIJA INFANTE, Ex-alumno de la Facultad de Minería, ante Ud. con el debido respeto me presento y digo:

Que deseando optar el Grado de Ingeniero de Minas (Especialidad y Matalurgia), cumplo con presentar a vuestra consideración mi Programa de Tesis Titulado: "FABRICACION DE CAL PARA FLOMACION Y FUNDICION A PARTIR DE CONCHUELAS".

I .- INTRODUCCION:

- 1.- Exposición de Motivos.
- 2.- Aplicación Metalúrgica de la Cal.
- 3.- Estadística de Producción y Consumo.

II.- TECNOLOGIA GENERAL:

- 1.- MATERIA PRIMA: Conchuela, su Composición.- Cubi-
cación.- Condiciones Técnico-Económicas del Yaci-
miento.
- 2.- PROCEDIMIENTO INDUSTRIAL: Flow-Sheet.- Breve Des-
cripción de las operaciones y Procesos más impor-
tantes.- Calcinación.- Condiciones Optimas.
- 3.- PRODUCTO OBTENIDO.- Composición y Especificacio-
nes.

III .- INGENIERIA GENERAL:

- 1.- Breve Descripción del Equipo que se requiere.
- 2.- Descripción de la Planta.
- 3.- Consumos Unitarios.

IV .- ECONOMIA GENERAL:

- 1.- Estimación de la Inversión.
- 2.- Estimación del Costo de Producción
- 3.- Balance Económico.

V .- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

VI .- ANEXOS

VII .- BIBLIOGRAFIA

POR TANTO:

Ruego a Ud. señor Director, se sirva diferir favorablemente a esta mi solicitud por ser de Justicia.

Lima, Julio de 1972

A MI ESPOSA ~~CARMEN~~ VICTORIA:

Con todo amor, ya que su perma
nente preocupación y aliento ,
hizo posible que me comprome -
tiera tomando la decisión de
culminar la meta que, hacia me
ve años estaba trazada. Sola-
mente ella con su constante
comprensión supo darme optimis
mo hasta hacer realidad lo que
quizás estaba destinado a que
darse en proyecto.

A MIS PADRES Y HERMANOS:

Que nunca se cansaron en recor
darme que todo tiene princi -
pio y fin, haciéndolo siempre
con hermosos ejemplos que, pre
tendo imitar con este modesto
Trabajo para poner término a
una tarea que tenía en deuda ,
a mis siempre amados Padres.

AGRADECIMIENTO

A los Ingenieros Luis Alva Saldaña y Oscar Medina Beltrán, que siempre acudieron en mi ayuda, brindándome sin egoísmo su valioso tiempo.

A todos mis Profesores, condiscípulos y Personal de la Ex-Facultad de Minería, hoy Programa Académico de Ingeniería Geológica, Minera y Metalúrgica, que con su gran espíritu de camaradería forjaron nuestra voluntad de luchar en la vida con lealtad y dignidad y, sentirnos honrados de pertenecer a la comunidad rectora y guía de la Universidad Peruana, nuestra gloriosa alma mater: La Universidad Nacional de Ingeniería.

INDICE GENERAL

	<u>Págs</u>
PRESENTACION DEL PROGRAMA DE TESIS.....	A
DEDICATORIA	B
AGRADECIMIENTO	C
INDICE GENERAL	D

PRIMERA PARTE

CONTENIDO DE LA TESIS

CAPITULO I : INTRODUCCION

1. Exposición de Motivos.....	1
2. Aplicación Metalúrgica de la Cal.....	2
a. En concentración de minerales.....	2
b. En operaciones pirometalúrgicas.....	4
La cal como fundente.....	6
3. Estadísticas de producción y consumo.....	7

CAPITULO II : TECNOLOGIA GENERAL

1. Materia Prima.....	10
a. Conchuela y su composición.....	10
b. Cubicación.....	11
c. Condiciones técnico-económicas del yacimiento.....	14
2. Procedimiento industrial.....	17
a. Beaker Stage y Flow Sheet.....	17
I. Objetivo e Importancia.....	17
II. Descripción de las Muestras.....	18

	<u>Págs</u>
III. Preparación de Muestras.....	20
IV. Conclusiones.....	22
V. Discusión.....	24
VI. Pruebas de separación por alta densidad.....	28
1. Separación por líquidos densos.....	28
2. Separación por medios densos.....	29
- Con ferrosilicón y agua dulce.....	31
- Con ferrosilicón y agua de mar artif.....	33
3. Proceso desarrollado.....	41
VII. Cal a partir del producto Sink.....	42
Flow-Sheet de Operación.....	
b. Breve descripción de las operaciones y procesos..	52
c. Calcinación.....	63
d. Condiciones óptimas - Experiencia práctica.....	74
3. Producto obtenido.....	81
Composición y Especificaciones.....	81

CAPITULO III : INGENIERIA GENERAL

1. Breve descripción del equipo que se requiere.....	83
a. Balance de materiales y pruebas preliminares.....	83
b. Proceso Desing.....	93
I. Almacenamiento.....	94
II. Desmenuzamiento.....	95
III. Depuración o Scrubbing.....	99
IV. Tamizaje.....	101

	<u>Págs</u>
V. Separador.....	107
VI. Densificador.....	109
VII. Cálculo de Bombas.....	115
VIII. Recuperación magnética del medio.....	120
IX. Desmagnetizador.....	124
X. Cálculo del horno rotatorio - Métodos.....	125
Balance de Materiales.....	135
Balance de Energía.....	141
Cálculos del Diseño.....	146
Cálculo del Enfriador.....	167
XI. Equipo Auxiliar.....	175
Fajas transportadoras.....	175
Elevadores de Cangilones.....	181
Transportadores de tornillo.....	184
Balanzas.....	186
XII. Refractarios.....	189
2. Descripción de la Planta.....	191
a. Ubicación de la planta.....	191
b. Proyecto derivado de un estudio sectorial.....	193
c. Energía eléctrica.....	195
d. Agua.....	195
e. Mano de obra.....	196
f. Política de descentralización.....	197
g. Otras facilidades.....	197
Breve descripción de la Planta.....	199

	<u>Págs</u>
3. Consumos unitarios.....	204
a. Especificación de equipos.....	205
b. Consumos unitarios de:	
- Fuerza.....	208
- Agua.....	208
- Fierro.....	209
- Medios densificadores.....	209
- Combustibles.....	210
- Mano de Obra.....	211

CAPITULO IV : ECONOMIA GENERAL

CONCEPTO GENERAL.....	215
1. Estimación de la Inversión.....	219
a. Gráficos de C.H.Chilton.....	222
b. Potencia 0.6.....	222
c. Capital Ratio.....	223
d. Turnover Ratio.....	223
e. Evaluación directa.....	223
f. Evaluación según los gráficos de Chilton.....	224
2. Estimación del costo de producción.....	225
a. Para la planta de Heavy-Media.....	226
b. Para la planta de cal.....	228
3. Balance Económico.....	229
- Evaluación del proyecto.....	229
a. Balance.....	230

	<u>Págs</u>
b. Capital Total.....	231
c. Retorno de la inversión	231
Break Even Point.....	233
- Valor Agregado	236
Distribución de la riqueza.....	236
Financiación.....	237

CAPITULO V.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. Conclusiones.....	239
2. Recomendaciones.....	240

SEGUNDA PARTE

A P E N D I C E

CAPITULO VI.- ANEXOS

1. Factibilidad de beneficiar desechos de Cinchuela (coles) de - 1/4".....	242
2.-Tratamiento de Finos por el proceso Dyna-Whirlpool	257
VII: BIBLIOGRAFIA	267

I) INTRODUCCION

1.- Exposición de Motivos.-

Como lo indica el título de la Tesis, la finalidad primordial es contribuir modestamente al conocimiento de una operación metalúrgica poco común en nuestro medio, pero, a la vez interesante por contar nuestra patria con grandes depósitos de "Conchuela" que se han formado a lo largo de nuestra Costa, en gran parte, por la deposición en espesores variables de material calcareo a base de capas de animales marinos presentándose en capas bien definidos y, por carecer de yacimientos marinos calizos (Calcita en particular), debido a las características típicamente volcánicas de nuestro contrafuerte cordillerano cuya geología es de formación a altas temperaturas constituido por Turmalinas; Silicatos; Feldespatos como las Andesitas; Riolitas; Dasitas; Granito intrusivo; Porfidos Basálticos y Rocas volcánicas fragmentadas.

Habiendo en muchas partes de nuestra Costa, especialmente Sechura, Moquegua y Tacna grandes conglomerados conchilíferos o Limaquelas que en sí constituyen la aragonita, se podría aprovechar la presente experiencia para poder trabajar estos yacimientos o depósitos previa concentración y consiguiente calcinación para obtener la cal, cu-

Los usos son múltiples como en fertilizantes, como relleno alféptico, en cemento, en la industria del papel, en la industria azucarera, en la fabricación del carburo de calcio, en refractarios, en construcción, en la industria minera; en operaciones de concentración y en metalurgia como fundente.

Creo que esta actividad será una fuente de trabajo y se aprovecharía una riqueza potencial que tiene grandes perspectivas en el futuro muy próximo en que nuestro país entrará en la etapa decisiva de su industrialización, ya que sería otra actividad básica de acuerdo a las nuevas normas dadas por el Supremo Gobierno, siendo además complementaria de otras industrias, generando por lo tanto mayores ingresos al Fisco, elevando la capacidad adquisitiva al Sector dependiente de este trabajo, dando aliciente para crear industrias accesorias o expandir las existentes, creando la necesidad de tener y formar personal especializado, incentivando a los estudiosos a crear nuevos métodos que podrían ser más económicos y simples y, sobre todo mantener incólume nuestro bien ganado prestigio de país Minero-Metalúrgico.

2.- Aplicación Metalúrgica de la Cal.-

A) En concentración de Minerales.- En una operación de flotación los minerales se comportan característicamente para cada tipo de mena. Para modificar y normalizar

este comportamiento, de manera general, se usan productos químicos llamados agentes acondicionantes o modificantes que pueden ser: a) Agentes reguladores y dispersores, b) Agentes activadores y, c) Agentes depresores.

La cal es por excelencia el regulador de pH mas económico que se conoce, empleandosele también como Agente depresor en muchas plantas de flotación. Generalmente se le usa en flotación agregandosele como CaO (cal viva) o como $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (cal hidratada). La cantidad requerida en la operación varía considerablemente dependiendo del pH deseado y de la cantidad de constituyente consumidores de cal que se encuentren presentes en la mena, siendo el método preferido para alimentarlo, en forma de lechada con más o menos 20% de cal viva finamente molida con 80% de agua por peso. También se puede alimentar como sólido seco usando un alimentador de banda o de disco al circuito de molienda.

La solubilidad máxima de la cal pura en agua fría es aproximadamente de 1.4 grs. de cal por litro de agua fría (1.4 Kg. CaO / Ton. de H_2O). El contenido de CaO libre disponible en la cal comercial se determina analíticamente, variando entre 50, y aun menos, hasta 99 %. Como quiera que se trabaja entre pH comprendidos entre 7.5 a 12, el consumo de cal varía desde 1.5 a 8 lbs, por tonelada de mineral, siendo determinado en forma experimental la cantidad necesaria para obtener el pH buscado, para lo cual hay que hacer

frecuentes titulaciones por alcalinidad con un indicador colorimétrico rápido.

Usualmente la cal tiene un efecto floculante sobre las lamas, depresa las partículas de ganga reduciendo la posibilidad de que floten. Antes de producir este efecto neutraliza la acidez de la pulpa y precipita las sales disueltas que puedan existir en el agua. Evita la presencia de compuestos ferrosos y férricos que se puedan producir en una pulpa ácida originada por minerales piritosos. Es pues un depresor de los sulfuros de hierro como la piritita, pirrotita, marcasita y arsenopirita, así como de sulfuros de cobalto y níquel.

El mecanismo de la adsorción del calcio, por su acción modificante de la superficie, ha sido tema para el trabajo: "Adsorption of Calcium and Sodium on Pyrite" de A. M. Gaudin y W. C. Charles, que es una importantísima contribución que viene a demostrar que la presencia del oxígeno y un alto pH aumenta la absorción del calcio en preferencia a la absorción del colector. Mayor proporción de cal impide que flote el plomo. La chalcopirita flota en presencia de cal más no así la chalcosita. En la flotación del oro se debe evitar el uso de cal ya que puede impedir que este flote, a no ser que se haga en proporciones muy limitadas.

B) En Operaciones Pirometalúrgicas.- En un proceso de fusión, además de las partes metálicas o matas, se

forma una escoria que puede tener sílice unida a bases como la alumina, magnesia, barita, manganeso, cal, que generalmente constituyen el mayor volumen del mineral destinado al tratamiento, que son un obstáculo en la mayoría de las veces, por lo que hay que separarlas rápidamente por la fusión.

En resumen se trata de eliminar por la fusión, de la manera más fácil y económica posible las sustancias estériles como también los metales perjudiciales o indiferentes. Así las escorias cumplen dos roles, a saber:

- 1º) Mecánico: Separar la parte metálica (útil) de la parte estéril (inútil).
- 2º) Químico: Arrastrar consigo en su estado fundido una cierta cantidad de sustancias perjudiciales a la pureza del metal o mata.

Por lo tanto, la cuestión metalúrgica radica en lograr en lo posible la escoria ideal que deberá reunir las siguientes condiciones:

- a) No ser costosa, b) Tener temperatura de formación baja, c) Tener punto de fusión bajo, d) ser fluida a la temperatura de trabajo, e) Tener peso específico bajo, f) No disolver cantidades apreciables del metal útil y, g) no contener cantidades indebidas de constituyentes volátiles.

Sabemos el efecto que sobre el punto de fusión ejerce un óxido metálico cuando se alea con otro. Por regla general, los puntos de fusión de los óxidos metálicos, son mucho más altos que el que se alcanza en los hornos industriales. Pequeñas adiciones de un óxido metálico a otro, suelen rebajar progresivamente el punto de fusión de la mezcla resultante, hasta que se alcanza el punto de fusión más bajo que corresponde a la combinación eutectica.

Desde el punto de vista económico, es necesario emplear materiales de bajo costo (FeO , SiO_2 , CaO) como fundentes de tipo comercial. Ejemplo: una mena de cobre con alto contenido de sílice hará necesario la adición de FeO ó CaO , para producir una escoria de grado de silicato deseable para una buena operación pirometalúrgica.

La Cal como Fundente.- Tanto en la siderurgia como en la metalurgia no ferrosa la caliza constituye uno de los fundentes más comunes. En las zonas de elevadas temperaturas de los hornos, se descompone en cal y anhídrido carbónico, entrando la cal a formar parte de la escoria. La mayor parte de las menas de plomo y cobre son de naturaleza ácida y deben tratarse con un fundente básico como la cal. Esta disminuye el peso específico y, hasta un cierto contenido, la temperatura de fusión de la escoria. Cuando va acompañada de FeO tiende a mejorar la viscosidad o el punto de fusión de la escoria resultante. Como la caliza es más

barata, por lo general, que el FeO y que para un peso dado neutraliza mayor cantidad de sílice, produciendo menos escoria, además de que la cal reduce el poder disolvente de la escoria en lo que respecta a los sulfuros metálicos.

La cal al bajar el punto de fusión (satisfaciendo el grado de fluidez conveniente), necesita el mínimo de combustible y, como su fluidez es lo suficiente asegura una perfecta separación de la mata y escoria ejerciendo una acción purificadora muy eficaz siendo muy baja la pérdida debida a inclusiones metálicas, ya que, en este caso, la mata o metal se sedimentará mucho más rápidamente a través de ella para pasar al crisol o a la solera.

Es por tanto una materia prima indispensable en la industria minera y tanto en el norte como en el sur del país va a tener prioridad, ante la inminente puesta en producción de los yacimientos de Michiquillay, Cerro Verde (cuando llegue a la zona de los sulfuros) y Quellaveco por Minero-Perú, por lo que sería interesante aprovechar la experiencia que tiene la Southern Perú Copper Corp. en este campo.

3.- Estadísticas de Producción y Consumo.-

Como la producción de cal a partir de conchuelas solo se lleva a cabo en Ilo por la S.P.C.C., tenemos que

solamente contamos con los datos que esta empresa tiene y que son los siguientes desde 1961 a partir del mes de Setiembre, en que empezó a trabajar.

AÑO	PRODUCCION M.M.	% CaO	CONSUMO EN T. M.	
			CONCENTRADORA	FUNDICION
1961	4739	79.21	4050	680
1962	16535	79.36	15300	1320
1963	19068	83.02	18065	836
1964	18049	88.03	17124	748
1965	20574	86.98	19238	336
1966	18220	85.55	18014	220 (x)
1967	21010	82.87	20378	
1968	22559	78.24	22025	
1969	17190	79.41	17019	
1970	20803	81.04	19930	
1971	17805	78.42	18018	
1972	10693	71.43	10250	

(x) A partir de Julio de 1966 se cambió la Cal por la conchuela en la carga como fundente a los reverberos, de acuerdo a sus requerimientos. En la actualidad se consume 38 TM de conchuela, como promedio diario, pero se suspende cuando las condiciones de operación no lo hacen necesario.

Hay que hacer notar que la producción en la planta de Cal se realiza de manera intermitente, ya que se tiene un Stock-Pile de reserva con una capacidad de 1800 TM, el que se va acumulando a la vez que simultáneamente se atien-

de las necesidades de la concentradora. Una vez lleno el Stock-File se paraliza la operación del Rotary-Kiln para mantenimiento y limpieza; satisfaciéndose las demandas de la concentradora de las reservas del stock-pile hasta el momento en que estas llegan a más o menos 500 TM en que se vuelve a poner en trabajo de producción a la planta de cal, razón por la cual esta planta no trabaja en plena capacidad ya que solo lo hace 215 días al año, como promedio, o sea el 59 % del año de 365 días (considerado así por no interrumpirse las labores ningún día del año).

Luego, la producción está regulada por el consumo hasta el presente, pero una vez que entre en explotación el yacimiento de Cuajone, esta planta deberá trabajar el 100 % del tiempo puesto que la demanda se doblará y, posiblemente se tenga que instalar otro horno similar para tener en operación en casos de emergencia, aunque sea uno.

II) TECNOLOGIA GENERAL

1.- Materia Prima.-

A) Conchuela y su Composición.- El depósito de coquina está situado al sur del puerto de Ilo a aproximadamente 8 Km y 20 Km. de fundición. El yacimiento está formado esencialmente por deposición de enormes cantidades de caparazones marinas, las que se han estratificado en capas conformando capas compactadas de conchuela, arena y piedra de diferentes tamaños las que han sido aglomeradas por el salitre, que es abundante en la zona en que se le conoce con el nombre de caliche, siendo pues la conformación esencial la de mantos horizontales de conchuela compactada con espesores que varían desde 0.30 m. a 2.00 m., separados por mantos de arenas también de espesores variables.

Las conchuelas son derivadas de moluscos de la clase Pelecypodos. La estructura cruzada lamelar indica que la mayor parte de la conchuela tiene la composición de la aragonita, la que tiene una gravedad específica de 2.93 a 2.95. La mayor parte de la piedra es pequeña, básicamente de material granatoide de gravedad específica 2.65, probablemente de origen igneo o metamórfico. La esfericidad de la piedra posiblemente se debe a la acción de las olas del mar.

Todas las muestras de los diferentes lugares del yacimiento tienen apariencias muy similares. Algunas de estas muestras consisten de conchuelas y piedras cementadas por sales de cloruro de sodio, la mayoría de estas piezas cementadas tienen de 5 a 15 pulgadas.

Siguiendo el método que recomienda la "Mine & Smelter Supply Co", se ha determinado una gravedad específica promedio de 2.80 para el material representativo de la conchuela y de 2.60 para la muestra representativa de la piedra.

Los análisis promedios de la cabeza son: CaO= 27.55%. (49.18% como CaCO_3), insolubles 47.32 % (de los cuales 36.80 % corresponde a la SiO_2 , 5.32 % a Al_2O_3 y 2.10 % al FeO).

B) Cubicación.- En el año 1953 mientras se preparaba el proyecto Toquepala se cubico el yacimiento de coquina en 11'813,252 TM., de materia prima tratable, pero en los meses de Mayo y Junio de 1961 se volvió hacer una nueva cubicación solo en los blocks mediatos a la planta de Heavy Media comprendidos entre los 2000 m al norte y 3500 m. al sur de la planta, para lo cual se procedió a trazar cada 500 m. líneas perpendiculares al acantilado o risco de la playa, sobre las cuales se hicieron huecos de muestreo cada 100 m., a partir de los 25 m. del borde del acantilado, menos en las 3 primeras secciones al sur, en que

se empezó desde los 60 m., debido a que ya se había extraído conchuela en el mencionado sector en una faja de 35 m. , de ancho. Se hicieron las trincheras con un bulldozer es cavando hacia abajo de la arena fina hasta descubrir la conchuela, cuyo espesor fue medido en cada trinchera, teniendo presente solo las porciones de coquina tratable, no considerándose como tratable aquellas partes que contenían gran cantidad de arena fina, puesto que la experiencia de separación en la planta de Heavy-media ha demostrado que las porciones muy arenosas no son recuperables.

Para computar los resultados se tuvo en cuenta que el factor de tonelaje In-situ de conchuela es de 1.5 TM/m³, el que ha sido considerado de los datos del tonelaje minado y los volúmenes medidos durante la operación en los años 1960 - 1961.

El volumen calculado está basado en los espesores promedio de las capas de conchuela de cada sección, asumiendo que las líneas de muestreo tienen influencia hasta el punto medio de la distancia a la próxima línea, considerándose como zona de chequeo a fin de sacar un factor de corrección que permitiera hacer un reajuste del tonelaje total estimado en 1953.

Este muestreo en la zona indicada arrojó un total de conchuela tratable de 3'256,871 TM., que corresponde al 60.1 % del estimado en 1953 que para esa misma zona

era de 5'418,995 TM., luego se tiene:

Total de conchuela tratable estimados en 1953	11'813,252 TM.
Menos tonelaje minado hasta Junio de 1961:	286,648 "
Diferencia del total estimado en 1953:.....	<u>11'526,604 "</u>
Factor de corrección:	(0.601)
Total estimado de conchuela tratable en 1961:.....	6'927,489 TM
Menos tonelaje minado desde 6/61 a 12/71:	<u>2'351,724 "</u>
Tonelaje in-situ a Diciembre de 1971:.....	<u>4'575,765 "</u>

La producción de la planta de Heavy Media representaba hasta 1965 el 30 % del tonelaje alimentado, pero como a partir de 1966 se cambió el método de extracción con la finalidad de aprovechar incluso la materia prima de mas bajo contenido de carbonato de calcio, se ha obtenido un promedio de producción que es el 18 % de la cabeza alimentada o sea que la coquina usable para el horno de cal será de: $4'575,765 \times 0.18 = 823,638$ TM., que será la cabeza para el horno de cal.

Como el requerimiento anual del horno de cal es de 38835 TM., tenemos que hay una reserva estimada para $823,638/38835 = 21.2$ años, o sea hasta 1992.

C) Condiciones Técnico-Económicas del Yacimiento.-

El yacimiento de coquina tiene un fácil acceso ya que solo se encuentra a 6 Km., de la carretera Panamericana que llega al Puerto de ILO y, como está conformado esencialmente por conchas marinas aglomeradas con arena, piedra y salitre, que se encuentra en capas superpuestas de este conglomerado y arena en las zonas adyacentes a la playa hace que su explotación sea bastante fácil de extraer mediante una pala mecánica P&H de 2.5 yardas cúbicas de capacidad con uñas en la cuchara para poder romper los blocks que tienen cierta dureza debido a la compactación y aglomeración por la presencia de arena fina mezclados con salitre que se presentan generalmente en zonas situadas a más de 20 ó 25 m., del acantilado pues, la faja próxima a la playa es comúnmente de material suelto de fácil manipulación y acarreo

También se tiene en operación en las zonas hacia el Este un Bulldozer para hacer el Stripping o remoción de las capas de arena que cubren aquellas que contienen los valores a fin de facilitar el trabajo de la pala mecánica que siempre debe trabajar en capas que contengan la cabeza para la planta de Heavy Media.

Como equipo auxiliar se cuenta con 7 volquetes

"DART" de 25 MM de capacidad que transportan el material de conchuela desde el lugar en explotación hasta la planta de H.M. que hasta la fecha ha tenido solo 3500 m., como distancia máxima.

La explotación y acarreo del yacimiento es pues hecho esencialmente por 9 hombres con sus respectivas máquinas (Pala, Bulldozer y Volquetes), requiriéndose una buena planificación a fin de poder tener una cabeza de ley uniforme en contenido de CaCO_3 como también en sus constituyentes físicos a fin de que no afecte la operación de la planta especialmente en lo que se refiere a la gravedad específica del medio denso.

El método de concentración por medios densos es el más indicado y el menos costoso, ya que permite tratar gran volumen de materia prima y también recuperar el medio aunque la eficiencia de la operación es baja, más que nada debido a que hay un buen porcentaje de conchuela fina que tiene aproximadamente la misma gravedad específica de la piedra chica de $\pm 1/4"$ que hace que salgan conjuntamente ambos en el Float (Colas) y vayan al mar.

Por la experiencia de varias plantas en operación se sabe que los costos de instalación y operación son relativamente bajos comparados con otros del tipo convencional. El consumo de energía eléctrica y agua es también bajo en relación al tonelaje tratado.

La versatilidad del sistema hace posible jugar con varias variables, especialmente la gravedad específica del medio de acuerdo a las variaciones de las características físicas de la cabeza.

Pero, es necesario hacer resaltar, que más al Sur se la planta de S.P.C.C. a más o menos 30 Km del puerto de ILO hay enormes reservas con grandes mantos de conchas que muy bien podría trabajar Minero-Perú en el futuro para sus programas metalúrgicos de Quellaveco, puesto que se cuenta con energía (como analizaremos después) y no hay problema de relaves ya que las colas lo constituyen la misma materia prima pobre en conchas y no hay temor de contaminación por no entrar en el proceso ningún reactivo químico. Esta cola no necesita de canchas porque vuelve al mar de donde provino.

Sin temor a equivocarnos podemos decir que estas reservas son superiores en cantidad y calidad a las que se trabajan actualmente, por lo que creemos conveniente hacer el presente estudio, pues el problema de la materia prima queda resuelto desde todo punto de vista y, por lo tanto solo nos queda entrar al estudio del procedimiento industrial, tomando como base la planta ya existente que es lo que la práctica de esta rama de la ciencia mineralúrgica recomienda con lo que ~~complementaremos~~ nuestra información técnica.

2.- Procedimiento Industrial.-

A) Beaker Stage y Flow-Sheet:

I.- Objetivo e importancia.- El objetivo de este proyecto fue determinar un proceso de concentración para la conchuela contenida por el material existente en el yacimiento, consistente de una aglomeración de conchas y piedras cementadas con sales de cloruro de sodio.

La primera parte de este proyecto comprende lo siguiente:

- Todas las muestras de los cilindros fueron visualmente examinados, y sus condiciones físicas fueron registrados.

Todos los cilindros con numeración impar fueron chancados a menos 1 $\frac{1}{2}$ " de tamaño.

- El material de - 1 $\frac{1}{2}$ " fue apilado y cortado hasta llegar al cuarteado.

Uno de los cuartos fue dividido en dos partes: una de ellas fue secada y chancada, y una muestra fue separada para la determinación química de CaO, insoluble y NaCl. La otra mitad fué desintegrada en húmedo, sin que ninguna reducción de tamaño fuera posible, y luego fué tamizada en húmedo por mallas de 0.525" (13.2 mm), 0.371" (9.5 mm), 8, 14, 28, 48 y 200 MESH. Ca-

da fracción fue analizado por CaO e insoluble.

Después de pruebas exploratorias con separaciones con líquidos densos que indicaron la posibilidad de una satisfactoria concentración del material de conchuela, se opto por seguir las pruebas en la forma siguiente:

- 1) Pruebas de separación con medios densos usando líquidos pesados a diferentes gravedades específicas.
- 2) Si los resultados de 1 fueran satisfactorios, se procedería a pruebas a escala de planta semi-piloto con el material representativo, para lo cual se emplearía una suspensión de ferrosilicon en agua, como medio de separación.
- 3) Si 2 resulta satisfactorio, las siguientes pruebas serían llevados a cabo:
 - Separación por medios densos mediante el uso de ferrosilicon en agua de mar artificial.
 - Separación por medios densos mediante el uso de medios de variadas composiciones de ferrosilicon y magnetita.

II.- Descripción de las Muestras.- Se tuvieron 20 cilindros de 54 galones conteniendo las muestras del material. Los cilindros de fierro estaban numerados del 1 al 20 y contenían aproximadamente 4000 Lbs., de

muestras.

La apariencias física del contenido de cada cilindro tal como llegó fué como sigue:

CILINDRO	DESCRIPCION
1	Seco, mayormente material cementado.
2	Muy húmedo, mezcla de material suelto y cementado.
3	" " con algo de agua libre y mezcla de material suelto y cementado.
4	Ligeramente húmedo, mayormente material cementado.
5	Seco, mayormente material cementado.
6	Húmedo " " " "
7	Ligeramente Húmedo, " "
8	Húmedo, mayormente " "
9	Húmedo con agua libre y mezcla de material suelto y cementado.
10	Muy húmedo, material suelto y cementado.
11	Seco, mayormente material cementado.
12	Seco, mayormente material cementado.
13	" , material cementado.
14	" , mayormente material cementado.
15	Ligeramente húmedo, " "
16	Seco, mayormente material cementado.
17	" " " "
18	Muy húmedo, con agua libre, mayormente material cementado.
19	Húmedo, mezcla de material suelto y cementado.
20	" , mayormente material suelto.

Todas las muestras fueron de apariencia muy similares, consistentes de conchas y piedras unidas por cementación por sales de cloruro de sodio. Por lo general las piezas cementadas estaban comprendidas entre los 5 a 15 pulgadas.

Como ya se dijo en la pág. (10) las gravedades específicas de la conchuela y piedra son de 2.80 y 2.60 respectivamente (que son las que emplearemos), ya que hay de terminaciones de otros laboratorios que dan 2.82 y 2.59.

III.- Preparación de Muestras.- Se decidió tomar para las pruebas solo las muestras de los cilindros N^{os}. 1, 3, 5, 7, 9, 11, 13, 15, 17 y 19, con las cuales se trabajaría. El contenido del cilindro N^o 1 se preparó como sigue:

1.- La muestra tal como fue recibida se chancó en una chancadora de quijada de laboratorio a - 1¹/₂".

2.- El material de - 1¹/₂" se preparó y cuarteo. Un cuarto fue separado y los otros tres guardados en el cilindro.

3.- El cuarto separado se dividió en 2 mitades. Una mitad fue secada al aire, tomándose una muestra para análisis químico; la otra mitad fue usada para análisis de mallas. El resto de la primera mitad fue usada para pruebas preliminares de separación por medio densos.

El contenido de los cilindros N^{os} 3, 5, 7, 9 ,
11,13,15,17 y19 preparó como sigue:

- 1.- La muestra fué chancada en una chancadora de quijada de laboratorio a -1".
- 2.- El material de -1" fue mezclado y cuarteado. Un cuarto se separó y los otros tres cuartos se colocaron en los cilindros.
- 3.- El cuarto que quedó se dividió en cuatro partes. Una parte fue secada al aire, tomándose una muestra para análisis químico. Otra parte fue empleada para análisis de mallas. Las otras dos partes separadas fuera usadas para hacer compositos para correr pruebas de separación por medios densos.

El análisis químico de las muestras secas (antes de eliminar el material soluble mediante lavado), fué:

Nº De Cilindro	% CaO		% INSOLUBLE		% NaCl
	Análisis Químico	Calculado del Análisis de Mallas.	Análisis Químico	Calculado del Análisis de Mallas.	Análisis Químico
1	27.15	27.45	29.21	28.45	15.17
3	30.06	31.51	32.75	32.28	5.43
5	27.40	27.67	26.69	25.79	18.38
7	25.15	25.39	32.59	33.78	15.74
9	27.75	28.51	32.44	29.95	12.08
11	25.05	25.94	31.16	29.73	17.32
13	27.00	27.30	27.32	25.57	18.57
15	25.75	26.30	29.01	27.32	18.41
17	28.15	26.21	26.75	25.86	18.92
19	31.25	31.87	30.59	26.92	6.54

IV.- Conclusiones.- Como resultado de los trabajos efectuados con las muestras suministradas, se llegó a las siguientes conclusiones:

1º) Los análisis de mallas para tamices con aberturas cuadradas, nos indicaron que el material clasificado por tamaños no da como resultado una concentración satisfactoria de las conchuelas.

2º) El proceso más conveniente consistiría en lavar el material en un Scrubber, tamizarlo a 8 Mesh y someter el material de + 8 Mesh al proceso de separación por medios densos (Heavy-Media). Usando este proceso, un con-

centrado conteniendo alrededor de 95% de CaCO_3 se debería producir con una gravedad específica de \pm 2.77, lo que representaría más o menos 20 % del peso original de la cabeza. El grado de concentrado con aproximadamente 87 % de CaCO_3 como promedio se produciría con una gravedad específica de 2.65, lo que daría un producto que representaría el 27 % del peso de la cabeza alimentada.

3.- El material de conchuela es tratable por concentración mediante separación por medios densos, empleando como medio el ferrosilicon, mezclandolo ya sea con agua dulce o agua de mar.

4.- Una planta comercial de Heavy-Media, ya sea del tipo cono o del tipo O.C.C., serían las recomendables para obtener los resultados logrados, pero a escala comercial; aun cuando cualquier otro tipo de separador daría buenos resultados.

5.- Sobre la base de las pruebas realizadas en condiciones estáticas, la calcinación y desmenuzamiento del concentrado de conchuela no presenta ningún problema particular. Las pruebas para determinar posible descostramiento, decrepitación y, excesivo polvo que por fuerza pueda ocurrir a alguna temperatura crítica se llevarían a cabo en un pequeño Rotary-Kiln.

V.- Discusión:

1.- Preparación de Muestras.- Muchas de las muestras contenían grandes aglomerados de conchas y piedras. Desde que la sal es la materia cementante, la concha y piedra no estaban fuertemente unidas y, por lo tanto su separación era posible mediante el lavado.

Para la prueba de laboratorio, la muestra de cilindro N° 1 se chancó a $- 1\frac{1}{2}$ " , sin embargo se pudo observar que el tamaño promedio era ± 1 " , el resto de la muestra preparada se chancó a $- 1$ " . El tratamiento siguiente de estas muestras requería de algún lavado, y para la prueba de laboratorio el uso de material de $- 1$ " facilitó la operación, puesto que en la práctica de planta aseguraba una satisfactoria liberación de conchas y piedras, por lo que chancandola a 2 " sería suficiente.

2.- Análisis de Mallas.- Los análisis de mallas se hicieron para cada uno de los cilindros impares. Las siguientes mallas de la serie Tyler se emplearon: 0.525", 0.371", 8, 14, 28, 48 y 200 Mesh.

Para la mayoría de las muestras tratadas, alrededor del 20 % en peso del total alimentado se perdió durante la operación de lavado como sales solubles. Aquellas muestras cuya pérdida de peso fue menor del 20 % provenían de aquellos cilindros cuyo contenido se encontró muy húmedo, posiblemente por que les hubo penetrado agua de llu-

via.

Los análisis de mallas resultantes de las muestras lavadas, indicaban en promedio, que alrededor del 60% del peso de la cabeza lavada era + 8 Mesh y que el 20% de dicho peso era + 14 Mesh. Los tamaños menores correspondían al otro 20%. Las lamas contenidas en las aguas de lavado eran despreciables.

La Tabla N° 1 contiene un resumen de los resultados promedios de los ensayos de mallas. Desde que la + 8 Mesh fue considerado satisfactorio para separar por tamaño el Undersize del Oversize se le usó como cabeza para el proceso de separación por Heavy Media. Todos los valores de la Tabla 1 se basan en la separación sobre + 8 Mesh y - 8 Mesh. Los resultados promedios de los análisis de mallas para los cilindros N° 3,5,7,9,11,13,15,17 y 19 son como sigue:

TABLA N° 1

PRODUCTO	DATOS PROMEDIOS						
	ANALISIS QUIMICOS					% DISTRIBUCION	
	Peso %	CaO %	CaCO ₃ %	Insoluble %	NaCl %	CaO - CaCO ₃	Insc-luble
Total (x) liment.	100.00	27.85	49.71	28.57	14.60	100.00	100.00
Perd. P. Lavado	17.20
-1" +8m.	48.80	37.61	67.12	28.15	65.7	48.5
- 8m.	34.00	27.99	49.94	42.79	34.3	51.5

(x) Antes del Lavado.

A fin de investigar la completa distribución por tamaños de la fracción de + 8 m., alimentado al Scrubber, se realizó una prueba de mallas del material del cilindro N° 11. Esta muestra fue seleccionada porque los resultados previos de los análisis de mallas estaban cercanos a los datos promedios. Estos resultados están contenidos en la Tabla N° 2. También se incluye en esta Tabla un análisis completo y la distribución por tamaño para los que están debajo de 8 mesh, desde que una porción de esta fracción por fuerza se considerara para usarla como fundente en fundición.

TOTAL ALIMENTADO (1)

ALIMENTACION ALAVADA (2)

Producto Tamices Tyler	Peso %	% Acomul. Reten.	ANALISIS QUIMICO			% DISTRIB.		Peso %	% Acomul. Reten.	ANALISIS QUIMICO		
			CaO %	CaCO ₃ %	Insol. %	CaO - CaCO ₃	Insol.			CaO %	CaCO ₃ %	Insol. %
Cabeza	100.0	25.40	45.33	29.73	100.0	100.0	100.0	32.40	57.82	37.12
Perdida Schbles	19.9
-1"+0.525	0.8	0.8	12.34	22.02	48.26	0.5	1.6	1.0	1.0	15.45	27.57	60.25
-0.525" +0.371"	2.6	3.4	29.96	53.47	22.67	4.2	2.8	3.3	4.3	37.40	66.75	28.83
-0.371" + 3	7.3	10.7						9.1	13.4			
-3 + 4	15.1	25.8						18.9	32.3			
-4 + 6	15.0	40.8	28.55	50.95	26.06	61.7	49.2	18.9	51.0	35.64	63.61	32.54
-6 + 8	7.6	48.4						9.5	60.5			
-8 +14	14.1	62.5	25.99	46.38	29.44	17.5	17.4	17.6	78.1	32.45	57.90	36.76
-14+28	9.2	71.7	23.99	42.81	33.83	10.5	13.0	11.5	89.6	29.95	53.45	42.24
-28+48	3.8	75.5	16.76	29.91	44.46	3.0	7.0	4.7	94.3	20.93	37.35	55.51
-48+200	3.9	79.4	9.47	16.90	52.84	1.8	8.5	4.8	99.1	11.82	21.10	65.97
-200	0.7	80.1	24.32	43.40	18.17	0.8	0.5	0.9	100.0	30.36	54.18	22.69

(1) Antes de lavar.

(2) El porcentaje de distribución es el mismo para la alimentación total como para la alimentación lavada.

VI.- Pruebas de Separación por alta Densidad.-

1.- Pruebas de separación por líquidos densos.-

Las pruebas preliminares de separación por líquidos densos de la conchuela fue llevada a cabo con un composite obtenido por combinación de los productos de las mallas -0.371" a + 8 mesh. Se usaron como líquidos densos el tetrabromuro de acetileno y el tetracloruro de carbono.

El composite estaba compuesto de la siguiente forma:

CILINDRO N°	% PESO (-0.371" + 8 m)
3	11.3
5	9.5
7	10.5
9	10.2
11	11.5
13	12.4
15	12.8
17	10.5
19	11.3

La cabeza para este composite analizaba lo siguiente:

% CaO	% Ca CO ₃	% Insoluble
37.81	67.48	27.87

El propósito, era determinar si las muestras de conchuela podían ser tratadas por el proceso de separación por medios densos.

Procedimiento.-

- a) Se preparó un composite con material de -0. 371" + 8 mesh de las muestras 3,7,9,11,13,15, 17 y 19; tomándose iguales cantidades de este composite para las pruebas de Snik & Float.
- b) Las pruebas de Sink & Float fueron realizadas por inmersión de las muestras en los líquidos densos a diferentes gravedades específicas.
- c) Las gravedades específicas se obtuvieron mezclando varias cantidades de tetrabromuro de acetileno y tetracloruro de carbono.
- d) Los productos del Sink & Float fueron secados tomándose muestras para el análisis químico.

Los resultados en la Tabla N^o 3.

2.- Pruebas de separación por medios densos.-Prue

bas de separación por medios densos fueron dirigidas con la finalidad de investigar la posibilidad de usar este proceso para la concentración de la conchuela. Estas pruebas se condujeron bajo las siguientes condiciones:

TABLA N° 3

PRUEBAS DE SINK & FLOAT POR LIQUIDOS DENSOS

(1) (2)

PRUEBA N°	PRODUCTO	Graved. Especif	S.&F. Cabeza % Peso	-371"+8m (1) Cab. Tot. % peso	-148m (1) Cab. Tot. % Peso	ANALISIS QUIMICO			% Distrb. Alim. S.&F.		% 1"+8m Cab. Tot. Distribucion	
						CaO %	CaCO ₃ %	Insolu %	CaO- CaCO ₃	Insol.	CaO - CaCO ₃	Insol.
1	S.&F. Alimen.	2.615	100.0	32.2	48.8	35.13	62.70	32.13	100.0	100.0	64.3	53.9
	Sink	2.615	73.0	23.5	35.6	47.36	84.52	12.49	98.4	28.4	63.3	14.7
	Float	2.615	27.0	8.7	13.2	2.06	3.68	85.21	1.6	71.6	1.0	39.2
2	S.&F. Alimen.	2.670	100.0	32.2	48.8	37.08	66.18	28.33	100.0	100.0	65.5	48.7
	Sink	2.670	71.0	22.9	34.6	50.82	90.70	5.97	97.3	15.0	63.8	7.3
	Float	2.670	29.0	9.3	14.2	3.44	6.14	83.07	2.7	85.0	1.7	41.4
3	S.&F. Alimen.	2.710	100.0	32.2	48.8	38.02	67.85	27.86	100.0	100.0	66.1	48.3
	Sink	2.710	67.5	21.7	32.9	54.11	96.57	2.45	96.1	5.9	63.5	2.8
	Float	2.710	32.5	10.5	15.9	4.62	8.25	80.66	3.9	94.1	2.6	45.5
4	S.&F. Alimen.	2.763	100.0	32.2	48.8	37.40	66.75	28.90	100.0	100.0	65.7	49.2
	Sink	2.763	62.0	20.0	30.3	54.81	97.82	1.46	90.9	3.1	59.7	1.5
	Float	2.763	38.0	12.2	18.5	8.99	16.04	73.65	9.1	96.9	6.0	47.7
5	S.&F. Alimen.	2.805	100.0	32.2	48.8	36.70	65.50	29.98	100.0	100.0	65.3	49.3
	Sink	2.805	55.7	17.9	27.2	54.99	98.14	1.03	85.5	1.9	54.5	0.9
	Float	2.805	44.3	14.3	21.6	13.71	24.47	66.39	16.5	98.1	10.8	48.4

(1) Antes de lavar.

(2) Sobre la base de 17.2 % de pérdida en solubles.

- a) -1" + 8 Mesh de cabeza
- b) Como medio denso, el ferrosilicon en suspensión en agua fresca (dulce).
- c) Suspensión de ferrosilicon en agua de mar artificial como medio denso.
- d) Mezcla de ferrosilicon y magnetita en suspensión en agua dulce como medio denso.

Todas estas pruebas fueron conducidos en un cono de laboratorio Erickson.

- Las pruebas de separación por medio densos con ferrosilicon y agua dulce, se realizaron con un composite formado por diferentes pruebas previas al lavado.

Este composite se hizo como sigue:

CILINDRO N°	% PESO (MATERIAL - 1")
3	12.1
5	9.7
7	8.4
9	13.6
11	8.4
13	12.3
15	10.2
17	11.9
19	13.4

La cabeza de este composite analizaba los siguientes:

%CaO	% CaCO ₃	% Insoluble	% Na Cl
27.77	49.54	29.92	14.14

El propósito, de esta prueba era determinar si estas muestras podrían ser tratadas por separación por medios densos con el uso del ferrosilicon en suspensión en agua dulce.

Procedimiento:

- a) Alrededor de 160 Lbs., del composite fue lavado en un lavador con paletas de 1'6" x 4'0" Allis-Chalmers, modelo de laboratorio. Las paletas tenían una velocidad de 360 RPM. El lavado en esta máquina fue satisfactorio desde el punto de vista que se obtuvo una eficiente liberación de conchuela y piedra; sin embargo, se tuvo una considerable cantidad de conchuela partida. Por esta razón se pensó que para realizar el lavado en escala industrial, se debería buscar otro tipo de Scrubber.
- b) El producto lavado se zarandeo sobre malla 8.
- c) La parte -8 Mesh fue secada y pesada. La otra parte + 8 Mesh, se le dividió en 4 partes para correr las pruebas de Sink & Float.

CABEZA
 CONCHUELA MINADA
 1000 TM 49.5% CaCO₃

+ 8 MALLAS
 448 TM

LAVADO Y
 ZARANDEADO

DESECHO
 552 TM

PROCESO DE
 HEAVY MEDIA

SOLUBLES
 190 TM

- 8 MALLAS
 362 TM.
 35.88% CaCO₃
 (130 TM CaCO₃)

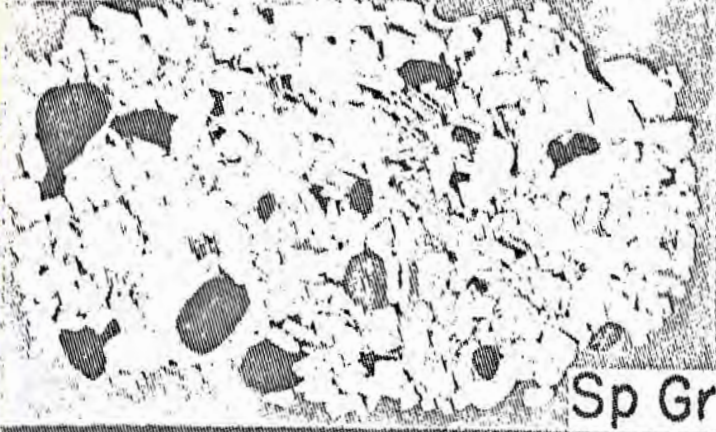
GRAV. ESPECIF.	SINK TM	CaCO ₃ TM (en el sink)	FLOAT TM	CaCO ₃ TM (en el float)
2.62	305	267	143	6
2.68	281	263	167	15
2.74	270	257	178	30
2.81	241	235	207	54

$$\text{RECUPERACION} = \frac{495 - 130}{495} \times 100 = 73.7\%$$

PRUEBAS DE SEPARACION POR MEDIOS DENSOS (H-M-S)

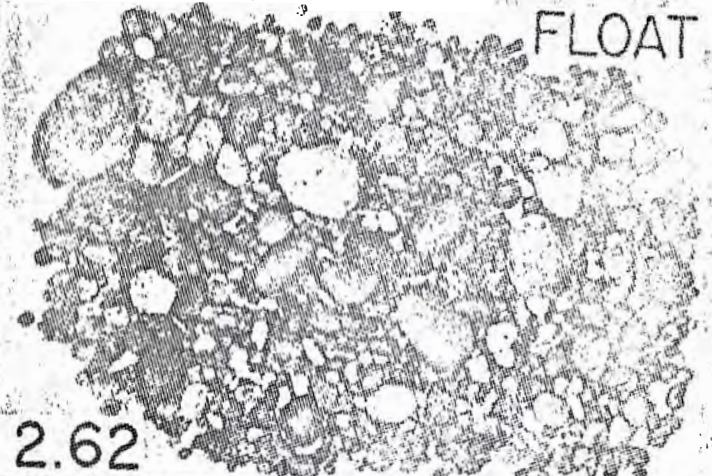
SUSPENSION DE FERROSILICON EN AGUA DULCE

SINK

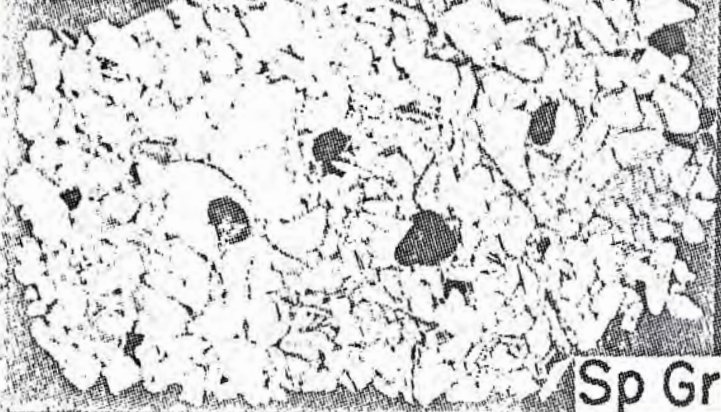


Sp Gr 2.62

FLOAT

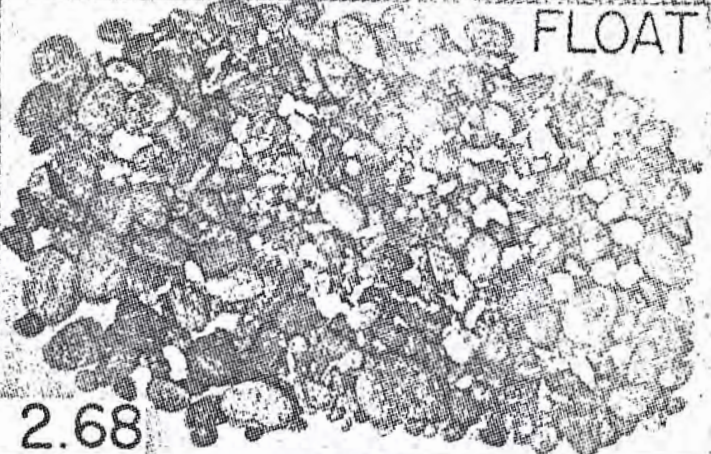


SINK

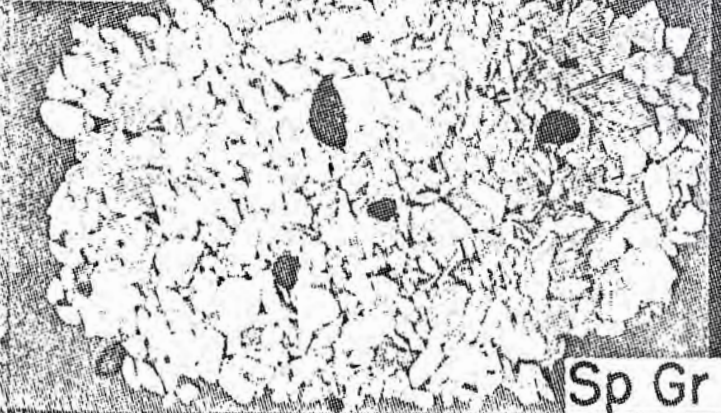


Sp Gr 2.68

FLOAT

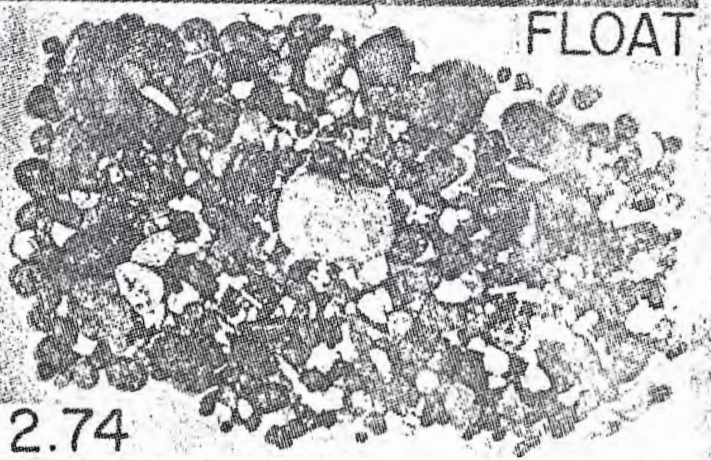


SINK

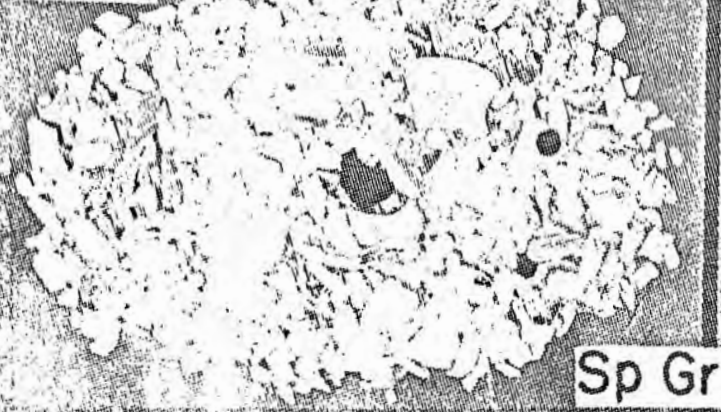


Sp Gr 2.74

FLOAT

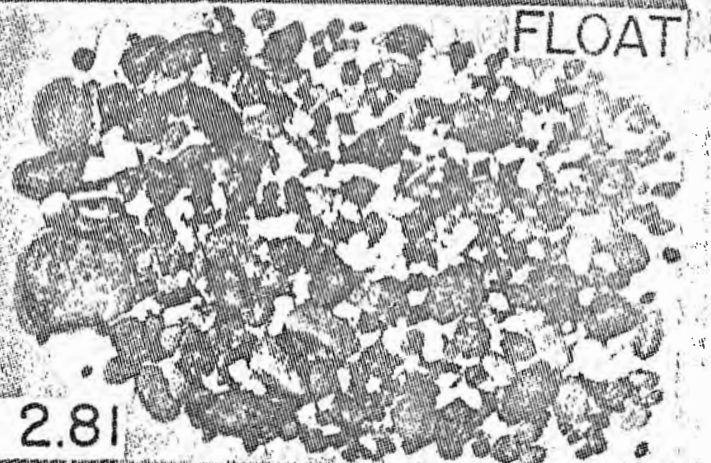


SINK



Sp Gr 2.81

FLOAT



Productos obtenidos por separación por medios densos a diferentes gravedades específicas con suspensión de ferrosílico en agua dulce.

- d) Estas pruebas se realizaron en una suspensión de ferrosilicon con agua dulce a cuatro diferentes gravedades específicas.
- e) Los productos del Sink & Float fueron secados y pesados. Se tomaron muestras para los análisis químicos.

Los resultados estan en la Tabla Nº 4

Se preparó un composite de los productos Sink a 2.68, 2.74 y 2.81 para las pruebas de quemado y apagado del concentrado de conchuela.

El siguiente FlowSheet ilustra los resultados de las pruebas sobre la base de 1000 TM de material de conchuela tal como sale de la mina (antes del lavado).

- Las pruebas con ferrosilicon y agua de Mar artificial se realizaron a fin de determinar si el uso de una suspensión de ferrosilicon en agua de mar artificial tenía algun efecto en la separación de las conchuelas.

La composición del agua de mar artificial fue como se indica a continuación:

TABLA N° 4

PRUEBAS DE SEPARACION POR MEDIOS DENSOS (H-M-S)
Suspensión de Ferrosilicon en Agua dulce
Cono Erickson

HEAVY MEDIA PRUEBA N°	PRODUCTOS	Grave- dad es pecífi- ca.	Peso Sólidos Grs.	H-M Cabeza Peso %	Cabeza ⁽¹⁾ -1" +8m Peso %	ANALISIS QUIMICO			% DISTRIBUCION					
						CaO %	CaCo ₃ %	Insol. %	Cabeza		H-M		Cabeza Tct. (1)(2)	
									CaO - CaCo ₃	Insol.	CaO - CaCo ₃	Insol.	CaO - CaCo ₃	Insol.
1	H-M. Alimen.	2.620	8,390	100.0	44.8	34.16	60.99	31.73	100.0	100.0	55.1	47.5		
	Sink	2.620	5,717	68.1	30.5	49.07	87.58	7.46	97.8	16.0	53.9	7.6		
	Float	2.620	2,673	31.9	14.3	2.33	4.16	83.55	2.2	84.0	1.2	39.9		
2	H-M. Alimen.	2.680	8,385	100.0	44.8	34.82	62.14	30.83	100.0	100.0	56.2	46.2		
	Sink	2.680	5,268	62.8	28.1	52.42	93.55	1.64	94.5	3.3	53.1	1.5		
	Float	2.680	3,117	37.2	16.7	5.12	9.14	80.10	5.5	96.7	3.1	44.7		
3	H-M. Aliment	2.740	8,650	100.0	44.8	35.83	63.95	30.25	100.0	100.0	57.8	45.3		
	Sink	2.740	5,211	60.2	27.0	53.37	95.25	1.10	89.7	2.2	51.8	1.0		
	Float	2.740	3,439	39.8	17.8	9.29	16.58	74.35	10.3	97.8	6.0	44.3		
4	H-M. Aliment	2.810	8,443	100.0	44.8	36.15	64.52	30.24	100.0	100.0	58.3	45.3		
	Sink	2.810	4,538	53.7	24.1	54.67	97.57	0.31	81.2	0.6	47.3	0.3		
	Float	2.810	3,905	46.3	20.7	14.66	26.16	64.95	18.8	99.4	11.0	45.0		

(1) Antes del lavado.

(1) Sobre la base de 19 % de pérdida en soluble.

COMPOSICION PROMEDIO DEL AGUA DE MAR		SALES USADAS EN LA PREPARACION DE AGUA DE MAR ARTIFICIAL	
Componentes	Grs/Lts.	Componentes	Grs/ Lt.
Na Cl	27.319	NaCl	25.520
Mg Cl ₂	4.176	MgCl ₂ .6H ₂ O	8.916
Mg SO ₄	1.668	MgSO ₄ .7H ₂ O	3.416
Mg Bi ₂	0.076	Na ₂ SO ₄ (Anhidro)	2.032
Ca SO ₄	1.268	CaCl ₂ (Anhidro)	1.155
Ca(HCO ₃) ₂	0.178	NaHCO ₃	0.181
K ₂ SO ₄	0.869	KCl	0.744
B ₂ O ₃	0.029		
SiO ₂	0.008		
R ₂ O ₃ (Fe ₂ O ₃ + Al ₂ O ₃)	0.022		

La gravedad específica del agua de mar artificial 1.022.

Estas pruebas se realizaron con un composite de material de conchuela hecho como sigue:

CILINDRO Nº (1)	% PESO (MATERIAL -1")
5	28.4
7	22.4
9	3.6
11	21.2
13	4.6
15	16.1
17	3.7

(1) Las muestras de los otros cilindros se omitieron por que el material de -1" era insuficiente.

La ~~caceza~~ ~~de~~ este composite era como sigue:

% CaO	% CaCO ₃	% Insoluble	% NaCl
25.24	45.03	29.57	17.34

El propósito de esta prueba es determinar si las muestras de conchuela pueden ser separadas por medios densos con el empleo de una suspensión de ferrosilicon con agua de mar artificial.

Procedimiento.-

- a) Un composite de coquina (conchuela) de aproximadamente 120 lbs., fue lavado en un lavador (Scrubber) de paletas Allis-Chalmers, modelo de laboratorio.
- b) El producto fue zarandeado sobre Tamiz de 8 Mesh.
- c) La parte -8 Mesh fue secada y pesada. La parte +8 Mesh fue dividida en 4 partes para las pruebas de S & F.
- d) Las pruebas de Sink & Float se realizaron con cuatro diferentes gravedades específicas en una suspensión de ferrosilicon en agua de mar.
- e) Los productos del Sink & Float fueron secados y pesados, tomándose muestras para los análisis químicos.

Hay que hacer presente que el lavado para estas pruebas se realizó de la misma manera que para las pruebas de ferrosilicon con agua dulce. Durante esta operación tubo lugar también una considerable cantidad de conchuela rota, lo que se hace notar por la gran proporción de -8 Mesh presente en el material lavado.

Los resultados de esta prueba estan en la Tabla

TABLA N° 5

PRUEBAS DE SEPARACION POR MEDIOS DENSOS (H.M.S)
 Suspensión de Ferrosilicon en Agua de Mar Artificial
 Cono Erickson

HEAVY MEDIA PRUEBA N°	PRODUCTOS	Grave- dad Especifi- ca	Peso de Sólidos Grs.	H-M. Cabeza Peso %	Cabeza ⁽¹⁾ -1" + 8m Peso %	ANALISIS QUIMICO			% DISTRIBUCION			
						CaO %	CaCO ₃ %	Insol. %	Cabeza H.M.		Cabeza Total (1) (2)	
									CaO - CaCO ₃	Insol.	CaO - CaCO ₃	Insol.
5	H.M. Aliment.	2.650	4,579	100.0	41.4	33.26	59.33	32.80	100.0	100.0	54.6	45.9
	Sink	2	3,014	65.8	27.2	48.88	87.24	7.02	96.7	14.1	52.8	6.5
	Float	2.650	1,565	34.2	14.2	3.21	5.73	82.41	3.3	85.9	1.8	39.4
6	H.M. Aliment.	2.710	4,956	100.0	41.4	33.39	59.57	33.60	100.0	100.0	54.5	47.0
	Sink	2.710	2,869	57.8	23.9	52.38	93.48	2.63	90.7	4.5	49.4	2.1
	Float	2.710	2,097	42.2	17.5	7.36	13.13	76.04	9.3	95.5	5.1	44.9
7	H.M. Aliment.	2.770	4,788	100.0	41.4	33.66	60.05	33.24	100.0	100.0	55.2	46.5
	Sink	2.770	2,385	49.8	20.6	53.62	95.70	0.73	79.3	1.1	43.8	0.5
	Float	2.770	2,403	50.2	20.8	13.86	24.72	65.50	20.7	98.9	11.4	46.0
8	H.M. Aliment.	2.840	4,731	100.0	41.4	33.54	59.83	32.80	100.0	100.0	55.0	45.9
	Sink	2	1,913	40.4	16.7	52.92	94.45	0.73	63.7	0.9	35.0	0.4
	Float	2	2,818	59.6	24.7	20.40	3.64	54.54	36.3	99.1	20.0	45.5

(1) Antes de lavado.

(1) Sobre la base de 21.4 % de pérdida en solubles.

El siguiente Flowsheet, ilustra los resultados de las pruebas sobre la base de 100 TM de material de conchuela tal como sale de la mina (antes del lavado).

Los resultados de las pruebas indican que es necesario trabajar con un rango de gravedad específica cerrado (de muy poca variación), cuando se emplee agua de mar en vez de agua dulce como fluido de suspensión. La diferencia observada, sin embargo puede ser debida en parte a la forma de las partículas de ferrosilicón en vez del efecto del agua de mar sobre el ferrosilicon en suspensión, desde que mayormente se usó ferrosilicon nuevo en las pruebas con agua de mar mientras que se usó ferrosilicon viejo para las pruebas con agua dulce.

Investigaciones previas, en un rango de operación en la cual se corrieron las pruebas de coquina, se ha encontrado que la viscosidad aparente del medio suspendido se incrementa en gran proporción cuando se tiene ferrosilicon nuevo en suspensión que por tener en la suspensión ferrosilicon desgastado.

Hay que hacer notar que las pruebas con agua artificial se realizaron con 4/5 partes de ferrosilicon nuevo, mientras que en las pruebas con agua dulce el ferrosilicon empleado había sido previamente usado por el laboratorio, desde este punto de vista, más bien la diferencia de líquidos, por fuerza explicaría de la diferencia en el rango de operación entre las pruebas con agua fresca

CABEZA
 CONCHUELA MINADA
 1000 TM · 49.5% CaCO₃

+ 8 MALLAS
 414 TM

LAVADO Y
 ZARANDEADO

DESECHO
 586 TM

PROCESO DE
 HEAVY MEDIA

SOLUBLES
 214 TM

- 8 MALLAS
 372 TM
 35.88% CaCO₃
 (133 TM CaCO₃)

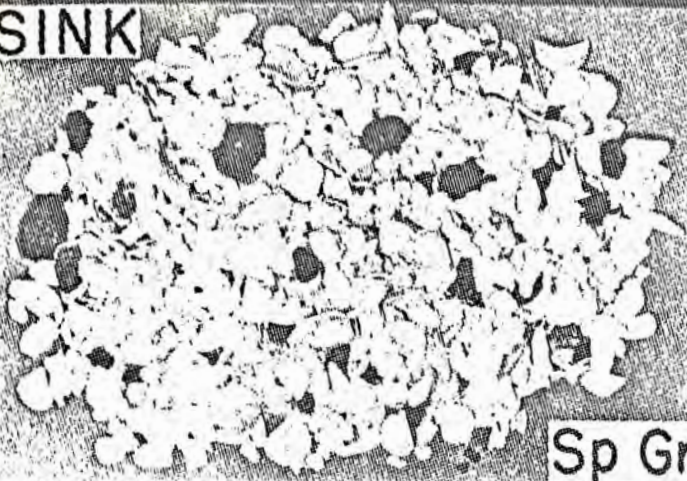
GRAV. ESPECIF.	SINK TM	CaCO ₃ TM (en el sink)	FLOAT TM	CaCO ₃ TM (en el float)
2.65	272	239	142	8
2.71	239	223	175	23
2.77	206	197	208	51
2.84	167	157	247	90

$$\text{RECUPERACION} = \frac{495 - 133}{495} \times 100 = 73.1\%$$

PRUEBAS DE SEPARACION POR MEDIOS DENSOS (H.M.S)

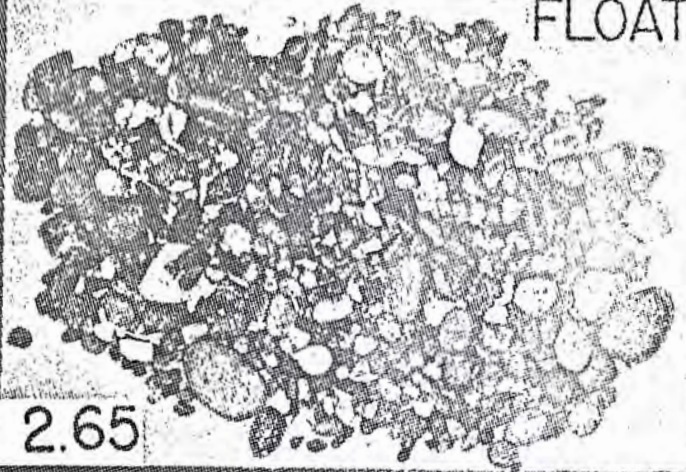
SUPENSION DE FERROSILICON EN AGUA DE MAR ARTIFICIAL

SINK

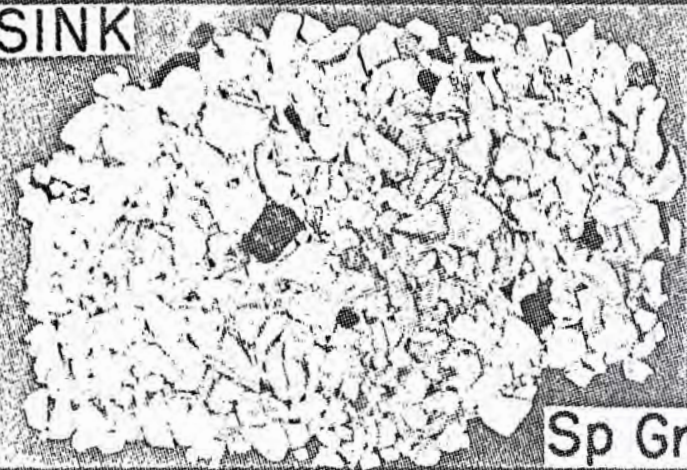


Sp Gr 2.65

FLOAT

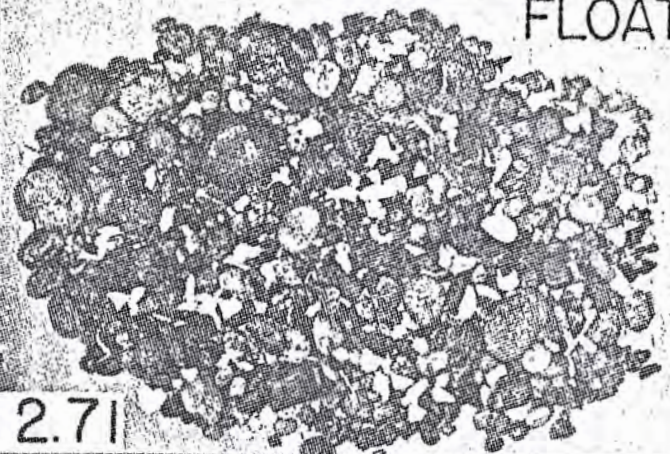


SINK

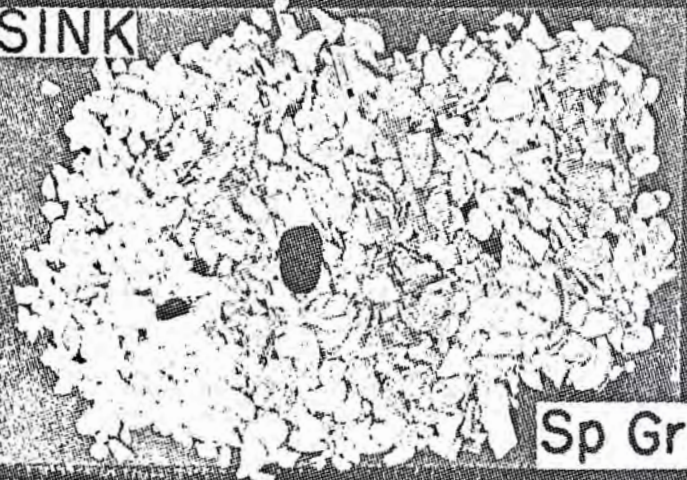


Sp Gr 2.71

FLOAT

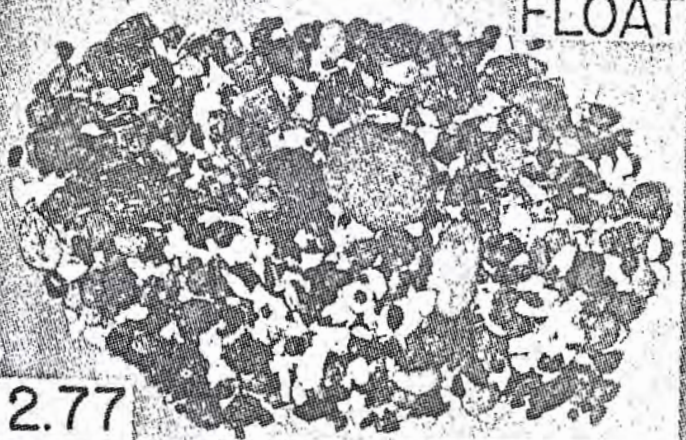


SINK

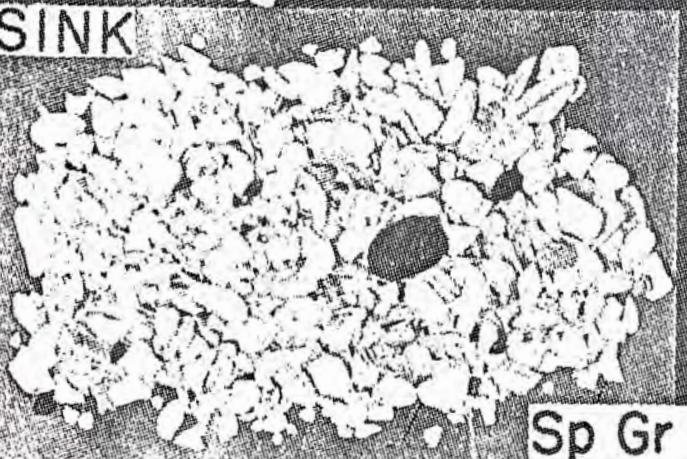


Sp Gr 2.77

FLOAT

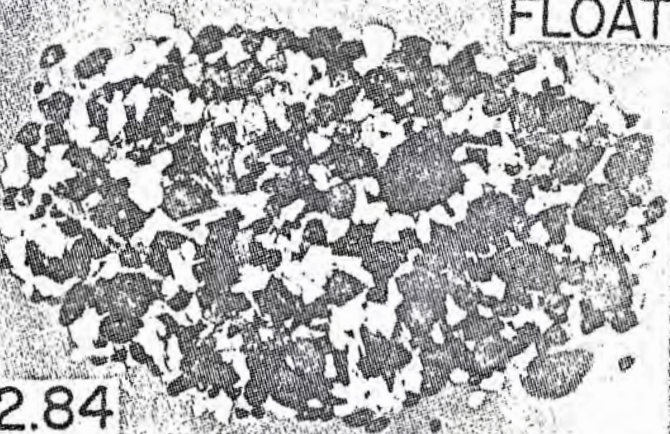


SINK



Sp Gr 2.84

FLOAT



Productos obtenidos por separación por medios densos a diferentes gravedades específicas con suspensión de ferrosilico en agua de mar artificial.

y gua de mar.

Se efectuaron dos pruebas, usando diferentes combinaciones de ferrosilicon y magnetita (magnafloat) en la suspensión. En la primera prueba una mezcla de 80 % de magnetita y 20 % de ferrosilicon fue usada como medic suspendido en agua dulce. Esta prueba se llevó con una gravedad específica de 2.70. El resultado fue negativo. La principal dificultad encontrada en esta prueba fue el incremento de viscosidad del medio, lo que obstruía la libre sedimentación de la conchuela causando que esta flote.

En la segunda prueba, se usó como medio de suspensión una mezcla de 50 % de magnetita y 50 % de ferrosilicon y con una gravedad específica de 2.72. Los resultados se dan en la Tabla N° 6.

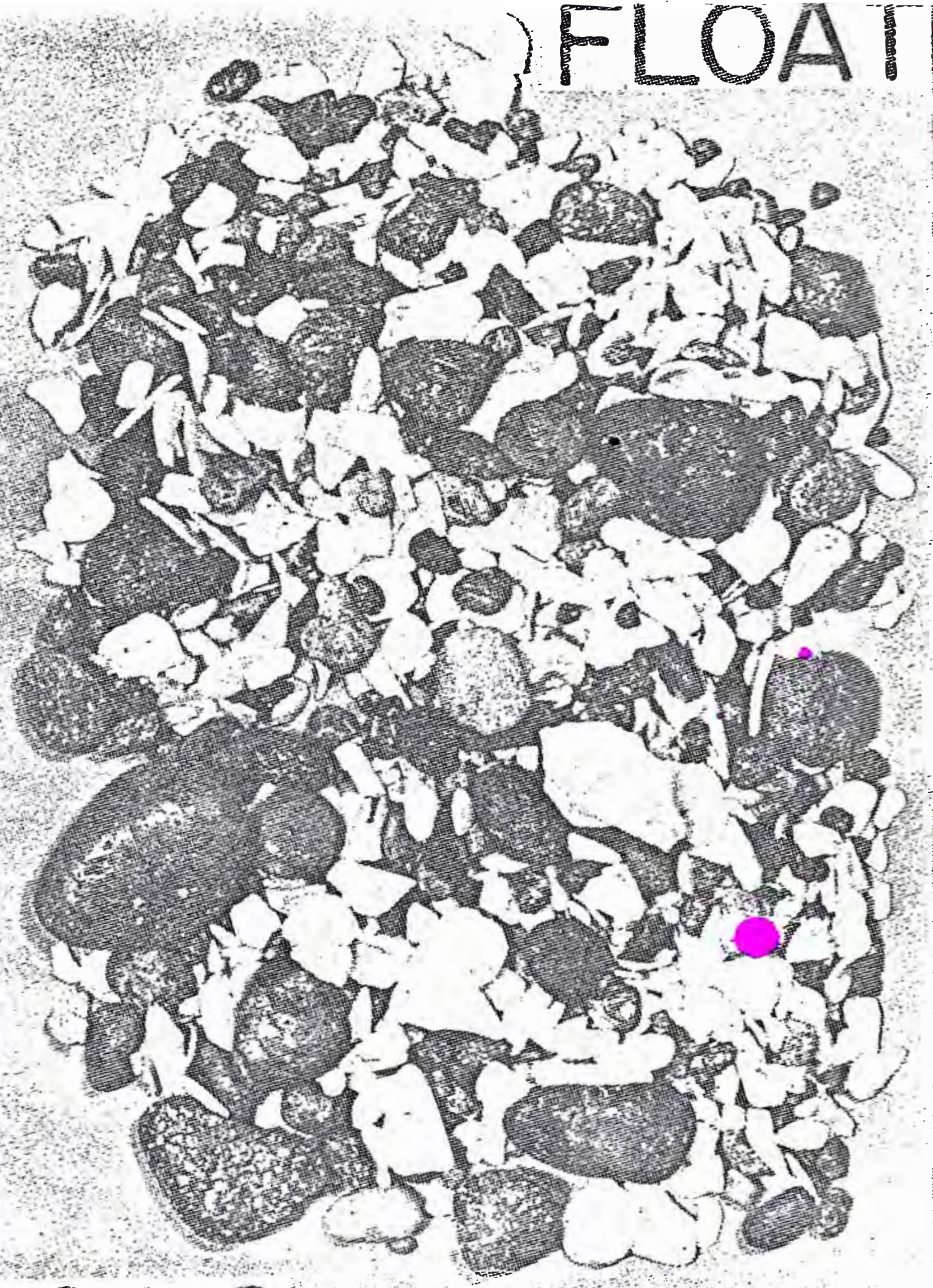
TABLA N° 6

PRUEBA DE SEPARACION POR MEDIOS DENSOS (H-M)
Suspensión de 50% Ferrosilicon y 50 % Magnetita en Agua Dulce
Cono Erickson

Gravedad Específica	PRODUCTO	H-M, Aliment % Peso	Aliment. Total % Peso	ANALISIS QUIM.		% DISTRIBUCION		
				CaO %	CaCO ₃ %	Insol. %	CaO-CaCO ₃	Insol.
2.72	H-M Aliment.	100.0	44.7	33.12	59.09	37.32	100.0	100.0
2.72	Sink	46.7	20.9	44.53	79.47	14.89	62.8	18.6
2.72	Float	53.3	23.8	23.12	41.25	56.97	37.2	81.4

SINK

FLOAT



Sp Gr 2.72

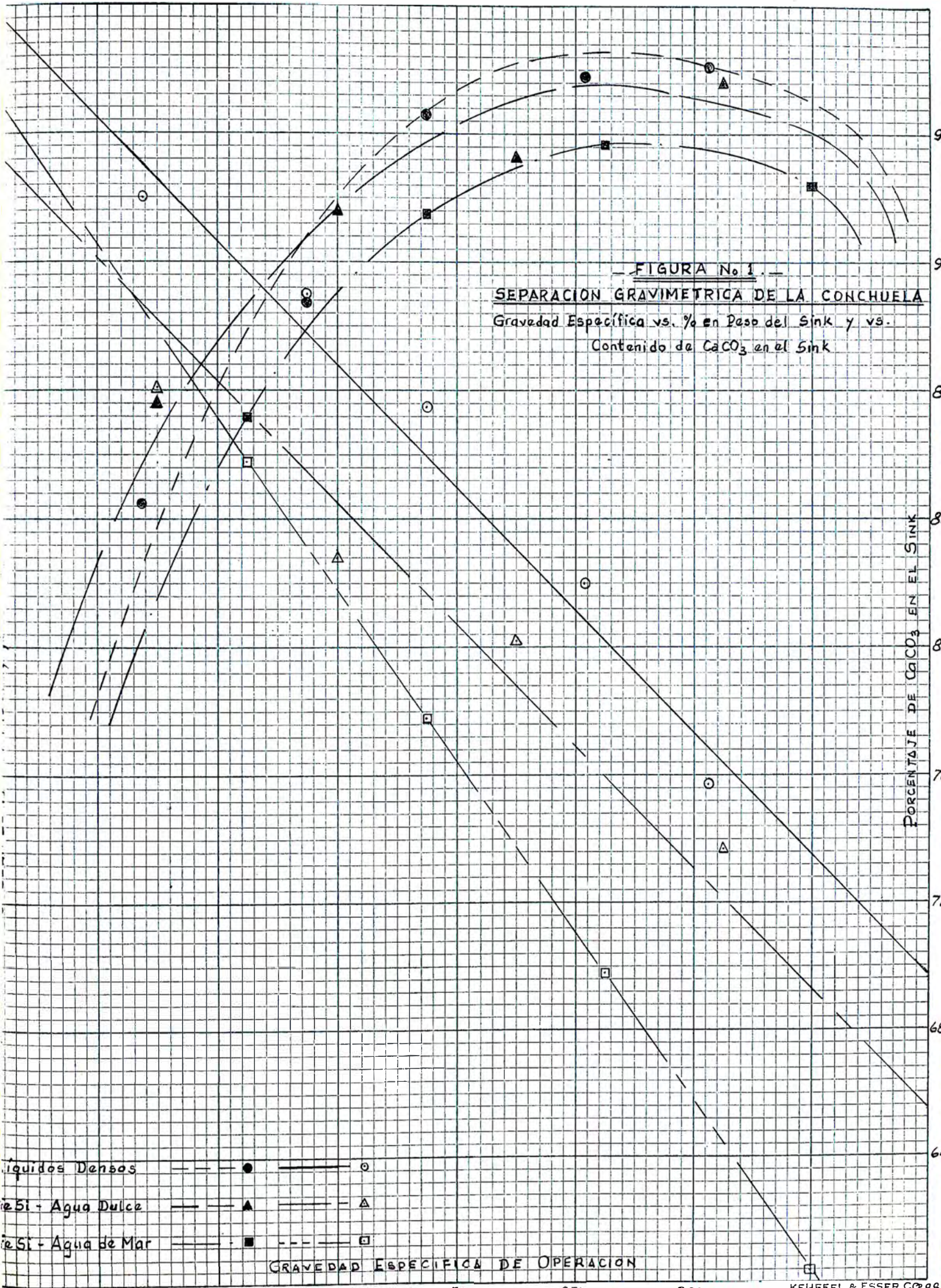
Productos obtenidos con una suspensión compuesta de una mezcla de 50 % de Magnafloat y 50 % de ferrosilicio con una gravedad específica de 2.72.

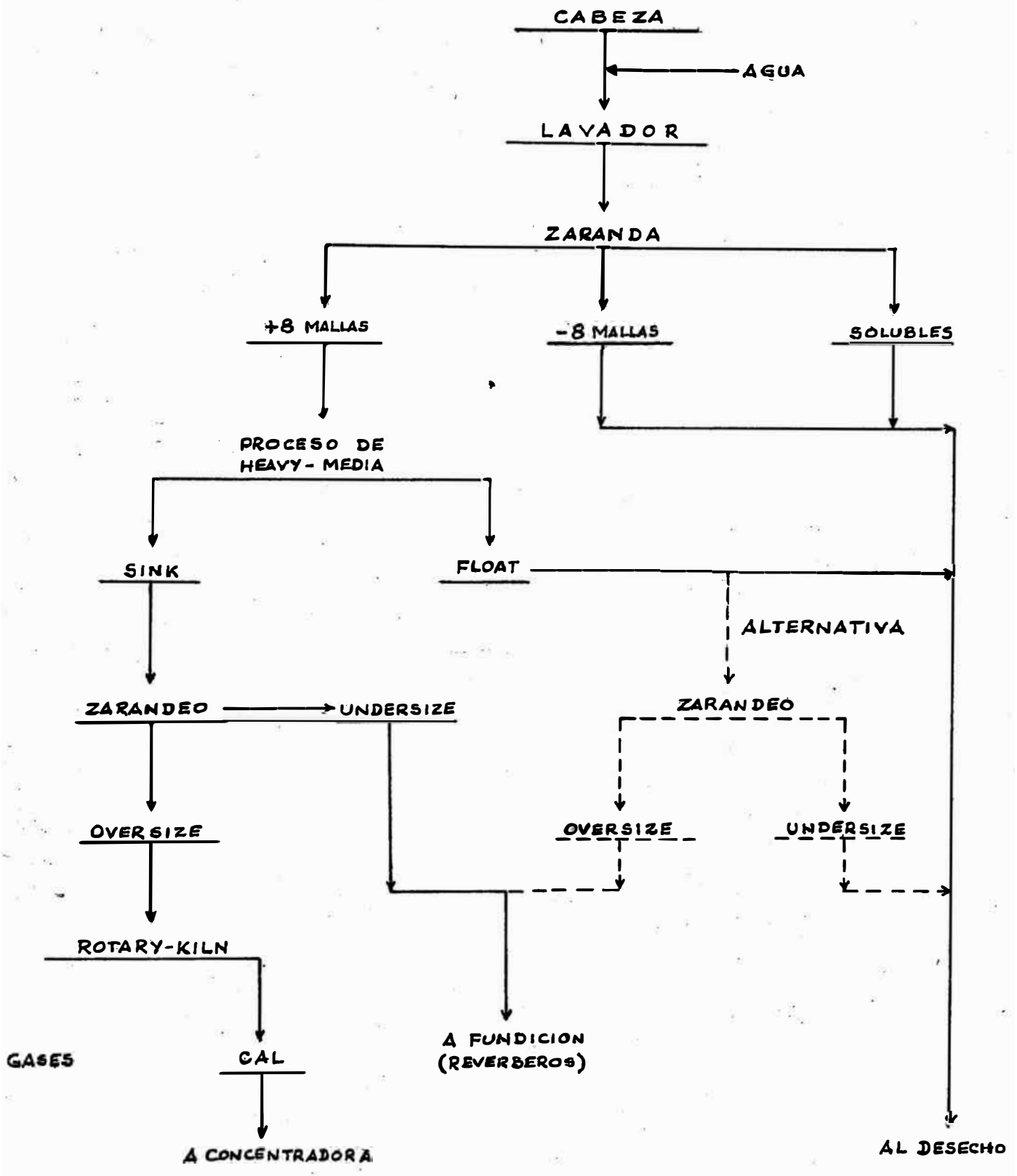
3.- Proceso Desarrollado.- El desarrollo del proceso, de acuerdo a las pruebas realizadas con las muestras de materia prima del yacimiento de coquina nos induce a delinear los siguientes:

- a) El material de coquina debe ser lavado y/o zarandeado sobre 8 Mesh, de la serie Tyler (8 Mesh = 0.0937" = 3/32" = 2.38 mm.).
- b) El material de -8 Mesh debe ser desechado y todo el material + 8 Mesh deber ser la cabeza de la planta de separación por medios densos. Deberá usarse una suspensión de ferrosilicon o de una mezcla de ferrosilicon y magnetita.
- c) El producto Float deber ser desechado y el producto Sink debería zarandearse a un tamaño de terminado, si se desea, en cuyo caso el tamaño basto o grueso sería la cabeza para quemarlo en el Kiln y los finos usarse en el proceso de fundición en los reverberos.

Desde que la conchuela contenida en el Float es en gran parte de tamaño muy fino, es posible que mediante zarandeado del Float se pueda obtener un producto con alto contenido de sílica, la que podría usarse en fundición.

Una representación gráfica de todas las pruebas de separación por medios densos, se muestra en





FLWSHEET PROPUESTO PARA EL PROCESO

la Figura N^o 1.

VII.- Cal a partir del Producto Sink:

1.- Objetivo.-

El objetivo de estos estudios fue determinar si el producto Sink era tratable para la producción de una cal satisfactoria.

En el curso de estos estudios se tomó 500 Grs. de muestra limpia del producto sink calcinandolo bajo condiciones estáticas y en un rango de temperatura común en los Rotary Kiln, empleados en la producción de cal de alto grado. Esta calcina fué envejecida y apagada. Se anotaron las características del apagado, haciéndose los análisis apropiados.

2.- Conclusiones.-

- a) Las costras calcinadas del producto Sink quemados a cal viva en el rango común de temperatura para la producción de cal de alto grado en los Rotary Kiln.
- b) Los estudios de calcinación indican que el producto Sink usado no presenta sensibilidad a la temperatura u otras propiedades desfavorables al uso de este material como cabeza para la producción de cal viva.
- c) Las características del apagado y, en particu

lar, el calor de hidratación desarrollado indican que la cal producida deberá apargarse satisfactoriamente en apagadores comerciales de cal.

3.- Procedimiento Experimental. Se tomó una muestra de 3000 gramos de producto Sink limpio para el estudio. De esta muestra se separó a mano cuatro porciones de 500 grs. Estas cuatro muestras fueron colocadas en bandejas de acero inoxidable en una mufla eléctrica fría y quemada a cal. Las condiciones de calcinación de cada una de las cuatro muestras fueron como sigue:

Muestra N° 1, fue retirada cuando el horno alcanzó 2000°F.

Muestra N° 2, fue retirada cuando el horno se mantuvo a 2000°F durante 1 hora.

Muestra N° 3, fue retirada cuando el horno alcanzó 2200°F.

Muestra N° 4, fue retirada cuando el horno se mantuvo a 2200°F durante 1 hora.

Tan pronto cada muestra fué sacada de la mufla fueron vertidos sobre platos fríos de acero inoxidable enseguida enfriados a temperatura ambiente. Las cuatro muestras fueron entonces colocadas en botellas con aire, bien cerrados, y envejecidos 48 horas.

Al finalizar las 48 horas, cada una de las cuatro muestras fueron analizadas para determinar el contenido de dióxido de carbono y, una muestra representativa de cada una de las cuatro calcinas fue separada para pruebas de apagado.

En las pruebas de apagado, se vertieron 40 gramos de muestra de cal viva en 160 centímetros cúbicos de agua destilada a temperatura ambiente. Este sistema fue contenido en una botella -thermo de boca ancha en la que se había instalado un agitador mecánico y un termómetro, se anotaron durante la prueba de apagado el incremento de temperatura Vs. tiempo, mientras se agitaba continuamente la mezcla.

Luego, continuando con la prueba de apagado, el contenido de cada botella-Thermo fue tamizado sobre una malla 200 y lavado con agua. Se determino el porcentaje de cal apagada retenida sobre 200 Mesh.

Los resultados de estas pruebas están contenidos en Tablas 7, 8 y 9 y en la Figura N° 3.

4.- Discusión.- La basicidad total que se reporta en el resumen de datos analíticos (Tabla 7), fue obtenido por reacción de un peso dado de muestra con un volumen conocido de ácido clorhídrico standard y luego retitulando el exceso de ácido retenido con un caustico standard de pH 7.0. En la terminología de la industria de cal, la cifra así obtenida, convertida a óxido de calcio, se le cono-

ce como el "Factor de Basicidad". Esto es una medida del valor neutralizante de la cal de pH 7.0. Es considerado como una indicación de basicidad más segura que la determinación por vía húmeda para la cal total, desde que algo de la CaO determinadas por vía húmeda puede estar unido con silica u otros componentes, vertiendo tal cal inerte en el pH de rango 1.0 a 7.0. Esto está reflejado en el 93.5 % de CaCO_3 en la cabeza según cálculo del CaO total por vía húmeda versus el 92.0 % de CaCO_3 calculado de la determinación de basicidad total. Este es también el caso en el análisis de CaO calculado para la calcina del producto N° 4. La reactividad con el ácido indica 96.3 % de CaO reactivo, considerando la corrección para el CO_2 según el procedimiento por vía húmeda da 92.3 % de CaO. El real CaO verificado por reacción de esta cal viva, deberá encontrarse entre estas 2 cifras; la cifra verdadera dependerá sobre todo del pH final y del tiempo que toma para reaccionar aquella porción de cal que es más lenta.

Con respecto a la SiO_2 , no se considera significativo la diferencia entre el 0.9 % de la cabeza Vs. el 0.3 % para la calcina N° 4. Esta diferencia se debe probablemente al hecho de que las muestras representativas de los productos de calcina fueron tomados a mano, lo que hace imposible tener una distribución precisa de las piedras de alta sílica. La presencia o ausencia de una piedra en la

muestra de ensayo fácilmente puede ser responsable de esta pequeña diferencia entre los ensayos de sílica.

Con referencia a las características de apagado de las cuatro calcinas, podemos notar, de los datos de las pruebas de proporción de apagado (Tabla N° 8) y la curva de la figura N° 3 que la muestra quemada a cal viva a la más baja temperatura desarrolla calor más rápidamente que las otras tres muestras sometidas a apagado. Sin embargo, la temperatura máxima desarrollada por todas las cuatro muestras dentro del tiempo señalado se considerara dentro del rango esperado para cales comerciales de alto contenido de calcio. Estos datos indican que la cal viva representada por cada una de los cuatro productos calcinados se apagarán fácilmente en un apagador comercial usando agua a una temperatura no menor de 30°C. Si la temperatura del agua fuera baja, es probable que se requiera un calentador auxiliar para el apagado de la cal, por lo menos durante el tiempo que empieza a funcionar en frío. De los datos sobre la proporción de apagado tenemos que las características de apagado de las calcinas producidas no fueron afectadas substancialmente a pesar del diferente tratamiento dado a las cuatro muestras. Esto es interpretado como indicativo de que el material representado por la muestra de cabeza es tratable para el tratamiento de calcinación dentro del rango de tiempo y temperatura común en la operación de Rotary

Kilns.

Los datos de la Tabla N° 9 nos muestran un muy alto porcentaje de material de + 200 Mesh resultantes del apagado y preparación de lechada de cal por el procedimiento indicado. Es preferible cal apagada de alto contenido de calcio a lechada que substancialmente pase 200 Mesh. Sin embargo, las cantidades anotadas en la Tabla 9 no son indicadoras de una situación que podría rendir tales lechadas de cal inconvenientes para propósitos de neutralización o control de pH. Es probable que el desarrollo de condiciones optimas de quemado y apagado en una instalación comercial puedan mejorar materialmente los resultados del apagado y lechada de cal.

Sobre la base de los datos obtenidos, las pruebas del producto Sink no dan resultados que puedan indicar que este material no es apropiado para la producción de cal de alta calidad y alto contenido de calcio. Por el contrario, los resultados indican que un excelente producto de alto grado de cal, fácil de apagar y reaccionar químicamente, puede ser obtenido por calcinación del material representado por el producto Sink investigado.

5.- Recomendaciones.- Teniendo presente que las calcinaciones se hicieron bajo condiciones estáticas; los resultados de las pruebas, sin embargo, no indican si las muestras colcinadas pueden desintegrarse, descostrarse, o

formar excesivo polvo a temperatura crítica bajo condiciones dinámicas de calcinación tal como en un Rotary Kiln para cal. La probabilidad de que ello ocurra es remota. Por lo tanto es recomendable que se adelante una operación comercial de quemado de cal utilizando una cabeza que represente el producto Sink, la cual se debe ser calcinado en un pequeño Rotary Kiln o recurriendo a otra forma de calcinación dinámica que sirva para verificar definitivamente la estabilidad física del producto en un Rotary Kiln industrial para cal.

TABLA N° 7

RESUMEN DE DATOS ANALITICOS

DESCRIPCION DE MUESTRAS	DETERMINADOS					CALCULADOS			
	CaO Total % (A)	R ₂ O ₃ % (A)	SiO ₂ % (A)	CO ₂ % (B)	Basicidad Total CaO % (C)	CaCO ₃ De (A) % (A)	CaCO ₃ DE (B) % (B)	CaO DE (A+B) % (A+B)	CaCO ₃ DE (C) % (C)
PRODUCTO SINK, CABEZA	52.4	1.2	0.9		51.5	93.5			92.0
PRODUCTO CALCINADO N° 1				2.47			5.61		
" " N° 2				1.83			4.16		
" " N° 3				2.52			5.73		
" " N° 4	95.7	0.3	0.3	2.66	96.3		6.05	(1) 92.3	

(1) Substrayendo de la CaO total el CaO presente como CaCO₃ (calculado de la columna (B)).

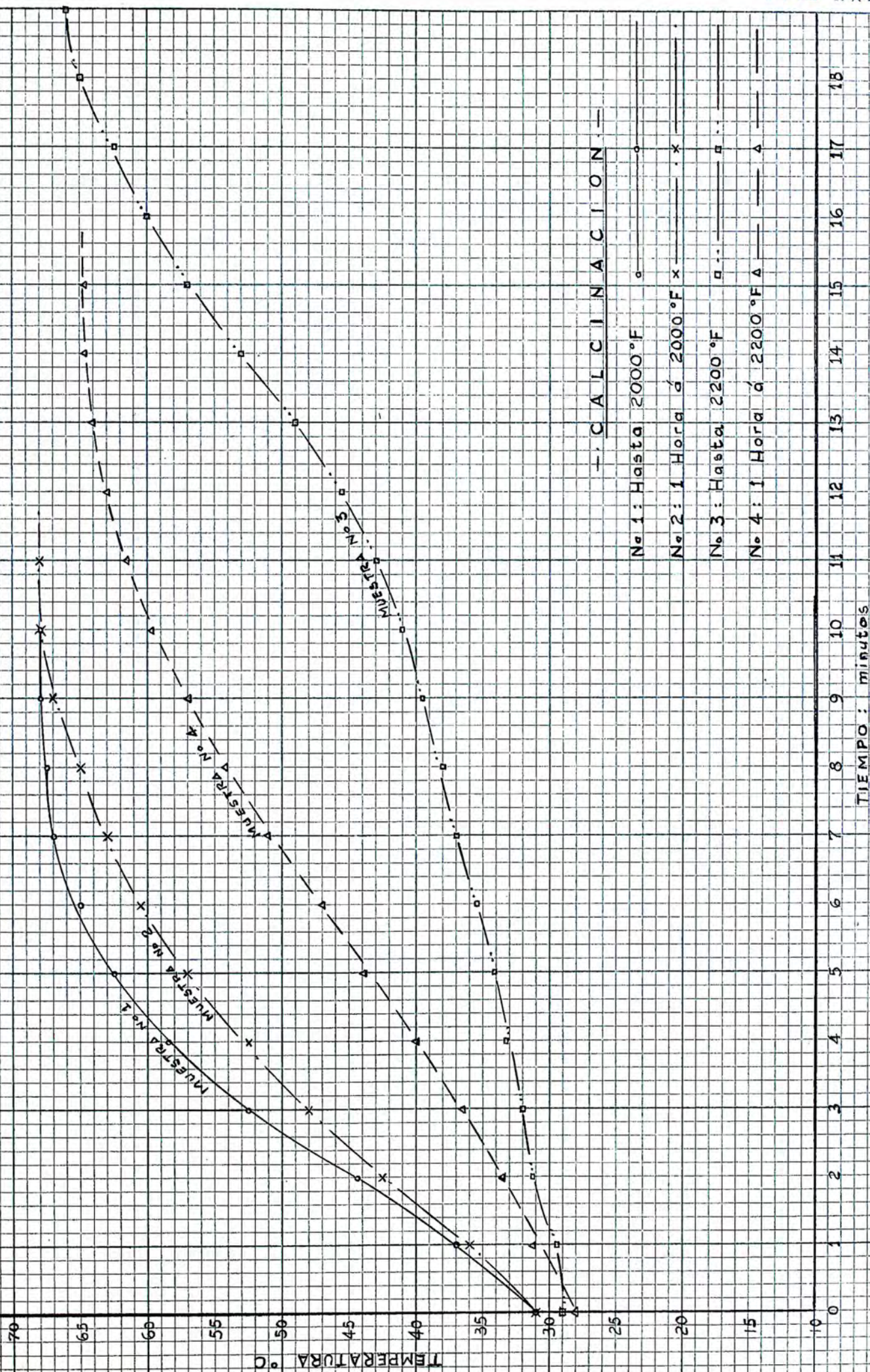
TABLA N^o 8

(1) DATOS DE PRUEBAS DE VELOCIDAD DE APAGADO

Temperatura, °C

TIEMPO	MUESTRA N ^o 1	MUESTRA N ^o 2	MUESTRA N ^o 3	MUESTRA N ^o 4
0' 00"	31	31	29	28
30"	34	33.5	29.5	30.5
1' 00"	37	36	29.5	31.25
30"	41	39.5	31	32.5
2' 00"	44.5	42.5	21.25	33.5
30"	48	45	32	35
3' 00"	52.5	48	32	36.5
30"	55.5	50.5	32.5	38
4' 00"	58.5	52.5	33.25	40
30"	60.5	55	33.75	42
5' 00"	62.5	57	34.25	44
30"	64	59	35	45.75
6' 00"	65	60.5	35.5	47
30"	66	62	36.5	49.25
7' 00"	67	63	37	51
30"	67	64	37.5	52.75
8' 00"	67.5	65	38	54.25
30"	68	66	38.75	55.75
9' 00"	68	67	39.5	57
30"	68	67.5	40.25	58.5
10' 00"	68	68	41	59.75
30"		68	42	60.5
11' 00"		68	43	61.5
30"			44.5	62.5
12' 00"			45.5	63
30"			47	63.5

CONTINUA...

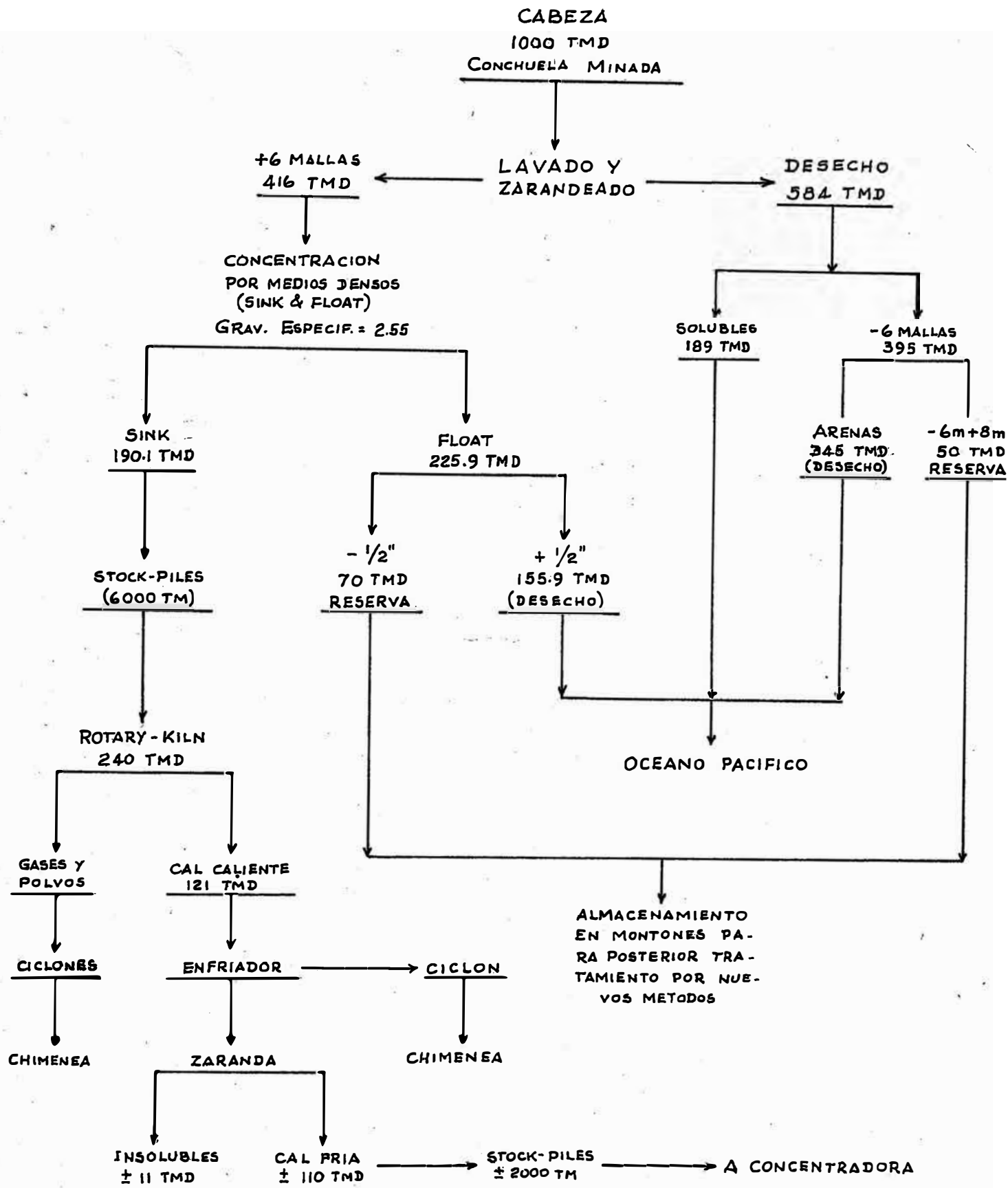


— CALCULACION —

- No 1: Hasta 2000°F ○
- No 2: 1 Hora á 2000°F x
- No 3: Hasta 2200°F △
- No 4: 1 Hora á 2200°F □

TIEMPO : minutos

— FIGURA No. 3 —
 PRUEBAS DE VELOCIDAD DE APAGADO (CAL A PARTIR DE CONCHUELAS)



FLWSHEET DE OPERACION

CONTINUACION: Tabla N° 8

TEMPERATURA, °C

TIEMPO	MUESTRA N° 1	MUESTRA N° 2	MUESTRA N° 3	MUESTRA N° 4
13'00"			49	64
30"			51	64.75
14'00"			53	64.75
30"			55	64.75
15'00"			57	64.75
30"			58.5	
16'00"			60	
30"			61.25	
17'00"			62.5	
30"			64	
18'00"			65	
30"			66	
19'00"			66	
30"			66.5	
20'00"			66.75	
30"			66.75	
21'00"			66.75	

(1) Graficado o tabulado en la Figura N° 3

TABLA N° 9

RESIDUOS DEL AFAGADO

MUESTRAS	PESO SECC RETENIDO SOBRE 200 Mesh : %
Calcina N° 1	91
Calcina N° 2	89
Calcina N° 3	37
Calcina N° 4	73

B) Breve Descripción de las Operaciones y Procesos más importantes.

La conchuela que es extraída del yacimiento y cargada simultáneamente a los volquetes por una pala P & H de 2.5 yardas cúbicas, es transportada desde el lugar de explotación hasta la planta de Heavy Media o Sink & Float cuya operación empieza con el vaciado de la materia prima a una tolva de recibo de 30 TM de capacidad en cuya base tiene trabajando un alimentador de placas (Apron Feeder) que descarga a un Grizzly de 3" de abertura yendo los gruesos o aglomerados a una chancadora de quijadas de 24" x 36" que los reduce a un máximo de 3". Este producto es transportado mediante un conveyer de jebe de 30" x 120' a otro de 30" x 60' y de este a otro conveyer de pluma móvil de 30" x 70' hasta el stock de 1800 TM en cuya base tiene un túnel con 5 alimentadores que trabajan de norte a sur, de uno en uno conforme se va agotando el stock, los que a su vez alimentan a una faja de 18" x 300' que descarga la

materia prima al lavador o Scrubber, que no es otra cosa que un molino de 7' x 16' con 24 RPM y sin elementos moledores al que simultáneamente se le añade agua de mar, que viene desde una bomba de 10", con la finalidad de despegar la arena adherida a la conchuela y disgregar los terrones que acompañan a la cabeza la que pasa al cedazo preparador tipo vibrating Low-Head de 6' x 16' de un solo piso con Tamiz de 4 Mesh y 6 Mesh. Esta preparación que es una de las etapas básicas para una operación eficiente, consiste en el lavado y cribado del material por medio de chisguetes de agua a presión con el fin de terminar de desaglomerar y eliminar el máximo posible de los tamaños finos, especialmente la arena que se encuentra adherido en las concavidades de las conchas, drenándose a un sumidero que desagua al mar. Este tratamiento permite una alimentación regular y homogénea de partículas limpias, con un mínimo de agua.

Este producto pasa al clasificador-separador de helicoide tipo Akins de 30" x 15' donde se encuentra el medio denso con una densidad regulada que fluctúa entre 2.5 y 2.55. El material que viene de la zaranda preparadora entra al clasificador con cierta fuerza por efecto de una caída de más o menos 0.60 m., la que es amortiguada por el hecho de correr sobre una canaleta inclinada, siendo casi simultáneo el rebose del float, lateralmente y cerca de la

zona de alimentación y, que consiste en la piedra y en lo que podríamos llamar Middlings formado por piedra y conchuela de tamaño casi uniforme, que varía entre 3/8" y 1/4" que es enviado a un segundo clasificador-separador de 30" x 24' tipo Akins para una mayor recuperación de valores, yendo el Sink o conchuela a unirse al Sink del primer separador en los 2 cedazos vibratorios Allis-Chalmers Low-Head de 5'x12' con tamices de 6 mallas cada una, que tiene otro piso inferior con Tamiz de 1/2" para evitar la caída de pedazos gruesos al separador magnético. Estos cedazos están divididos longitudinalmente en dos secciones, de manera que el Sink se trata separadamente del float que llega directamente del segundo separador.

Como mayormente no hay fluctuaciones en la salida de los productos de los separadores, el medio al salir adherido a estos avanzara de 6' a 10' por encima del primer cedazo drenando al sumidero. Durante los primeros pies la operación del cedazo se reduce a un drenado del medio, pero en la segunda sección del primer cedazo y en el segundo cedazo los productos se someten a un lavado con chisguetes de agua con 80 lbs/in² de presión. Estos productos drenan el medio diluido a otra sección del sumidero, que los llevará al separador magnético. La primera sección de drenaje puede aumentarse o disminuirse por medio de las planchas que sobresalen a la partición del sumidero, obteniéndose se con esto mayor o menor cantidad de medio sin diluir que

se enviara al circuito de limpieza. Para contrarrestar en esta forma la entrada de medio limpio al densificador.

Del control de los chisquetes de agua y de su adecuada distribución dependerá la mayor o menor porción de medio que se pierda adherido al Float o al Sink; dependiendo del control de los chisquetes y de la plancha reguladora el buen funcionamiento del separador magnético, pues se evitara sobrecargarlo.

Debajo de los cedazos de los productos finales hay dos sumideros de forma piramidal invertida. Una recibe el medio sin diluir de la primera porción del primer cedazo y lo alimenta a la bomba Wilfley de 4" de recirculación del medio y la segunda recibe parte diluida del medio procedente de la segunda porción del primer cedazo y del segundo cedazo y lo alimenta al separador magnético mediante una bomba de 3" marca Wilfley.

El float que sale por la sección longitudinal oeste del último cedazo de productos finales se descarga a una malla de $\frac{1}{2}$ " que vibra con el cedazo obteniéndose un Middlings limpio que se guarda para posteriores pruebas y las colas van al océano y, el Sink (conchuela concentrada), se transporta mediante una faja de jebe de 10" x 130' a una tolva de 250 TM de capacidad donde escurre el agua que arrastra y luego es transportada a los stoks para seguir perdiendo agua y desde allí es cargada en volquetes a los ca-

rros de FF.CC. a 5 Km de la planta, de donde son llevados a fundición para su calcinación en el horno rotatorio.

El circuito de reacondicionamiento o limpieza del medio está compuesto por un separador magnético Dings tipo HM de doble tambor separador, cuya eficiencia de operación se traducirá en un aumento o disminución en el consumo del Medio. Estudios realizados en varias instalaciones demuestran, que entre los porcentajes de pérdida de medio, el mayor corresponde al separador magnético que, a pesar de tener un funcionamiento sencillo, cualquier variación en el nivel del agua en que están sumergidos los polos magnéticos, en el rebalse del agua, en la salida de la pulpa, en la alimentación o en el ángulo de incidencia de los chisquetes de agua de los tambores, se notara en el consumo de ferrosilicon. El medio limpio que sale adherido a los tambores del separador magnético, es lavado por unos chisquetes de agua y cae a una tolva del mismo separador que está conectada a un chute que descarga al densificador. También debe controlarse la bomba del segundo sumidero que alimenta al separador magnético, porque a veces se sobrecarga por exceso de alimentación, lo que afecta el trabajo del densificador, pues este mal funcionamiento se nota rápidamente en la descarga en el densificador ocasionando un casi instantáneo rebose del medio que se perderá al mar.

El densificador que es un clasificador de espiral

tipo Akins de 24" x 22', cuya operación consiste en eliminar la mayor parte del agua que llega con el medio procedente del separador magnético, para luego agregarlo lentamente al sumidero que alimenta la bomba Wilfley de 4" de recirculación del medio. Mediante el densificador se controla la densidad del medio durante la operación de la planta, pues levantando o bajando la espiral se disminuirá o aumentará la cantidad de medio que se agregue al circuito.

Generalmente la adición del medio se hace en el densificador, de preferencia en estado pastoso, siendo costumbre dejar un promedio de 4" de medio en el tanque. El medio que se descarga del densificador ha quedado algo magnético, por haber pasado por el separador magnético, por lo cual antes de llegar al sumidero atraviesa el campo desmagnetizador de una bobina, donde para aligerar su paso se le agrega un chorro muy pequeño de agua; terminando con esto el ciclo completo de la operación de la planta.

El material que se usa como medio para formar la suspensión es el ferrosilicon (Ferro-silicio) de grado 65 y grado 100 y, también el magnafloat (Magnetita) con un máximo de 5 % de 100 Mesh.

El Magnafloat tiene una gravedad específica (sp. gr) de 5.0 a 5.2 y una dureza de 5.5 a 6.5 con una máxima gravedad específica aparente de 2.6 suficientemente móvil para usarse en minerales ligeros como el carbón, crisoco -

la, yeso, azufre, más no para flotar ganga de minerales pesados, razón por el que se le usa casi siempre mezclado con ferrosilicon.

El ferrosilicon es una aleación de hierro, sílice y pequeñas cantidades de carbón, siendo su sp. gra. alta o baja según que la composición contenga menos o más silicio lo que le dará menor o mayor dureza, siendo su ventaja que se puede preparar pulpas pesadas según que su contenido de fierro sea cada vez mayor haciéndolo susceptible de magnetizarse pero, siendo fácil de oxidarse. De acuerdo a sus propiedades físicas los ferrosilicios con 10 a 25% de silicio son los mejores densificadores, usandose casi universalmente aquel con 15 % de Si que tiene una sp. gr. de 6.7 a 6.8 y una dureza de 7.3 a 7.6 con la que puede hacerse pulpas de hasta 3.5 de sp. gr. aparente, pero que en la práctica baja hasta 3.2, siendo la más baja 2.5 con más o menos 70 % de sólidos en peso pero, con una perfecta fluidez. La tendencia que tiene a oxidarse se contrarresta añadiendo pequeñas cantidades de cal, que en muestra planta se hace agregándolo al densificador.

Los análisis granulométricos de los ferrosilicios de grado 65 y 100 son los siguientes:

MALLA TYLER	PÓRCENTAJE EN PESO			
	GRADO 65		GRADO 100	
+ 48	0.0	0.0	0.0	0.0
- 48 + 65	5.5	5.5	0.0	0.0
- 65 + 100	14.2	19.7	2.3	2.3
-100 + 150	13.1	32.8	11.3	13.6
-150 + 200	13.6	46.4	15.6	29.2
-200	53.6	100.0	70.8	100.0

Entre las ventajas que presenta el ferrosilicio tenemos: La facilidad de recuperación, facilidad para formar medios fluidos de sp. gr. variable, resistencia a la abrasion y a la acción química (a pesar de trabajarse con agua de mar). Como el ferrosilicon tiene un precio de alrededor de \$ 5.10 la libra, se trata de usar cierto porcentaje de magnafloat, cuyo valor es de \$ 3.18 la libra tratando de no alterar la sp gr. del medio. El consumo promedio en los últimos 2 años es de 0.85 lbs de ferrosilicon por tonelada producida y 0.60 lbs de magnafloat, siendo el peso del sólido seco en el medio denso de aproximadamente 10 TM.

El mayor problema presente, es el desgaste por abrasión de las mallas de las zarandas que ahora son de acero inoxidable, lo que hace que tengan un promedio de vida de 9 meses comparado con 5 meses que duraban las de alambre

negro. También se han cortado los costos de mantenimiento para las líneas de transporte del medio ya que ahora se ha reemplazado la tubería de fierro por las de jebe llamadas de neoprene.

La planta se trabaja con un operador y un ayudante supervigilados por un capataz, teniendo además 2 mecánicos para su mantenimiento.

El producto final de la planta de Heavy Media ha dado en promedio el siguiente análisis: $\text{CaO} = 50.68\%$ (90.25 % como CaCO_3) y 7.74 % de insoluble (3.64 % SiO_2 , 1.02% Feo y 1.54 % Al_2O_3), en lo que va del año 1972. La coquina es transportada en volquetes de 23 TM hasta ser cargados en los carros del ferrocarril desde un chute, situado a 6 Km., de la planta y, de allí hasta fundición por el FF.CC. que pasa por el lugar cuando baja de Toquepala en una distancia de 18 Km., para que luego de pesado y muestreado descargarlo al stock de la planta de cal de 850 TM de capacidad que tiene por debajo un túnel en el que corre una faja de 30"x80' que es alimentada por 4 chutes que tienen bocas de descarga deslizantes, por lo que es fácil controlar una alimentación uniforme manteniendo una altura libre desde la boca a la faja, según el peso en TM hora que se quiera entregar al elevador de capachos de 8" x 5" x 7 3/4" con 45' de alto que finalmente alimenta a razón de 10 TMH al horno rotatorio de 8' x 250' descargándolo a un chute conectado a un tubo de 10" x 18' que termina en la parte alta

de la zona de alimentación dejando caer la conchuela a 3' del fin del horno (o sea de la zona de alimentación), donde se lleva a cabo el secado de la conchuela que por término medio tiene 3.55 % de humedad. En esta zona se alcanza una temperatura de 750°F a 800°F y, es la zona correspondiente a la salidad de los gases de combustion.

La carga demora en su recorrido a lo largo del horno 2 horas, avanzando debido a que el horno rotatorio tiene una gradiente de 1/2" por pie y a la rotación de izquierda a derecho (1.15 RPM). Más o menos en la zona central se produce la calcinación a una temperatura de 1650 a 1760°F o sea la descomposición del CaCO_3 en CaO y CO_2 siguiendo la marcha hasta la zona de combustión donde se encuentra el quemador alcanzando de 2500 a 2750°F terminando la calcinación puesto que la rotación hace posible la exposición de toda la carga al fuego y también el desmenuzamiento de las conchas calcinadas, producto que cae a una parrilla (que tiene la finalidad de impedir que pasen trazos grandes que se desprenden cuando caen los anillos que se forman interiormente más o menos a los 12 a 15 días de operación o cuando se hace limpieza), que alimenta al enfriador rotatorio de 5'6" x 40' (con 7.5 RPM) y que recibe aire frío para bajar la temperatura de la cal a más o menos 550°F después de media hora que dura su recorrido descargando el producto final a una zaranda vibratoria (de reciente instalación) de 2' x 4' donde se separa la piedra de la cal, cayendo ambos

productos a senos elevadores de capachos que van a alimentar 4 tolvas de 120 TM de capacidad cada una, de donde son cargados a carros completamente cerrados del FF.CC. cuando su destino es Toquepala o a carros abiertos cuando están destinados al stock de reserva.

Como partes accesorias integrantes del horno rotatorio se tiene los 4 colectores de polvo tipo ciclón "American Blower Nº 26" que se encuentran antes de la chimenea que trabaja con el exhaustar de tiro forzado (150 Hp) a fin de mantener el tiraje suficiente para una buena operación tiene además un ventilador para el suministro de aire al quemador Söen de petróleo Bunker Nº 6 que es previamente calentado mediante vapor en un intercambiador de calor.

En la zona de descarga del horno rotatorio al enfriador va conectado un ducto exhaustor que va a un ciclón y de allí a una cámara de bolsas (recientemente instalado) para recuperar toda la cal que es arrastrada por la chimenea que trabaja con el enfriador, siendo empleado el aire del enfriador como aire secundario del quemador de H.R. La cal colectada del ciclón y de la cámara de bolsas es descargada al elevador que las depositará en las tolvas para cal.

También cuenta con un sistema de refrigeración por agua para todos los rodamiento que hacen rotar el Kiln y un panel de control central que opera automáticamente la

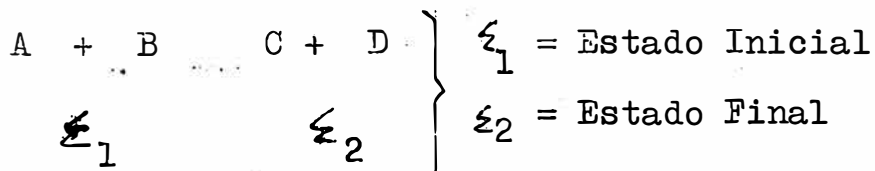
planta pudiendo pasar a control manual cuando la circunstancia lo requieran.

C) Calcinación.- El segundo principio de la termodinámica se basa en el concepto de la reversibilidad y dice "Que todos los procesos espontáneos son en algún modo irreversibles y vienen acompañados por una degradación de la energía". Se confirma la validez del 2º principio por una gran evidencia experimental cuando se aplica a grandes masas de materia, lo que supone la presencia de grandes números de moléculas.

Una propiedad termodinámica cuya expresión energética de gran utilidad se define por la siguiente relación denominada energía libre de Gibbs: G; está dada por:

$$G = H - TS$$

Que es en realidad la expresión del segundo principio, que se puede expresar también diciendo "Que en todo proceso espontáneo se pierde energía y se gana entropía", sea pues la ecuación energética de una reacción química:



Ahora bien, si en el Estado inicial del sistema se tiene: $G_1 = H_1 - TS_1$; (1)

Y si se ha realizado espontáneamente y su Estado final es para la misma temperatura:

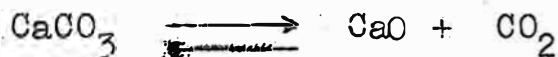
$$G_2 = H_2 - TS_2 \quad (2)$$

Restando (1) de (2)

$$G_2 - G_1 = H_2 - H_1 - T(S_2 - S_1)$$

O sea en aquellos cambios que tienen lugar a temperatura constante o en aquellos casos en que sin tener en cuenta la trayectoria, las temperaturas inicial y final son idénticas, $\Delta G = \Delta H - T\Delta S$.

Que aplicamos ahora al estudio de muestra reacción:



De las tablas publicadas por National Bureau of Standards y U. S. Bureau Mines Bulletin 434 que encontramos en el Chemical Process Principles de Hougen-Watson-Ragatz, se tiene:

COMPONENTES	ΔH°	S°
Ca CO ₃	- 289300	22.2
Ca O	- 151700	9.5
CO ₂	- 94030	51.1

Donde: ΔH° = Entalpia molar de formación en gcal g. mol o Kg cal/ Kg. mol.

S° = Entropía molar de formación en cal/ mol $^\circ\text{K}$ estando referido a 25°C ($298,16^\circ\text{K}$) y 1 atm. de presión.

- Calculo de ΔH°

PRODUCTOS	CaO	-151700	-245730
	CO ₂	-94030	
Reactante	CaCO ₃	+289300	+289300
$\Delta H^\circ = 43570$			

-Calculo de S°

PRODUCTOS	CaO	9.5	60.6
	CO ₂	51.1	
Reactante	CaCO ₃	22.2	-22.2
$S^\circ = 38.4$			

Luego la ecuación aproximada es:

$$\Delta G = 43570 - 38.4 T \quad (3)$$

Suponiendo que no varía T a medida que cambia H y S° , podemos representar la ecuación así:

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S$$

y $y = a - bx$, que es la ecuación de una recta que nos permitirá decir en que rango es posible esta reacción a plicando el Criterio de Dodge.

Como (3) representa una ecuación lineal con término independiente, su representación lineal no pasara por el origen del sistema coordinado y por lo tanto solo bastará hallar los interceptos sobre los ejes coordinados correspondientes a G y T , así:

$$\Delta G = 43,570 - 38.4 T$$

$$\text{Si } T = 0 \quad \Delta G = 43570$$

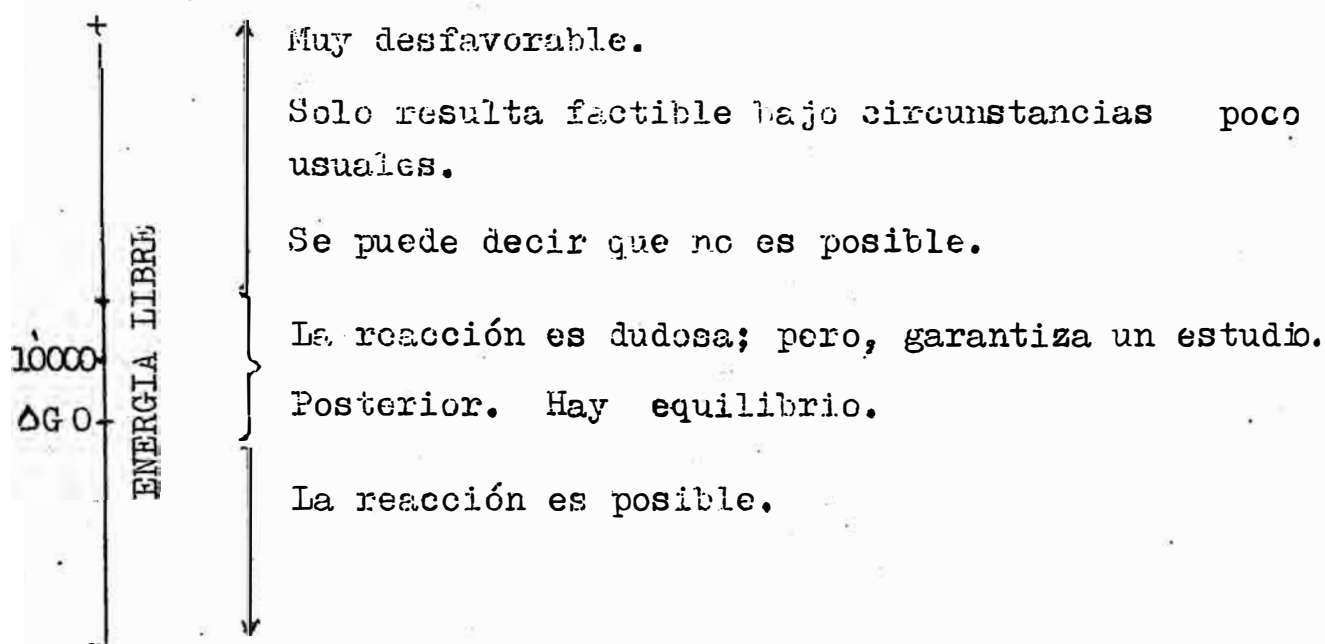
$$\Delta G = 0 \quad 38.4 T = 43570 \quad T=1134.6 \text{ . } 1135 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Según el criterio de Dodge que es aproximado y solo útil en trabajos explotarios preliminares, ya que solo tendrá sentido cuando haya pruebas concluyentes, tenemos que a partir del incremento de energía libre Standard de reacción puede formarse una opinión acerca de la posibilidad de la reacción sin otros cálculos.

Así si $\Delta G = 0$ a una temperatura dada, resulta $\Delta G < 0$, y obviamente la reacción se verifica en una extensión considerable antes de alcanzar el equilibrio. La situación se hace menos favorable a medida que ΔG se incrementa en sentido positivo, no habiendo un valor definido para afirmar que industrialmente una reacción no es posible; pues para cambios desfavorables de la energía libre ($\Delta G^0 > 10,000 \text{ cal/mol}$) para el estado Standard se compensa parcialmente utilizando presiones elevadas para desplazar el equilibrio. Se puede también recurrir a la variación de la

relación de los reactantes o la extracción de uno de los productos de la reacción.

Con el objeto de asegurar rápida y aproximadamente si una determinada reacción es factible a cierta temperatura puede utilizarse la siguiente clasificación.



Criterio de Dodge.-

Por lo tanto nuestra reacción es posible por encima de $362^{\circ}\text{C} = 1583^{\circ}\text{F}$, que esta por debajo del rango de temperatura en que se realiza el proceso, según nuestra experiencia de operación.

Como nuestra reacción de descomposición es característica de la siguiente ecuación:



Que es la de muchos compuestos sólidos que se des

componen originando otro sólido y un gas, como en la calcinación del carbonato cálcico para formar óxido de calcio y anhídrido carbónico. Como las actividades de los sólidos son aproximadamente iguales a la unidad a presiones moderadas, de tal modo que cuando alguno de los compuestos B y R están presentes, se puede aplicar la siguiente ecuación:

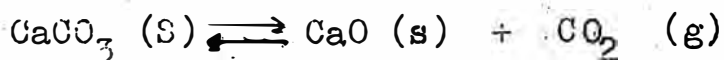
$$K = a = \left(-\frac{\Delta G^\circ}{RT} \right) = \left(-\frac{\Delta H^\circ}{RT} + \frac{\Delta S^\circ}{R} \right)$$

A bajas presiones la actividad de un gas se puede tomar igual a su presión parcial $a = p$, luego:

$$\ln p = -\frac{\Delta G^\circ}{RT} = -\frac{\Delta H^\circ}{RT} + \frac{\Delta S^\circ}{R} \quad (4)$$

Debemos observar que si ΔH° y ΔS° son independientes de la temperatura, la forma de esta última ecuación es semejante a la de presión de vapor de Clausius-Clapeyron. En general, tanto ΔH° y ΔS° varían con la temperatura, pero con mucha menor extensión que ΔG° .

Luego procederemos a calcular la presión de descomposición de la conchuela a $1650^\circ\text{F} = 1173^\circ\text{K}$, que es el rango de trabajo, así:



Pero antes tenemos que tener presente que la constante de equilibrio también puede escribirse:

$$K'p = \frac{p_{\text{CaO}} \times p_{\text{CO}_2}}{p_{\text{CaCO}_3}}, \quad \text{como la presión del CaO y}$$

CO₂ son constantes a cualquier temperatura, en realidad no afectan el equilibrio y la presión parcial del CO₂ permanece fija e igual a la tensión de vapor, más aun esa presión es independiente de la cantidad de sólido presente y, se utiliza la constante K_p, siendo:

$$K_p = p_{CO_2}$$

La relación entre K_p y k'p es:

$$K_p = K'p \frac{p_{CaCO_3}}{p_{CaO}}$$

Determinándose la constante de equilibrio, a cualquier temperatura, solamente por la presión del CO₂ desprendido. Sabemos por los cálculos realizados en la pág (64-65) que:

$$\Delta H^\circ_{298.16} = 43570 \text{ gr cal/gr. mol} \quad (5)$$
$$\Delta S^\circ_{298.16} = 38.4 \text{ cal/mol}^\circ K$$

Según tablas sabemos que las capacidades caloríficas molales para el CO₂ es:

$$C_p^\circ = 6.85 + (8.533) 10^{-3} T - (2.475) 10^{-6} T^2$$

Del US Bureau Mines Bulletin 371 se tiene los datos de Kelley para el CaO:

$$C_p = 10.00 + (4.84) 10^{-3} T - \frac{108000}{T^2}$$

Para el CaCO₃:

$$C_p = 19.63 + (11.89) 10^{-3} T - \frac{307600}{T^2} \dots$$

Reemplazando la expresión general empírica de las capacidades caloríficas.

$$C_p^{\circ} = a + bT + cT^2 + dT^3 + \frac{e}{T}$$

En la ecuación de Kirchoff e integrandola, tenemos:

$$\Delta H^{\circ}_T = I_H + \Delta aT + \frac{1}{2} \Delta bT^2 + \frac{1}{3} \Delta cT^3 - \frac{\Delta d}{T} \quad (6)$$

Y como a presión constante:

$$ds = C_p \frac{dT}{T} \quad d(\Delta S)^{\circ} = \Delta C_p^{\circ} \frac{dT}{T}$$

$$\text{O sea: } \Delta S^{\circ}_T = I_s + \Delta a \ln T + \Delta bT + \frac{1}{2} \Delta cT^2 - \frac{\Delta d}{2T^2} \quad (7)$$

Utilizando los símbolos de las ecuaciones (6) y (7):

$$\Delta a = 6.85 + 10.00 - 19.68 = -2.83$$

$$\Delta b = (8.533 + 4.64 - 11.89) 10^{-3} = (1.483) 10^{-3}$$

$$\Delta c = - (2.475) 10^{-6}$$

$$\Delta d = (-108000) - (-307600) = 199600$$

Sustituyendo en (6) y reemplazando el valor de ΔH° 298.16 en (5) tenemos:

$$43570 = I_H + (-2.83) 298.1 + \frac{1}{2} (1.483) 10^{-3} (298.1)^2 + \frac{1}{3} (2.475) 10^{-6} (298.1)^3 - \frac{199600}{298.1}$$

Y como la constante de integración I_H se puede determinar a partir de un solo valor de ΔH° a una temperatura comprendida dentro del intervalo de aplicación de las ecuaciones que expresan capacidades caloríficas, tenemos:

$$43570 = I_H - 843.62 + 65.848 - 21.854 - 668.532$$

$$I_H = 43570 + 1533.009 - 65.848$$

$$I_H = 45103 - 66 = 45037$$

Cálculo de ΔH° 1173°K

$$\Delta H_{1173}^\circ = 45037 + (-2.83) 1173 + \frac{1}{2} (1.483) 10^{-3} (1173)^2 + \frac{1}{3} (-2.475) 10^{-6} (1173)^3 - \frac{199600}{1173}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{1173}^\circ &= 45037 - 3319.6 + 1020.3 - 1325.3 - 170.2 \\ &= 46057.3 - 4813.1 = 41244 \text{ gr cal/gr.mol.} \end{aligned}$$

Trabajando con la ecuación (7) de $\Delta S_{298.1}^\circ = 38.4$ que tenemos en (5) $38.4 = I_s + (-2.83) (5.637) + (1.483) 10^{-3} (298.1) + \frac{1}{2} (2.475) 10^{-6} (298.1)^2 - \frac{1}{2} \left[\frac{199600}{(298.1)^2} \right]$

También la constante de integración I_s viene determinada a partir de un solo valor de ΔS° a cualquier temperatura dentro del intervalo de exactitud de las ecuaciones que expresan capacidades caloríficas, luego tenemos:

$$38.4 = I_s - 16.123 + 0.442 - 0.110 - 1.123$$

$$I_s = 38.4 + 17.356 - 0.442 = 55.756 - 0.442$$

$$I_s = 55.31$$

Cálculo de ΔS° 1173°K

$$\Delta S_{1173^\circ K}^\circ = 55.31 + (-2.83) (7.067) + (1.483) 10^{-3} (1173) + \frac{1}{2} (-2.475) 10^{-6} (1173)^2 - \frac{1}{2} \left[\frac{199600}{(1173)^2} \right]$$

$$\text{Donde } 7.067 = \ln 1173$$

$$\Delta S_{1173^\circ K}^\circ = 55.31 - 20.00 + 1.74 - 1.70 - 0.07$$

$$= 57.05 - 21.77 = 35.28 \text{ cal/mol } ^\circ\text{K}$$

Reemplazando los valores de ΔH_{1173}° y ΔS_{1173}° tene-

mos:

$$\log p = \frac{1}{2.303} \left[\frac{-41244}{(1.987)1173} + \frac{35.28}{1.987} \right] = \frac{1}{2.303} (-17.70 + 17.75)$$

$$\log p = \frac{0.05}{2.303} = 0.022$$

$$p = 1.051 \text{ atm. a } 1173^\circ\text{K} = 1650^\circ\text{F} = 798 \text{ mm.}$$

Haciendo cálculos similares tenemos que la presión de descomposición de la conchuela a 1000°K (727°C) (1342°F) y a 1200°K (927°C) (1700°F) es respectivamente:

$$P_{1000^\circ\text{K}} = 0.0483 \text{ atm} = 36.7 \text{ mm.}$$

$$P_{1200^\circ\text{K}} = 1.584 \text{ " } = 1204.0 \text{ mm.}$$

Para los cuales:

$$\Delta H_{1000^\circ\text{K}}^\circ = 41924 \qquad \Delta S_{1000^\circ\text{K}}^\circ = 35.90$$

$$\Delta H_{1200^\circ\text{K}}^\circ = 41117 \qquad \Delta S_{1200^\circ\text{K}}^\circ = 35.18$$

Valores aproximados a los hallados por L. Andrussow, así:

$$500^\circ\text{C} = 773^\circ\text{K} = 0.00013 \text{ atm.} = 0.12 \text{ mm}$$

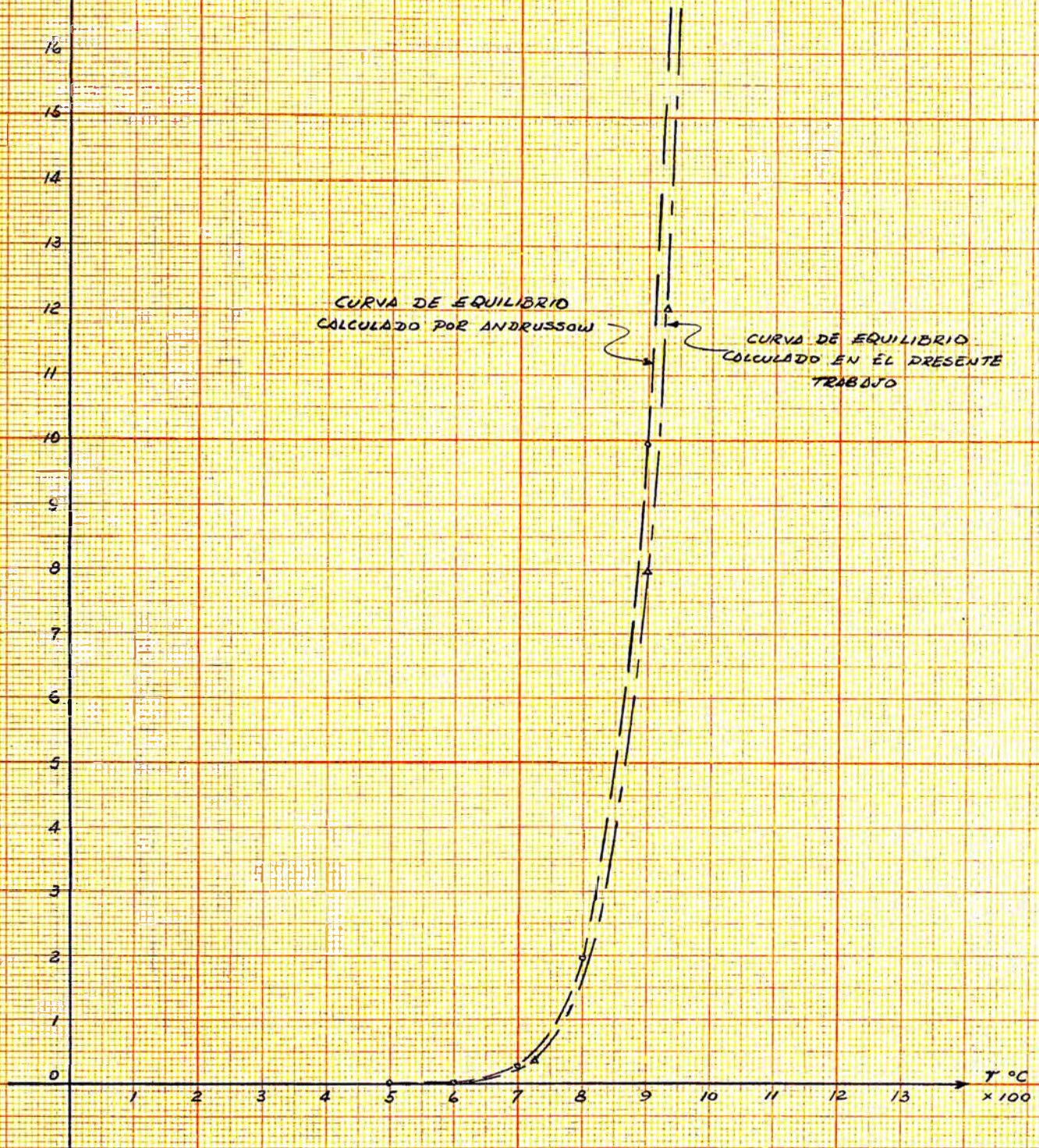
$$600^\circ\text{C} = 873^\circ\text{K} = 0.0033 \text{ " } = 2.5 \text{ "}$$

$$700^\circ\text{C} = 973^\circ\text{K} = 0.0413 \text{ " } = 27.9 \text{ "}$$

CALOR DE DISOCIACION DEL CARBONATO DE CALCIO

$\Delta 25^{\circ}\text{C} = 43570 \text{ cal/mol} = 1398 \text{ BTU/lb CaO}$
 $\Delta 900^{\circ}\text{C} = 41244 \text{ " } = 1321 \text{ "}$

P (mm Hg)
x 100



VALORES DE LA PRESION DEL CO₂ DEL CaCO₃ CORRESPONDIENTE A VARIAS TEMPERATURAS DE DISOCIACION



DESCOMPOSICION DE LA CAL A 760 MM DE PRESION DE CO₂.

mg

15

10

5

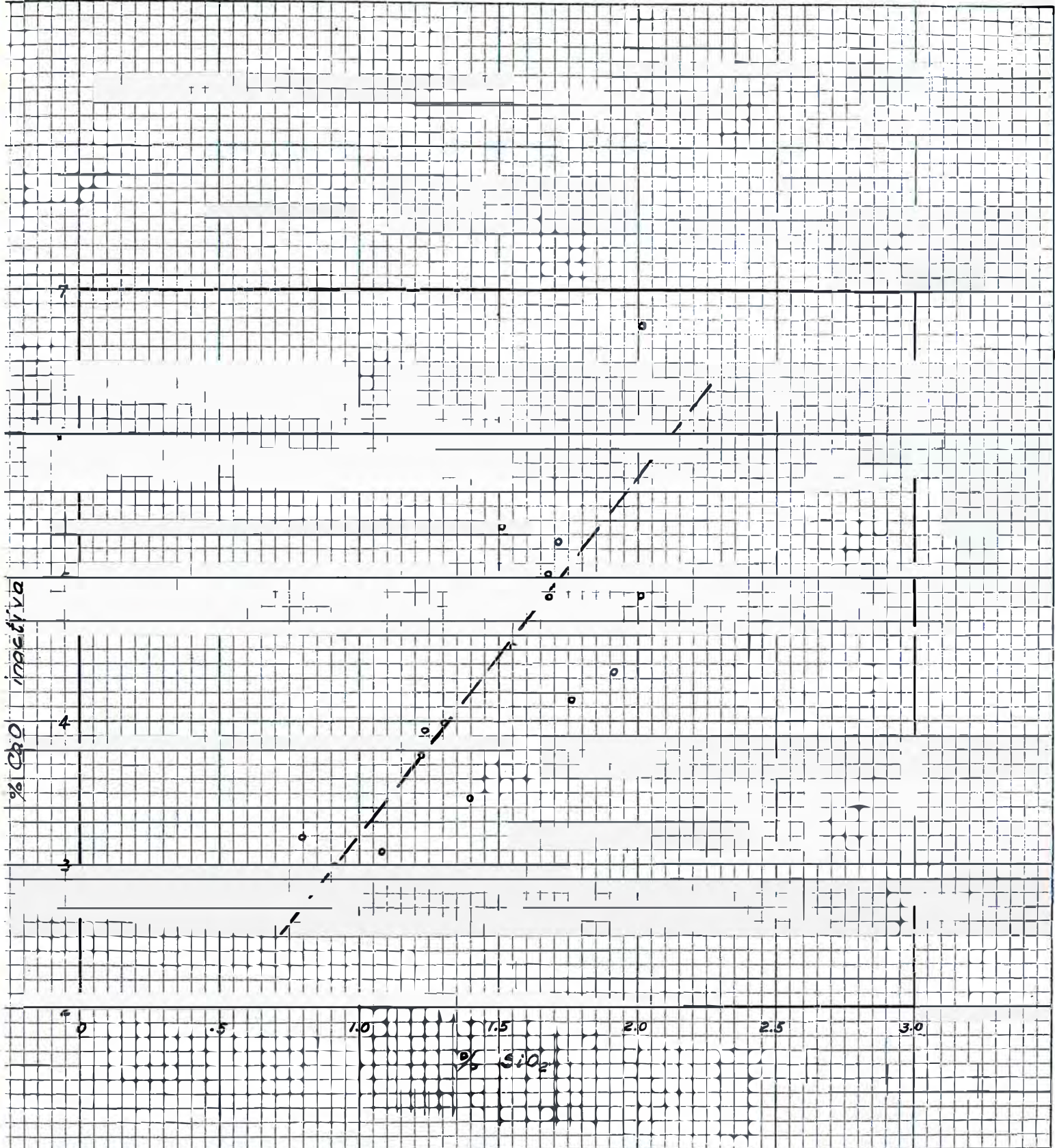
25

20

15

10

5



EFEECTO DE LA SILICA EN LA PRODUCCION DE CO2 INACTIVA

800 °C	= 1073 °K	= 0.274 atm	= 197.0 mm.
900 °C	= 1173 °K	= 1.304 "	= 995.0 "
1000 °C	= 1273 °K	= 5.140 "	= 3910.0 "

Como es una reacción en la que hay aumento de volumen habrá que hacer vacío o sea tiro forzado para que esta no se haga reversible al estar en contacto con el CO_2 y, encima de 500°C la reacción incrementa su velocidad tan pronto se llega a la temperatura de disociación. Los hornos son diseñados en todo para evitar contacto con el CO_2 , o llegar a un rango de recarbonatación por un enfriamiento rápido. También hay que tener presente que una cal requemada aumenta su densidad teniendo menos superficie de contacto para usos posteriores y que incluye impurezas propias de características ácidas (Fe_2O_3 , Al_2O_3 , SiO_2) que reaccionan a la temperatura de calcinación con los óxidos básicos para formar compuestos fundidos a estas temperaturas y cuya cantidad dependerá de la cantidad de estas impurezas presentes en la carga y de la temperatura. Por eso es práctica no quemar a más de 1000 C con mucho tiempo de exposición.

También hay que tener presente, desde luego, que la temperatura de operación es un compromiso económico entre la conducción para obtener una alta capacidad por uni --

dad quemada y la calidad de la cal.

Como ya dijimos en el Item referente a las aplicaciones metalúrgicas de la cal, ante la muy pronta puesta en marcha de las minas de Cerro Verde y específicamente Que llaveco por Minero-Perú se hace urgente tener cal para la concentradora y Fundición y, que de instalarse tendrá que ser necesariamente en Ilo, por ser un gran futuro centro industrial y portuario además por que allí instalará su refinera de cobre Minero-Perú, la que en estos momentos está en la fase de trabajos de ingeniería de infraestructura a 8 Km de la fundición de S. P. C. C. en Ilo.

D) Condiciones Optimas (Experiencia Práctica).-

Conociendo el estudio teórico sobre la calcinación, deseo transcribir los resultados de algunas pruebas de operación en el Rotary Kiln en la que se determinó una serie de condiciones de temperatura y fuego con los cuales se obtenía los mejores resultados para varias velocidades de alimentación, así:

I) Temperatura en la Zona de Calcinación.- Cuando se opera con control automático, el fuego del Kiln (petróleo y aire primario) es controlado por la temperatura en la zona de calcinación. La proporción entre el petróleo y el aire primario es variable y puede ser cambiado por la regulación en el ajuste de la relación petróleo-aire.

La temperatura en la zona de calcinación puede ser

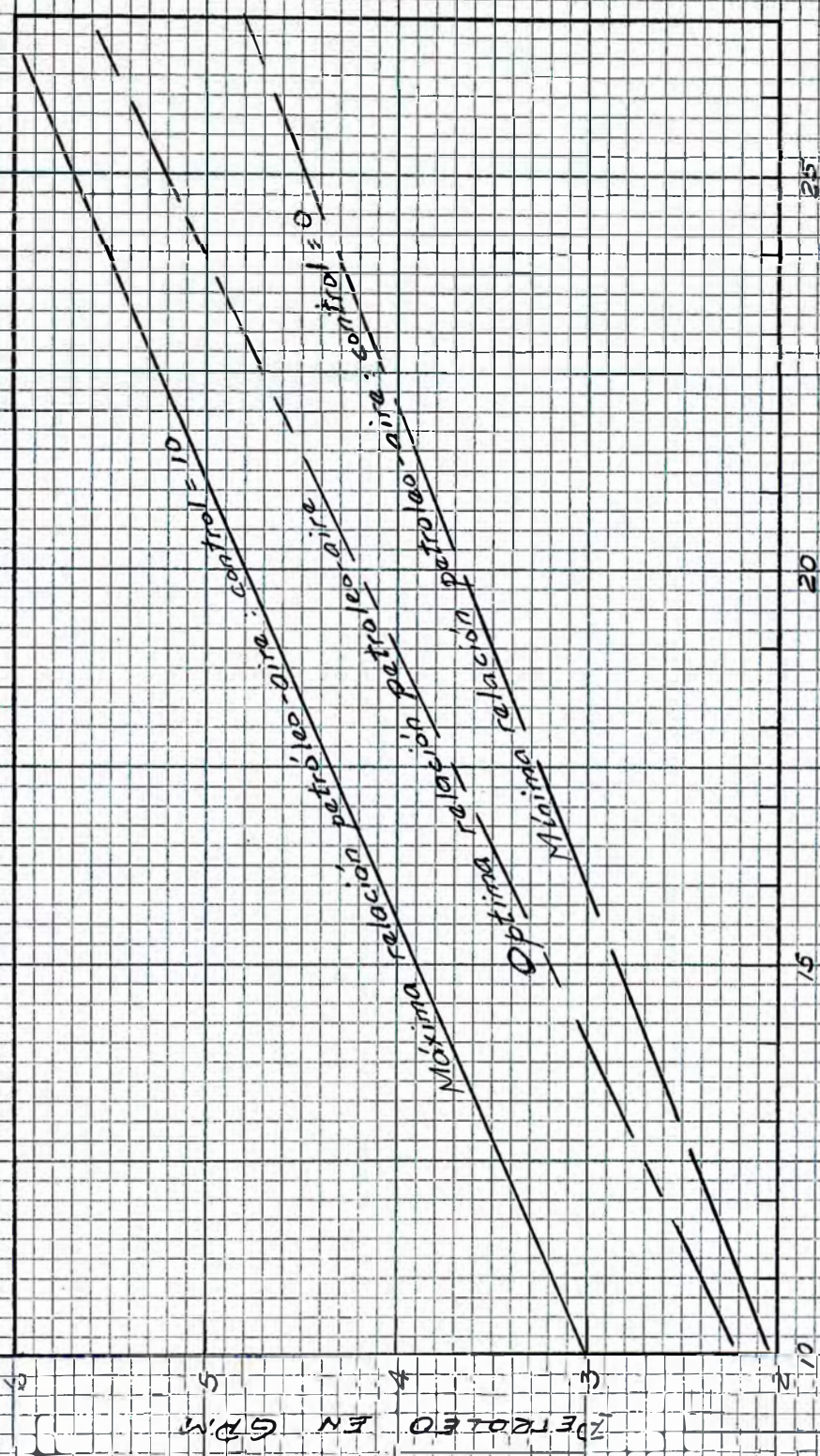
cambiada poniendo la aguja del control a la temperatura deseada sobre la carta registradora.

Para varias velocidades de alimentación, los siguientes rangos de temperatura han dado los mejores resultados, procurando que la temperatura se mantenga constante.

VEL. DE ALIMENT Lbs/ pie de faja	ZONA DE CALCIN. Temp. °F	PRODUCCION TM cal/24 hrs	PETROLEO	
			GPM	G/24 hrs
6	1650	75	3.7	5400
7	1670	88	4.0	5800
8	1690	101	4.3	6200
9	1720	113	4.7	6800
10	1740	126	5.0	7200
11	1770	139	5.3	7600
12	1800	151	5.6	8100

Con estas condiciones la cal producida tenía como promedio: 82.70 % CaO; 7.90 % CaCO₃; 6.20 % Insol.

Una cal de más alto contenido de CaO puede producirse incrementando la temperatura en la zona de calcinación, usando consecuentemente más petróleo, pero la eficiencia de la operación podría bajar, requiriendo una gran cantidad de BTU por TM de CaO producida. Un ejemplo de esto es la campaña del 3 al 31 de mayo de 1961.



AJUSTE DEL CONTROL DEL AIRE PRIMARIO

II) Relación Petróleo-Aire.- Operando con un tiraje constante de $0.02''$ H_2O se ha obtenido las condiciones más satisfactorias para la relación petróleo-aire, como se muestra en el siguiente diagrama,

Para un bajo rango de fuego, ajustando la relación a 2 da buenos resultados pero conforme se vaya incrementando la mejor relación es 6. El propósito de variar la relación es encontrar la mejor combustión en el Rotary Kiln, es decir tener en los gases de la chimenea el mínimo de oxígeno y nada de monóxido de carbono. Razón por la cual el operador deberá chequear constantemente la carta registradora del analizador de gases para hacer los ajustes necesarios a la relación petróleo-aire para mantener las condiciones indicadas más arriba.

III) Tiraje.- Un elevado tiraje dará como resultado pérdida de calor en los gases que escapan por la chimenea y, un menor tiraje incidirá en un enfriamiento en la zona de alimentación con grandes pérdidas de calor por radiación en las zonas del quemador y calcinación. La compuerta de tiro inducido opera automáticamente a fin de mantener el tiro deseado, que en el Kiln debe mantenerse en $0.02''$ H_2O . El ajuste también se puede hacer cambiando el punto de ajuste con el botón de control.

IV) Aire Atemperador del Enfriador.- El sistema de aire de atemperación del enfriador es una fuente de ai

re secundario para el quemador del Rotary Kiln. Una temperatura de 500° F a 600° F en el ducto de escape del enfriador da buenos resultados para el control automático del sistema. Sin embargo durante la operación se encontró que era más práctico mantener este control, en control manual y regularlo junto con la relación petróleo-aire a fin de tener la correcta cantidad de aire para una buena combustión.

La compuerta de tiro del ducto de escape del enfriador debe mantenerse cerrada en lo posible, generalmente a 45 para tener un mínimo de pérdida de polvo y calor.

V) Analizador de Gases.- Se tiene un registrador que se usa como un indicador visual de los gases de la combustión. Como ya se dijo antes, el operador deberá mantener la relación petróleo-aire y el ajuste del aire atemperador del enfriador en forma tal que el registro en la carta de un mínimo de O₂ y nada de CO.

El tubo de muestreo debe limpiarse diariamente ya que puede llegar a recubrirse con polvo y agua condensada. Para garantizar exactitud siempre se chequea la composición de los gases de escape con un analizador orsat.

VI) Temperatura en la Zona del Quemador.- Esta temperatura se registra en una carta (Chart) mediante una termocupla que la indica durante las 24 horas. El chequeo se hace semanalmente empleando un pirómetro óptico apuntando al revestimiento de ladrillo refractario de la zona del quemador.

mador, a más o menos 6 pies del labio de descarga.

Bajo condiciones normales la temperatura en esta zona está entre 2300°F y 2550°F, dependiendo de la cantidad de aire secundario que se inyecte al Kiln.

VII) Temperatura en la Zona de Alimentación.- Se mide mediante una termocupla y se registra sobre una carta las 24 horas del día. Esta zona tiene una temperatura entre 650°F a 830°F con variaciones que dependen de la temperatura en la zona de calcinación y del tiro. Esta temperatura no controla el fuego.

VIII) Aire Atemperador del Tiro inducido del Rotary y Kiln.- Este control se ajusta para que los gases tengan 600°F de temperatura en el ducto de escape, siendo controlado automáticamente la apertura de la persiana.

IX) Temperatura del Petróleo.- La temperatura con que se recibe el petróleo del sistema de distribución es de más o menos 160°F, por lo que es calentado a 215°F que es la temperatura que tiene al llegar al quemador. El sistema de calentamiento consiste en una unidad COEN clase "AA" para 100 GPM, con bombas "de Laval-IMO" tipo conectadas a motores de 25 HP, 1800 RPM, 220/440 volt, 60 ciclos y trifásico; 2 calentadores Cöen multifilm, serie B, tipo 31-61, diseñado para calentar 100 GPM de petróleo Bunker Nº 6 de 125°F a 250°F con vapor saturado a 50 PSIG.; filtros Cöen

Duplex para succión y descarga de 6" a 4" respectivamente y para 70 PSI de presión de descarga.

RESUMEN DE LAS CONDICIONES DE OPERACION:

DESCRIPCION	RANGOS	
Coquina alimentada (lbs/pie de faja)	6	10
Temp. en la zona del quemador (°F)	2300	2550
" " " de calcinación (°F)	1650	1740
" " " de alimentación (°F)	680	850
Ajuste de la relación Petróleo-Aire	2	6
Petróleo (GPM)	3.7	5.0
Tiro (Pulgadas de Agua)	0.02	0.02
Temp. del aire atemperador del enfriador	500	600
Escape de gases	{	{
	% CO	0.0
	% O ₂	0.6
Temperatura de los gases de escape (°F)	600	680
" del Petróleo (°F)	215	215
Presion del Petróleo (PSi)	250	250

Resúmen de las Campañas del Rotary Kiln en 1961.-

Antes hay que señalar que se operó con control automático durante la campaña del 11 de julio al 11 de agosto, resultando la operación más eficiente ya que reducía la cantidad de petróleo para producir una TM., de CaO e incrementando el contenido de CaO en el producto, así:

PERIODO	Aliment. lbs/pie	PRODUCCION			PETROLIO BTU/TM. CaO	Tipo de Cont.
		TM de Cal.	% CaO	TM de CaO		
Ene. 3-Feb.18	10	4861	71.34	3468	11.12 mrs.	Man.
Mar. 8-Abr. 2	10	3159	77.37	2444	12.15 "	"
May. 3-May.31	10	2787	85.04	2371	13.62 "	"
Jul.11-Agt.11	8	3067	81.48	2501	12.20 "	Man-Aut
Set.18-Nov. 12	9 y 10	4637	81.61	3784	11.40 "	Aut.

PROGRESO DE LA REACCION EN LOS 250' DEL KELIN

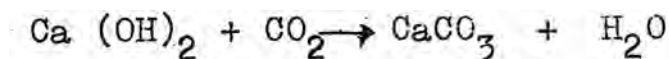
Long en Pies Alim/Desc	PORCENTAJES			Long en Pies Alim/Desc	PORCENTAJES		
	CaCO ₃	CaO			CaCO ₃	CaO	
		Activo	Inactivo			Activo	Inactivo
10	96.3	-	-	140	94.2	2.58	0.11
20	97.0	0.03	-	150	94.2	1.77	0.09
30	97.8	0.03	-	160	87.0	7.99	0.36
40	96.3	0.03	-	170	82.1	10.09	0.50
50	97.8	0.06	-	180	76.1	13.80	0.63
60	95.6	0.39	0.05	190	72.8	17.72	0.75
70	94.9	0.56	1.29	200	65.4	25.11	1.16
80	94.2	1.29	0.05	210	61.0	32.60	1.55
90	94.2	1.71	0.09	220	55.0	40.11	1.94
100	92.8	1.85	0.10	230	46.4	47.67	2.35
110	93.9	1.96	0.11	240	17.8	75.43	3.26
120	92.8	4.01	0.20	250	3.3	88.61	4.66
130	90.6	3.65	0.13				

3.- Producto Obtenido.-

Composición y Especificaciones.- Por su propia nomenclatura química la cal, es el óxido del calcio (CaO), pero comercialmente la cal es conocida como el producto de la calcinación completa de la calcita o piedra caliza y de la conchuela o lumaquelas, la cual puede variar desde carbonato de calcio puro (CaCO₃) a dolomita pura (CaCO₃. Mg CO₃). Así, la cal comercial puede contener a lo más hasta 45 % de MgO, también impurezas tales como SiO₂, FeO, Al₂O₃. El término es usado, comúnmente siempre, aplicándolo a los materiales calcareos.

La cal es vendida en dos formas: 1) Cal viva. (CaO) y 2) Cal hidratada [Ca (OH)₂].

La cal hidratada se forma añadiendo a la cal viva la cantidad indispensable de agua. Cuando está expuesta al aire por algún tiempo, gradualmente absorbe CO₂ del medio ambiente carbonatándose a su forma original de CaCO₃, así:



La reacción tiene lugar lentamente y, el agua incluida o involucrada tiende a conservar húmedas las paredes del Gypsum.

Las calces comerciales son clasificadas de acuerdo a su relativo contenido de CaO y MgO como sigue:

- a) Cal de alto calcio: No menos de 90 % de CaO.
- b) Cal de calcio: No menos de 85 % y no más de 90 % de CaO.
- c) Cal de magnesia: No menos de 10 % y no más de 25 % de Mg O.
- d) Cal de alta magnesia: no menos de 25 % de MgO.

La impurezas totales (excluido el CO₂) no debe estar sobre el 5 % en la cal selecta ó 7.5 % en la cal tal como sale del horno.

La cal que se produce en ILO esta entre los dos primeros grupos de la clasificación, preferentemente en (b)

Esencialmente se requiere que para fines de flotación contenga el mínimo de piedras, pues éstas en los agitadores donde se prepara la lechada de cal se sedimentan provocando roturas de paletas o ejes lo que ocasiona pérdida de tiempo en limpieza de los tanques. Es también deseable que contenga mínimo porcentaje de insolubles (como alumina) para cuando se le usa en fundición a fin de tener la escoria deseada, que en fundición de concentrados de cobre es del tipo sesquisilicato asegurando perfecta separación de la mata.

III.- INGENIERIA GENERAL

1. Breve Descripción del Equipo que se requiere.-

A) Balance de Materiales.- Es así que como ya se expuso en las págs(17-52) al hablar sobre el Flowsheet tentativo en el Capítulo "Procedimiento industrial", que había varios alternativas en cuanto al Float como al Sink, se tuvo que esperar la experiencia práctica durante el proceso industrial en plena operación a fin de ir eliminando in convenientes o agregando mejoras al proceso. Durante la etapa de ajuste de la planta de Heavy Media para obtener una buena marcha de la misma con los mejores resultados, se hicieron muchas pruebas, después de haber determinado que la gravedad específica ideal para el medio denso es de 2.5 a 2.6, siendo las más interesantes las siguientes:

Primera Prueba.- Se realizaron desde octubre 1º de 1960 a Julio 30 de 1961. El propósito era determinar el porcentaje recuperado de conchuelas y la razón de tratamiento sobre tamiz de malla 4 con alambre de 0.092" y abertura de la malla de lavado de 0.158". Se tuvieron los siguientes resultados:

Coquina tratada (cabeza)	112950 TM
Coquina recuperada (concentrado)	37200 "
Radio de concentración (%)	32.9 %
Tiempo de operación	2200 Hrs

Coquina tratada por hora de operación 51.4 TM

Recuperada por hora de operación 17.0 "

Gravedad específica del medio 2.5 a 2.6

Como resultado se tuvo que los tamices de malla 4 no se producían atoros y por lo tanto no había pérdida de tiempo por limpieza, además de no contaminarse el medio.

Los ensayos fueron los siguientes:

	CaO	CaCO ₃	Ins.
Cabeza	28.49	50.85	45.28
Concentrado	48.94	87.35	6.85

$$\text{Recuperación de CaO} = \frac{37200 (.4894)}{112950 (.2849)} \times 100 = 56.58\%$$

$$\text{Recuperación como CaCO}_3 = \frac{37200 (.8735)}{112950 (.5085)} \times 100 = 56.6\%$$

Segunda Prueba.— Persiguiendo la misma finalidad que la 1ª prueba se llevó a cabo desde agosto 1º de 1961 a Enero 21 de 1962, pero usando Tamiz de 6 mallas con alambre de 0.063" y abertura de la malla de lavado de 0.104". Los resultados fueron:

Coquina tratada (Cabeza) 37885 TM.

" Recuperada (concentrado) 15710 "

Radio de concentración (%)	41.5 %
Tiempo de Operación	1128 Hrs.
Coquina tratada por hora de Operación	33.6 TM.
" Recuperada " " "	14.0 "
Densidad del medio	2.5 a 2.6

Durante la operación con malla 6 se producen algunos atoros pero, que no producen paralizaciones en la operación ya que golpeando ligeramente la malla en los cambios de guardia, quedaban estas totalmente limpias.

Los análisis fueron los siguientes:

	CaO	CaCO ₃	Ins.
Cabeza	27.89	49.78	43.92
Concentrado	50.56	90.25	4.93

$$\text{Recuperación de CaO} = \frac{15710 (.5056)}{37885 (.2789)} \times 100 = 75.18 \%$$

$$\text{Recuperación como CaCO}_3 = \frac{15710 (.9025)}{37885 (.4978)} \times 100 = 75.2 \%$$

Tercera Prueba.- Desde el 30 de enero de 1962 a febrero 17 de 1962. Esta prueba se corrió sobre tamiz de malla 8 con alambre de 0.047" y abertura de la malla de lavado de 0.078"; con los siguientes resultados:

Coquina tratada (cabeza)	3035 TM
" Recuperada (concentrado)	1280 "

Radio de concentración (%)	42.3 %
Tiempo de operación	132 Hrs.
Coquina tratada por hora de operación	22.9 TM.
" Recuperada " " "	9.7 "
Densidad del medio	2.5 a 2.6

Trabajando con tamices de malla 8 se quedan so
bre el tamiz una gran cantidad de finos que atorán la malla
con la consiguiente pérdida de tiempo, en limpieza de za-
randas, ya que al final de la guardia (de 8 horas), la capa
cidad del tamiz se reducía enormemente y la arena fue car-
gada dentro del recipiente de medio denso. Los análisis fue-
ron:

	CaO	CaCO ₃	Ins.
Cabeza	29.12	51.98	42.75
Concentrado	50.18	39.56	8.40

$$\text{Recuperación de CaO} = \frac{1280 (.5018)}{3035 (.2912)} \times 100 = 72.62\%$$

$$\text{Recuperación como CaCO}_3 = \frac{1280 (.8956)}{3035 (.5198)} \times 100 = 72.7\%$$

CUADRO RESUMEN DE LAS PRUEBAS:

ITEMS	1ª PRUEBA	2ª PRUEBA	3ª PRUEBA
Cabeza (TM)	112950	37885	3035
Concentrado (TM)	37200	15710	1280
Radio de Concent. (%)	32.9	41.5	42.3
Tiempo (Hrs)	2200	1128	132
Cabeza (TM/Hr)	51.4	33.6	22.9
Concent. (TM/Hr)	17.0	14.0	9.7
Concent. (Día/9 Hrs)	153.0	126.0	87.3
Cabeza (% CaO)	28.49	27.89	29.12
% CaO Concentrado	48.94	50.56	50.18
TM. CaO en Cabeza	32179	10566	884
" " " Concent.	18206	7943	642
% CaO Recuperado	56.58	75.18	72.62

Como se puede apreciar, la segunda prueba arrojó los mejores resultados con una alta recuperación y buena calidad, por lo que se optó por seguirla en la operación.

La 1ª prueba a pesar de haber satisfecho las expectativas no permitía retener la conchuela menuda de -4 Mesh que se perdía con las arenas en el drenaje y que actualmente se recupera en parte en un Tamiz de 1/2" instalado en el cedazo de productos finales (Ver pág. 55).

La tercera prueba se descartó del todo por las dificultades que ocasionaba.

Continuando con el cálculo de materias, una vez

determinado el método más adecuado para nuestra planta, previamente presentaré un cuadro resumen del volumen de materia prima tratados en la planta de Heavy media de ILO en 2 etapas más o menos definidas, así tenemos por la 1ª etapa:

AÑO	TM. TRATADAS		RADIO DE CONCENT (%)	PROMEDIOS MENSUALES	
	CABEZA	CONCENT		CABEZA	CONCENT.
1961 (4m)	34070	12768	37.4	8525	3190
1962	90400	31194	34.5	7520	2595
1963	130488	43867	33.6	10870	3650
1964	100815	39313	36.4	8400	3295
1965	186974	51714	27.6	15570	4310

Que corresponde a la extracción de materia prima del manto cercano al risco de la Playa en la que se encuentran los mejores valores de conchuela. Tanto por su tamaño como por su más fácil disgregación de la parte estéril, siendo 1966 la transición en el cambio de la materia prima, así:

1966	257040	45699	17.8	21420	3810
------	--------	-------	------	-------	------

Ya que se empezó a trabajar zonas más pobres, es decir, a distancias de hasta más o menos 150 a 300 m. hacia el Este conjuntamente con la zona cercana a la playa y a 3200 m al sur de la planta.

La siguiente etapa corresponde a una explotación del área comprendida entre 2500 a 3200 m al sur de la planta y entre 100 a 300 m al este de la playa, que en si constituyen zonas más pobres por contener más estéril y por ser baja la calidad de la conchuela que también se presenta más menud y más compactada por el caliche. El siguiente cuadro nos brinda una mejor apreciación de lo que afirmamos:

AÑO	TM TRATADOS		% RADIO CONCENT.	PROMEDIOS MENSUALS	
	CABEZA	CONCENT.		CABEZA	CONCENT.
1967	292150	48475	16.5	24350	4030
1968(11m)	301048	52955	17.6	27350	4805
1969(11m)	275225	48296	17.5	25020	4390
1970	358014	59033	16.5	29850	4920
1971	346945	57078	16.4	28920	4755
1972(7m)	176358	28324	16.1	25200	4050

Como consecuencia de este cambio tenemos que se ha debido trabajar las 24 horas del día, en vez de 16 horas que se trabajaba durante la 1ª Etapa y el minado hacerlo durante 12 horas en vez de 8 horas.

Las recuperaciones han bajado a un 50 % respecto a lo que se obtenía durante la 1ª Etapa, lo que estaba previsto ya que se conocía la naturaleza del yacimiento y , como se tenía la imperiosa necesidad de no solamente mantener el volumen de producción de cal, sino de aumentarla, co

mo lógica consecuencia de la ampliación de la concentradora de Toquepala de 30,000 a 42,000 TM diarias.

Durante estas 2 etapas se tuvieron los siguientes mínimos y máximos:

1ª ETAPA:	CABEZA	CONCENT.	RADIO DE CONC.	
Agosto 1961	2240	692	30.9	Mínimo
Agosto 1965	22884	4424	19.3	Máximo
2ª ETAPA:				
Agosto 1968	9554	1640	17.2	Mínimo
Mayo 1968	37762	6204	16.5	Máximo

Y como promedios mensuales para cada una de las Etapas:

E T A P A S	T M TRATADAS		RADIO DE CONCENTRACION
	CABEZA	CONCENT.	
1ª (1961-1965)	10177	3408	33.5
2ª (1967-1972)	26782	4491	16.7

Teniendo como promedio general mensual de las 2 etapas más el año de transición, lo siguiente:

TM de Cabezas	19416	} De Set. 1961 a Jul. 1972
" " Concentrado	3983	
Radio de concentración	20.5	

Teniendo en consideración los análisis promedios de la cabeza y producto de la planta en el último año tenemos (Pags 11y27).

	CaO	(CaCO ₃)	Insol.	(SiO ₂ FeO Al ₂ O ₃)
Cabeza	27.55	49.18	47.32	36.80 2.10 5.32
Concent.	50.68	90.25	7.74	3.64 1.02 1.54
Colas	22.12	39.48	56.32	44.38

Si tenemos en cuenta que las necesidades de CaO son cada vez más crecientes, según vemos en el cuadro de las págs., 89, 90 en la que el promedio de la 2ª etapa es de 26782 TM., mensuales de cabeza, o sea, 1000 TM diarias nos hace creer que esta debe ser la base para el cálculo, siempre que se quiera trabajar un yacimiento similar a Toquepala, es decir, para la futura concentradora y fundición de Quellaveco ya que así quedaría asegurado por varios años el suministro de cal sin modificar la planta original, luego tenemos: Empleando para este cálculo metalúrgico la fórmula de dos productos, es decir, concentrado y cola de una alimentación determinada (1000TMD, en el presente caso),

así:

$$\text{Peso de concentrado : } C = A \times \frac{a - t}{c - t}$$

$$\text{Radio de Concentración: } K = \frac{c - t}{a - t}$$

$$\text{Recuperación o Extracción: } R = \frac{C}{K \cdot a} \times 100$$

Donde: C= concentrado; A= Alimentación; T= Cola
y c, a, t., los ensayos de CaO en C, A y T respectivamente;
K = Radio de concentración y, R = Recuperación; luego tenemos:

Peso del concentrado:

$$C = 1000 \times \frac{27.55 - 22.12}{50.68 - 22.12} = 1000 \times \frac{5.43}{28.56} = 190.1 \text{ TM.}$$

Radio de concentración:

$$K = \frac{50.68 - 22.12}{27.55 - 22.12} = \frac{28.56}{5.43} = 5.26 \text{ (19 \%)}$$

Recuperación:

$$R = \frac{50.68}{5.26(27.55)} \times 100 = \frac{50.68}{144.9} \times 100 = 34.98 \%$$

Ahora alimentando 1000 TMD (8 Hrs) a la chancadora, la cabeza tendrá:

$$\text{CaO : } 1000 \times 0.2755 = 275.5 \text{ TM.}$$

$$\text{(Ins.: } 1000 \times 0.4732 = 473.2 \text{ ").}$$

$$\text{SiO}_2 : 1000 \times 0.3680 = 368.0 \text{ "}$$

$$\text{Fe : } 1000 \times 0.0163 = 16.3 \text{ "}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 : 1000 \times 0.0532 = 53.2 \text{ "}$$

En el Producto o Concentrado habrá:

CaO	:	275.5	x	0.3498	=	96.37	TM.
(Ins.	:	473.2	x	0.0311	=	14.71	TM)
SiO ₂	:	368.0	x	0.0188	=	6.92	"
Fe	:	16.3	x	0.0920	=	1.50	"
Al ₂ O ₃	:	53.2	x	0.0549	=	2.93	"

Las Colas Contendrán:

CaO	:	275.50	-	96.37	=	179.13	TM.
(Ins.	:	473.20	-	14.71	=	458.49	TM.)
SiO ₂	:	368.00	-	6.92	=	361.08	"
Fe	:	16.30	-	1.50	=	14.80	"
Al ₂ O ₃	:	53.20	-	2.93	=	50.27	"

Operación que nos dá los siguientes resultados:

$$1000 \times 0.1901 = 190.1 \text{ TM de concentrado}$$

$$1000 - 190.1 = 809.9 \text{ TM de Colas con 189 TM}$$

de solubles según datos de la pág. 51 b (Flow-Sheet de Operación).

Nota. - Se han recuperado las arenas del lavado de la 1ª zaranda para tratar de recuperar la conchuela fina que la acompaña en gran porcentaje, obteniéndose un volumen promedio que es el 39.50 % de la cabeza o sea que la cola real de la Heavy Media es de $809.9 - (395 + 189) = 225.9$ TM que representa el 22.59 % de la cabeza.

B) Process Desing. - Para dar una breve descrip-

ción del equipo requerido es necesario determinar las capacidades, dimensiones básicas y potencias de las unidades esenciales de la planta que tratará 1000 TM, para lo cual contamos con los siguientes datos básicos:

Base: 1000 TMD de conchuela

Composición 27.55 % CaO; 36.80 % SiO₂; 2.10 % FeO y, 5.32 % Al₂O₃.

Gravedad específica = 2.70

Work Index: Wi = 11.0

Abración Index: Ai = 0.1423

Resistencia a la rotura por impacto : 11.5

Considerando que este tipo de operación requiere de una gama variada de equipo y servicio, iré señalando descriptivamente lo más esencial y necesario.

I.- Almacenamiento.- Considerando que un material suelto ocupa un volumen mayor entre 35 á 50 % más que el material in-situ y, sabiendo que tiene un peso de 1.5 TM/ m³ (pág. 12), luego siendo necesario que la tolva tenga una capacidad igual a la de un volquete de 20 TM., se necesitará que se tenga un volumen de $20 / 1.5 = 13.3 \text{ m}^3$ al que agregaremos el 42 % por ser material suelto o sea $13.3 \times 1.42 = 18.92 \text{ m}^3$ más 10 % como factor de seguridad: $18.92 + 1.89 = 20.81 \text{ m}^3$ o mejor 21 m^3 .

Para el producto sabemos por experiencia que 1 m^3

pesa 988 Kgs., lo que podemos ajustar a 1 TM/m^3 siendo luego el volumen necesario de:

$190.1 \times 1 = 190.1 \text{ m}^3$ más 10 % como factor de seguridad : $190.1 + 19.01 = 209.11 \approx 210 \text{ m}^3$.

Según el manual de Gates "Abrasion Engineering" tenemos el siguiente dato para la cal quemada o viva: $50 \text{ Tbs/cu.ft} = 0.8 \text{ TM/m}^3$ y como necesitamos almacenar 400 TM. de cal se necesitará: $400/0.8 = 500 \text{ m}^3$ de capacidad más el 10 % nos dá: $500 + 50 = 550 \text{ m}^3$ o sea 4 tolvas de $550/4 = 137.5 \text{ m}^3$ o mejor aún 4 tolvas de 140 m^3 .

No necesitándose tolvas para la cabeza que va al lavador de la Heavy Media, ni para el concentrado que se alimenta al horno rotatorio, ni para la cal fría puesto que se requerirá almacenarlos en montones (Stock-Piles).

II. Desmenuzamiento.- Fred C. Bond introduce el concepto de gasto energético en las operaciones de desintegración de minerales, en la que engloba la energía, masa y tiempo, en un nuevo término: Libras de metal consumido por Kw-h, que permite una comparación directa entre diferentes máquinas que reciben alimentación y entregan productos diversos en tamaño para cada tipo de material. Así el gasto en lbs/Ton y la energía consumida requerida en Kw/Ton, la expresa así $\text{Kwh/Ton} = W_i \left(\frac{10}{\sqrt{P}} \right) \left(\frac{\sqrt{R} - 1}{\sqrt{R}} \right)$, donde;

W_i = Work index, mide la aptitud del material para ser molido desde un tamaño determinado hasta otro tamaño deseado

expresándose en Kw-h/ Ton.

P = Tamaño del producto entregado, en micrones.

R = Relación entre el tamaño alimentado y el tamaño del producto entregado, en micrones; está dado por:

$$R = \frac{F}{P} \quad F = \text{Tamaño del mineral alimentado, en micrones}$$

La Allis Chalmers Mtg. Co, en un abstract sobre cálculos de trituración y molienda preparado por F. C. Bond, da una expresión empírica basada en una serie de diferentes tipos de pruebas de laboratorio, del Work Index que es bastante aproximado, así:

$$W_i = 2.59 \frac{C}{S}, \text{ donde:}$$

C = Resistencia a la rotura del mineral, por impacto.

S = Gravedad específica (sp. gr)

Para nuestro caso y de acuerdo a los datos básicos (Pág. 94).

$$W_i = 2.59 \left(\frac{11.5}{2.7} \right) = 11$$

En el volumen N° 165, N° 6 de Engineering & Mining Journal da un promedio de 11.7 para calizas empleadas para cal y de 13.5 para calizas usadas para cemento, razón por la que usaré el valor hallado puesto que en realidad no habrá trituración propiamente dicha y por ser éste un ma

terial muy variable en su estructura física y composición.

Cálculo de la Chancadora. - Considerando que el mayor tamaño que se alimentará a la chancadora es de 10" , se tendrá un grado de reducción de 10 á 3 siendo el set de 3" y el Stroke de 1 1/4" , luego el gasto energético es:

$$GE = \frac{Kw -h}{Ton} = Wi \left(\frac{10}{\sqrt{P}} \right) \left(\frac{\sqrt{R} - 1}{\sqrt{R}} \right) \quad (1) \rightarrow R = \frac{F}{P}, \text{ siendo:}$$

$$F = 10 \text{ " } = 254000 \quad \mathcal{M}$$

$$P = 3 \text{ " } = 76200 \quad \mathcal{M}$$

$$\sqrt{R} = \sqrt{\frac{254000}{76200}} = \sqrt{3.33} = 1.82$$

$$\sqrt{P} = \sqrt{76200} = 276 \text{ Valores que reemplazamos}$$

en (1)

$$GE = \frac{Kw -h}{Ton} = 11 \left(\frac{10}{276} \right) \left(\frac{1.82 - 1}{1.82} \right) = 11 (0.036) (0.45)$$

$$GE = 0.178 \text{ Kw -h/ Ton.}$$

$$GE = 0.178 \times 1.341 = 0.239 \text{ HP -h/ Ton.}$$

Como la guardia de 8 horas se reduce a 7 horas teniendo presente que hay que descontar 1/2 hora para mantenimiento y 1/2 hora para tomar sus alimentos, tendremos que la capacidad de la chancadora será de $1000/7 = 143$ TMH, luego la potencia necesaria será de:

$$\underline{Pot} = 0.239 \times 143 = 34.2 \text{ HP}$$

Dándole un coeficiente de seguridad de 125 % para

salvar casos de emergencia en la que podría quedarse parada con carga completa por falta de energía;

$$\text{HP} = 34.2 \times 2.25 = 76.95 \approx 77$$

Tanto la casa Pioneer como la Denver dan chancadoras de 20" x 36" para 75 HP, pero, que no satisfacen nuestras necesidades ya que para un set de 3" dan 93 y 120 TMH respectivamente, por lo que tenemos que seleccionar la chancadora de 24" x 36" que para un set de 3" rinden cada una 116 y 125 TMH respectivamente pero para materiales calificados como duros, que no es nuestro caso en que la dureza va de suave a mediano y, para lo que se requiere 100 y 90 HP respectivamente, por lo que nos decidimos por la chancadora Denver de 24 x 36.

Esta chancadora será alimentada por un alimentador de planchas (Apron Feeder) que según cálculos tabulados de la casa Pioneer para material que pesa 100 lbs/cuft, que se cargue a una altura igual a la mitad del ancho del alimentador, a una velocidad de 24 FPM y con 15° de inclinación. Para compensar algunas variables propias del material recomiendan un factor de alimentación de 0.8 para los datos de sus tablas.

Así encontramos que para un Apron Feeder de 36" x 12' nos da una capacidad de 216 TPH o sea $216 \times 0.8 = 173$ TMH a una velocidad de 20 FPM para lo que se requiere 5 HP de fuerza, que es suficiente para nuestro caso.

III.- Depuración o Scrubbing.- Tiene por finalidad efectuar la desintegración mediante fuerzas relativamente ligeras que son suficientes para romper material suave y suelto, como arcillas, que son separadas de minerales duros más grandes y generalmente de rocas; separación de arenas de sus agregados; arena fina de arena gruesa; greña de arena fina; limonita de su material granular asociado fosfatos; baritas y arena de conchuelas. El Scrubbing usualmente se efectúa por rozamiento entre granos grandes y duros, revolviendo la masa generalmente después del scrubbing sigue el lavado que a veces puede ser simultáneo. El lavado implica más o menos una depuración, lo que es cierto para conchuela que es dragada que solo requiere de una ligera depuración.

Para la depuración de la cabeza y para nuestro material es recomendable el cilindro limpiador (Drum Scrubber) donde el agua y el material a disgregarse avanzará a través del cilindro debido a la diferencia de diámetro de las bocas de alimentación y descarga como también ayudado por el empujador de carga que tiene en esta última. El lavador opera generalmente a velocidad más bajas de la crítica. La casa Marcy recomienda para una capacidad de 25 a 80 TPH un lavador de 5' x 12' con una velocidad de 24 RPM (70 % de la velocidad crítica) requiriendo un motor de 125 HP y 600 galones de agua por Ton., de material alimentado \approx 420 GPM de agua (que puede ser de mar).

$$V_c = \frac{76.63}{\sqrt{D}} = \frac{76.63}{\sqrt{5}} = \frac{76.63}{2.24} = 34.2$$

$$V(\text{operación}) = 34.2 (0.70) = 24 \text{ RPM.}$$

Consumo de Acero.- Después de muchos estudios se ha determinado una serie de fórmulas empíricas que expresan el desgaste de los elementos moledores y que hay que tener presente para un normal mantenimiento y sobre todo para sostener la eficiencia. Fred. C. Bond estableció las fórmulas empíricas basadas en la experiencia de muchas plantas y que son las más aceptadas universalmente relacionando el consumo de acero en libras por unidad de gasto energético en función del índice de abrasión, así tenemos:

a) Para el Chancado:

$$\frac{\text{lbs}}{\text{Kw.h}} = \frac{A_i (0.22)}{11}$$

$$\frac{\text{lbs}}{\text{Kw.h}} = \frac{0.1423 \times 0.22}{11} = 0.002846$$

Como el gasto energético es de 0.178 Kw-h/Ton tendremos $0.002846 \times 0.178 = 0.000507$ lbs Fe/Ton.

Consumo por hora = $0.000507 \times 143 = 0.0725$ lbs/hr.

b) Para el Scrubber.- Asumiendo que el Scrubber no es otra cosa que un molino sin elementos moledores pero, que teniendo una velocidad de operación baja y que el material a tratar es por su naturaleza bastante abrasivo, ya que

contiene mucha arena y de acuerdo a la fórmula para el consumo de acero para los forros, tenemos:

$$\begin{aligned} \frac{\text{lbs}}{\text{Kw-h}} &= 0.026 (A_i - 0.015)^{0.30} \\ &= 0.026 (0.1423 - 0.015)^{0.30} = 0.026 \\ & \hspace{15em} (0.1273)^{0.30} \\ &= 0.026 (0.538) = 0.0140 \end{aligned}$$

Como el Scrubber requiere de 125 HP. tenemos que:

$$\frac{125}{42(1.341)} = 2.222 \text{ Kw-h/Ton. que es el gasto energético,}$$

luego, $0.0140 \times 2.222 = 0.0311 \text{ lbs Fe/ Ton.}$

$$\text{Consumo por hora} = 0.0311 \times 42 = 1.306 \text{ lbs Fe/ Hr.}$$

IV.- Drenado mediante Zarandas.- Cálculo: En esta operación de concentración por medios densos es indispensable usar el cernido para eliminar los estériles finos o arenas (insolubles) y recuperar el medio (ferrosilicon y magnafloat) por drenaje mediante zarandeo y bajo la acción de chisquetes de agua a presión.

Como se sabe el tamizado o cernido es una operación por la cual un material compuesto por granos de diferentes dimensiones se divide en grupos, en cada uno de los cuales los granos comprendidos se encuentran entre dos dimensiones dadas: Una máxima y una mínima; es decir, que los granos de cada grupo pueden todos ellos pasar por un cedazo de una determinada abertura y ninguna de ellas pueda pasar

por otro cedazo de una abertura más pequeña que la anterior. El cedazo a través del cual han pasado las partículas es el límite superior o tamaño máximo y, aquel que las detiene a todas es el límite inferior o tamaño mínimo; es pues una operación auxiliar que emplea una fuerza (Gravedad y peso) que impulsa al grano contra una resistencia diferencial (cedazo o malla).

Siendo el objeto separar los finos que acompañan al material alimentado y entre la gran variedad de superficies tamizantes la que mejor se adapta es la que emplea tamices móviles (Moving Screens) y de estos el cedazo vibratorio (Vibrating Screens) del tipo Low-Head, cuya característica es su movimiento rápido, vigoroso, de pequeña amplitud y en una dirección aproximadamente perpendicular a la superficie tamizante que por lo general es horizontal y que se encuentra suspendida por sus cuatro esquinas mediante cables y resortes, teniendo el mecanismo vibrador montado en el centro de un puente que va fijo entre las dos caras laterales. Como se trata de eliminar arena en la primera zaranda de lavado antes de entrar al separador de helicoide, la experiencia nos hace decidir por un tamiz de 6 mallas (Mesh) pág. 85. Luego como paso previo al cálculo del tamiz tenemos el promedio de muchos análisis granulométricos de la cabeza de coquina como sigue:

Base: 2 lbs de muestra = 907.20 Grs.

MALLA	P E S O S			PORCENTAJES	
	ONZAS	GRAMOS	ACUMULATIVO	PARCIALES	ACUMULATIVOS
4	12.1/4	347.28	347.28	38.31	38.31
6	4.3/4	134.64	481.92	14.87	53.18
8	3.5/8	102.77	584.69	11.35	64.53
10	3.3/8	95.68	680.37	10.56	75.09
14	2.3/4	77.94	758.31	8.61	83.70
20	2.1/8	60.24	818.55	6.67	90.37
28	1.1/8	31.89	850.44	3.54	93.91
35	5/8	17.72	868.16	1.98	95.89
65	1/2	14.16	882.32	1.59	97.48
-65	7/8	24.88	907.20	2.52	100.00
	32.	907.20		100.00	

Como debemos conocer para el tamiz la cantidad de oversize en la alimentación, para determinar la eficiencia, aplicamos la siguiente expresión que es la más empleada:

$$E = 100 \left[\frac{100 (O-B)}{D \times O} \right]; \text{ donde:}$$

E = Eficiencia

O = Porcentaje del Producto que no pasa.

B = " mayor que la malla del tamiz en la alimentación.

D = Porcentaje menor que la malla del tamiz en

la alimentación.

$$E = 100 \left[\frac{100 (95 - 53.2)}{46.8 (95)} \right] = 100 \left[\frac{4180}{4446} \right] = 94 \%$$

Y, para determinar el área del tamiz emplearemos el método del flujo que pasa (Through -Flow Method) usado por Smith Engineering Works (Bull. 266 -K), de acuerdo con la siguiente ecuación: $T_A = T_F \cdot V \cdot E \cdot H \cdot W \cdot D$ donde:

T_A = Flujo efectivo real (Ton/hr.sqft).

T_F = Factor de flujo básico para mallas de aberturas cuadradas de un tamaño dado (Ton/hr.sqft), que para 6 Mesh tiene un valor de0.56

V = Factor correspondiente a la cantidad de Oversize, así para 53.2% mayor que 6 Mesh 0.89

E = Factor correspondiente al porcentaje de eficiencia, ya calculado, y que para 94 % es..... 1.00

H = Factor correspondiente al material menor que la mitad de la aberturaa de la malla del tamiz que debería haber pasado, que para 23.4 % es de:..... 0.74

W = Factor correspondiente a la humedad y que para material seco es 1 y para completamente mojado es 0, considerando 6 % tenemos: 0.60

D = Factor ligado al número de pisos del ce-
dazo, que para un piso, en nuestro caso,
es 1.00

Luego reemplazando estos valores en la ecuación ,
tenemos:

$$T_A = 0.56 \times 0.89 \times 1.00 \times 0.74 \times 0.60 \times 100 = 0.221$$

(Ton/hr.sqft).

Sabemos que el tonelaje Undersize T_U , para una ali-
mentación T por hora es:

$$T_U = T (1-U) \quad U = \text{Fracción decimal del oversi-}$$

ze y, el área S del tamiz requerido esta dado por:

$$S = \frac{T_U}{T_A} = \frac{T (1-U)}{T_A}; \text{ Reemplazado valores:}$$

$$S = \frac{42 (1-0.532)}{0.221} = \frac{19.656}{0.221} = 88.94 \text{ Sq.ft.}$$

$$\therefore S \approx 90 \text{ sq.ft.} = 6' \times 15'$$

$$\text{HP. necesarios} = 90 \times 0.1 = 9 \text{ HP.}$$

Especificación:

Tamiz vibratorio de 6' x 15' y abertura de 6

Mesh.

9 HP Necesarios.

1200 RPM.

0.15" Amplitud

180 Intensidad

Para el drenado del medio y lavado subsiguiente del producto y cola que salen paralelamente a lo largo de la zaranda, se considerara la suma total de ambos como la carga tratada, ya que es simultáneo el lavado de ambos para lo que aplicaremos la fórmula de Stephens - Adamson publicado en el "The Vibrator Screen Bulletin" y que es la siguiente:

$$A = \frac{T \cdot B}{W \cdot Q} ; \text{ en donde:}$$

A = Area del tamiz en SQ.FT.

T = Alimentación en Ton/Hr.

B = Factor de capacidad que es = 20 para aberturas cuadradas y, 13 para aberturas rectangulares.

W = Peso en lbs/cuft. de un volumen golpeado.

Q = abertura en pulgadas.

Como el peso de un pie cúbico de una muestra representativa de una mezcla de las colas y concentrado es de 56 lbs/Cu.ft y la carga total promedio considerada es 190.1 + 225.9 = 416.0 TM (Pág.93), o sea 416.0/24 = 17.3 TM/ Hr.; la malla 6 Mesh=0.132" de abertura, luego tenemos reemplazando

$$A = \frac{17.3 \times 20}{56 \times 0.132} = \frac{344}{7.392} = 46.5 \text{ SQ. FT.}$$

$$\therefore A \approx 50 \text{ SQ.FT} = 5' \times 10'$$

$$\text{HP Necesarios} = 50 \times 0.1 = 5 \text{ HP.}$$

Especificación:

Tamiz vibratorio de 5' x 10' y cedazo de 6 Mesh.

5 HP Necesarios.

1200 RPM.

0.15" Amplitud.

180 Intensidad.

De este tipo de zaranda se necesitan 2 ya que es necesario un buen lavado para recuperar el medio.

V.- Cálculo del Separador: La experiencia en este tipo de material ha descartado el separador tipo cono y cajón vasculante por presentar dificultad para la extracción del Sink (Conchuela), dada las características de éstas, por lo que se ha optado con buenos resultados por un clasificador de helicoides tipo Akins que permite mejor control (Aún visual), lo que es conveniente si se tiene un operador experimentado y eliminando el empleo de aire que es necesario en un cono separador.

Como el trabajo del helicoides se basa en la separación en medio acuoso (Pulpa) de partículas de diferentes tamaños y densidades, sedimentando las más pesadas y arrastrando por el reboso por acción del flujo las partículas más livianas.

La operación del clasificador consistirá en rebozar el Float o material menos pesado que el medio denso (Pie

dras) y, en el Underflow sacar el Sink o el concentrado que es más pesado que el medio denso (Conchuela), luego considerando que se tenga que seleccionar partículas de 14 Mesh con un Overflow de 30 % de sólidos en la pulpa, encontramos que los fabricantes recomiendan un clasificador con un Slope de 4"/pie y, para las condiciones indicadas dan 14.5 Ton., de sólidos secos por 24 horas, por pie cuadrado del área del Pool y 1260 CU. FT., de pulpa por 24 horas por SQ. FT., del área del Pool.

Con estos valores calculamos el área horizontal del remanso o Pool, así:

$$\text{Radio de Sedimentación: } RS = \frac{\text{Volumen (Ton. de Sol. secos/24 hr)}}{\text{Área del Pool (sq. ft.)}}$$

$$\text{De donde tenemos: Área del Pool} = \frac{\text{Volumen}}{R.S.}$$

$$\text{Área Pool} = \frac{413.6}{14.5} = 28.52 \text{ SQ. FT.}$$

En los catálogos de los fabricantes encontramos que el clasificador Simplex de 48" con 4" de Slope da una área de Pool comprendido entre 25.2 a 32 SQ. FT., pero, hallamos también que la capacidad de arrastre de Sink es de 1120 Ton. lo que realmente es demasiado, por lo que nos decidimos por un clasificador de 30" que para 14 Mesh da 550 Ton., de Underflow.

Especificación:

Clasificador tipo Akins de 30" x 13'

4" de Slope.

2 HP Necesarios.

87 FT/Min., de velocidad periférica.

11.1 RPM.

Las longitudes standard de los fabricantes para un clasificador de .30" van de 13' a 18'; recomendándose los más cortos cuando se va a trabajar en circuito abierto, con lo que solo se arrastraría rápidamente el Sink no dando tiempo a que se asiente el Float, que por la agitación rebosaría.

VI.- Cálculo del Densificador: No es otra cosa que un clasificador de helicoides y cuya operación consiste en eliminar la mayor parte del agua que acompaña al medio procedente del separador magnético, para luego agregarlo lentamente al sumidero que alimenta a la bomba de recirculación del medio. Es el densificador el que controla la densidad del medio durante la operación de la planta ya que con el se aumentará o disminuirá la cantidad de medio que se agregue al circuito. Hay que tener presente que es al densificador donde se añade medio nuevo. El medio que sale como Underflow antes de llegar al sumidero atraviesa una bobina (Coil) desmagnetizadora para quitarle el magnetismo adquirido en el separador magnético. Se puede asumir que este clasificador va a tener su carga circulante, puesto que la alimentación, retalse y arena del clasificador u -

usualmente estan asociados con diversas proporciones de agua a sólido, luego el cálculo de la proporción de la carga circulante puede basarse en la fórmula de densidad de pulpa:

$$D = \frac{100 - P}{P}$$

Siendo el "tonelaje de carga circulante" el siguiente: $TCG = F \left(\frac{D_o - D_m}{D_m - D_s} \right)$ constituyendo la expresión entre paréntesis la "proporción de carga circulante" y donde:

D = Dilución o proporción de peso de líquido a peso de sólido.

P = Porcentaje de sólidos por peso.

D_o = Proporción de líquido a sólido en el rebalse (Overflow).

D_m = Proporción de líquido a sólido en la alimentación.

D_s = Proporción de líquido a sólido en las arenas (Underflow).

Como debe tratar las 10 TM de sólidos de la pulpa (Pág. 59), y los porcentajes de sólidos son de 1, 5 y 90 % en el rebalse, alimentación y arena respectivamente, tenemos las siguientes diluciones:

$$D_o = \frac{100 - 1}{1} = 99; D_m = \frac{100 - 5}{5} = 19; D_s = \frac{100 - 90}{90} = 0.11$$

Luego la "proporción de carga circulante" será:

$$PCC = \frac{99 - 19}{19 - 0.11} = \frac{80}{18.89} = 4.23, \text{ luego:}$$

$$TCC = 10 \times 4.23 = 42.3 \text{ TM/ 24 Hrs.}$$

Que es el tonelaje de sólidos que tratará nuestro helicoides densificador y que constituye el 5 % del total de sólidos que entrega el helicoides separador tanto de su rebalse como de sus arenas (Float y Sink).

Considerando el análisis granulométrico del medio (Ferrosilicós de grado 65 y 100 - Pág. 59), y teniendo presente que el Magnafloat es del tipo que contiene un máximo de 5% de -100 Mesh, se puede asumir que las partículas de 200 Mesh pasaran como underflow y las lamas quizás con insignificante cantidad de -325 Mesh de medio saldrá por el rebose (Overflow), luego podemos hacer el cálculo respectivo; así con rebose de 200 Mesh y 5 % de sólidos en la pulpa que es lo mínimo que dan las tablas de los fabricantes dando 0.95 de sólidos secos por 24 horas por SQ. FT. de área de Pool, y 590 cuft de pulpa por SQ. FT de área de Pool, también recomiendan que para una granulometria de menos de 150 mallas el slope debe ser de 3" por pie, luego:

$$\text{Area del Pool} = \frac{V}{RS} = \frac{10}{0.95} = 10.53 \text{ SQ. FT.}$$

Para 10.53 SQ. FT. de Pool y 3"/FT. de Slope, las tablas nos dan un clasificador simplex de 24" que tiene una área efectiva de Pool de 10.6 a 13.2 SQ. FT. lo que nos da una capacidad de arrastre de 75 Ton., luego tenemos:

Especificaciones:

Clasificador tipo Akins de 24" x 16'

Slope: 3"

2 HP Necesario.

Velocidad periférica: 17 FT/min.

RPM = 2.7

También en este caso las longitudes standard del clasificador varían de 12' a 16', recomendándose el más largo cuando se trata de circuito cerrado y arenas que el Slope no se puede variar. En nuestro caso la velocidad permitirá una buena sedimentación del medio y por tanto el máximo de arrastre acompañado de un buen desaguado lo que hace que el clasificador sea para bajos tonelajes más económico que una instalación de espesador - filtración y de bajo costo de operación y mantenimiento, no requiriendo prácticamente atención.

Según los datos de las páginas 59, 110 se requiere 22000 lbs., de ferrosilicon y magnafloat para formar el medio denso necesario o sea aproximadamente 10 TM., luego como conocemos la densidad del medio y del agua podemos calcular la cantidad de esta última a partir de la siguiente fórmula: $P = \frac{p(D-1)}{1 - \frac{D}{d}}$ donde:

Peso del densificador : $P = 10 \text{ TM}$

" " Agua : $p = x$

Densidad de la pulpa : $D = 2.5$

" del Densificador: $d = 5.9$

Considerando que las gravedades específicas promedios del magnafloat y ferrosilicon son 5.10 y 6.75 respectivamente (Págs. 57, 58) y, como la pulpa tiene partes iguales de ambos (En peso), podemos considerar que el promedio aritmético de estas gravedades específicas es igual al promedio pesado, por lo que la gravedad específica de la mezcla de estos sólidos secos para formar el medio denso será:

$$\text{Gravedad Específica promedio} = \frac{5.10 + 6.75}{2} = 5.92$$
$$\approx 5.9$$

Despejando p tenemos:

$$p = \underline{P} \left[\frac{1 - \frac{D}{d}}{D - 1} \right] \quad \text{Reemplazando:}$$

$$p = 10 \left[\frac{1 - \frac{2.5}{5.9}}{2.5 - 1} \right] = 10 \left[\frac{1 - 0.424}{1.5} \right] = \left[10 \frac{0.576}{1.5} \right]$$

$$p = 10 (0.384) = 3.840 \text{ TM de agua}$$

$$\therefore p \approx 1015 \text{ galones.}$$

Además sabemos que la proporción de sólido en una pulpa tiene sus limitaciones, pues un exceso haría una pulpa demasiado espesa o densa para poderla usar. Si toma -

mos la relación en peso, es decir la proporsión entre el peso del densificador y el peso de la pulpa, tenemos que esta tiene un límite comprendido entre 0.70 y 0.85, según la naturaleza del sólido. Esta relación R_p es:

$$R_p = \frac{P}{p+P}, \text{ o sea reemplazando.}$$

$$R_p = \frac{10}{3.84 + 10} = \frac{10}{13.84} = \underline{\underline{0.72}}$$

O sea que nuestro medio denso es el correcto y solo nos queda saber hasta que densidad máxima de pulpa se puede fabricar con nuestro medio. Empleando una $R_p = 0.80$ para tener la seguridad de no llegar al grado de fluidez cero, no empleamos el valor máximo de 0.85. Usando para nuestra pulpa preparada con ferrosilicon y magnafloat, la fórmula para determinar la densidad máxima tenemos:

$$D_{\text{máx}} = \frac{d}{R_p + d(1-R_p)}, \text{ reemplazando valores:}$$

$$D_{\text{máx}} = \frac{5.9}{0.80 + 5.9(1-0.80)} = \frac{5.9}{0.80 + 1.18} = \frac{5.9}{1.98} = 2.98$$

Lo que nos da una gran flexibilidad de trabajo. Esta densidad máxima puede ser aún mayor si solo se emplea ferrosilicon de SP. GR. = 6.8, así:

$$D_{\text{máx}} = \frac{6.8}{0.80 + 6.8(1-0.80)} = 3.15$$

VII.- Cálculo de las Bombas:

a) Bomba de Turbina para Pozo profundo:

Para obtener agua para todo el sistema sera necesario tener que extraerla por medio de pozo, el que estaría ubicado cerca de la playa, no habiendo mayor problema ya que la napa de agua no se encontrará profunda. Como ya se ha señalado más adelante las necesidades serán de 420 GPM para el lavador o Scrubber, 460 GPM para el sistema de recuperación del medio (a razón de 6 TM por Ton. alimentada al separador), y 120 GPM. en las operaciones acesorias lo que hace un total de 1000 GPM, al que agregaremos un 20 % como factor de seguridad tendremos que necesitamos un 1200 GPM., con una cabeza estática de 200 pies (Succión y descarga), 50 pies de línea del sumidero a la bomba y otras resistencias como serian: 2 gate valve, 1 Check valve, 1 reducción, 1 Tee, 2 codos de 45° y 3 codos standards.

Como debemos decidirnos por el tipo más económico haremos los tanteos que se acostumbra, así haremos comparaciones entre las pérdidas para líneas de 8 " y 10 ". Las pérdidas de fricción las hallaremos a partir de las fórmulas siguientes:

$$V = \frac{0.002225 G}{\frac{\pi d^2}{4}} \text{ f.p.s.} \quad H'' = 0.000000125 \frac{fL}{d^5} G^2$$

donde:

V = Velocidad en f.p.s.

G = Gasto o descarga en GPM.

d = Diámetro de la línea en pies (FT).

L = Longitud de la línea.

h" = Pérdida de cabeza por fricción.

f = Coeficiente de fricción, dado en pies de línea recta.

Tanteo para línea de 8"

$$V = \frac{0.002225 \times 1200 \times 144}{\frac{3.14 \times 64}{4}} = 7.65 \text{ f.p.s.}$$

En las tablas sobre factores de fricción encontramos que $f = 0.023$, pero que incrementamos para tener tolerancias en el futuro por corrosión en la tubería, así:

$$f = 0.023 \times 1.5 = 0.0345, \text{ luego para:}$$

$$h'' = \frac{0.000000125 \times 0.0345 \times 200 \times (1200)^2}{\left(\frac{8}{12}\right)^5} = 9.43 \text{ FT/200FT.}$$

Tanteo para línea de 10"

$$V = \frac{0.002225 \times 1200 \times 144}{\frac{3.14 \times 100}{4}} = 4.90 \text{ f. p. s.}$$

$$h'' = \frac{0.000000125 \times 0.0345 \times 200 \times (1200)^2}{\left(\frac{10}{12}\right)^5} = 3.09 \text{ FT/200 FT.}$$

Por usar la línea de 10" nosotros salvaríamos

9.43 - 3.09 = 6.34 FT. de cabeza por fricción, que en HP será:

$$HP = \frac{G \times H \times 8.33}{33000 \times E} = \text{de donde:}$$

E = Eficiencia

8.33 = Peso de 1 galón de agua expresado en Lbs.

HP = $\frac{1200 (9.43 - 3.09) 8.33}{33000 \times 0.61}$ = 3.15, y siendo la eficiencia del motor de 90% tenemos:

$$Kw = \frac{3.15 \times 0.746}{0.90} = 2.62 \text{ kw por usar línea de } 10",$$

o sea: 2.62 x 24 x 0,40 = \$/ 25.15 por día, considerando que el Kw cuesta alrededor de \$/ 0.40.

Según tablas de "Cameron Pump - Operators Data", para líneas de 10" tenemos las siguientes resistencias para la línea, válvulas y accesorios:

Linea total (200' + 50')	250.0 ft.
1 Gate Valve de 10"	6.0 "
1 Check Valve de 10"	77.0 "
1 Reducción de 10" a 8"	5.0 "
1 Gate valve de 8 "	5.0 "
1 TEE	56.0 "
2 Codos de 45° (12 ft c/u)	24.0 "
3 Codos de 90° (25 ft c/u)	75.0 "
	<hr/>
TOTAL	<u>498.0 ft</u>

La pérdida total por fricción = $3.09 \frac{493}{200} = 7.68$ ft

Cabeza a bombear = $200 + 7.68 = 207.68$ ft. a lo que agregamos 10' por cualquier contingencia, luego:

Cabeza total = $207.68 + 10 = 217.68$ ft.

Consultado el catálogo de los fabricantes Layne-Bowler, las curvas que satisfacen nuestros requerimientos nos dan una eficiencia de 65 % a 1770 RPM para una bomba de tipo axial vertical de escalonamiento múltiple de 6 rodets.

La potencia del motor será:

$$HP = \frac{1200 \times 217 \times 8.33}{33000 \times 0.65} = 101.48 \approx 100 \text{ Hp.}$$

También necesitamos una bomba para el sumidero del piso de la planta, cuando por alguna emergencia hay que botar al piso todo el medio denso para después recuperarlo; otra bomba para la recuperación del medio para alimentarlo al separador, y otra para el sistema de recuperación que bombea al separador magnético.

b) Bomba para el Sumidero.- Tenemos que en caso de emergencia se bota al piso el medio denso que será de 1015 galones con un peso de $3.84 + 10.00 = 13.84$ TM, que para ser levantado por la bomba debe ser diluido agregándole más agua, en una operación que dura aproximadamente 2 horas trabajando a razón de 100 GPM permitiendo bombear más

o menos 12,000 gls. Según la casa Galligher en su catálogo SP-071, para una bomba de estas características recomienda: Las siguientes especificaciones:

Bomba vertical de sumidera de 2 1/2"

Capacidad: 100 GPM.

RPM: 1600

Cabeza: 56 Pies.

Motor: 8 HP.

Impeller: 10"

Longitud: 48" Standard

Resvestida con Neoprene L-752 -T Resistente a la abrasión.

c) Bomba de Recirculación del Medio.- Trabaja con todo el medio drenado en la zaranda Nº 2 en la que la gravedad específica es bastante cercana a la original y que aproximadamente debe retornar al separador y a la zaranda Nº 2, 200 GPM.

La casa Denver recomienda en su catálogo P9-B46 una bomba de las características siguientes:

Bomba centrífuga en espiral, con aspiración simple de 5"x 4" SRI-C capacidad: 200 GPM.

RPM : 1000, que da una eficiencia de 50 %.

Cabeza: 64 pies

Motor de 18 HP.

La curva del catálogo da 7 HP, pero como la Denver recomienda multiplicar por la gravedad específica de la pulpa, que allí es la misma que la de operación, tenemos:

$$2.5 \times 7 = 17.5 \approx 18 \text{ HP.}$$

La carcasa y los impellers van recubiertos de jébé rojo natural resistente a la abrasión.

d) Bomba de Recuperación del Medio.- Esta bomba recibe la pulpa del sumidero N° 2, que es alimentado con el drenaje de parte de la zaranda N° 2 y todo el drenaje de la zaranda N° 3 para enviarla al separador magnético. Debe mover alrededor de 300 GPM, recomendando la casa Denver (Catálogo P9 -B64) una de las siguientes características:

Bomba centrífuga en espital, con aspiración simple de 4" x 3" SRL-C.

Capacidad: 320 GPM.

RPM : 1600, que da una eficiencia de 55%.

Cabeza: 62 pies

Motor: 12 HP

La curva del catálogo da 9 HP que multiplicada por la gravedad específica de la pulpa que es aproximadamente de 1.3 en ese punto, da 11.7 HP que es la corrección que recomienda el fabricante para tener la potencia real.

VIII.- Recuperación Magnética del Medio.- Ia

utilización de medios magnéticos, ya sea que se empleen para concentración o para recuperación o limpieza de ciertos elementos, de otros no magnéticos (Diamagnéticos), se hace utilizando la diferencia en la permeabilidad magnética que es característico de cada uno de los distintos minerales. Para fines mineros se puede hablar de elementos fuertemente magnéticos, débilmente magnéticos y no magnéticos. Esta atractibilidad magnética puede ser alterada por la presencia de impurezas.

TABLA DE MINERALES FUERTE Y DEBILMENTE MAGNETICOS

Se da a cada uno un índice de atractibilidad convencional tomando como base la atracción del fierro = 100.

MINERALES FUERTEMENTE MAGNET.		MINERALES DEBILMENTE MAGNET.	
MINERAL	ATRACTIBILIDAD RELATIVA	MINERAL	ATRACTIBILIDAD RELATIVA
Fierro (Base)	100.00	Pirrotita	6.69
Magnetita	48.18	Siderita	1.82
Franklinita	35.38	Hematita	1.32
Ilmenita	24.70	Zircon	1.01

Son en ese orden los de mayor atractibilidad siguiendo después la limonita hasta la calamina desde 0.84 a 0.51 respectivamente para seguir luego los no magnéticos comprendidos entre el granate = 0.40 hasta la Witherita = 0.02

Sabemos también que la separación magnética da - fiere grandemente de acuerdo a la alimentación según que es ta sea gruesa o fina, o que la operación se haga en seco o húmedo y, de la baja, mediana o alta permeabilidad. Así tenemos por ejemplo:

- a) Que la máquina trabaje con un campo de intensidad magnética alta, media o baja ó en 2 ó 3 de ellos a la vez.
- b) Que la separación tenga lugar en seco o húmedo; algunas máquinas caen en ambos casos.
- c) Forma mecánica de presentar el material al magneto: faja, tambor, polea o caída libre a través del fluido.
- d) Modo de disponer los productos como son: gravedad, fajas, chisquetes, etc.
- e) Característica de la corriente: separación con corriente alterna o continua.
- f) Naturaleza del fenómeno magnético utilizado: atracción inducida, repulsión Hysterctica, etc.
- g) Que los magnetos se muevan o sean estacionarios

Cuando la prueba se hace introduciendo la alimentación sobre la superficie colectante, se dice que la separación es tipo Holding (Retención); y cuando la superficie colectante debe atraer las partículas desde un chorro o corriente

en movimiento muy próximo, se tiene el tipo Pick-UP (Recóje dor).

La experiencia recomienda que cuando se trata separación magnética de finos, lo más eficiente es el método en húmedo empleando tambores con magnetos sumergidos. En nuestro caso en que ya tenemos en material formando pulpa y dado el gran porcentaje de -200 mallas se hace indiscutible este método lo que es favorecido por la gran atractibilidad del ferrosilicon y magnafloat (Ver Pág. 121), a pesar de lo cual debe emplearse campos magnéticos fuertes debiendo ser lenta la forma como el material deba pasar por el campo magnético. La permeabilidad magnética es prácticamente igual a la del aire pero, sin embargo es aconsejable que los polos esten sumergidos a fin de evitar el esfuerzo que harían las partículas para vencer la tensión superficial, al tener que saltar fuera de la pulpa, lo que sería imposible para partículas impalpables.

En casi todos los separadores magnéticos el número de polos y forma son determinados empíricamente y basados en la experiencia de otros en uso, así la casa Dings Western Hemisphere Corp recomiendan para tratar pulpas con granos de -200 mallas.

Especificaciones del Separador Magnético.- Separador magnético del tipo de tambores concurrentes, Rougher Scavenger Double Drum - Syncrogear x W -5.

Tambores magnéticos de 30" x 54".

Velocidad Periférica = 150 fpm (Por ser la carga de alta densidad) F

RPM = 19

Corriente necesaria = 12 amp con 440 volt.

Fuerza necesaria para excitar los magnetos = 1500 watts.

Motor = 3 HP.

Recomienda que la alimentación se haga a 3/4" de nivel de rebose de las lamas, para así obtener la máxima capacidad en la recuperación del medio.

Los magnetos que son fijos interiormente en el tambor cuyos polos son de polaridad alterna y opuesta, dispuestos encima del cajón de alimentación deben estar siempre sumergidos para tener máxima eficiencia. El fabricante recomienda que el desagüe debe estar ajustado para drenar la mitad del volumen alimentado, o sea que para nuestros 320 GPM., debemos ajustarlo para descargar 160 GPM y así tener un Overflow o rebose de lamas de 160 G.P.M. con lo cual debido a probables variaciones de la bomba aún se pueda tener los polos magnéticos sumergidos con una caída en el flujo de alimentación de 160 G.P.M. con lo que se evitará la posibilidad de pérdidas periódicas del medio.

IX.- Desmagnetizador.- Como las partículas del medio han pasado por un fuerte campo magnético y siendo muy

finas, estas llevan el suficiente magnetismo residual que produce aglomeración formando flóculos, que de dejarlos así, no permitirían después tener a un medio denso adecuado, razón por la que debe desmagnetizarse el medio inmediatamente después que abandonan el helicoide densificador a fin de devolverles sus propiedades físicas primitivas. El desmagnetizador consiste en una bobina o carrete enrollado de gran número de vueltas que va alrededor de un tubo de fierro, por donde pasará la pulpa magnetizada a la que se agrega un poco de agua a fin de que haga ligeramente fluido el medio denso que sale con una gravedad específica alta del helicoide.

Trabaja con 440 voltios, 3 amperios, alta frecuencia de 40000 aproximadamente y 60 ciclos.

La bobina deber estar completamente aislada y ser impenetrable a la grasa, aceite, polvo y agua. Debe mantenerse completamente limpia a fin de que no baje su capacidad de radiación.

Con la conclusión del circuito de recuperación del medio termina la operación de concentración de la conchuela por el método de Sink & Float o Heavy Media, cuyo producto o concentrado de conchuela será acarreado al Stock-Pile que alimentará al horno rotatorio o Rotary Kiln.

Cálculo del Horno Rotatorio o Rotary Kiln.- Los Kilns para quemar carbonato de calcio son del tipo Shaft

Vertical shaft kilns

(Vertical) o Rotary (Horizontal), usándose los primeros para bajas capacidades y los segundos para altas capacidades.

Los Shaft Kiln consisten esencialmente de una chimenea, relativamente corta comparada con sus dimensiones horizontales, de sección circular, cuadrada o elíptica; teniendo dispositivos para calentamiento, cargado de material, retención del material en el Shaft y descarga.

Los Rotary Kilns, fueron adoptados originalmente para las plantas de cemento para quemar costras (finas) producidas por rupturas de terrones en los Shaft Kilns y, usándose en la actualidad para grandes tonelajes diarios de cal de calcita y para toda la producción de cal proveniente de conchuelas y de lodos.

En el diseño de un Rotary Kiln se debe considerar el tamaño y pureza de la cal a producir, el tonelaje a ser tratado, el carácter de la alimentación, el combustible disponible, y si el CO_2 va a ser recuperado o no. Para la producción de cal de alta pureza se requiere gas o petróleo siendo Rotary Kiln, en este caso, el de menor costo de operación por Ton. producida en relación al Shaft, que solo debe ser preferido en el caso de que se quiera producir terrones; siendo también ventajoso si se desea aprovechar la desintegración del material bajo la propia carga; además, a favor del Rotary Kiln se tiene las siguientes ventajas: a) rápido control del tiro, b) Temperatura fija en

los gases de salida, c) Rápido control de temperatura en las diferentes zonas a lo largo del horno, d) Control del aire secundario, e) Control de la temperatura de acuerdo al tamaño y cantidad alimentados, f) quemado o calcinación más completos, g) La atención requiere de 2 hombres por 2 ó 3 Kilns cortos ó, 1 ó 2 Kilns largos de 175 a 400 Ton. respectivamente; mientras que los Shaft necesitan 2 hombres por 1 ó 2 Kilns de 8 a 25 Ton. por 24 Hrs.

Es importante tener en consideración para la elección del Rotary la longitud y diámetro, medios de fuego, longitudes y diámetros de secciones que tuvieran que ensancharse, la extensión y clase de calor a economizar y, la preparación y manipuleo de la alimentación y producto.

Debemos tener presente que cuando un carbonato es calentado suficientemente se descompone, desarrollando CO_2 y dejando los correspondientes óxidos. Según lo determinado en el capítulo sobre la teoría de la calcinación, la temperatura de disociación depende sobre todo del carbonato, el cual determina la presión de disociación y sobre todo la presión parcial de CO_2 en la atmósfera del horno. Como quedó establecido (Pág.72) la presión de disociación de CaCO_3 empieza a 760 mm. y alrededor de 900°C (1650°F), disociación que ocurre a esta temperatura y en atmósfera de CO_2 . Si, sin embargo la presión parcial del CO_2 en el ambiente es menor de 760 mm., como invariablemente ocurre en la operación de

un Kiln donde un 40 % de CO_2 contenido en el gas es alto, la temperatura de disociación es baja. Cuando la conchuela, nuestro caso, se va quemando aún sin separación mecánica del CaO formado, el resto de la concha queda con un core inalterado y la reacción de interfase prosigue interiormente a través de la concha con una relativa penetración desde la superficie la que se acelera proyectándose desde los bordes y esquinas, tendiendo a reducir el core hasta que tenga una configuración esférica. Tan pronto como la concha alcanzó un espesor mínimo, el contenido de CO_2 en la interfase sube a 100% con el correspondiente incremento de la temperatura de disociación.

Vistas todas estas consideraciones es económicamente imposible quemar conchuela en un Shaft Kiln y entre los Rotary Kilns son recomendables los más largos, lo que es favorecido por la baja relación de espesor de la carga respecto del largo y ancho de la cama a calcinarse, acortando el factor tiempo en el Rotary tanto por la forma como por el alto ángulo de reposo y mínima segregación. Luego podemos hacer los cálculos para diseñar preliminarmente el Rotary Kiln, ya que este diseño no puede ser definitivo hasta que no se tenga determinado el régimen exacto de trabajo que se requiera de acuerdo a las necesidades reales y teniendo la teoría del trabajo de los hornos, ya que es práctica para el cálculo de un horno, la determinación de su rendimiento y de sus dimensiones principales, seguir dos mé

todos diferentes en principio el uno del otro: el empírico y el teórico.

a) El Método Empírico.- Se basa en el aprovechamiento de datos estadísticos de la práctica industrial respecto al rendimiento específico y de la dimensiones de los hornos. El cálculo se reduce a la aceptación de rendimientos específicos y a la determinación de áreas de trabajo en concordancia con el rendimiento diario requerido, a semejanza de los hornos ya existentes. Es pues un método conservador aunque ayuda por la experiencia tenida en industrias similares, pero resultó inconveniente cuando se trata de calcular un horno completamente nuevo, de los cuales no hay datos en la práctica industrial.

b) El Método Teórico.- Basado en el aprovechamiento de las principales exposiciones de la teoría del trabajo de los hornos y las leyes cuantitativas de los procesos en los hornos. Las principales dimensiones de trabajo de los hornos se determinan por las fórmulas, deducidas en base al análisis, que toman en cuenta ~~imprescindiblemente~~, todas las propiedades de la materia prima a tratarse y las condiciones del desarrollo del proceso de la combustión, del movimiento de gases, materiales y productos, del intercambio térmico y de las transformaciones físico-químicas de la materia prima y, que en síntesis, son descripciones matemáticas de los procesos normales en las condiciones reales de

un horno metalúrgico dado.

En la actualidad, para el cálculo de algunos hornos, este método recién está en principio de estudio; para con otros, simplemente no existe todavía. Es por ello que para el cálculo de los hornos metalúrgicos en la mayoría de los casos llegara a ceder al método teórico, cuando este alcance el grado necesario de desarrollo. Esto pues confirma una vez más que la metalurgia además de ciencia es un arte, basándose aún en la experiencia y fórmulas empíricas sustentadas en datos estadísticos.

De acuerdo a estos lineamientos y apoyándonos en ambos métodos procederemos a determinar el dimensionamiento del Rotary Kiln, para lo cual contamos con los siguientes datos para su operación:

Análisis de Materiales (Págs. 11,60, 91) de Heavy media:

	CaO	(CaCO ₃)	Insol.	(SiO ₂	FeO	Al ₂ O ₃)
Cabeza	27.55	49.18	47.32	36.80	2.10	5.32
(x)Producto	50.68	90.25	7.74	3.64	1.02	1.54
Colas	22.12	39.48	56.32	44.38		

Como promedio de los 7 primeros meses de 1972 , así como el siguiente cuadro de operación del Rotary Kiln

desde 1967 a Julio de 1972.

(x) El producto de la Heavy-Media es la cabeza del Rotary Kiln.

CUADRO DE OPERACION DEL HORNO DE CAL							
AÑO	OPERACION Nº DIAS	TONELADAS ALI- MENTADAS	% CaO	Gls. PE- TRÓLEO	PRODUC- TO T.M.	% CaO	RECU- RER CaO
1967	202	38787	52.45	1383369	21010	82.87	85.58
1968	224	42676	51.82	1572725	22559	78.24	79.81
1969	195	35120	50.85	1415454	17190	79.41	76.41
1970	236	42896	51.15	1593102	20803	81.04	76.84
1971	214	35507	51.62	1330266	17805	78.42	76.17
1972 ^(x)	152	22285	50.68	814590	10693	71.43	67.63
TOTALES	215/AÑO	217271	308.57	8109506	110060	471.41	462.44
PROMED. MENSUAL	18.2	3243	51.42	121037	1643	78.57	77.07

(x) Se ha considerado de Enero a Julio.

Como quiera que el porcentaje de recuperación del último año como el porcentaje de cal en el producto son bajos, debido primordialmente a que se ha extraído la materia prima de las zonas más pobres del yacimiento lo que ha motivado a que haya promedios altos de insolubles que se comprueban por los análisis de la cal sacada de la descarga

del horno en las 3 guardias o turnos del día, por lo que para tener un balance de materiales que nos sirva de pauta, creo conveniente que se tome por lo menos el promedio de los últimos 6 años, en base a los datos que se dan en el cuadro de operación, que es más extenso que el siguiente que es sobre todo estadístico más completo y sobre todo que debemos tener en cuenta que el yacimiento por sus características propias y por la técnica y planeamiento de extracción nos dará cabezas muy ricas y también pobres, por lo que podría repetirse el caso que tenemos entre 1967 y 1972.

CUADRO ESTADÍSTICO DE PRODUCCION DEL ROTARY - KILN

AÑO	Nº DE DIAS	ALIMENTAC T.M.	% CaO	% Insol.	T.M. CaO ALIMENTADO	T. M. PRODUCTO	% CaO	% CaCO ₃	% Ins.	TM CaO PRODUCIDAS	RECUP. CaO
1970	236	42896	51.15	6.37	21941	20803	81.64	6.40	9.93	16859	7684
1971	214	35507	51.62	5.29	18329	17805	78.42	5.91	12.73	13961	76.17
(x) 1972	152	22285	50.68	7.74	11294	10693	71.43	7.00	19.43	7638	67.65
TOTAL	602	100688	51.45	6.40	51564	49301	78.89	6.31	12.09	38458	76.64
P.M.	± 17	3248	51.15	6.47	1663	1590	76.96	6.44	14.03	1241	73.55

P.M. = PROMEDIO MENSUAL (x) 7 meses

AÑO	PETROLIO USADO (Barriles)	BTU POR BARRIL	TOTAL BTU USADOS	BARRILES POR TM PRODUCIDA	BTU POR TM DE CaO PRODUCIDO
1970	37931	6236706	217854 MM	1.82	11.98 MM
1971	31673	6251192	197994 MM	1.78	14.17 MM
(x) 1972	19395	6171102	119689 MM	1.81	15.66 MM
TOTAL	88999	18659000	535537 MM	5.41	41.81
P.M.	2871	6219667	17856 MM	1.80	13.94 MM

Por lo tanto para los cálculos posteriores se empleará como datos promedios del producto los siguientes: $\text{CaO} = 78.57 \%$; $\text{CaCO}_3 = 6.25$; Insoluble = 13.63% , lo que nos permitirá acercarnos más a la verdad ya que debido a una etapa de cambio en la explotación del yacimiento, ha dado para 1972, una cabeza con alto contenido de insoluble, que la planta de Heavy-Media no ha podido eliminar por tratarse de una piedra muy porosa que al arrastrar arena y caliche Sales), la acompaña a la conchuela como Sink.

Segun el cuadro de operación del horno de cal vemos que el producto es el $110060 \times 100/217271 = 50.66 \%$ en peso de la carga alimentada, luego para 240 TMD de cabeza tenemos: $240 \times 0.5066 = 121.580$ 121.6 TMD de producto. Como el consumo de petróleo es de 7200 GPD en promedio, tenemos que para una base 100 Kg de producto se necesitará 197.4 Kg de cabeza y 20.9 Kg de petróleo, trabajando por pesos, luego de acuerdo al siguiente análisis:

<u>Cabeza:</u>		<u>Producto:</u>	
CaCO_3	= 90.25	CaCO_3	= 6.25
(CaO)	= (50.68)	CaO	= 78.57
SiO_2	= 3.64	SiO_2	= 5.10
FeO	= 1.02	FeO	= 1.68
Al_2O_3	= 1.54	Al_2O_3	= 2.62
H_2O	- 3.55		

<u>Gases:</u>		<u>Petróleo:</u>	
CO ₂	= 22.8	c	= 86.8
O ₂	= 1.6	H ₂	= 11.0
CO	= 0.4	S	= 0.4
N ₂	= 75.2	O ₂	= 0.7
		N ₂	= 0.5
		Gen.	= 0.2
		H ₂ O	= 0.4

Además el petróleo tiene las siguientes características:

Poder calorífico: 148,087 BTU/Gl. = 10340 Kcal/kg

Gravedad API : 15.2

Flash Point : 235°F

Viscosidad S.F.: 147.3

Gravedad específica: 0.956

Se usa 250 Kg de agua por 100 Kg de producto para el enfriamiento de los rodillos subiendo la temperatura 15°C.

Balance de Materiales: Para este cálculo sabemos que el CaCO₃ se descompone en CaO y CO₂. Que los óxidos de Si, Al y Fe no se descomponen y, que el agua presente en la cabeza y combustible sale por la chimenea con los gases calientes junto con el CO₂ y CO. El oxígeno del com -

Balance del Si (Kg -at)

Entra en la cabeza		Sale en el Producto
$\frac{197.4 \times 0.0364}{60.06} = 0.1190$ Kg -at		$\frac{100 \times 0.0510}{60.06} = 0.0848$ Kg -at

A la chimenea (Por diferencia): 0.0342 Kg-at

Peso de SiO₂ a la chimenea: 0.0342 x 60.06 = 2.054 Kg.

Balance del Fe (Kg-at)

Entra en el FeO (cabeza)		Sale en el Producto (FeO)
$\frac{197.4 \times 0.0102}{71.85} = 0.0281$ Kg -at		$\frac{100 \times 0.0168}{71.85} = 0.0234$ Kg -at

A la chimenea (por diferencia): 0.0047 "

Peso de FeO a la chimenea: 0.0047 x 71.85 = 0.3370 Kg.

Balance del Al (Kg-at)

Entra en la cabeza (Al ₂ O ₃)		Sale en el Producto (Al ₂ O ₃)
$\frac{197.4 \times 0.0154}{101.94} = 0.0298$ Kg -at		$\frac{100 \times 0.0242}{101.94} = 0.0238$ Kg-at

0.0298 x 2 = 0.0596 " 0.0238 x 2 = 0.0476 "

A la chimenea (por diferencia) 0.0120 "

Peso de Al₂O₃ a la chimenea: 0.0120 x 101.94 = 1.223 Kg.

Luego los sólidos que acompañan a los gases de la chimenea, considerando la ceniza original del petróleo:

CaO = 17.65

SiO₂ = 2.05

FeO = 0.34

Al₂O₃ = 1.22

Cenizas = -0.04

Total = 21.30 Kgs.

Peso del Gas seco Formado:

Balance del C (Kg -at)

. Entra en la cabeza:

Del balance del CaCO₃ = 1.7780 Kg -at

Entra en el Petróleo: Sale en el Producto (CaCO₃)

$$\frac{20.9 \times 0.868}{12.01} = \frac{1.5101}{3.2881} \text{ Del balance CaCO}_3 = 0.0624 \text{ Kg-at}$$

A los gases (por diferencia): 3.2257 Kg -at

Carbono en 1 Kg -mol de gas seco.

0.228 + 0.004 = 0.232 Kg -at

$$\text{Gas seco del Horno} = \frac{3.2257}{0.232} = 13.9 \text{ KG- mol}$$

Constituyentes:

			Kg -mol	P.M.	Kgs.
CO ₂ :	13.9	x 0.228	= 3.170	x 44.01	= 139.50
O ₂ :	13.9	x 0.016	= 0.222	x 32.00	= 7.10
CO :	13.9	x 0.004	= 0.056	x 28.01	= 1.57
N ₂ :	13.9	x 0.752	= 10.452	x 28.20	= 294.50
TOTAL GASES SECOS			13.900		442.67

$$\text{Peso Molecular} = \frac{442.67}{13.90} = 31.85$$

No se ha considerado el vapor de agua que sale junto con los gases puesto que al analizar los productos de combustión el vapor de agua se condensa, líquida y llega a formar parte del fluido succionante del Orsat, que es el aparato empleado para el análisis de los productos de combustión, y por lo tanto no entra en el análisis. El análisis equivale al efectuado sobre gases secos.

Peso del aire suministrado.- Con el balance del nitrógeno estableceremos el peso del aire seco suministrado, luego:

Balance del N₂ (Kg - mol)

Entra en el Petróleo

Sale en los gases secos

$$\frac{20.9 \times 0.005}{28} = 0.0037 \text{ Kg - mol}$$

Del Balance del
Gas seco = 10.4520 Kg - mol

Del aire (por diferencia): 10.4483 Kg - mol

$$\text{Aire seco} = \frac{10.4483}{0.79} = 13.220 \text{ Kg - mol}$$

O sea: $13.220 \times 29.0 = 381.90 \text{ Kg}$, consideramos que la humedad del aire es despreciable con relación a su volumen.

Peso del vapor de Agua en los Gases.- El balance del hidrógeno nos dará el peso del vapor de agua que aparece en la salida de los gases en la zona de alimentación del horno hacia la chimenea.

Balance de H₂ (Kg - mol)

Entra en la cabeza (H₂O) Sale en el agua con los

$$\frac{1974 \times 0.0355}{18.016} = 0.3885 \text{ Kg -mol Gases del horno hacia la chi-}$$

menea.

En el agua del Petróleo menea: 1.5419 Kg - mol

$$\frac{20.9 \times 0.004}{18.016} = 0.0046 \text{ kg- mol}$$

En el hidrógeno del petróleo

$$\frac{20.9 \times 0.11}{2.016} = \frac{1.1488}{1.5419}$$

Peso de agua en los gases de la chimenea:

$$1.5419 \times 18.016 = 27.778 \text{ Kg.}$$

BALANCE GENERAL DE MATERIALES:

<u>Entrada</u>		<u>Salida</u>	
1.- Cabeza	197.4 Kg	1.- Producto	100.0 Kg.
2.- Petróleo	20.9 "	2.- Gases secos	442.7
3.- Aire	<u>381.9 "</u>	3.- Vapor de Agua en GS	<u>27.8</u>
	600.2 Kg		570.5 Kg

Como se ve hay un error de $600.2 - 570.5 = 29.7$ Kg., que representa el $\frac{29.7}{600.2} \times 100 = 4.9 \%$, que si bien no es bajo como sería de esperar, se puede deber quizás a que no hay análisis elemental completo de los gases secos que salen como tampoco lo hay del producto que no llega

a totalizar 100 % y además, porque todo el balance de materiales se completó por diferencia, siendo los errores acumulados en el balance de oxígeno, error que puede ser el mismo que la diferencia entre el material que entra y sale en el balance de materiales. Es frecuente tener error en un determinado porcentaje entre el total del material entrante con el que sale.

Balance de Energía.- De hecho para establecer un balance de energía hay que considerar las entalpías y calores de formación de todos los componentes de la carga, productos y gases, con la pérdida de calor por radiación. En todo proceso químico el cambio total de energía depende de los estados inicial y final, temperatura, presión y estados de agregación de los constituyentes químicos y, es independiente de cualquier estado intermedio por lo que no es necesario considerar estas últimas; siendo suficiente conocer la temperatura, estado de agregación y composición de cada material cargado y de cada producto obtenido.

Todo balance de energía debe ser tal que satisfaga la ecuación fundamental: $H_r = H_p + \Delta H_{25} + Q$, donde:

H_r = Entalpia de todo el material entrante, a 25°C y al estado seleccionado para el balance de energía.

H_p = Entalpia de todo el material saliente, a 25°C

y al estado seleccionado para el balance de energía.

ΔH_{25} = Calores de reacción standards, para el proceso.

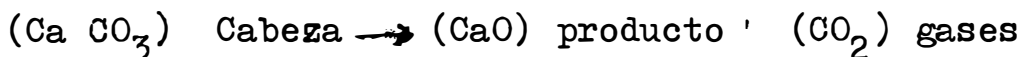
Q = Calores perdidos.

El problema está en decidir que puntos incluir para HR., Hp y Q en el balance y, en la evaluación para cada dato de operación como en la dificultad del apropiado manejo de ΔH_{25} .

El mejor método de operar esta parte del cálculo del balance de energía, es dividir el proceso en varias etapas, así:

A) Procesos de Descomposición.- Para los propósitos del cálculo, debemos asumir que los óxidos se descomponen en sus metales, óxidos bajos y oxígeno, pero como esto no ocurre en nuestro caso, no es necesario escribir las ecuaciones de descomposición de estos óxidos.

B) Proceso de Calcinación.- Para este proceso, ΔH_{25} debe ser evaluado por el uso de las tablas que dan los valores de los calores de formación.



C) Proceso de Combustión.-

(Combustible) + (Aire seco) + (CO₂ del proceso de Calcinación)

+ (H₂O de la cabeza y combustible)

→ (Gases secos) + (H₂O en los gases de la chime - ne).

Para este proceso, es mejor tomar AH₂₅ de las tablas de calores de combustión, teniendo siempre presente que los calores de combustión de H₂O y CO₂ son cero.

Condiciones de Referencia: 25°C

H₂O de la carga en estado líquido.

Entrada:

- | | |
|---|-------------------|
| 1.- Entalpia de la carga a la temperatura de referencia , es cero | 0.0 Kcal |
| 2.- Entalpia del petr6leo a 100°C: | |
| 20.9 x 0.48 (100 - 25) | 752.0 " |
| 3.- Entalpia del aire a 25°C, es cero | 0.0 " |
| 4.- Calor del petr6leo: | |
| 20.9 x 10340 | 216106.0 " |
| TOTAL ENTRADA | <u>216858.0 "</u> |

Salida:

- 1.- Entalpia de los gases secos entre 320 y 25°C

	Kg-mol	Cpm		
CO ₂ :	3.170	x 10.180	=	32.27
O ₂ :	0.222	x 7.316	=	1.62
CO :	0.056	x 7.083	=	0.39
N ₂ :	10.452	x 7.047	=	73.65
	<u>13.900</u>			<u>107.93</u>

Entalpia total: $107.93 (320.25) = 31840$ Kcal.

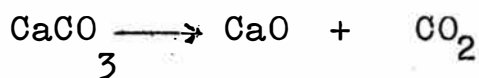
2.- Entalpia del vapor de agua en los gases a 320°C.-

$$1.5419 \left[10,513 + 8.254 (320 - 25) \right] =$$
$$1.5419 \left[10513 + 2435 \right] = 1.5419 \times 12,948 =$$
$$19965 \text{ Kcal.}$$

3.- Calor absorbido en la calcinación

$$\text{CO}_2 \text{ en la carga} = 1.7780 \text{ Kg -mol}$$
$$\text{CaO en la carga} = 1.7780 \times 56.1 = 100.02 \text{ Kg}$$
$$\text{o lo que es lo mismo} = 1.7780 \text{ ''}$$
$$\text{O sea que también tenemos en CaCO}_3 = 1.7780 \text{ ''}$$

Por lo que asumimos que hay una buena descomposición del carbonato ya que hay la misma cantidad de Kg-mol de CaO y CO₂, luego tenemos:



$$\Delta H_{25} = (-151700 - 94030) - (-289300) = 43570 \text{ Kcal (Paq. 65).}$$

Calor absorbido en la calcinación del:

$$\text{CaCO}_3 = 1.7780 \times 43570 = 77470 \text{ Kcal}$$

Calentamiento de los gases del horno:

$$\text{Calentamiento del CO} = 0.056 \times 67636 = 3790 \text{ ''}$$

Calor absorbido por los óxidos de fierro:

FeO en la carga = 0.0231 Kg mol
 FeO " " chimenea = 0.0047 "
 FeO " el producto = 0.0234 "
 Calor absorbido = 0.0234×64300 = 1505 Kcal

Calor absorbido por la Sílice:

SiO₂ en la carga = 0.1190 Kg mol
 SiO₂ " " chimenea = 0.0342 "
 Calor absorbido = 0.0848 "
 Calor absorbido = 0.0848×205400 = 17420 "

Calor absorbido por la Alumina:

Al₂O₃ en la carga = 0.0596 Kg mol
 Al₂O₃ " " Chimenea 0.0120 "
 Al₂O₃ " el producto 0.0476 "
 Calor absorbido = 0.0476×399090 = 19000 "

Calor absorbido por el agua (enfriamiento)

Calor absorbido = 250×15 = 3750 "

Calor Perdido:

Por diferencia = 42118 "

BALANCE GENERAL DE ENERGIA:

Entrada.-

1.- Entalpia de la carga	0 Kcal	0.00 %
2.- " del petróleo a 100°C	752 "	0.35 "
3.- " " aire	0 "	0.00 "
4.- Calor estimado del petróleo	216106 "	99.65 "

TOTAL	<u>216858 Kcal</u>	<u>100.00 %</u>
-------	--------------------	-----------------

SALIDA

1.- Entalpia de gases secos a 320°C	31840 Kcal	14.68 %
2.- " vapor de agua " "	19965 "	9.21 "
3.- Calor absorbido por calcinación	77470 "	35.72 "
4.- " " " el FeO	1505 "	0.69 "
5.- " " " la SiO ₂	17420 "	8.04 "
6.- " " " " Al ₂ O ₃	19000 "	8.76 "
7.- Calentamiento de gases del horno	3790 "	1.75 "
8.- Calor absorbido por agua de Enfriam.	3750 "	1.73 "
9.- Calor perdido (por diferencia)	42118 "	19.42 "
	<u>216858 Kcal</u>	<u>100.00 %</u>

Vemos que el calor está entre los límites razonables que recomienda la práctica y, que en nuestro caso es irradiado en su mayor porcentaje.

Luego tenemos una eficiencia térmica de:

$$E_T = \frac{129275}{216858} \times 100 = 59.3 \%$$

Cálculo del Rotary - Kiln:Cálculos preliminares.-

1.- Volumen del Aire Necesario.- Del cálculo del peso del aire suministrado, tenemos para una presión barométrica de 29.3" Hg y 21°C con que entra el horno:

$$13.22 \times 22.4 \times \frac{294}{273} \times \frac{29.92}{29.30} \times \frac{1000}{197.4} = 1649 \text{ m}^3 \text{ Ton de cabeza,}$$

o sea: $1649 \times 240 = 395,760 \text{ m}^3/24 \text{ Hrs.} = 13'970.328 \text{ cuft}/24 \text{ Hrs.}$

2.- Volumen de Gases Húmedos.- De los balances del gas seco y del vapor de agua, tenemos:

$$\text{Moles de Gas húmedo} = 13.9 + 1.54 = 15.44 \text{ Kg-mol}$$

Como el Draft es de $0.02'' \text{H}_2\text{O}$ lo despreciamos y solo tendremos presente la presión barométrica = $29.30'' \text{ Hg}$. Para la temperatura se considera el promedio aritmético en la zona de combustión y de la zona de alimentación que son respectivamente $2550^\circ\text{F} = 1399^\circ\text{C}$ y $850^\circ\text{F} = 454^\circ\text{C}$ o sea:

$$\frac{1399 + 454}{2} = 927^\circ\text{C, luego:}$$

$$15.44 \times 22.4 \times \frac{1200}{273} \times \frac{29.92}{29.30} \times \frac{1000}{197.4} = 7,854 \text{ m}^3/\text{Ton de ca-}$$

beza, o $7,854 \times 240 = 1'885,000 \text{ m}^3/24 \text{ Hrs.} = 66'540,500 \text{ cuft}/24 \text{ Hrs.}$

3.- Cálculo del Diámetro del Horno Rotatorio:

Para determinar el diámetro interior del horno, por el revestimiento, D , hay que tener presente la cantidad de gas que pasa por el canal, su velocidad y el área de la sección transversal del canal, que se saca de la fórmula:

$S = \frac{V}{v_r}$ (m^2) donde V = cantidad media de gases que pasan por el horno ($\text{m}^3/\text{seg.}$); v_r = velocidad media real de los gases en el horno (m/seg); S = Area de la luz del tubo e sabe también que para la mayoría de los hornos rotatorios

(Rotary - Kilns), el valor v , oscila entre 3 y 8 m/seg. Cuando la carga es muy húmeda, hay que tratar de llegar al límite superior; cuando la carga es seca y menuda, se toma el valor mínimo para evitar el arrastre de polvo. Según Págs. 61 y 134 nuestra humedad es 3.55 % y la carga no es menuda por lo que consideraremos el valor medio de $3 + 8/2 = 5.5$; ahora como:

$$S = \pi R_i^2 \quad \pi R_i^2 = \frac{V}{v_i} \quad (\text{m}^2)$$

$$\dots R_i = \sqrt{\frac{V}{\pi v_i}} \quad (\text{m})$$

El valor de $V = 1885000/86400 = 21.8 \text{ m}^3/\text{seg}$, luego reemplazando valores tenemos:

$$R_i = \sqrt{\frac{21.8}{3.14 \times 5.5}} = \sqrt{\frac{21.8}{17.27}} = \sqrt{1.26} = 1.12 \text{ m} \approx 3.37'$$

$$R_i \approx 4' \text{ o lo que es lo mismo: } D = 8'$$

4.- Cálculo de la Longitud del Horno Rotatorio:

Hay una fórmula empírica que nos da un cálculo aproximado, muy cercano a la realidad y que es:

$$C = \frac{K \cdot L \cdot D_i^2}{100} \quad \text{donde: } C = \text{Capacidad en TM/24 Hrs.}$$

$L = \text{Longitud en pies}$

$$D_i = \text{Diámetro interior (Hallado } \approx 8')$$

$K = \text{Constante que es } 1.15 \text{ para R - K para cemento y, } 1.5 \text{ para R - K para cal, que es nuestro caso.}$

Reemplazando en la fórmula; donde despejamos L, tenemos:

$$L = \frac{100 C}{KD^2} = \frac{100 \times 240}{1.5 \times 8^2} = \frac{24000}{96} = 250'$$

5.- Cálculo del Tiempo que permanecerá la carga en el Horno Rotatorio.- Según Taggart tenemos la siguiente fórmula para el cálculo del tiempo que deberá permanecer la carga dentro del horno rotatorio, desde que es alimentado hasta que es descargado al enfriador:

$$t = \frac{1.77.F \times l \cdot \sqrt{\theta}}{p \cdot d \cdot n}$$

t = Tiempo en el horno (min)

F = Factor que depende de la configuración de la superficie interna del horno, que es 1 para sección recta uniforme.

l = Longitud en pies (250')

p = Slope en grados (lo da la práctica) ver pág. 61.

d = Diámetro interior en pies (8')

n = r. p. m. (Lo da la práctica) ver pág. 61.

θ = Angulo de reposo, seco, en grados:

Sabemos que el slope para los R-K de dimensiones grandes es de $\frac{1}{2}$ " por 1', o sea $0.5/12 = 2^\circ 23' \approx 2.4^\circ$

La casa gatas da para la conchuela seca un án-

gulo reposo aproximado de 35° , luego reemplazando tenemos:

$$t = \frac{1.77 \times 1 \times 250 \times \sqrt{35}}{2.4 \times 8 \times 1.15} = 118.64 \text{ minutos}$$

$$t = 119 \text{ min, } 2 \text{ horas}$$

6.- Movimiento del material en pies/min. - Sabe mos que:

$v = \frac{e}{t}$ $v = \frac{250}{2 \times 60} = 2.083 \text{ pies/min.}$ O sea que la carga se mueve a una velocidad de 2'1"/minuto.

7.- Determinación del Segmento circular de llenado de la Sección del Tubo, por el material alimentado. - Como la alimentación es de 240 TMD o sea 166.7 Kg/min y la densidad (988 Kg/m^3) 1 TM/m^3 (pág. 95) o sea de 28.3 Kg/cult. tenemos:

A. V. S. = 166.7 Kg/min, reemplazando valores:

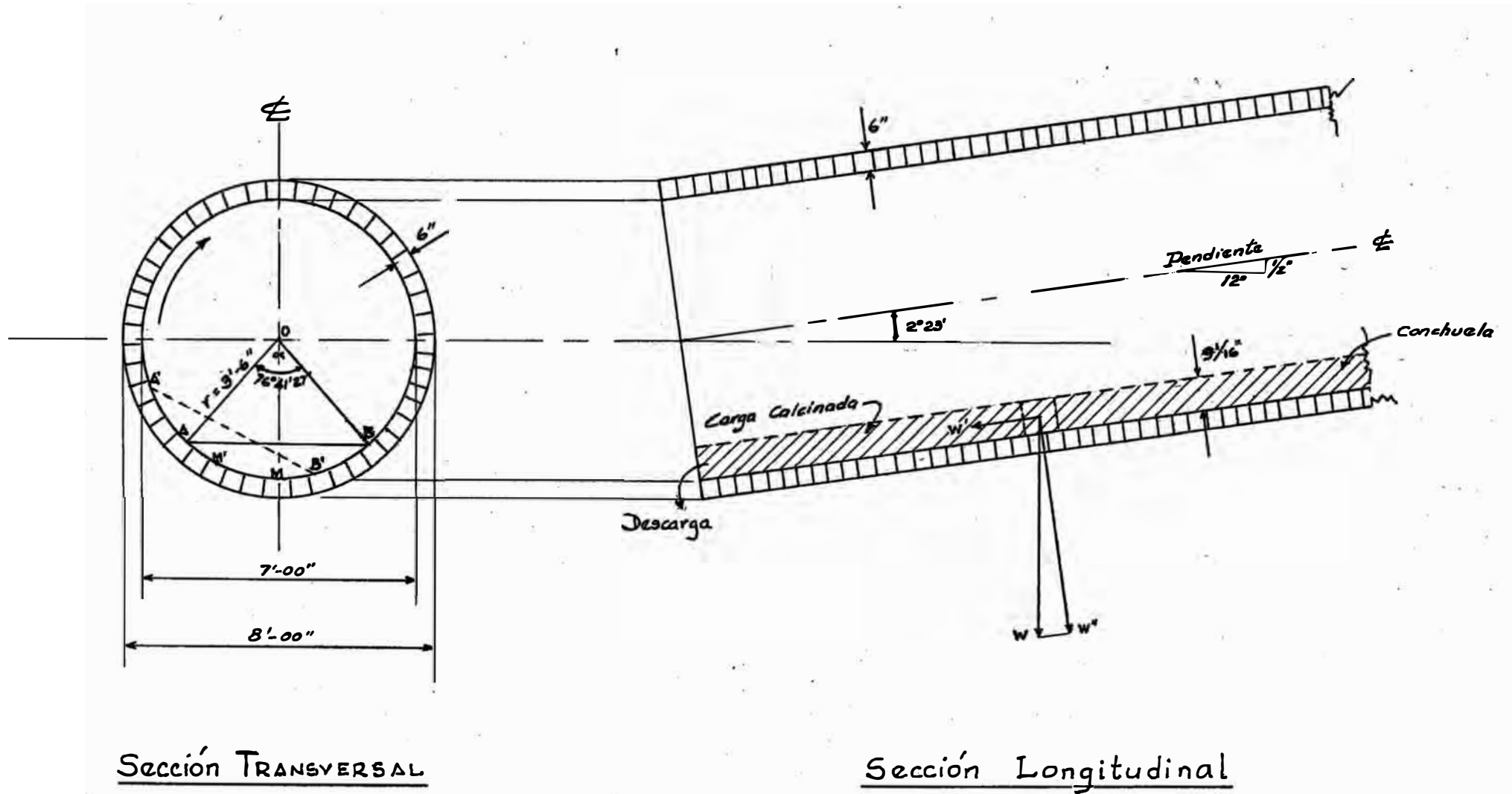
$$A = \frac{166.7}{2.083 \times 28.3} = 2.82 \text{ pies}^2 \text{ (Area del segmento circular } \widehat{ABM}\text{).}$$

De acuerdo a la fórmula empírica (de un trabajo del Ing. Silvio Hernández A. presentado en el II Congreso Latinoamericano de Mineralurgia):

$$\cos \alpha = \frac{\widehat{ABM}}{r_1^2}, \text{ donde:}$$

r_1 - Radio interior, considerando el revestimiento de ladrillo refractario, que para nuestra caso es de

HORNO ROTATORIO (ROTARY - KILN)



3.5', ya que el revestimiento le resta 1' al diámetro del

tubo de acero luego: $\cos \alpha = \frac{2.82}{(3.5)^2} = 0.230204$

$\arccos 0.230204 = 76^\circ 41' 27.3'' = \alpha$

$\frac{1}{2}\alpha = 38^\circ 20' 43.6''$.

También sabemos que:

$C = r, \text{ sen } \frac{1}{2} \alpha$

$AB = 2C = 2r, \text{ sen } \frac{1}{2} \alpha$

$AB = 2 \times 3.5 \times \text{sen } 38^\circ 20' 43.6''$

$AB = 7 \times 0.620402 = 4.343' \approx 4' 4 \frac{1}{8}'' = 4.34'$

$f = r, (1 - \cos \frac{1}{2} \alpha) = 3.5 (1 - \cos 38^\circ 20' 43.6'')$

$f = 3.5 (1 - 0.784284) = 3.5 (0.215716)$

$f = 0.755' \approx 9 \frac{1}{16}''$

En Perry, encontramos que el volumen de carga de un Rotary - Kiln varía de 3 a 12 por ciento del volumen de R - K, que en la práctica según recomienda el autor, se debe usar el diámetro interior considerando el revestimiento refractario. En nuestro caso tenemos un volumen de carga de:

$$\frac{2.82 \times 250}{3.14 \times 3.5^2 \times 250} \times 100 = \frac{705}{9615} = 7.3 \% \text{ del volumen del R - K.}$$

O sea que nos encontramos en un valor medio de los límites señalados.

El volumen necesario para producir 1 Ton. de cal, considerando el Rotary Kiln sin revestimiento refractario es:

$$\frac{3.14 \times 4^2 \times 250}{121.6} = \frac{12560}{121.6} = 103 \text{ cuft (Ton/día)}$$

8.- Area Util para la Calcinación.- Considerando que la calcinación tiene lugar a la mitad del horno rotatorio, que es donde empieza la descomposición del carbonato, debido a la acción de la llama, tenemos:

$$\text{Area Util} = 4.343 \times \frac{250}{2} = 543 \text{ pies}^2$$

9.- Eficiencia del Horno Rotatorio.- TM calcinadas en 24 Hrs = $\frac{166.7 \times 60 \times 24}{1000} = 240 \text{ TM} = 529,104 \text{ lbs.}$

$$\begin{aligned} E &= \frac{529104}{543} = 974.4 \text{ lbs/pie}^2/24 \text{ Hrs.} \\ &= 4767.5 \text{ Kg/m}^2/24 \text{ Hrs.} \\ &= 442.9 \text{ Kg/pie}^2/24 \text{ Hrs.} \end{aligned}$$

10.- Transferencia de Calor.- Como la temperatura media de los gases, producto de la combustión, es de 2550°F y contienen 18.3 % CO₂ y 4.5 % H₂O y la temperatura de la pared o de la carga 2250°F, tenemos un promedio aritmético de $2550 + 2250/2 = 2400^\circ\text{F}$.

La expresión J de la transferencia es:

$$J = L.P \text{ (ft - atm)}$$

En la que hay que considerar:

a) Espesor de Flama: cuya expresi3n es

$$L = \frac{3.5 \times V}{A} \quad \text{donde:}$$

V = Volumen interior del recinto.

A = Area " " "

$$L = \frac{3.5 (\pi) D^2 L}{4 (\pi) D \cdot L} = \frac{3.5}{4} D$$

Reemplazando valores y teniendo en cuenta el diámetro interior de 7' (considerando el revestimiento), se tiene:

$$L = \frac{3.5 \times 7}{4} = 6.1 \text{ ft (Espesor de flama).}$$

b) Presi3n Parcial del Gas. - Como los productos de combusti3n contienen, por volumen, 18.3 % de CO₂ y 4.5 % de H₂O; luego se tiene que la presi3n parcial del CO₂ es 0.183 atm3sferas y la presi3n parcial del H₂O es 0.045 atm3sferas.

Entonces el producto LP = 16 x 0.183 = 1.1 FT.

ATM. Para el CO₂, seg3n el gr3fico de coeficiente de transferencia de calor por radiaci3n del CO₂ a un s3lido, para 2400°F y 1.1 FT. Atm., corresponde un coeficiente de transferencia de 16 BTU/(SQ. FT Hr. x °F), P3g. 41 de Industrial Furnaces de W Trinks.

El $IP = 6.1 \times 0.045 = 0.27$ FT. Atm. para el H_2O y que en el gráfico de coeficiente de transferencia de calor por radiación del vapor de agua a un sólido (Pág 41 de Industrial Furnaces de W Trinks), es para $2400^\circ F$ y 0.27 FT atm. igual a 10 BTU/ (SQ. FT x Hr. x $^\circ F$), por lo tanto la transferencia total será de: $16 + 10 = 26$ BTU/ DQ. FT. x Hr. x $^\circ F$).

A este valor le deducimos 5% (que es un promedio), porque las bandas de radiación del CO_2 y H_2O se superponen parcialmente en el espectro. Como la absorción (que es igual a la emisividad), de las paredes o de la carga no es el 100% , es necesario reducir el coeficiente; para lo cual recomiendan un valor promedio del valor por absorción de 0.9 , luego el coeficiente de transferencia de calor será:

$0.9 \times 0.95 \times 26 = 22.2$, entonces el calor transmitido por cada pie cuadrado por hora es 200 (que es la diferencia de temperatura) veces 22.2 ó 4440 BTU/ (SQ. FT. x Hr).

El área interior del Rotary - Kiln es:

$$A = 3.14 \times 17 \times 250 = 5495 \text{ SQ. Ft.}$$

El calor total transmitido por la flama al horno es:

$$Q_{\text{Total}} = 5495 \times 4440 = 24'392,800 \text{ BTU/Hr.}$$

11.- Eficiencia Térmica del Rotary - Kiln.- Un método práctico para determinar la eficiencia térmica es hacer el cociente de la cantidad de calor requerido para llegar a la temperatura de calcinación y efectuar la calcinación (De la conchuela, en nuestro caso), entre el calor suministrado por el combustible. Para comparar con el resultado obtenido del balance general de energía, pág. 146, tomaremos los datos del Rotary - Kiln de SPCC, como caso práctico, los correspondientes a los últimos 6 años. dados en el cuadro de operación (Pág.131) para lo cual tenemos que el consumo horario de petróleo es de:

$$8'109, 506 / 1223 \times 24 = 276.3 \text{ Gal/ hora.}$$

Como el poder calorífico del petróleo es de 148,087 BTU por galón (Ver pág.135), tenemos que el calor suministrado es: $276.3 \times 148,087 = 40'918,438 \text{ BTU/Hora.}$

Por lo tanto la eficiencia térmica Σ_t es:

$$\Sigma_t = \frac{24'392,800'}{40'916,438} \times 100 = 59.6 \%$$

Que es casi igual al obtenido del balance térmico y que concuerda con los resultados obtenidos en la práctica para este tipo de horno para cal según la "Información circular N° 7174" del US Bureau Of Mines.

Esto nos da un buen promedio de consumo de combustible por tonelada de cal, así:

$40'916,438 \times 24 / 121.6 = 8'075,613$ BTU/Ton. de cal
 ó $8,076$ BTU/Kg de Cal, ó $3,670$ BTU/lb de cal, lo que está
 de acuerdo con los datos del US Bureau Of Mines y con los
 promedios dados por Cliffe para Rotary - Kiln Largos, sien
 do por consiguiente la relación petróleo/ cal. de:

$$\frac{276.3 \times 3.785 \times 0.956 \times 24}{121,600} = \frac{1}{5}$$

La capacidad diaria es: $121.6 / 250 = 0.49$ Ton/
 pie de Long. Según Gilbert la ~~transformación de calor para Rota~~
 ry Kiln para cal está entre 2500 a 6000 BTU/(Hr x CUFT), por
 lo que nuestro caso cae dentro de estos límites, así:

$$\frac{40'916,438}{3.14 \times (3.5)^2 \times 250} = \frac{40'916,438}{9615} = 4256 \text{ BTU/(Hr)}$$

(Cu Ft).

12.- Potencia para el Rotary - Kiln.- De acuer-
 do a la fórmula: $H_p = 0.8 \times D^2$ tenemos que la potencia ne-
 cesaria es: $H_p = 0.8 \times 8^2 = 0.8 \times 64 = 51.2$

∴ Potencia para el R - K ≈ 55 Hp.

De acuerdo a la fórmula $D/10$ hallaremos las revo-
 luciones por minuto del Royary - Kiln.

$$\text{RPM} = \frac{D}{10} = \frac{8}{10} = 0.8$$

O lo que es lo mismo 1.25 M. P. R.

13.- Cálculo del Quemador.- Según nuestro balan

ce general de energía (Pág 145), que el calor suministrado para 197.4 Kg. de cabeza es de 216,858 Kcal., o sea que tenemos:

$$\frac{216858 \times 3.968 \times 1000}{197.4} = 4'362,700 \text{ BTU/Ton.}$$

Como se alimentan 10 Ton/Hr., se tiene:

$$4'362,700 \times 10 = 43'627,000 \text{ BTU/Hr.}$$

Por lo tanto el consumo de combustible es de:

$$\text{Petróleo} = \frac{43'627.000}{148,087} = 295 \text{ Gls/Hr.} \approx 5 \text{ gls/min}$$

$$\text{Cantidad de aire} = \frac{\text{Capacidad calorífica del Petróleo}}{100}$$

$$\therefore \text{Cantidad de aire} = \frac{148,087}{100} = 1481 \text{ Cuft.}$$

$$\text{Aire} = \frac{295 (1481) 1.5}{60} = 10,930 \approx 11000 \text{ CFM, con } 50\% \text{ de exceso.}$$

Aire = 11000/1.5 = 7300 CFM., sin exceso de aire para lo que se requerirá según tablas de American Blower Co. un soplador de 15 HP y 1800 RPM, tipo 5 B90 N° 15 AH, serie 106, ya que este tipo de quemador trabaja con petróleo a presión.

Como ya hemos determinado la capacidad de quemador en 295 GPH y según la experiencia este tipo de Horno industrial requiere que el petróleo residual (Heavy Fuel Oil 6), sea inyectado a \pm 200° F y atomizado a 250 PSI, pues

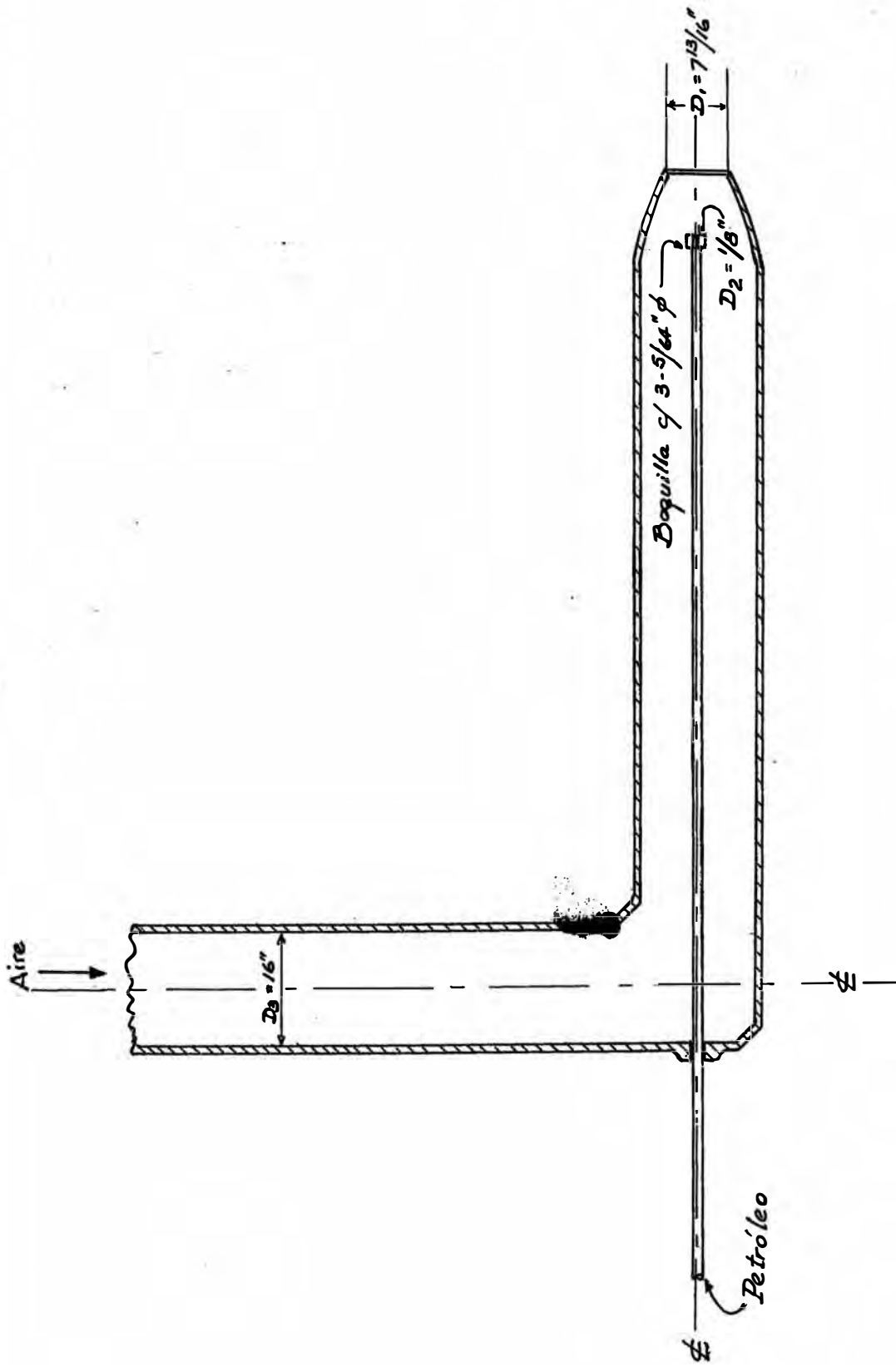


DIAGRAMA SIMPLE DE UN QUEMADOR A PETRÓLEO

to que es esencial que los quemadores logren en lo posible una perfecta atomización a fin de que haya una rápida mezcla del petróleo y aire coincidiendo practicamente con la combustión. Hay que tener presente que en la atomización por inyección del combustible a presión, el trabajo de atomización es hecho por la energía de la presión del líquido combustible (Petróleo).

Como se puede apreciar en el diagrama, los Rotary - Kiln emplean el tipo más simple de quemador en el que el aire llega por una línea de gran diámetro y concéntrica a ella llega la línea con petróleo, que es de pequeño diámetro, terminando en la boquilla que produce la atomización, que solo el 70 % del aire de combustión debe pasar por el quemador y el 30 % restante pasa como aire secundario por inducción. Trabajaremos con aire que tiene 12 onzas de presión; luego el aire requerido es:

$$\text{Aire} = \frac{295 \text{ GPM} \times 8.27 \text{ lb/gl.} \times 13.6 \text{ lb aire/lb. oil} \times 13.2}{60 \text{ min/ Hr.}}$$

cuft/lb. aire

Aire = 7300 CFM., sin emplear exceso de aire.

Como solo debe pasar por el quemador el 70 %:

$$7300 \times 0.70 = 5100 \text{ CFM} @ 12 \text{ onzas de presión.}$$

La velocidad del aire a temperatura ordinaria, correspondiente a una presión de salida de 12 Onz/SQ.In., es aproximadamente:

$$V = \sqrt{64.4 \times \frac{12}{16} \times 144 \times 13.2} = \sqrt{91600} = 303 \text{ FPS}$$

Teniendo en cuenta la forma de la boquilla usualmente empleada en los quemadores, el inyector de aire se contrae algo, dando por lo tanto un coeficiente de descarga de 0.85. Luego: $0.85 \times A_1 \times 303 = 5100/60$ CFS.

$$A_1 = \frac{5100}{60 \times 0.85 \times 303} = 0.331 \text{ sqft, y}$$

$$D_1 = \sqrt{\frac{4 A_1}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.331}{3.1416}} = 0.65 \text{ ft.}$$

$$D_1 = 7.8'' \quad 7 \frac{13}{16}'' \quad \phi$$

Con el petróleo suficientemente calentado para una buena atomización, se tiene una viscosidad bastante baja para permitir el flujo a través de los orificios. Asumiendo que el flujo se reduzca en un 10 % debajo del correspondiente a un fluido perfecto, el tamaño del hueco para la boquilla para el petróleo del quemador, se hallará de la siguiente ecuación:

$$\frac{295 \text{ GPH}}{60 \times 60 \times 7.48 \text{ G1/cuft}} = \frac{A_2}{144} \times 0.90 \times 0.62 \sqrt{\frac{250 \text{ lbs/sqin} \times 50 \text{ lbs/cuft}}{64.4 \times 144}}$$

Donde: 0.62 = Coeficiente de contracción

$$\frac{295}{26928} = \frac{A_2}{144} \times 0.558 \quad (215.3)$$

$$A_2 = \frac{295 \times 144}{26928 \times 120} = \frac{42,480}{3,231,360} = 0.0131 \text{ Sq in}$$

$$D_2 = \sqrt{\frac{4 \times 0.0131}{3.1416}} = 0.13''$$

$$\therefore = D_2 \quad 1/8''$$

Pero para obtener mejor atomización consideraremos que la boquilla tiene 3 huecos, para lo cual tenemos:

$$A_2^1 = \frac{0.0131}{3} = 0.0044 \text{ sq. in.}$$

$$\therefore D_2^1 = \sqrt{\frac{4 \times 0.0044}{3.1416}} = 0.075'' \quad D_2^1 = 5/64''$$

O sea que la boquilla del quemador tendrá 3 huecos de $5/64'' \quad \emptyset \quad \text{c/u.}$

Se debe tener cuidado de descontar, como caída de presión, la resistencia que ofrece el ángulo recto de la línea de aire al acoplarse a la línea de petróleo. Esta resistencia sumada a la que tiene a la entrada a la línea, asumimos que sea de $1/2$ onza, luego:

$$\text{Velocidad correspondiente} = \sqrt{64.4 \left(\frac{1}{2} \times \frac{144}{16} \right) \times 12.5} = 60.2 \text{ FPS}$$

(Donde: 12.5 = volumen específico del aire a 68°F y 12 onzas).

$$A_3 = \frac{\frac{12.5}{13.2} \times 5100 \times 144}{60 \times 60.2} = 192.8 \text{ Sq. in}$$

$$D_3 = \sqrt{\frac{4 \times 192.8}{3.1416}} = 15.72''$$

$$D_3 = 16" \text{ } \emptyset$$

O sea que para el aire de hemos emplear una linea con tubo standard de 16", con lo que disminuirá la pérdida por fricción, constituyendo un factor de seguridad.

La Cöen de Combustion Engineers & Manufacturers, recomienda para este tipo de petróleo "Bonker C" o " Heavy Fuel Oil N° 6" de 300 SSF y de 8 lbs/gls. un - indirect E lectric Steam Heater Cöen - clase AA. para 100 GPM y 70 PSI de presión de descarga que comprende 2 calentadores de petróleo Cöen Multifilm serie B, estilo 31 - 64, tamaño 14 para calentar 100 GPM desde 125°F a 250°F con vapor saturado de 50 PSIG, con 2 (dos) bombas de Laval-Imo tipo "D" de 25 HP y 1800 RPM cada una, con sus respectivos filtros para la succión y descarga con 7 1/2 GPM y 1000 PSI.

14.- Cálculo del Ventilador de Tiro Inducido.-

Como se requiere extraer los gases de combustión del Rotary - Kiln, es necesario instalar en el lado de la alimentación del horno un exhaustor que además debe accionar una batería de ciclones, que limpiaron el gas por precipitación del polvo en suspensión, para lo cual contamos con los siguientes datos:

Segun Pág. 147 tenemos:

$$66 \cdot 540,500 / 1440 = 46,210 \text{ CFM, de gas a } 927^{\circ}\text{C y}$$

29.3" de H₂O ó sea:

$$46210 \times \frac{288}{1200} \times \frac{29.3}{29.92} = 10880 \text{ Cuft normales/min.}, \text{ ya que}$$

la normalización más frecuente en la industria se basa en una presión de 760 mm. de Hg a una temperatura de 15°C (288°K) y que corresponde a un volumen molar de 23.465 m³/mol. Kg.

Por lo tanto la densidad real del gas en la succión es:

$$p_g = \frac{pM}{R_o \cdot T} \text{ siendo:}$$

p = presión del gas.

M = Peso molecular del gas = 31.85 (Pág. 138)

R_o = Constante de los gases.

T = Temperatura absoluta (450°K en la salida),

luego:

$$p_g = \frac{\frac{29.3}{12} \times 31.85}{1.821 (460 + 450)} = \frac{2.44 \times 31.85}{1.821 \times 910} = 0.0469 \text{ lbs/cuft}$$

y la densidad en la descarga será:

$$p_d = 0.0469 \times \frac{30.1}{29.3} = 0.0482 \text{ lbs/cuft.}$$

Así tenemos pues, que la densidad media del gas que circula es:

$$\bar{p} = \frac{0.0469 + 0.0482}{2} = 0.0476 \text{ lbs/ cuft}$$

Como la velocidad de flujo de masa es:

$$m = \bar{\rho} \bar{V}$$

$\bar{\rho}$ = Densidad media y, \bar{V} = velocidad volumétrica de flujo

$$m = \frac{31.85 \times 10880}{378.7 \times 60} = 15.25 \text{ lbs/seg.}$$

Donde: 378.7 = Volumen de 1 lb.mol de gas a las condiciones dadas.

La presión desarrollada es de:

$$\frac{p_d - p_g}{\bar{\rho}} = \frac{(30.1 - 29.3) \times 144 \times 14.7}{29.92 \times 0.0476} = 1192 \text{ lbs ft/lbf}$$

Como quiera que en los ciclones se debe desarrollar altas velocidades, dado el tamaño fino de las partículas y por experiencia, tenemos que la velocidad debe ser de 250 FPS que es promedio para polvos, por lo tanto la carga de velocidad es igual a:

$$\frac{\bar{V}^2}{2g} = \frac{250^2}{2 \times 32.17} = 971 \text{ ft. -lb/lb}$$

Ahora si en la ecuación de Bernoulli:

$$h W_p = \left(\frac{P_d}{\rho} + \frac{g Z_d}{g_c} + \frac{\cancel{\alpha_d} \bar{V}_d^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_g}{\rho} + \frac{g Z_g}{g_c} + \frac{\cancel{\alpha_g} \bar{V}_g^2}{2g_c} \right)$$

Hacemos:

$$\cancel{\alpha}_d = \cancel{\alpha}_g = 1.0 ; \quad \bar{V}_g = 0 \quad \text{y} \quad Z_g = Z_d$$

Resulta el trabajo de la bomba.

$$W_p = \frac{1}{\eta} \left(\frac{P_d - P_g}{\rho} + \frac{\bar{V}_d^2}{2g_c} \right)$$

O sea reemplazando valores:

$$W_p = \frac{1192 - 971}{0.65} = 3340 \text{ ft-lbf/lb.}$$

Luego calculamos la potencia necesaria, que es aquella suministrada por una fuente externa y que se la denomina potencia al freno (P_B), y que es la siguiente:

$$P_B = \frac{mWp}{75} = \frac{15.25 \times 3340 \times 0.1383}{75} \approx 93.9 \text{ CV} = 92.6 \text{ HP}$$

(donde: 0.1383 Kgm = 1 pie - lb).

En este caso nos podemos dar un factor de seguridad de 1.5 equivalente al 50 % de exceso de gases, o sea: $92.6 \times 1.5 = 138.9 \approx 140$ HP de potencia.

Según las tablas de los fabricantes es necesario un ventilador de tiro inducido (Exhauster) de 140 HP y 880 RPM modelo MCCI - IAF, serie 252 H4 de doble entrada "Buffalo Forges", que trabajara con:

$$\frac{295 \times 8.27}{3.1416 \times 3.5^2} = 63.5 \text{ lbs/Sqft} \times \text{hr.}$$

Que segun el gráfico nos da 0.75 PSI ó 12 onz/Sq in de tiro.

15.- Cálculo de la Chimenea.- Considerando que los gases se combustion y calcinación deben vencer resitencia por fricción en los ductos y en el sistema de recuperación (que puede ser ciclones), asumimos que el tiro sea 0.2" H₂O de acuerdo a datos estadísticos, para lo cual de acuerdo a la siguiente fórmula, tenemos:

$$D \left(\frac{\text{pulg H}_2\text{O}}{2} \right) = 0.255B \left(\frac{1}{T_a} - \frac{w'}{T_g} \right) \quad H, \text{ donde;}$$

D = Tiro en pulgada de agua

B = Lectura barométrica en pulgadas de Hg.

T_a y T_g = Temperatura absoluta del ambiente y de los gases en la chimenea.

W_g = gravedad específica del gas referido al ai re.

H = Altura de la chimenea, en pies.

Despejando H, tenemos:

$$H = \frac{D}{0.255B \left(\frac{1}{T_a} - \frac{W_g}{T_g} \right)}$$

$$\text{Como } W_g = \frac{31.85}{22.4 \times 1.292} = 1.1$$

Teniendo en cuenta que las temperaturas del ambiente y de los gases son 68°F y 650°F respectivamente :

$$H = \frac{0.2}{0.255 \times 29.3 \left(\frac{1}{460 + 68} - \frac{1}{460 + 650} \right)} = \frac{0.2}{7.4715 (0.00090)}$$

$$H = 30 \text{ fts.}$$

Para determinar el diámetro de la chimenea sabemos que la práctica industrial permite velocidades entre 3500 F.P.M. a 5500 F.P.M., por lo que tomando un valor medio de 4500 F.P.M. tenemos, según la fórmula:

$$S = \frac{V}{4}, \text{ donde;}$$

V = Volumen en CFM, que en nuestro caso es 46210 CFM. (Pág. 161).

v = Velocidades en FPM = 4500 FPM.

$S = \frac{46210}{4500} = 10.27$ SQ. FT., sección de la chimenea, el ra-

dio será: $r = \sqrt{\frac{S}{\pi}} = \sqrt{\frac{10.27}{3.1416}} = \sqrt{3.27} = 1.81' \quad 2'-00''$

. . D = 4'-00", o sea que la chimenea será de 4' x 30' de altura.

16.- Cálculo del enfriador y Ventilador Induci -

do.- Se sabe que todo ciclo de trabajo trae como consecuencia una transmisión de calor de un sistema a otro; por lo que las leyes de transmisión de calor son de importancia en el diseño para su correcta aplicación cuando es necesario. Este conocimiento nos permite determinar la forma en que se transmite el valor, cálculo de la extensión de la superficie necesaria para permitir una transmisión de calor dada y la disposición del sistema a adoptar.

I) Forma de enfriamiento (Segun la transmisión del Calor).- El calor puede transmitirse en una de las si guientes formas:

a) Conducción.- Se dice que el calor se transmite por conducción cuando, como consecuencia de una diferencia de temperatura (causada probablemente por la energía viva

de las moléculas), el calor fluye a través de un sólido desde la zona de temperatura más elevada a la zona de temperatura más baja, es decir, la conducción tiene lugar a escala molecular, y el mecanismo corresponde a un transporte de la cantidad de movimiento de las moléculas individuales a lo largo de la gradiente de temperatura que existe en una sustancia continua en la que el calor fluye sin que se produzca un desplazamiento observable de la materia. Como ejemplo típico de conducción tenemos el flujo de calor a través de sólidos opacos, tales como los ladrillos de las paredes de un horno.

b) Convección.- Se dice que el calor se transmite por convección cuando ello se realiza por un movimiento tal como el flujo de un fluido o gas. Puesto que la convección es un fenómeno macroscópico, sólo pueden tener lugar cuando actúan sobre la partícula o corriente de fluido fuerzas, que son capaces de mantener el movimiento, venciendo las fuerzas de fricción, llevando consigo una cantidad definida de entalpia. Desde el punto de vista termodinámico, la convección no se considera de hecho como flujo de calor, sino como una densidad de flujo de entalpia. La identificación de la convección con el flujo de calor es una cuestión de conveniencia ya que en la práctica es difícil distinguir la convección de la conducción verdadera, ya que con frecuencia ambos procesos tienen lugar simultáneamente englobándose bajo el nombre de convección. Por ejemplo,

la ~~transferencia~~ de entalpía por la corriente de aire caliente que circula en un radiador de calefacción.

c) Radiación.- Es la transmisión de calor a través del espacio desde un cuerpo de mayor temperatura a otro de temperatura inferior, en la forma de ondas que son de naturaleza electromagnética que avanzan a la velocidad de la luz y en línea recta si se transmite a través del vacío (Medio homogéneo) sin sufrir transformación en calor u otra forma de energía. Sin embargo, si encuentra materia en su camino, la radiación puede ser transmitida, reflejada o absorbida. Solo la energía absorbida se transforma en calor, siendo esta transformación cuantitativa. Por ejemplo, el cuarzo fundido transmite prácticamente toda la radiación que incide sobre él; una superficie opaca pulimentada refleja la mayor parte de la radiación que recibe; y una superficie negra o mate absorbe casi toda la radiación que recibe, transformándose la energía absorbida cuantitativamente en calor.

En nuestro caso decididamente tenemos una transmisión por convección, luego la cantidad de calor que se transfiere de un sistema a otro está dado por la siguiente ecuación:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t, \text{ donde:}$$

$$Q = \text{Calor transmitido y está dado en BTU, CHU, cal.}$$

m = Es la masa que se expresa en Lbs, Kgs, etc.
 Δt = Variación de temperatura ($T_1 - T_2$) en $^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$
 $^{\circ}\text{K}$ ó $^{\circ}\text{R}$.

Como nuestro enfriador debe pasar en las mejores condiciones $121.6/24 = 5.06$ TM Hr \approx 5 TM Hr. o sea 11000 lbs/Hr., siendo $C_p = 0.26$ para la cal y 0.237 para el aire a la temperatura de trabajo segun tablas en el tomo I de Chemical Process Principles de Hougen-Watson-Ragatz. Como la cal entra a 2100°F saliendo a 450°F y el aire entra a la temperatura de 90°F para salir a 500°F , tenemos:

$$m C_{p_{\text{cal}}} (\Delta t_1) = m C_{p_{\text{aire}}} (\Delta t_2)$$

$$11000 (0.26) (2100 - 450) = m (0.237) (500 - 90)$$

$$m = \frac{11000 (0.26) 1650}{(0.237) 410} = \frac{4719000}{97.2} = 48549 \text{ lbs/Hr.}$$

$$\text{o sea } \frac{48549 \times 359}{29 \times 60} = 10016 \text{ CFM}$$

Al que agregamos 50 % como factor de seguridad, que en número redondos es igual a 15000 CFM.

Como el quemador requiere 11000 CFM (Pág 157) y recibe como aire primario 5100 CFM, debemos dar como secundario $11000 - 5100 = 5900$ CFM, o sea que con 15000 CFM tenemos 9100 CFM de exceso que servirá para accionar el ciclón y extraer los gases limpios recuperando así las partículas en suspensión que por lo general contienen un alto porcenta

je de CaO.

Los fabricantes rocomiendan un ventilador de tiro inducido de 20 HP, 1800 RPM de "Buffalo Forges" del modelo MCCI - 30F serie 4 C - 120. El ciclon será el 2-9Va - 12 con 90 % de eficiencia, del fabricante "Western Precipitation Co".

II) Disposición del Sistema.- La transmisión de calor se proyecta de dos maneras, segun sea la dirección relativa de las substancias caliente y fria, que pueden ser : de gradiente equicorriente (flujo concurrente) y contracorriente segun sea que ambas substancias sigan el mismo sentido o sentido contrario respectivamente, La experiencia recomienda que este tipo de operación opere con un sistema en contracorriente por tener las siguientes ventajas que son notables peculiaridades:

a) La gradiente es más uniforme para el flujo contracorriente a través del tubo enfriador, que en el caso de flujo equicorriente.

b) El flujo equicorriente requiere mayor superficie para transmitir la misma cantidad de calor, más o menos de 20 a 30 %.

Por lo tanto el sistema de gradiente o flujo en contracorriente será el que se emplee.

III) Cálculo de la superficie para el enfriamiento.

to.- Determinamos el (Δt) aplicando la regla de las diferencias, para lo cual sabemos que la diferencia media temperatura media (AMTD) esta dada por:

$$AMTD = \frac{\Delta t' + \Delta t''}{2},$$

Y que la diferencia media de temperatura logarítmica (LMTD) está dada por:

$$LMTD = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{n \frac{\Delta t'}{\Delta t''}} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{2.3 \log \frac{\Delta t'}{\Delta t''}}$$

Y que para su correcta aplicación debemos tener presente la siguiente relación:

Si : $\frac{\Delta t'}{\Delta t''} < 2$ se trabaja con AMTD

Y Si : $\frac{\Delta t'}{\Delta t''} > 2$ se trabaja con LMTD

Luego para nuestro caso tenemos:

2100		500	$\Delta t' = 1600$
CaO	↓	Aire	$y \frac{\Delta t'}{\Delta t''} = \frac{1600}{360} > 2$
450		90	$\Delta t'' = 360$

Correspondiendo por lo tanto determinar la LMTD,

así:

$$LMTD = \frac{1600 - 360}{2.3 \log \frac{1600}{360}} = \frac{1240}{2.3 \log 4.44} = \frac{1240}{1.49}$$

$$\therefore \text{LMTD} = 832^\circ \text{ F}$$

Como el calor total transmitido es: $m_{\text{cal}} C_p \text{ cal}$ (Δt) y por otra parte este calor total transmitido está da do por: Superficie (Δ) x Coeficiente del acero (k) x LMTD, tenemos: $11000 \times (0.26) \times 1650 = \Delta (8.9) (832)$ de donde:

$$A = \frac{4719000}{8.9 (832)} = \frac{4719000}{7405} = 637 \text{ SQ. FT.}$$

De la discusión de la pág. 147 sabemos que:

$$R_i = \sqrt{\frac{V}{\pi v_i}} \text{ (m)} \text{ y en este caso } v_i = 4 \text{ que es}$$

uno de los valores mínimos recomendados y con lo que se evitaría el arrastre de finos o sea de valores. Podemos hallar el diámetro del enfriador, así:

$$V = \frac{15000 \times 0.0283}{60} = 7.07 \text{ m}^3 / \text{seg.}$$

Donde 1 CU. FT. = 0.0283 m^3 ., luego:

$$R_i = \sqrt{\frac{7.07}{4 (\pi)}} = \sqrt{0.5630} = 0.750 \text{ m} = 29.5'' \text{ } 30''$$

$$\therefore D_i = 2 \times 30 = 60'' = 5' - 00''$$

Con lo que podemos determinar la longitud del enfriador sabiendo que el área total de la superficie interna está dado por:

$\Delta = \pi D l$, despejando l y reemplazando valores:

$$l = \frac{637}{3.14 \times 5} = \frac{637}{15.70} = 40.6'$$

O sea que podemos seleccionar un enfriador de 5' x 40'.

Potencia.- Es igual a $0.5 \times D^2 = 0.5 (25) = 12.5$ HP. Recomendando la casa Traylor una velocidad de 7.2 RPM para este tipo de enfriador.

17.- Cálculo de la Chimenea de Tiro Inducido del Enfriador.- De acuerdo a la fórmula dado en la pág. 166 y para un tiraje de 0.15" H₂O tenemos:

$$H = \frac{0.15}{0.255 \times 29.3 \left(\frac{1}{460 + 90} - \frac{1}{460 + 450} \right)}$$

$$H = \frac{0.15}{7.4715 (0.00182 - 0.00110)} = \frac{0.15}{0.0054}$$

$$H = 28' \approx 30' \text{ de altura}$$

Teniendo en cuenta que debe extarar 15000 CFM, la sección será de:

$$S = \frac{15000}{4500} = 3.33 \text{ SQ. FT. (Sección de la chimenea)}$$

$$\therefore r_i = \sqrt{\frac{S}{\pi}} = \sqrt{\frac{3.33}{3.14}} = \sqrt{1.06} = 1.03' \approx 1' - 00''$$

$$D_i = 2' - 00''.$$

O sea que la chimenea del enfriador será de 2'x30'

XI.- Equipo Auxiliar.- Teniendo en cuenta que no es posible emplear la gravedad para el movimiento de los materiales en la planta, debemos tener presente que puede manipularse por fajas transportadoras (Belt Conveyors), transportadores de helicoide o gusano (Screw Conveyors), e levadores de cangilones (Bucket Elevators), etc. Para lo cual haremos los cálculos según el medio escogido, de acuerdo con el Flow - Sheet de operación (Pág.51 B) y que enumeramos a continuación.

Fajas Transportadoras o Transportadores de Banda.

Están constituidas por correas sin fin, sostenidas y movidas de modo adecuado y dispuestas para transportar sobre ellas a los cuerpos sólidos. Las fajas o bandas son de lona, balata reforzada, flejes de acero o caucho.

Los transportadores de caucho se adaptan a una gran variedad y cantidad de materiales, exigiendo poca energía y sirven para transportar cuerpos sólidos a grandes distancias. El coste inicial de instalación suele ser más elevado que el de otro tipo de transportadores, pero en la práctica este factor no es decisivo y es el más recomendado

para manipular materiales, por lo que lo emplearemos en nuestro caso.

Faja N° 1 .- Servirá desde la chancadora alimentado a la faja N° 2. Tendrá 120 pies de largo y se elevará 30 pies.

Como la chancadora es de 1000 TMD, tomaremos un factor de seguridad de 1.5 igual al 50 %, lo que nos da 1500 TMD que tendrán que moverse en un día de 7 horas de trabajo efectivo, puesto que solo durante la guardia de día trabajará esta máquina debiendo dejar suficiente material para las 24 horas continuas de operación que tendrá la planta de Heavy - Media.

Capacidad.- Esta faja transportará $1000 \times 1.5/7 = 214$ TMHr.

Potencia.- De acuerdo a una fórmula aproximada de uso frecuente (Taggart), para hallar la potencia de los transportadores de faja se tiene:

$H_p = 2 \%$ del tonelaje por hora cada 100 pies más el 1% del tonelaje por hora por cada 10 pies de elevación vertical o:

$$H_p = T \left(\frac{0.02 H}{100} + \frac{0.01 V}{10} \right) C, \text{ donde}$$

T = Toneladas por hora C = Factor del material

$$H_p = 214 \left[\frac{0.02 (120)}{100} + \frac{0.01 (30)}{10} \right] 1.5 = \frac{214 (0.024 + 0.030)}{1.5}$$

$H_p = 214 (0.054) 1.5 = 17.34$ o sea que el motor será de 18 Hp.

Ancho de la faja.- Sabemos también que los fabricantes dan la fórmula de la capacidad en función de ancho de la faja, así tenemos que:

$$V = K W^2, \text{ donde:}$$

$V = \text{CF/Hr. a } 100 \text{ FPM de velocidad}$

$W = \text{Ancho de la faja.}$

$K = \text{Factor, que según Jeffrey tiene un valor constante de } 3.5.$

Como 1 TM de conchuela ocupa 22.6 Cu.FT; tenemos que el volumen a transportar será de:

$$214 \times 22.6 = 4836.5 \text{ Cu ft/Hr., luego:}$$

$$W = \sqrt{\frac{V}{K}} = \sqrt{\frac{4836.5}{3.5}} = 37 \text{ ''}$$

Sin temor a tener error podemos escoger una faja de 36".

Para este tipo de material se recomienda una inclinación de 18° como máximo y nosotros tenemos $14^\circ 24'$ según gráficos de los fabricantes para este tipo de transportador la velocidad recomendada es de 100 FPM.

Faja N° 2.- Es una faja que debe trabajar sobre una plataforma de distribución, recibiendo carga de la faja N° 1 y descargando al Stock que alimente al Scrubber. Debe tener 70 pies de largo y 20 pies de alto, a fin de tener aproximadamente 40' a 45' desde el piso y poder amontonar lo suficiente para la alimentación continua de la planta durante las 24 horas.

Capacidad.- Esta faja transportara la misma cantidad de carga que la N° 1, o sea 214 TM/Hr.

Potencia.- Aplicando la fórmula anterior tenemos:

$$H_p = 214 \left[0.0002 (70) + 0.001 (20) \right] 1.5$$

$$H_p = 214 (0.014 + 0.020) 1.5 = 214 (0.034) 1.5$$

$$H_p = 11$$

Ancho de la faja.- El ancho será igual que el de la faja N° 1, por operar con las mismas condiciones:

$$W = 36".$$

La inclinación es de 16° 36' y la velocidad según gráficos de los fabricantes: 100 FPM.

Faja N° 3.- Trabaja debajo del Stock - Pile recibiendo carga de los echaderos y alimentando al Scrubber, de 300 pies de largo siendo los primeros 200 pies horizontales y los 100 pies finales con una elevación de 20 pies.

En este caso también se aplica la misma fórmula que para conveyors inclinados.

Capacidad.- Como esta faja trabajara 24 horas tenemos: $1000 \times 1.5 / 24 = 62.5 \text{ TM/Hr.}$

Potencia.- Será de:

$$H_p = 62.5 \left[0.0002 (300) + 0.001 (20) \right] 1.5$$

$$H_p = 62.5 (0.060 + 0.020) 1.5 = 62.5 (0.080) 1.5$$

$$H_p = 7.5$$

Ancho de la faja.- Como el tonelaje se reduce a 62.5 TM/Hr., tenemos que el volumen a transportar será de: $62.5 \times 22.6 = 1522.5 \text{ CF/Hr.}$, luego:

$$W = \sqrt{\frac{1522.5}{3.5}} = \sqrt{435} = 20.8'' \approx 20''$$

Siendo su inclinación de $11^\circ 35'$ y la velocidad recomendada de 120 FPM.

Faja N° 4.- Para transportar el Sink desde la zaranda de lavado del producto hacia el stock sobre el Rotary. - Kiln con una longitud de 100' y 30' de alto.

Capacidad.- Será de $190.1 \times 1.5 / 24 = 12 \text{ TM/Hr.}$

Potencia.- Tendrá:

$$H_p = 12 \left[0.0002 (100) + 0.001 (30) \right] \times 2$$

$$H_p = 12 (0.02 + 0.03) \times 2 = 24 (0.05) = 1.2 \text{ re-}$$

dondeando.

$$Hp \approx 1.5$$

Ancho de la Faja.- Se ha determinado que 1 TM de conchuela lavada o Sink ocupa 26.4 cu. Ft., luego el volumen a transportar será de : $26.4 \times 12 = 316.8$ Cu. Ft./Hr.

$$\therefore W = \sqrt{\frac{316.8}{3.5}} = \sqrt{90.51} = 9.5 \text{ 12" para mejor trabajo}$$

La inclinación será de $17^{\circ} 25'$ con una velocidad de 300 FPM.

Faja N° 5.- Esta faja transportara la reserva del Float hacia un tanque de donde se transportara a un stock guardándose para posteriores tratamientos o para uso directo en los reverberos. Tendrá una longitud de 80' x 20' de altura.

Capacidad.- Será de $70 \times 1.5/24 = 4.4$ TM/Hr.

Potencia.- La potencia necesaria es:

$$Hp = 4.4 \left[0.0002 (80) + 0.001 (20) \right] 2.$$

$$Hp = 4.4 (0.016 + 0.020) \times 2 = 8.8 (0.036) = 0.32$$

$$\therefore Hp \approx 0.5$$

Ancho de la Faja.- 1 TM de Float requiere de 28.5 CU. Ft., luego el volumen a transportar será de : $28.5 \times 4.4 = 125.4$ Cu. Ft/Hr.

$$W = \sqrt{\frac{125.4}{3.5}} = \sqrt{35.68} = 6''$$

Para un buen trabajo de carga en la faja podemos seleccionar una faja que tenga un ancho de $W = 8''$, ya que no afectará la potencia de 0.5 HP. La inclinación es de: $14^{\circ} 20'$ con una velocidad de 350 FPM.

Faja N° 6.- Será una faja que estará servida por echaderos, estando debajo del stock de Sink al que transportará hasta el elevador que alimenta al Rotary - Kiln. Tendrá un largo de 80' horizontales.

Capacidad.- Será de $240 \times 1.2/24 = 12$ TM/Hr.

Potencia.- La fórmula empleada a menudo para conveyors horizontales es:

$H_p = T (0.004 H) \times C$, luego reemplazando:

$$H_p = 12 (0.004 \times 80) \times 2 = 12 (0.320) \times 2 = 7.68$$

$$\dots H_p = 8$$

Ancho de la Faja.- El volumen a transportar es de: $26.4 \times 12 = 316.8$ CU. Ft/Hr., luego:

$$W = \sqrt{\frac{316.8}{3.5}} = \sqrt{90.51} = 9.5''$$

$\dots W = 12''$ para facilidad en el trabajo.

Elevadores de Cangilones.- Tienen excelente aplicación para el transporte vertical. Hay 3 tipos:

a) Elevador de Descarga Centrifugo.- Los cangilones o capachos se cargan con el material que cae por un

vertedero, o por excavación de la carga situada bajo la rueda inferior. La carga es lanzada fuera de los cangilones por acción de la fuerza centrífuga cuando estos pasan sobre la rueda superior, lo que se logra debido a que los capachos van convenientemente espaciados y llevan suficiente velocidad. Se le emplea para todo clase de material con tal que no se adhiera.

b) Elevador de Descarga por Gravedad.- Los cangilones van soportados por 2 cadenas sin fin quedando invertidos bajo la rueda superior, efectuando así una descarga eficaz. Permite descarga perfecta de materiales que no se pueden manipular con el tipo anterior.

c) Elevador de Descarga Continua.- Están contruidos con los capachos tan próximos entre si, que cada uno de ellos descarga por acción de la gravedad, pasando la carga sobre la cara superior del capacho anterior hacia el vertedero de salida. Su gran capacidad se debe a la cantidad de capachos y no a su velocidad que es mucho menor que la de los otros tipos. Es especial para materiales pesados y abrasivos, por lo que es recomendable para nuestro caso.

Elevador de Capachos N° 1.- Será el que levantará la carga desde la faja N° 6 hasta el chute de alimentación al Rotary - Kiln.

Capacidad.- Este elevador deberá entregar al Rotary - Kiln el mismo tonelaje que le proporciona la faja

Nº 6 o sea 12 TM/Hr.

Potencia.- Teniendo presente la inclinación del Rotary - Kiln, el desnivel respecto a la faja Nº 6, más la posición del tubo o chute de alimentación, tenemos que asumir una altura de 45 pies.

Segun Peele la potencia para los 3 diferentes tipos de elevadores, está dado por la siguiente expresión:

$$Hp = \frac{TM/Hr. \times V \times 3}{990} = \frac{12 \times 45 \times 3}{990} = 1.64 \approx 2$$

El fabricante recomienda el Continental Gin Elevator tipo VCB - 8CI de descarga continúa con capachos de 8" de ancho x 5" x 7 3/4" y cubierta de 11 3/4" x 39" con una velocidad de 80 FPM.

Elevador Nº 2.- Levantará el producto final o Cal desde el enfriador hasta la tolvas de recibo a 60' de altura.

Capacidad.- Sabemos que la descarga del Rotary Kiln o lo que es lo mismo del enfriador es de: $120 \times 1.2 / 24 = 6$ TM/Hr.

Potencia.- Será de:

$$Hp = \frac{6 \times 60 \times 3}{990} = 1.1$$

$$Hp = 1.5$$

Recomendando el fabricante el Continental Gin E-

levator tipo VCB - 8 CI de descarga continua con capachos de 8" de ancho x 5" x 7 3/4 y cubierta de 11 3/4" x 39 y 60 FPM de velocidad.

Transportadores de Tornillo (Screw Conveyors).-

Los transportadores de tornillo o **helicoidales** se emplean en la manipulación de materiales muy diversos tales como granos vegetales, semillas, asfalto, finos de carbón, cenizas, grava y arena. El consumo de energía de los helicoidales y, en general, de todos los transportadores que actúan por roscado, puede evaluarse como la suma de las energías necesarias para mover la máquina marchando en vacío, vencer la resistencia de los rozamientos y la exigida para elevar el material a cierta altura. La potencia necesaria se emplea principalmente en vencer el rozamiento de los cojinetes y engranajes y es siempre relativamente pequeña.

Transportador de Tornillo N° 1.- Movera la carga desde el elevador N° 2 hasta el helicoidale N° 2, que corre por el centro de las tolvas de cal. Tendrá 12' de largo hay que tener presente que las tolvas en la parte superior tendrán una sección de 15' x 15'.

Capacidad.- Tendra la misma capacidad que el elevador N° 2. Como la cal tiene un peso de 50 lbs por Cu. FT., tenemos un volumen de:

$$6 \times 2,204.6/50 = 264.6 \text{ Cu. FT./Hr.}$$

Potencia . Aplicamos la fórmula de Calwell:

$$Hp = \frac{K \cdot V \cdot d \cdot L}{1980000}, \text{ donde:}$$

K = Constante o factor del material = 1.3 (Tablas en Perry).

V = Capacidad del helicoide en Cu. FT/Hr = 264.6

d = Densidad del material en lbs/CuFT. = 50 (Pág. 95).

L = Longitud en pies = 12'

El factor 1.3 corresponde a la cal, piedras, materiales semiabrasivos o abrasivos, finos, granulares o mezcla de pequeños terrones con finos (Perry y Taggart).

$$1 \text{ Hp/Hr.} = 1'980,000 \text{ ft} - \text{lb} (33000 \times 60)$$

$$\therefore Hp = \frac{1.3 \times 264.6 \times 50 \times 12}{1980000} = \frac{206388}{1980000} = 0.104$$

Considerando que se tiene 90 % de eficiencia, la potencia será: $0.104/0.90 = 0.116$, resultado que multiplicamos por 2, por ser la potencia hallada menor que 2, luego:

$$Hp = 0.116 \times 2 = 0.232, \text{ lo que podemos elevar a}$$

$$Hp = 0.5$$

Yendo a los gráficos de Link - Belt Co, tenemos que es necesario un helicoide de 9" \emptyset , recomendando para este tipo de material 60 RPM,

Transportador de Tornillo N° 2.- Sabemos que

hay 4 tolvas que tienen 15' por lado, o sea, $4 \times 15' = 60'$ en total y de los cuales el gusano solo debe cubrir 50', que son suficiente para una buena operación, luego tenemos:

Capacidad.- Es la misma que del helicoide N° 1 o sea: 264,6 Cu, FT/Hr.

Potencia. Segun fórmula de Caldwell:

$$Hp = \frac{1.3 \times 264.6 \times 50 \times 50}{1980000} = \frac{859950}{1980000} = 0.434$$

Para una eficiencia de 90 % tenemos:

$0.434/0.90 = 0.482$ Hp, que debemos doblar por ser el resultado menor que 2, así:

$$Hp = 0.482 \times 2 = 0.964 \approx 1$$

Para poderlo arrancar con carga en casos de emergencia, seleccionaremos un motor de 1.5 Hp.

Igualmente como en el caso anterior, los gráficos de Link - Belt Co., recomiendan un helicoide de 9" \emptyset con una velocidad periférica de 60 RPM.

Balanzas.- El control mediante pesadas es de gran importancia en toda la industria, especialmente como:

1) control de proceso, 2) control de costo. En el control de proceso las mayores aplicaciones están en las operaciones de alimentación, como: a) alimentación continua, b) Dosificación continua, c) Batching y, d) pruebas de produc-

tos. En el control de costos las balanzas constituyen el más práctico método de contabilidad en la colección de datos y archivo sobre flujo de materiales en la planta.

En este aspecto la importancia del pesado radica en el control de: 1) Recibo de material basto (cabeza), 2) control de inventario, 3) Transferencia entre Stocks o secciones, 4) Rol de producción, 5) embalaje y, 6) embarque o despacho del producto final.

La industria ha fabricado para este fin una diversidad de tipos de balanzas que se adaptan a cada tipo específico de trabajo, pudiendo ser mecánicas o manuales y automáticas. Las hay de resortes; de plataforma portátiles con escala y dial; de brazos; de banda para pesadas continuas; de control de alimentadores; de radiación por difracción de Rayos X, etc.

Balanzas de Banda.- Ahora bien considerando que las alimentaciones no uniformes dan como resultado una reducción en la capacidad de la planta, porque el ajuste manual debe ser colocado por debajo de lo normal, teniendo en consideración las ondulaciones y variaciones de la densidad, por lo que sería conveniente un control automático del flujo del material al lavador (Scrubber) en la planta de Heavy Media y al Rotary - Kiln en la planta de cal, para asegurar una máxima cantidad de salida o entrega de productos obteniendo así el óptimo resultado deseado en cuanto a flujo de

materiales y garantizar un más exacto desarrollo del proceso, para lo cual sería recomendable instalar la muy en boga balanza de banda, que es fácil de instalar apoyada a la estructura de la faja transportadora y que garantiza gran exactitud de peso con errores de $- 1/4 \%$ expresando las medidas de flujo en unidades de peso por unidad de tiempo en vez de unidades de volumen, a lo cual se podría añadir a los echaderos, alimentadores gravimétricos de banda, que podrían trabajar con la balanza en sincronización estableciéndose un sistema seguro y confiable para entregar un peso que sea lo más exacto posible que tendría por finalidad lograr un producto de calidad constante.

Para nuestros fines y en las dos fajas alimentadoras antes mencionadas, la casa Merrick Scale MFG. Co recomienda el gravimerick modelo 950 que requiere de $1/2$ HP con su sistema de control modelo M 25A que necesita 5 Hp.

Por lo tanto se emplearan 2 balanzas de banda con sistema de control que requieren $5 \frac{1}{2}$ HP en total cada una.

Balanza de Plataforma.- Como el producto final o sea la cal debe ser acarreado por un medio móvil (FF.CC. y/o camión), es de conveniencia adquirir una balanza de plataforma de una capacidad de 50 toneladas métricas que para la magnitud de las cargas a pesar dan una exactitud de 5 Kgs., que es suficiente para este tipo de operación. A

demás esta balanza tiene un ajuste sencillo y bastante práctico que permite trabajar con errores que son despreciables en la práctica. La casa Howe, recomienda para este tipo de trabajo el modelo Rt 120P.

XII.- Refractarios.- Como en la mayoría de los hornos rotatorios que calcinan conchuela de mar hay la formación de anillos, que requieren ser desprendidos periódicamente por enfriamiento del Kiln que causan por esta razón resquebrajaduras en el revestimiento debido al enfriamiento que se deba hacer para la remoción de los anillos. Hay que tener presente que cuando se calcina conchuela, el revestimiento en la zona de alimentación debe ser capaz de resistir el choque térmico por la exposición continuamente alternada de los gases calientes y el frío de la coquina húmeda que se alimenta. También el revestimiento debe ser resistente al choque mecánico y al desgaste. En la zona de calcinación el revestimiento esta expuesto a corrosión a alta temperatura por la cal, álcalis y cenizas del combustible; no estando sujeta a mucha abrasión la zona intermedia.

Luego vemos, que cada tipo de operación del Kiln tiene su marcha apropiada para tender la más alta economía, para cual la experiencia juega un rol importante y de acuerdo al material a tratar recomendará el tipo de refractario a usar.

Como ya hemos determinado que nuestro horno rota

torio derá de 8' x 250' y que tratara conchuela húmeda, acudimos al manual de la casa Traylor Engineering & MFG. Co., que nos recomienda para las zonas de la boca y de descarga del producto el ladrillo de arcilla refractario de primera calidad (First Quality fire clay brick), lo mismo que para la zona de alimentación y secado de la carga. Para la zona de combustión o del quemador recomienda ladrillo con 70 % de alúmina.

Repsa que trabaja con patentes de Harbison-Walker refractories Company específica que para hornos Rotatorios 8' -0" = 96" de diámetro del cilindro y 7' -0" = 84" de diámetro del revestimiento se requiere 34 ladrillos. de 9" x 6" x 4 o sea que el total será de 34 x 3 x 250 = 25500 ladrillos que según Traylor Engineering se distribuirán de la siguiente manera.

Zona del Rotary -Kiln	Longitud	Tamaño	Tipo	Nº de Lad	
				Neto	Bruto
Boca de Descarga	0' -8"	84.96	F.Q. Fireclay	68	80
Zona de "	4' -4"	"	"	442	530
Zona de Quemador	55' -0"	"	70% Alumina	5610	5800
Zona de Secado	185' -0"	"	F.Q. Fireclay	18870	19600
Zona de Aliment	5' -0"	"			
TOTALES	250' -0"	-	- -	24990	25910

De acuerdo al número bruto tenemos que serán necesarios 20110 F.Q. Fire - Clay de 145 lbs/cuft y 5800 de 70 % de alumina de 150 lbs/cuft como promedio, por lo que el peso total de los ladrillos será de:

Para el F.Q. Fireclay: $0.7854 (8^2 - 7^2) \times 190 \times 145 = 324,540$ lbs

Para el 70 % Alumina: $0.7854 (8^2 - 7^2) \times 55 \times 150 = 97,185$ "

PESO TOTAL REF. = 421,725 lbs

O sea que el horno rotatorio llevara un revestimiento refractario de 191.693 TM de peso o aproximadamente 200 TM si se considera el mortero.

2.- Descripción de la Planta.-

Prácticamente la planta ha sido descrita a lo largo del desarrollo del capítulo anterior referente al "Estudio de la descripción del Equipo que se requiere", a lo que debemos añadir como un Item de importancia el referente a la ubicación de la planta para que esta sea práctica, funcional y económica. También tenemos que tener presente que cuando se habla del tamaño de una planta, nos referimos a la capacidad, que en nuestro caso será de aproximadamente 30000 TM., anuales como máximo, con un producto de más de 80 % de contenido de CaO.

A) Ubicación de la Planta.- La ubicación más adecuada para esta unidad productora debe orientarse ha -

cia el mismo objetivo que el tamaño óptimo, ya delineado, con el fin de obtener la máxima tasa de ganancia, si se trata de un inversionista privado, o hacia la obtención del costo unitario mínimo, si se considera el problema desde el punto de vista social.

Es así que se debe tener presente las variables, que podemos llamar locacionales, a fin de buscar la localización en que la resultante de estas fuerzas conduzca a una máxima tasa de ganancia o a un mínimo costo unitario. Entre estos elementos de juicio habría que considerar: a) La suma de los costos de transportes de materias primas o insumos y productos; b) Disponibilidad y costos relativos de los productos; c) La posición con respecto a factores como: Terrenos y edificios, Tributación y problemas legales, condiciones generales de vida, clima, facilidades administrativas, política de descentralización o centralización, etc.

Es casi una práctica usual para establecer los factores básicos que gobiernan una evaluación para localización de unidades industriales, agruparlas de la siguiente manera: a) Localización de los materiales de producción; b) mano de obra; c) Terrenos disponibles; d) Combustible industrial; e) Facilidad de transporte; f) mercado; g) facilidades de distribución; h) energía; i) Agua; j) Condiciones de vida; k) Leyes y reglamentos; l) Estructura tributaria y, m) Clima.

En realidad el problema que se plantea es complicado cuando se trata de proyectos manufactureros, pero es menos complicado o no existe, cuando se trata de proyectos relativos a la extracción o producción de materias primas, que es nuestro caso, en que se tendrá que realizar necesariamente allí donde se encuentra la materia prima que se va a extraer o el recurso que se va a explotar. Como se trata de una industria orientada hacia las materias primas, analizamos las distintas fuentes de la materia prima e insumos más pesadas y voluminosos, que en nuestro estudio es la conchuela del depósito o manto conchilífero, que sin duda es la variable determinante para la fijación de la ubicación de la planta.

Luego la planta tendrá que estar ubicada en el lugar que esté el yacimiento y, dentro de él, en un punto que tenga influencia en toda el área del depósito es decir que la unidad de beneficio deberá equidistar de los límites exteriores del yacimiento con la finalidad de que el acarreo de la materia prima haga mínima la suma de los costos de transporte. Luego podemos decir que la ubicación queda definida a priori en virtud de la naturaleza misma de la actividad extractiva no teniendo por tanto alternativa.

B) Proyecto Derivado de un Estudio Sectorial.-

No está demás señalar que nuestra planta necesariamente caerá dentro de proyectos que derivan del sector minero cu-

yo criterio se basaría en la consideración de conjuntos de proyectos vinculados por factores técnicos, que se podrán llamar "Complejos Técnicos" y que de acuerdo a la política de nuestro gobierno se enmarcará dentro de la industria básica puesto que considera la instalación de una industria metalúrgica en Quellaveco que hará necesario tener presente este proyecto complementario de la producción de cal, que cae dentro del sector primario de producción. Este conocimiento de localización de los recursos naturales básicos permitirá formar complejos de proyectos sobre la base regional del sur -occidental pudiéndose concertar este proyecto con otros que por razones evidentes también quedarán en la región; formando de este modo complejos geográficos armónicos que redundaran en beneficio del país generando desarrollo y ahorro de divisas.

Atendiendo a todo lo expuesto la planta deberá estar ubicada en el Departamento de Moquegua, en las playas de su costa, cercana a ILO, que por estar con buenas instalaciones portuarias y vías de comunicación de primera hacen posible el normal abastecimiento de insumos importados y de fabricación nacional como también de combustibles que podrá proveer Petro Perú desde su planta en el puerto de ILO. Podemos decir entonces que la planta estará en el corazón mismo del manto conchilífero lo que permitirá la explotación insitu con todas las instalaciones allí establecidas.

Como el suelo tiene características salitrosas

y es de muy buena compactación y resistencia, no se necesitará de mucho trabajo para hacer el camino para el transporte de la materia prima; que solo necesitará de una ligera nivelación para dar paso a un buen tráfico durante todo el año ya que las lluvias son características de nuestra costa, con mínima precipitación pluvial.

C) Energía Eléctrica.- Un factor decisivo en los países en desarrollo para la localización industrial, es la disponibilidad de la energía eléctrica, aun cuando otros factores aconsejan localización distinta. Como con la energía eléctrica suelen encontrarse otras muchas facilidades de producción (Servicio: Educativos, administrativos, etc), al final la balanza se suele inclinar, por lo general, en este último sentido. Felizmente hay la posibilidad de obtenerla de las instalaciones de SPCC o de la refinería de Minero-Perú mediante un convenio con Electro Perú para intercambiar con la hidroeléctrica de Aricota, tal como el acuerdo que existe actualmente entre Aricota y SPCC para el puerto de Ilo. Si Minero - Perú decide establecer una función para sus concentrados de sobre de Quellaveco, esta tendría que considerar entre su proyecto la instalación de una planta térmica, la que suministraría toda la energía necesaria para este sector en dicha zona.

D) Agua.- El agua es un insumo indispensable en la totalidad de las actividades productivas. Su influencia

como factor locacional depende en esencia de su disponibilidad. Esa influencia será mínima si hay agua en la cantidad y calidad requeridos para los variados usos humanos y de la población en general como para los procesos propiamente dichos y para enfriamiento. En caso de ser escasa gravitará como elemento de gran peso para determinar la localización.

Sin embargo en nuestro caso no será un factor negativo, puesto que al igual que la energía eléctrica, sólo se requerirá para el servicio industrial y esta planta muy bien puede trabajar con agua de mar la que se tendría en abundancia mediante bombas de pozo profundo según sea proyectado.

E) Mano de Obra.— Ya hemos dicho que la localización de este proyecto tiene que estar en el lugar del yacimiento, no cayendo en la categoría de industrias "Orientadas hacia la mano de obra", que en otras circunstancias, suponiendo constante los demás factores, resultaría cara; pero se da el caso que la mano de obra también es abundante y lo hay especializada para este tipo de industria. Su incidencia en el costo no será de peso por haber disponibilidad lo que lógicamente redundará en un menor costo.

Cabe señalar que la instalación de esta industria puede estimular en muchas oportunidades la producción de determinadas bienes que darían más oportunidad de trabajo

y elevaría el standard de vida, por lo que vale estimular este proyecto.

F) Política de Descentralización.- Instalar esta industria en ILO cumpliría con uno de los objetivos del gobierno de descongestionar la capital, con lo que diversificaría geográficamente la producción ya que con este proyecto se puede tener la seguridad de aprovechar las riquezas cupríferas con que cuenta el departamento de Moquegua.

Para tal fin el gobierno dentro de sus atribuciones podría establecer reglamentaciones o disposiciones legales y tributarias destinadas a atraer a las empresas. Dadas las fuerzas locacionales que inciden en ILO, estos estímulos pueden influir en la localización de industrias que tienen mayor posibilidad de dispersión geográfica.

La intensidad y efectividad de estas fuerzas variarían mucho según sean las circunstancias específicas y la naturaleza de los estímulos puestos en juego. De gran efecto podría ser contar con los instrumentos crediticios de inversión a plazo adecuado y baja tasa de interés, como también contar con los recursos financieros de cofide si esta industria la llevara a cabo Minero - Perú.

G) Otras Facilidades.- Hay localización en que no existen facilidades administrativas, de vivienda, etc., debiendo proporcionarlos la propia industria en mayor o menor grado, lo que supone una inversión, afectando por consi

guiente el costo de operación. Pero en Ilo se ofrecen una serie de facilidades de este tipo, que de ya influyen en la elección de su localización y que evitaría este tipo de inversión puesto que de acuerdo a las últimas disposiciones del reglamento de la Ley Minera, el yacimiento e instalaciones caerían dentro del radio urbano de dicho puerto lo que eximiría de la provisión de ciertos servicios disminuyendo así el presupuesto para infraestructura.

Ahora bien, si la planta ha de trabajar independientemente del complejo metalúrgico a servir, necesitará contar con servicios auxiliares de mantenimiento como: Talleres de mecánica, soldadura, electricidad, instrumentación, así como también almacenes para repuestos y surtidores de combustibles para la maquinaria móvil (Camiones, tractores, palas, etc) con sus respectivos tanques de almacenamiento. Deberá contar con edificios e instalaciones para administración, primeros auxilios y servicios, que son materias de otras especialidades a cuyo cargo estarían los cálculos y diseños, lo que dependerá en última instancia del estudio definitivo que se pueda adoptar y adaptar a la realidad ya sea en cualquiera de las alternativas: en que la planta trabaje sola o que esté incorporada a todo un complejo metalúrgico, en cuyo caso el costo de instalación de estos servicios auxiliares se reduciría, puesto que serían servicios de carácter general a todas las instalaciones del complejo

Luego de haber hecho un análisis somero de todas

las obras complementarias y de los factores locacionales, que para el presente proyecto son favorables desde todo punto de vista, podemos afirmar que la unidad en estudio tendrá una ubicación con todas las facilidades que brinda la vida moderna, con un clima y condiciones de vida, que a igualdad de los demás factores adquiere importancia respecto a la localización, ya que el clima es típico de la costa sur peruana con temperaturas que fluctúan entre 12°C y 24°C, con humedades relativas promedios, de toda la costa. Con bastante sol en verano y ligeras lloviznas en invierno, contando además con muchos centros recreacionales, culturales y otros propios de urbes probladas.

Breve descripción de la Planta.- Teniendo en cuenta las especificaciones de todas y cada una de las unidades de trabajo para la planta, tenemos que el área que deberá tenerse para la parte concerniente a la operación de separación por medios densos deberá ser 100 x 215 m de largo y para la planta de calcinación de 60 x 125 m de largo, por lo que podemos asumir un ancho uniforme de 100 m., con una longitud total de 350 m., a fin de dar cabida a obras complementarias de mantenimiento, administración y laboratorio de análisis. Por lo tanto la superficie requerida será de 35,000 m².

La planta estará compuesta de la sección desmenuzamiento servida por un alimentador de placas, una chancadora de quijadas que alimentará a una faja transportadora fi

ja y esta a otro faja transportadora móvil que trabajarán al mismo tiempo en serie llenando el Stock e montón que luego será descargado por gravedad mediante echaderos a otra faja transportadora que servirá a la planta de separación por medios densos (H -M) alimentando al lavador (Scrubber) de cilindro rotatorio para luego pasar a la zaranda vibratoria que drenará los insolubles de -6 mallas y todos los solubles mediante aplicación de agua a presión con chisquettes dispuestos a los largo y ancho de dicha zaranda, alimentándolo luego de eliminar los finos y dejar la carga bien limpia al separador de helicoide, con el fin de no contaminar el medio en dicho separador, el que por diferencia de gravedad específica hará que flote el insoluble o piedra llamado Float que saldrá por rebose como Overflow y la conchuela se hundirá siendo arrastrada por el helicoide que lo descargará como underflow llamado Sink que descargará directamente a las zarandas de lavado conjunta y simultáneamente con el float corriendo longitudinalmente a lo largo de ellas separadas por un tabique central en donde recibirán los dos productos lavado a presión mediante chisquettes. Debajo de las zarandas habrá 2 receptáculos: El primero recibirá el medio por drenado natural de la primera tercera parte de la primera zaranda, habiéndose dispuesto en la parte inferior del receptáculo una bomba centrífuga de 4" que retornará el medio denso al separador; el 2º receptáculo recibirá el medio bien diluido por

acción del agua de lavado teniendo también en la parte inferior una bomba centrífuga de 3" que enviará el medio diluido hacia el separador magnético de doble tambor que recuperará el medio (mezcla de ferrosilicon y magnafloat) para luego alimentarlo al densificador de helicoide que por rebose drenará el agua y como Underflow recuperará el medio magnetizado que luego pasará por una bobina desmagnetizadora para quitar al medio las propiedades magnéticas adquiridas, de donde pasará al primer receptáculo de drenado para luego ser bombeado por la bomba de 4" al separador de helicoide cerrándose así el circuito.

El float de la última zaranda de lavado del sistema de recuperación del medio, alimentará una faja transportadora que descargará en una tolva de donde se le extraerá para almacenarla y tenerla como reserva para futuros tratamientos.

El Sink que entrega la última zaranda de lavado se descargará en una faja transportadora que alimentará un tanque de recibo que será servido por un chute para volquetes y otro para la faja transportadora que amontonará la conchuela en el stock que servirá mediante echaderos a la faja transportadora que alimentará al elevador de capachos que a su vez entregará la conchuela al horno rotatorio donde debido a la temperatura producida por la llama de un quemador a petróleo como también al tiempo de permanencia tendrá tres etapas sucesivas como son: Secado en la zona de

alimentación; Calcinación en el centro y combustión en la descarga del producto donde se encuentra el quemador descargando la cal (producto final) a un enfriador rotatorio que entregará el producto frío a un elevador de capachos y de allí a 2 transportadores de gusano que vaciarán la cal a 4 tolvas de recibo que servirán a los carros que transportan el producto (volquetes o carros cerrados de FF. CC.).

El horno rotatorio tendrá en la zona de alimentación un ducto que extraerá los gases de combustión y de descomposición del carbonato, por acción de un extractor de tiro inducido, que a la vez ayuda a la flama de combustión. Como los gases arrastran polvo de cal se tendrá en el camino del ducto una batería de ciclones que limpiarán los gases que saldrán con un mínimo de sólidos al exterior por lá chimenea que sirve a esta zona.

El enfriador estará servido por un extractor de tiro inducido que enfriará el producto además que suministra el aire secundario para la combustión. Este está conectado por un ducto que servirá para la circulación del aire, que por actuar sobre una zona de turbulencia de las partículas debido a la caída de la cal desde el horno al enfriador, arrastrará los sólidos en suspensión por lo que se hace necesario recuperarlos mediante un ciclón para que entregue a la chimenea del enfriador el aire caliente limpio para la atmósfera.

El quemador del horno estará servido por un ventilador que suministrará el aire primario de comb

bustión; de un calentador de petróleo mediante vapor y de bombas centrífugas para inyectar el petróleo a presión.

La planta además contará con una bomba de pozo profundo para suministrar agua de mar a todo el sistema de Heavy Media; con una bomba de sumidero para levantar el medio del piso cada vez que este se tenga que vaciar por paradas imprevistas o cuando es necesario hacerlo para realizar reparaciones. Deberá tenerse un tanque para agua de enfriamiento para los rociillos del horno rotatorio con su bomba para recirculación.

Tanto la planta de medios densos como la de cal estarán controlados por instrumentos que serán accionados por botones de presión en tableros de control

Entre sus servicios contará con laboratorio para análisis químico, una balanza para el producto final, depósitos para almacenar repuestos, herramientas y los insumos como ferrosilicon, magnafloat, aceites lubricantes grasas y otros. También tendrá tanques y grifos surtidores para gasolina y petróleo; talleres para mantenimiento; además de los servicios indispensables de higiene, comedores y casa de cambio. Todo esta infraestructura se instalará de acuerdo a un buen estudio de tiempos y movimientos, de tal manera que se ahorre tiempo y haya fluidez en los desplazamientos, de hombres, materiales y equipos.

3.- Consumos Unitarios.-

Son informaciones importantes y complementarias del Process Design, que nos sirven de base para el estudio económico de la planta que decidirá en última instancia la factibilidad del proyecto. En este rubro tendremos que considerar los insumos como son los "medios": Magnafloat y ferrosilicón para formar la pulpa (medio denso) y su consumo por tonelada de producto en el caso de la planta gravimétrica; los consumos de fierro en lbs/Ton.; la fuerza de HP. Hr/Ton., la mano de obra en hombres - Hora/Ton., agua en m³/Ton., de materia prima, etc.

Previamente detallaremos el tipo de máquinas y características del equipo que se requiere para el proceso.

ESPECIFICACION DE EQUIPOS

OPERACION	TIPO DE MAQUINA	CAPACID.	HP
Chancadora primaria	Denver J 24"x36"	125 TPH	100 X
Alimentador de Placas	Pioneer ST 36"x12'	216 "	5 X
Lavado	Scrubber Marcy 5'x12'	80 "	125 X
Tamizaje (drenaje)	Vibrating Screen 6'x15'	42 "	9 X
" (Lavado-Prod)	" " 5'x10'	20 "	5 X
" "	" " 5'x10'	20 "	5 X
Separación Gravimet.	Helicoide Akins 30"x13'	22 "	2 X
Densificador (medio)	" 24"x16'	2 "	2 X
Bombeo de agua	Layne-Bowler de Tur- bina de pozo profun- do de 10"	1200 GPM	100 X
Bombeo medio denso	Galigher de sumide- ro 2 1/2"	100 "	8 X
Bomba recirc. medio	Denver SRL 5" x 4"	200 "	18 X
" Recuper. "	" " 4"x3'	320 "	12 X
Separador Magnético	Doble tambor concu- rrente de 30"x54"		
	Ding xW - 5	320 "	3 X
Desmagnetización	Bobina de alta fre- cuencia 5"	2 TPH	-

Continua

Continuación

OPERACION	TIPO DE MAQUINA	CAPACIDAD	HP
Calcinación	Traylor Rotary-Kiln 8'x250'	10 TPH	55
Combustión	Quemador Coen con bo quilla de 1/8" a alta Presión	5 GPM	-
Aire Primario	Soplador AM Blower 15 AH	11000 CFM	15
Extractor Tiro Induc.	American Blower MCCI- 1AF	47000 "	140
Recuperación de Pol vo.	Bateria de ciclones Amer. Blower # 26 serie 311	(11000 CFM) 44000 CFM	-
Calentador del Pe tróleo	Coen indirect. Elect Steam Heater-Clase AA 3/2 bombas	100 GPM	50
Enfriador de cal	Traylor Cooler Rot. 5' x 40'	5 TPH	12.5
Extractor tiro In- duc.	Buffalo Forges	15000 CFM	20
Recuperador Polvo	Ciclón Ducon 15 tipo SD	9000 CFM	-
Transporte Materiales	Faja 1: 36"x120' SL 14° 24'	214 TPH	18 X
" "	Faja 2: 36"x70' SL 16° 36'	214 "	11 X

Continua...

Continuación

T	OPERACION	TIPO DE MAQUINA	CAPACIDAD	HP
	Transporte Materiales	Faja 3: 20"x300' SI 11° 35'	62.5 TPM	7.5 ^x
"	"	Faja 4: 12"x100' " 17° 25'.	12 "	1.5 ^x
"	"	Faja 5: 8" x80' " 14° 20'.	4.4	0.5 ^x
"	"	Faja 6: 12"x80' Horiz.	12 "	8
"	"	Elevador capachos N° 1 continental Gin VCB - 801.	12 "	2
"	"	Elevador capachos N° 2	6 "	1.5
"	"	Transp. Tornillo N° 1: 9".	265 CFM	0.5
"	"	Transp. Tornillo N° 2: 9".	265 "	1.0
	Control de Mater.	Balanz. Gravimerick Mod.	12 PPF	5.5 ^x
	En Faja 3	950 y control. M 25A		
	Control de Mater.	IDEM	" "	5.5
	En Faja 6			
	Control de Prod.	Balanz. Howe Mod. RT 120P'	50 TM	-
	Enfriamiento Rodillos	Bomba de 1" Wilfley	50 GPM	3
	Compresor Aire	Westinghouse 100#	100 PSI	10
TOTAL HORSE POWER				762

Todos los ítems marcados en el lado superior derecho con un signo (x) se refieren a la planta de Heavy Media y los demás a la planta de cal (Rotary - Kiln), luego tenemos:

$$\begin{array}{rccccccc} \text{Hp (H - M)} & + & \text{Hp (R - k)} & = & \text{Hp (Totales)}. \\ 438 & + & 324 & = & 762 \end{array}$$

Especificaremos los consumos unitarios de la H-M y del R - K separadamente, por ser dos operaciones diferentes que trabajan con diferentes insumos y materia prima aunque todo constituye un solo complejo, así:

Fuerza:

a) Para la Heavy - Media, tenemos que considerar que trata 1000 TMD o sea es la capacidad de la planta en cabeza y como tiene 438 Hp instalados tenemos:

$$F_{(H-M)} = \frac{438 \times 24}{1000} = 10.5 \text{ Hp.Hr/Ton} = 7.8 \text{ Kw. Hr/Ton cabeza.}$$

b) Para la planta de Cal, tenemos que la cabeza es de 240 TMD de conchuela con una fuerza instalada de 324 Hp, luego;

$$F_{(p.c.)} = \frac{324 \times 24}{240} = 32.4 \text{ Hp. Hr/Tm} = 24.2 \text{ Kwh/Ton cabeza}$$

Agua:

a) Para la Heavy -media, tenemos que nuestra bomba proporciona 1200 GPM y como la planta trata $1000/24 = 41.7$ Ton/Hr., el consumo será:

$$\frac{1200 \times 3.785 \times 60}{1000 \times 41.7} = 6.53 \text{ m}^3/\text{Ton cabeza.}$$

b) La planta de Cal, emplea agua para refrigeración de sus rodillos a razón 250 lt., por cada 100 Kg de de producto (Pág.135), que corresponde a 197.4 Kg de cabeza, o sea: $\frac{2.5 \times 1}{1.974} = 1.27 \text{ m}^3/\text{ton. cabeza.}$

Pero hay que hacer presente que esta agua trabajará en circuito cerrado y por lo tanto el consumo es mínimo, debido a evaporación, que en todo caso es muy lenta y por tanto despreciable.

Fierro.- En realidad el consumo de fierro solo es apreciable en la planta de Heavy Media (H - M), en el desmenuzamiento y lavado en el Scrubber, que se ha calculado en su oportunidad, no habiéndose hecho otra determinación, como por ejemplo, en zaranda en cuanto se refiere a mallas, puesto que el consumo de estas lo dará la experiencia práctica dependiendo de la calidad y especificación de la malla que se emplee.

a) Chancadora, según lo calculado en pág. 100 tenemos: 0.000507 lbs/Ton. cabeza.

b) Scrubber, en la pág. 101 se calculó este consumo en 0,0311 lbs/ton. cabeza.

Medios Densificadores:

a) Ferrosilicon, según datos de Taggart y estadís

ticas de plantas de Sink & Float que usan este medio, dan como una pérdida normal de ferrosilicon la cantidad de 0.90 lb a 0.35 lbs., por Ton., de producto llegando excepcionalmente a 0.10 lbs.

Ahora bien de acuerdo a estadísticas de SPCC, que es la experiencia más cercana, el consumo de sus 2 últimos años (Pág. 59) es de:

0.85 lbs/Ton producto - 0.161 lbs/Ton. cabeza.

b) Magnafloat, para este medio hay datos que van desde 0.75 a 0.25 lbs/Ton cabeza, habiendo consumos tan bajos como de 1.00 lbs/Ton. cabeza.

Segun SPCC el consumo promedio de los 2 últimos años (Pág 59) es de :

0.60 lbs/Ton producto = 0.114 lbs/Ton cabeza.

Consumos que son de realidad bajos y que se han logrado haciendo una serie de ajustes y mediante un meticulo control de las condiciones de trabajo. Son pues metas logradas a base de experiencia y que muy bien se podrían obtener en la práctica en el proyecto que se ponga en marcha.

Consumo de Combustible: Según lo calculado en pág.156 tenemos que el consumo es de:

8'075,613 BTU/Ton de cal producida o sea que se requiere de:

$8'075,613 / 148.087 = 54.5 \text{ Gls/Ton. } 1.3 \text{ Bls/Ton.}$

Donde 148,087 es el poder calorífico del Petróleo (Pág.135). Sabemos también según datos proporcionados por Cliffe, que este consumo va desde 8'000,000 de BTU en los hornos rotatorios largos hasta 9'300,000 BTU en los hornos rotatorios cortos, por lo que nuestro caso cae dentro de esos límites, siendo la relación en peso del Petróleo a cal de 1/5 (Pág.156). Ahora bien, según datos de Pág. tenemos que, nosotros necesitamos: 276.3 Gal/Hr., o sea, que nuestro consumo de combustible será, para 1 Ton., de cabeza, así: $276.3/10 = 27.63$ Gls./ton. Conchuela o lo que se lo mismo:

$$27.63 \times 148087 = 4'091.644 \text{ BTU/Ton cabeza.}$$

Consumo de Aire: Según los cálculos hechos en la Pág.146 tenemos que el peso de aire seco en los gases de combustión es de:

$$1649 \text{ m}^3/\text{Ton cabeza} = 58,376 \text{ cuft/Ton cabeza.}$$

Para las condiciones de trabajo (29.3" Hg y 21°C).

Mano de Obra:

a) Para la planta de Heavy media, considerado una operación continua en la que es necesario tener 3 guardias de 8 horas cada una, tendríamos lo siguiente: En la guardia de día: 1 capataz, 1 operador de la, 1 ayudante de operador, un mecánico, 1 soldador y un ayudante extra para cualquier trabajo de operación o mantenimiento, lo que hace un total de 6 hombres y, para las guardias de tarde y de noche solo se necesitaría de 1 capataz, 1 operador de planta y 1 ayudante o sea 3 hombres en cada guardia. Luego tendremos:

$$8(6+3+3)/1000 = 96/1000 \approx 0.1 \text{ Hr.H/Ton cabeza}$$

Esto considerando únicamente la planta de Sink & Float, pero como necesariamente la planta concentradora depende como una unidad integral del minado (valga la expresión), tendríamos que incluir el personal que interviene en la extracción de la materia prima y que solo trabajará durante la guardia de día en que deja el Stock lleno, estando formada así: 6 operadores de volquete, 1 operador de pala, 1 operador de tractor, 1 mecánico, 1 ayudante de mecánico, 1 operador de chancadora, 1 electricista y 1 ayudante extra o sea 13 hombres, los que sumados a los 6 de la planta dan 19 para la guardia de día, siendo ahora nuestra mano de obra la siguiente:

$$8 (19 + 3 + 3)/1000 = 200/1000 = 0.2 \text{ HrH/ton cabeza.}$$

b) Para la Planta de Cal.- En este caso el personal sera estrictamente para esta sección y estará conformada como sigue; turno de día: 1 capataz, 1 operador del horno, 1 ayudante del operador, 1 mecánico, 1 electricista y 1 extra como ayudante de los anteriores cuando se le requiera o sea 6 hombres y, en las guardias de tarde y noche: 1 capataz, 1 operador y 1 ayudante o sea 3 hombres por guardia, luego tendremos:

$$8(6 + 3 + 3)/240 = 96/240 = 0.4 \text{ Hr.H/Ton cabeza}$$

Aunque estos índices se pueden bajar si nosotros consideramos que solo haya un capataz en cada guardia que dirija tanto la Heavy Media como la planta de Cal, como también si los hombres encargados de mantenimiento dependieran de otros departamentos, en cuyo caso solo se computarían las horas reales y efectivas trabajadas durante reparaciones.

En ambos casos estos índices subirían a 0.9 si consideramos la mano de obra respecto de los productos respectivos.

Consumo de revestimiento refractario (Lining). La vida de los ladrillos refractarios es muy variable y va desde pocas semanas hasta dos años en las zonas calientes correspondientes al quemador, en la que se realiza la combustión y que por lo general y de acuerdo a lo que recomiendan los fabricantes va el ladrillo de aluminio con 70 % Al_2O_3 . Generalmente uno de los factores importantes para lograr una larga vida al refractario es realizar una cuidadosa operación evitando cambios bruscos de temperatura, ya que en nuestra operación no se presentará el caso de desgaste por roce debido a la caliza que erosionaría la superficie del revestimiento desgastándola.

Según reportes estadísticos de SPCC se ha realizado cambio de ladrillo refractario de 70% Al_2O_3 en la zona de alta temperatura en un lapso correspondiente a un promedio

de 308 días de corrida en producción del horno, en paños que dan una longitud promedio de 50 pies de longitud, que en peso equivale a:

$$0.7854 (8^2 - 7^2) \times 50 \times 150 = 88350 \text{ lbs} \approx 88500 \text{ lbs}$$

de Ref.

Donde 150 es el peso de este material en lbs/Cu. FT. (Harbison Walker Ref.).

Por otro lado sabemos que la producción diaria es de 121.6 TM o mejor 120 TM en número redondos, que para 308 nos da:

$120 \times 308 = 36960 \approx 37000$ Ton de cal, o sea que el consumo de ladrillos refractario será de:

$88500/37000 = 2.4 \text{ lbs.}$, Ref. 70% Al_2O_3 /Ton de cal producida o también, referida a la cabeza alimentada:

$88500/240 \times 308 = 1.2 \text{ lbs.}$ Ref. 70 % Al_2O_3 /ton cabeza.

Cada refractario de 9" x 6" x 4" pesa 8.8 lbs. (70% Al_2O_3).

IV. ECONOMIA GENERAL

CONCEPTO GENERAL.

En círculos crecientes de opinión en los diversos países en desarrollo se ha llegado al convencimiento de que el desarrollo económico no se debe dejar abandonado al juego espontáneo de las fuerzas de la economía, sino que, por el contrario, requiere un esfuerzo deliberado, orientado de modo específico a obtener un ritmo más activo de crecimiento del ingreso por habitante.

Este esfuerzo implica la necesidad de abordar el problema del desarrollo económico en toda su extensión, desde sus aspectos teóricos y conceptuales básicos hasta sus fases prácticas y ejecutivas. Dentro de este campo de investigación y estudio quedan incluidas tanto las técnicas de programación global y sectorial, como las relativas a la preparación y evaluación de proyectos individuales de inversión. El problema comprende además importantes cuestiones conexas relativas a la política económica, a la administración y a la organización destinadas a formular y ejecutar los programas y a coordinar la gestión gubernamental, en función de los objetivos del desarrollo.

Es importante reconocer que los proyectos han de estar siempre relacionados con una apreciación del conjunto de la economía. Cuando se decide invertir capitales en

determinada iniciativa, se adoptan aún cuando sea en forma implícita - determinados supuestos acerca del desarrollo e conómico del país o zona determinada de él, como ya hemos visto al tratar de la obligación de la planta. En todo caso se parte de cierta apreciación de conjunto sobre el panorama económico, y si bien la forma y el grado en que se haga dicha apreciación pueden ser diferentes, el hecho ral es que el proyecto individual no se realiza en el vacío, sino dentro de un cierto medio del cual se nutre y a cuyo mejoramiento debe contribuir. Por ello, es preferible reconocer claramente la existencia de esta relación y la conveniencia de investigarla de manera sistemática (como ya se ha hecho a través de todo el trabajo), en vez de abandonarla a formas intuitivas de percepción. Lo que hace muy importante y necesario este reconocimiento es la limitación en los recursos disponibles para la inversión, lo que como es lógico contribuye a explicar la creciente preocupación de nuestro gobierno por la programación del desarrollo, como nunca antes se ha tenido.

La experiencia de los países del tercer mundo muestra que muchas veces se realizan proyectos de la mas diversa índole sin haber cumplido los requisitos de estudio y análisis, tanto en cuanto a la visión global de la economía como en relación con los proyectos individuales, puesto que en las etapas del despegue, las necesidades que han de satisfacerse parecen y son más claras, porque las

estructuras económicas y sociales son más simples, por lo que los recursos disponibles se invierten principalmente en obras públicas y edificios, no habiendo conciencia clara de los problemas del desarrollo económico. En la medida en que el desarrollo se acentúa, las alternativas de inversión resultan menos evidentes, a la vez que aumenta la presión social por un mejor nivel de vida; de allí, que no basta la simple intuición o la firme voluntad de los hombres de acción, para preferir una de las numerosas alternativas de inversión, ya que la única base objetiva para decidir esta asignación de recursos será la que se deriva de los estudios de proyectos individuales, lo que hace doblemente necesario preparar una programación minuciosa con una visión integral del desarrollo económico del país con el objeto de establecer un sistema de metas de producción coherentes, compatibles con la estabilidad del sistema, proporcionando un marco de referencia que permite continuar con más detalle los estudios sectoriales y los de proyecto específico aportando criterios básicos para establecer las medidas fiscales, monetarias, de comercio, de sueldos y salarios, y otras que conduzcan a los objetivos previstos. Así pues, el estudio de los proyectos individuales influirá en la formulación de los objetivos y de la política de los programas, estableciendo así un proceso continuo de revisión y ajuste, para la asignación de los recursos necesarios para financiar determinados proyectos del sector pú -

blico.

Es tarea primordial del economista contribuir directa o indirectamente a que los recursos disponibles sean asignados, entre los distintos usos posibles, al que rinda el máximo de beneficios, es así que al decidir el presente proyecto tenemos que abordar el problema en forma directa y explícita ya que no hay que decidir preferencia por ser único en su tipo por lo que podemos recomendar que se lleve adelante y asignarle todos los recursos que pueda proporcionar CCFIDE de manera preferente por ser como ya lo hemos manifestado una industria básica, que suponemos que la autoridad central responsable de la programación, al evaluarlo, entre los diversos proyectos sometidos a su consideración le dará la primera prioridad.

Por lo general en la industria minera y en la de beneficio, en particular, es de vital importancia el aspecto económico, ya que de la política que se siga dependerá el éxito o fracaso de la industria ya sea que lo realice una entidad privada o una entidad pública y, en este último caso hay que evitar que de hecho se logren a gran costo social y con desperdicio de recursos disponibles.

Por otro lado tenemos que ya se han hecho grandes esfuerzos para sacar adelante la explotación del cobre de Quellaveco, en la que Minero-Perú ha previsto todas las inversiones del proyecto, creo que se justifica la asignación

de recursos para este fin. En la práctica ocurre así cuando a priori se da preferencia a proyectos que son complementarios de otros de mayor envergadura que están en ejecución o a medio ejecutar porque no se puede, en todo caso, mantener improductivas inversiones ya realizadas.

1. ESTIMACION DE LA INVERSION

Conforme a las consideraciones ya expuestas, la tarea de evaluar requiere medir objetivamente ciertas magnitudes resultantes del estudio del proyecto y combinarlas en operaciones aritméticas a fin de obtener los coeficientes de evaluación. La objetividad no implica desconocer que existen diferentes criterios de evaluación y que se discute acerca de cual o cuales son los más adecuados; sin embargo, definido un criterio y reconocidas como válidas sus primisas, deberá poderse expresar en cifras. En otras palabras, se podrá medir, y aunque esta medición se hiciera por distintos observadores, se obtendrá siempre el mismo resultado si se respetan los principios del criterio utilizado. Ahora bien la falta de unanimidad de opiniones respecto a que es lo que se debe medir y como se debe medir para evaluar hace que, en la práctica, esta tarea se lleve a cabo según las preferencias personales de quienes los realizan, según el tipo de información disponible y, en general, según las condiciones específicas de cada estudio.

Una buena parte de las controversias registradas en torno a los criterios de prioridad surgen indudablemente de la falta de una distinción clara del objetivo de la evaluación; ya que, no siempre se ha tenido en cuenta que ella depende de la entidad en favor de quien se evalúa, por lo que han surgido confusiones al valerse de criterios adecuados para seleccionar en función del interés individual y tratar de aplicarlos a casos en que hay que hacerlo en función del interés social.

Sin embargo, cada día hay ideas más claras sobre las diferencias que existen entre asignar recursos según el interés individual o según el interés social. En consecuencia, es cada vez mayor el interés por saber que modificaciones habría que introducir en las normas del empresario privado para hacerlas aplicables al caso social.

Es tarea primordial del economista contribuir directa o indirectamente a que los recursos disponibles sean asignados entre los distintos usos posibles, al que rinda el máximo de beneficios o el mínimo costo ya que en última instancia será lo que aliente a la inversión privada o pública a hacer realidad lo que el profesional cree un buen negocio desde el punto de vista técnico.

Como nuestro caso se trata de un complejo minero lúrgico que comprende dos estadios de tratamiento como son:

- a. La planta de separación por medios densos y
- b. La planta de cal con horno rotatorio, además de la pri-

mera etapa de minado o extracción de la materia prima; en realidad no se tiene detalles acerca de la forma de obtener las cifras básicas sobre costo de los equipos y gastos de instalación por lo que sólo emplearé criterios de estimación en un supuesto razonable basado en plantas similares, cuya utilidad nos servirá para decidir posteriormente sobre la posibilidad financiera del proyecto.

Es así que, siempre la decisión de llevar adelante un proyecto significa asignar a su realización una cantidad de variados recursos, que se pueden agrupar en dos grandes tipos:

A. El capital fijo o inmovilizado, que constituyen los recursos necesarios para la instalación del proyecto, o sea el montaje del "centro de transformación" de insumos, comprendiendo el conjunto de bienes que no son motivo de transacciones corrientes por parte de la empresa. Se adquieren de una vez durante la etapa de instalación del proyecto y se utilizan a lo largo de su vida útil, dentro del cual se puede distinguir entre los rubros que están sujetos a depreciación y obsolescencia, como por ejemplo: reservas de materias primas, maquinarias, edificios y aquellos otros que no lo están como por ejemplo: terrenos.

B. El capital de trabajo o circulante, que es el requerido para la etapa de funcionamiento propiamente dicha. Es el patrimonio en cuenta corriente que necesitan

las empresas para atender sus operaciones de producción o distribución de bienes a servicios o de ambos. Así en nuestro caso no basta con contar con todos los equipos e instalaciones para tener producción; es preciso mantener un acopio de materias primas, repuestos y materiales diversos en almacén, combustibles, valores en proceso de producción, producto en existencia y cuentas por cobrar.

W. T. Nichols ha preparado una guía con métodos seguros para estimar costos, los cuales pueden ser empleados para estudios de este tipo, así, entre los métodos más importantes para determinar una inversión tenemos:

a. Gráficos de C. H. Chilton, llamado método 3 o estimado tipo M, que está basado en publicaciones de índices de referencia para los costos de equipo instalado por tonelada anual de capacidad. Su exactitud promedio varía entre + 15 y - 30 por ciento (por ejemplo para un costo estimado de \$ 1'000,000 se puede tener \$ 870,000 como mínimo y llegar a \$ 1'430,000 como máximo) .

b. Potencia 0.6, que es un método que se apoya en los índices de Chilton pero, basados en la ecuación de R. Williams para lo cual si conocemos el costo de una unidad de una capacidad dada, se puede conocer el de otra de capacidad x veces la primera multiplicando el costo conocido por $x^{0.6}$ para obtener el costo para la segunda capacidad, así:

$$y = a x^n, \text{ donde:}$$

y = Costo

a = constante según el tipo de equipo o factor de proporcionalidad

x = Capacidad de producción o de la unidad

n = Constante = 0.6

sea: $y = a x^{0.6}$

c. Capital Ratio, es un método basado en gráficos Log-Log en los que se plotea el precio del producto vs. la inversión.

$$CR = \frac{\text{Inversión } \$/\text{Ton año}}{\text{Precio } \$/\text{ton}}$$

Basado en la regla 1 : 1 o sea que \$ 1.00 de inversión = \$ 1.00 de producción.

d. Turnover Ratio, llamado también método 7 o es-

timado Tipo z y es el recíproco del capital ratio, o sea:

$$R = \frac{1}{CR} = \frac{\text{Precio } \$/\text{Ton.}}{\text{Inversión } \$/\text{Ton-año}}$$

G. Kiddoo, tiene un estudio de 82 procesos típicos habiendo establecido que la relación TR varía desde 0.2 a 8.0 dependiendo del producto.

e. Evaluación directa, llamado método 1 o estimado de tipo A, basado en la estimación de costo de cada

item de acuerdo a datos del mercado y de factores prácticos en la que se considera un porcentaje de lo anterior para ingeniería y otras contingencias.

Para cada uno de estos métodos hay variados criterios, propios de los economistas que lo sustentan, casi siempre se ha optado por el método 3 de los gráficos de Chilton o estimado Tipo M cuando se trata de una evaluación minera o mineralurgica, por lo que será el método que se siga en este trabajo.

Evaluación según los gráficos de Chilton:

De acuerdo a los precios dados en los gráficos de Chilton para 1950 y corregidos según los índices de costos (cost index), dados para plantas y equipos por Chemical Engineering y por Marshall & Swift, en sus "Economic Indicators" tenemos que se ha estimado que una planta de concentración - que sería nuestro caso para la planta de Heavy Media - Debe costar US \$ 500 por ton. al año de capacidad o sea $43.38 \times 5.00 = \$ 216.90$; luego la planta de Heavy media que estamos calculando, tendrá para una capacidad de 1000 TPD un costo de inversión de:

Toneladas tratadas al año: $1000 \times 300 = 300000$ Tons/año

Inversión : $300000 \times \$/ 216.90 = \$/ 65'070,000.00$

Para la planta de cal el estimado es de US\$ 9.00 por ton.

al año de capacidad o sea : $43.38 \times 9.00 = \$/ 390.42$; lo

que para 240 TPD de capacidad se tendrá un costo de inversión de:

Toneladas tratadas al año: $240 \times 300 = 72000$ Tons/año.

Inversión: $72000 \times \$/ 390.42 = \$/28'110,240.00$

Lo que da una inversión total para la planta de:

$\$/ 65'070,000.00 + 28'110,240.00 = \underline{\underline{\$/ 93'180,240.00}}$

2. ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION

Si tenemos presente que el costo de producción o beneficio es el referente al tratamiento de la materia prima que ya se encuentra en nuestras stocks o tolvas, por lo que el costo de la materia prima se considerará cero, por ser la explotación una actividad muy diferente a la industria de beneficio. En un trabajo presentado por el Ing.^o Luis Alava Saldaña en la revista "Minas" del centro de estudiantes de la ex-facultad de minería de la UNI, de Setiembre de 1964, omite esta consideración pues dice que "el costo del mineral (materia prima) es un valor muy variable que se reduce al costo de extracción, selección y transporte a la planta". Es un asunto complejo por lo que no consideraremos

el costo de la materia prima, refiriéndonos solo al costo de tratamiento. Es pues muy importante no confundir en una sola contabilidad estas dos actividades, que siendo afines son muy diferentes.

Para el presente cálculo se tomará como base 1 tonelada de materia prima (conchuela) en el caso de la Heavy media y 1 tonelada de CaCO_3 (sink) para la planta de cal.

De acuerdo a datos obtenidos para la mano de obra (costos directos), en las páginas 211 y 212 y, según la regla de Loyal Clark, tenemos:

$$\text{Costo} = \text{Costo Directo} + (x + 1.3) \text{ mano de obra} + 0.2 \text{ inversión}$$

$$C = CD + (x + 1.3) L + 0.2 I$$

A. Para la planta de Heavy Media. Base :

Tratamiento de 1000 TMD

Materia Prima: Conchuela con 49.18% CaCO_3 (27.55% CaO)

Recuperación : 35%

Costo medios densificadores:

1. Ferrosilicon \$/ 5.10 lb.

2. Magnafloat \$/ 3.18 lb.

Costo de fuerza: \$/ 0.40 KWH

Costo agua de mar: \$/ 1.00 m³

Costo del fierro : \$/ 6.00 lb.

Jornales: \$/ 30.00 hombre.hora (Promedio)

Mano de obra: Directa = 0.1L; Indirecta = 1.3L

I. COSTO DE TRATAMIENTO DE 1 Ton. de MATERIA PRI
MA

a. Costo directo:

Materia Prima (conchuela)	\$ 0.00
Ferrosilicon a 0.161 lb/ton á \$5.10	0.82
Magnafloat a 0.114 lb/ton á \$3.18	0.36
Fuerza : 7.8 kwh á \$ 0.40	3.12

En este ítem están incluidos los consumos de fierro debido a desgaste de mallas y tuberías por corrosión.

Fierro : 0.1 l ^b / ton a' \$ 6.00	0.60
Agua : 6.53 m ³ /ton á \$ 1.00	<u>6.53</u> \$ 11.43

b. Mano de obra:

Directa : 0.1 (30.00)	\$ 3.00
Indirecta: 1.3 (30.00)	<u>39.00</u> \$ 42.00

Supervisión técnica	0.25L
Operadores	0.10L
Sobrecargas mano de.	<u>0.95L</u>
	<u>1.30L</u>

c. Cargas generales y servicios

(Factor: 0.2I)

Mantenimiento de equipo	0.05I
Impuestos y gabelas	0.03I

Protección a la propiedad	0.021
Amortización de equipos	<u>0.101</u>
	<u>0.201</u>

$$\text{CGyS} = \frac{65'070,000.00(0.2)}{300,000} = \text{\$/ 43.38}$$

Costo Total de Tratamiento de 1 ton en H-M \\$/96.81

Son: Noventiseis y 81/100 soles oro
por Tonelada de conchuela con 49.18% CaCO_3
Que en dólares equivale a US\$ 2.23, sin incluir
el costo de la materia prima.

b. Para la planta de cal. Base:

Tratamiento 240 TMD

Materia Prima: Conchuela (sink) con 50.68% CaO
(90.25% CaCO_3)

Recuperación : 78.6%

Costo de Fuerza: \\$/ 0.40 Kwh

Costo de agua : Es despreciable

Costo combustible: \\$/ 15.20 por 1'000.000 BTU
(US\$ 0.35)

Costo refractario de 70% Al_2O_3 : \\$/ 5.20 por lb.
(US\$ 0.12)

Costo del aire: \\$/ 0.65 por 1000 CU.FT.
(US\$ 0.015)

Jornales: S/ 30.00 hombre-hora (Promedio)

Mano de Obra: Directa = 0.41; Indirecta = 1.3 L.

II. Costo de tratamiento (calcineración) de 1 ton. de sink:

a. Costo Directo:

Cabeza o sink (hallado para H-M)

Fuerza: 24.2 Kwh/Ton á S/ 0.40 S/ 9.68

Combustible: 4'091,644 BTU/Ton.

A S/15.20/1'000.000 BTU 62.20

Refractario: 1.2 lb/Ton á S/ 5.20 6.24

Aire: 58376 cuft/Ton á S/ 0.65/1000 cuft. 37.94 S/ 116.06

b. Mano de obra:

Directa: 0.4 (30.00) S/ 12.00

Indirecta: 1.3 (30.00) 39.00 S/ 51.00

c. Cargas generales y servicios:

Factor: 0.21

CGyS $\frac{28'110,240.00 (0.2)}{72000} =$ 78.08

Costo total de tratamiento de 1 ton en el R. K. S/ 245.14

Son: Doscientos cuarenticinco y 14/100 soles oro

Por ton. de sink con 50.68 % Cao.

3.- Balance Económico.-

Evaluación del Proyecto.- "El análisis de balances

es una de las formas mas sencillas y rápidas de apreciar el desarrollo de un negocio y, por lo tanto, es recomendable aplicarlo para el estudio de las operaciones de una empresa, con fines de inversión, ya que esta es la única manera de medir el éxito o fracaso de una actividad comercial cualesquiera, y por ende de una empresa mineralúrgica, de allí la necesidad de interpretar adecuadamente los balances económicos confeccionados de acuerdo con las disposiciones legales existentes y la práctica establecida en el país".

Base: Como base para el presente trabajo tomaremos la producción de un día del horno de cal, sin considerar el valor de la materia prima para H - M, minada del manto.

Calcinación de 240 TMD de sink con 50.68% CaO

Recuperación en la calcinación : 78.4%

Precio de 1 tm de cal con 100%CaO: \$ 2500.00

Impuesto: 40% del beneficio bruto

A. Balance:

a. Valor de la CaO recuperada

$$240 \times 0.5068 \times 0.786 \times 2500.00 = \$ 233,533.44$$

b. Costo de tratamiento

I. En la planta de heavy media

para obtener 240 TM de sink

$$\frac{1000}{100.1} \times 240 = 1262 \text{ tm de conchuela}$$

Luego: $1262 \times 96.81 = \$ 122174.22$

II. 240 tm sink el el rotary - kiln

será: $240 \times 245.41 = \underline{58833.60} \quad 181,007.32$

Beneficio brutos $\$ 52,526.12$

Impuesto 40 % $\underline{21,010.45}$

Beneficio Neto $\underline{\underline{\$ 31,515.67}}$

b. Capital Total:

a. De inversión

Para H-M $\$ 216.90 \times 1000 = \$ 216,900.00$

Para R-k $= 390.42 \times 240 = \underline{93,700.80} \quad \$ 310,600.08$

b. De trabajo

20% Ventas $= 233,533.44 (0.20) = \underline{46,706.68}$

Capital total: $\$ \underline{\underline{357,307.48}}$

c. Retorno sobre inversión

Esta dado por la siguiente relación:

Retorno = $\frac{\text{Beneficio neto}}{\text{Capital total}}$

$R = \frac{31,515.67}{357,307.48} = 0.088 = 8.8 \%$

$\frac{1}{0.088} = 11.4 \quad 12 \text{ años}$

O sea que el capital comprometido en la inver -

sión se pagará en 12 años, lo que es justificado para este tipo de industria ya que la DEPRECIACION, que como sabemos es la perdida en valor de una planta, equipo y material en un determinado lapso de tiempo, causado por :

- a. Acción química o corrosión;
- b. Acción física como: carcomido, decrepitud, abrasión, desgaste normal, inadecuado mantenimiento o reparación
- c. Insuficiencia y,
- d. obsolescencia; habiendo sido fijado para este tipo de industria, por el U.S. Bureau of Internal Revenue en $\frac{62}{3}$ por ciento al año, lo que da una vida promedio para la planta de 15 años , por lo que en nuestro caso tenemos 3 años de margen.

Si quisieramos un retorno de 10% podríamos obtenerlo levantando el precio de la cal, pero, se da el caso de que esta industria es complementaria de un complejo superior y además esta catalogada como básica no siendo en verdad esencial una gran utilidad, sino mas bien el menor costo, aunque hay que aclarar que no habiéndose considerado el costo de la materia prima, los beneficios bruto y neto disminuyen y, por lo tanto, varía el retorno corelativamente, aunque esto es absorbido por la gran rentabilidad que tiene el cobre, que en última instancia es lo que justifica esta inversión.

Break Even Point (B.E.P.)

Hay la necesidad de analizar las modificaciones que sufriría el presupuesto al variar alguno de sus componentes significativos durante ciertos períodos de la vida útil de proyecto. Este análisis permitirá apreciar los márgenes de seguridad que se tendrá frente a esas variaciones y puede facilitarse mediante la representación gráfica de los presupuestos y la determinación de los llamados puntos de nivelación de ingresos y gastos. De allí que nada mejor que determinar el BEP (Punto de Ganancia cero), que es un índice que nos da el punto crítico de un negocio, indicándonos el límite donde no se gana ni se pierde, es decir, es la capacidad de cierre del negocio y esta dado por la siguiente ecuación:

$$Vx = 0.2I + (CD + 2.3L) x$$

$$x = \frac{0.2I}{V - (CD+2.3L)}; \text{ además sabemos que:}$$

$$\text{Costo fijo} = CF = 0.2I$$

$$\text{Costo Variable} = CV = CD + 2.3L = CT - CF$$

$$\text{Costo tratamiento} = CT \quad V = \text{Ventas}$$

Luego para nuestro caso tenemos:

1. Costo de la planta:

\$ 93'180,240.00

- REPRESENTACION GRAFICA DEL PRESUPUESTO -

2. Costo Fijo (CF)

93'180,240.00

3. Costos Variables

$CV = CT - CF$

$CT = 96.81 \cdot (300000) + 245.14 \cdot (72000)$

$29'043'093.00 + 17'650.080.00 = 46'693'173.00$

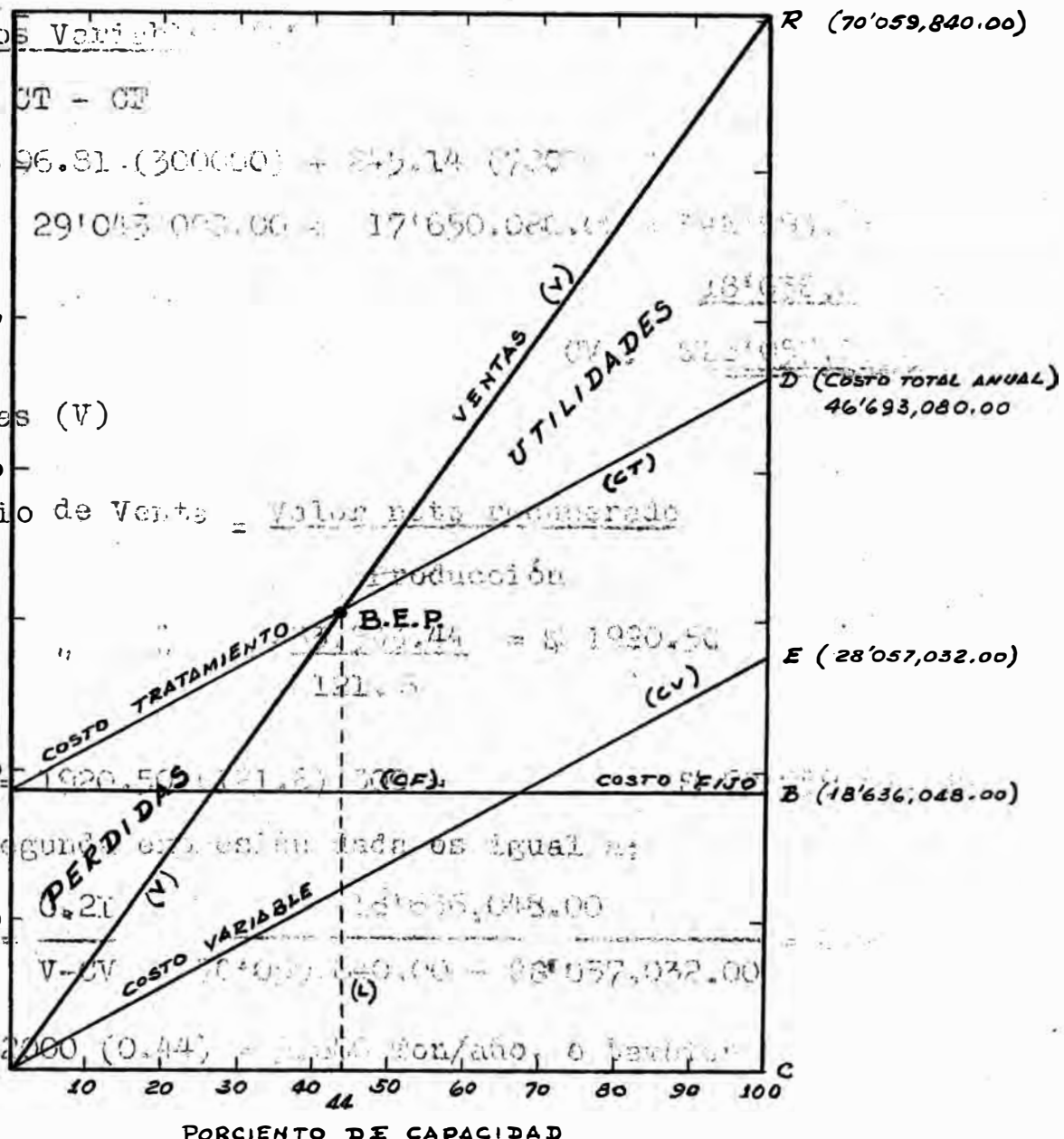
$CF = 93'180,240.00$

4. Ventas (V)

$\text{Precio de Venta} = \frac{\text{Valor neto recuperado}}{\text{Producción}}$

$\text{Precio de Venta} = \frac{21'220'440}{121.5} = \$ 174,650.53$

MILLONES DE SOLES ORO
AL AÑO



R (70'059,840.00)
D (COSTO TOTAL ANUAL) 46'693,080.00
E (28'057,032.00)
B (18'636,048.00)

$BEP = \frac{72000}{0.44} = 163,636.36$ unidades/año, o unidades

$BEP = \frac{31680}{0.30} = 106,000$ unidades/año, o unidades

COSTOS E INGRESOS A DISTINTAS CAPACIDADES DE PRODUCCION

Lo que nos indica que la planta de Rotary deberá producir menos de 106 TMD de azúcar al año para no perder dinero. Lo mismo al Rotary-III, que deberá producir más de 106 TMD de azúcar para no perder dinero.

2. Costo Fijo (CF)

$$93'180,240.00 (0.20) = \$ 18'636,048.00$$

3. Costos Variables (CV)

$$CV = CT - CF$$

$$CT = 96.81 (300000) + 245.14 (72000)$$

$$29'043.000.00 + 17'650.080.00 = \$46'693,080.00$$

$$CF = \underline{18'636,048.00}$$

$$CV : \underline{\underline{\$28'057,032.00}}$$

4. Ventas (V)

$$\text{Precio de Venta} = \frac{\text{Valor neto recuperado}}{\text{Producción}}$$

$$" \quad " \quad " \quad = \frac{233,533.44}{121.6} = \$ 1920.50$$

$$V = 1920.50 (121.6) 300 = \$ 70'059,840.00$$

La segunda expresión dada es igual a:

$$x = \frac{0.21}{V-CV} = \frac{18'636,048.00}{70'059,840.00 - 28'057,032.00} = 0.44$$

$$\text{BEP} = 72000 (0.44) = 31680 \text{ Ton/año, ó también sink}$$

$$\text{BEP} = \frac{31680}{300} = 106 \text{ tons. sink al Rot kiln/día.}$$

Lo que nos indica que la planta de Heavy Media no deberá producir menos de 106 TMD de sink o lo que es lo mismo el Rotary-kiln podrá trabajar con una cabeza mínima de 106 TMD de sink, puesto que con esa alimentación se ten

drá el punto de "Ganancia Cero" o equilibrio.

Aún lo podemos expresar mejor con respecto a la producción de cal, para lo cual el BEP será:

$$\text{BEP}_{\text{cal}} = 121.6 (300) 0.44 = 16051 \text{ tons, de cal/año, o}$$

$$\text{BEP}_{\text{cal}} = \frac{16051}{300} = 53.5 \text{ tons. de cal/día}$$

Luego esta sería la producción mínima permisible:

De acuerdo a la representación gráfica del presupuesto tenemos la siguiente interpretación:

OR = Ventas a precio constante, que corresponde a los ingresos anuales para distintas producciones, correspondiendo CR = \$ 70'059,840.00, Para 100% de capacidad.

OA = CB = \$ 18'656, 048.00 = Costos fijos anuales, representados por la línea AB, paralela al eje de abscisas, para los distintos ritmos de producción.

OE = Costos variables para los distintos ritmos de producción siendo CE = \$ 28' 057,032, 00 el valor para el 100% de capacidad.

AD = Costo de tratamiento para distintos ritmos de producción, siendo CD = \$ 46'693,080.00 el costo total para 100% de capacidad.

Como se ha aceptado la proporcionalidad estricta entre los gastos variables y la capacidad utilizada, las líneas OE y AD representan la forma en que se modifican

los costos variables y totales respectivamente de acuerdo con las variaciones del ritmo de producción.

La intersección de las líneas OB (ventas) y AD (costo de tratamiento o totales) da el BEE (Break Even Point) o punto de nivelación, que corresponde a L = 44% de aprovechamiento de la capacidad instalada.

Valor Agregado

Esta dado por la siguiente relación:

Valor agregado = $\frac{\text{Beneficio Bruto}}{\text{Costo de Producción}}$, luego tenemos:

$$VA = \frac{52526.12}{131007.32} = 0.29$$

C esca que cada sol oro invertido esta generando \$/ 0.29 .

Distribución de la riqueza

Todos los beneficios o riquezas producidas, se distribuyen de la siguiente manera:

1. Al trabajo;
2. Al capital y,
3. Al estado

Luego esta industria le producirá:

Al Trabajo:

$$(42.00 \times 1000 + 51.00 \times 240) 300 = \$/ 16'272,000.00 \text{ } 50.60\%$$

Al Capital:

31,515.67 = 300 = 9'547,701.00 29.80 %

Al Estado:

21,010.00 x 300 = 6'303,135.00 19.60 %
\$ 32'122,836.00 100.00 %

Financiación

Las inversiones totales del proyecto alcanzan a la suma de \$ 93'180,240.00 que podría ser financiado como empresa de propiedad social con aportaciones de COFIDE y créditos del Banco Minero pagaderos en un plazo de 15 años (podrían ser 20 años), con una tasa de interés de 4.75 %

Como hemos visto en el cuadro de distribución de la riqueza, si el capitalista es Minero-Perú, al que con la finalidad de que genere impuestos no se le da trato preferencial, vemos que puede cumplir con sus obligaciones con la rentabilidad que tiene el proyecto ya que de ser una industria de interés social no tendrá deseo de lucrar y por lo tanto se le podrá exigir alta amortización para la recuperación de la inversión en el tiempo más corto posible, de acuerdo a las posibilidades propias de la industria mineralúrgica.

Los pagos serían pues, de acuerdo a la fórmula de la amortización cuando el dinero se recibe al comienzo,

así: $PR^n = A \frac{(R^n - 1)}{r}$ donde:

P = Capital

A = Amortización

R = r + 1, siendo r = %

n = Tiempo en años

Despejando A y de acuerdo a las tablas dados en "examination and Valvation of Mineral Property "De R.Parks, tenemos:

$$A = P (R^n) \left(\frac{r}{R^n - 1} \right)$$

Donde los paréntesis son factores que se encuentran en las tablas de Roland - Parks.

$$A = 93'180,240.00(1.0475)^{15} \left[\frac{0.0475}{(1.0475)^{15} - 1} \right]$$

$$A = 93'180,240.00 (2.0059) (0.04722)$$

$$A = \$ 8'825,901.70$$

Suma que se puede pagar ya que es inferior a la participación del inversionista y que como dijéramos más antes está respaldada por los valores cada vez más altos del cobre.

V. CONCLUSIONES

La determinación de prioridades plantea en realidad tres tipos de problemas que - aunque estrechamente relacionados - razones prácticas aconsejan estudiar separadamente, así:

1. Se podría preguntar lo siguiente : ¿ Por qué llevar a cabo este proyecto y no otro? - Porque es una industria básica de apoyo a otra más compleja, que necesariamente se debe desarrollar aún en el supuesto de tener un BEP nulo.

2. La pregunta sería: ¿ Por qué producir la cal empleando las operaciones propuestas y no otras? - Porque está probado que el método del sink & float es el más práctico y versátil que otros convencionales y porque el procedimiento no utiliza reactivos químicos, empleando sólo agua y densificadores de muy bajo consumo, que son recuperables por métodos magnéticos. También porque el Rotary-Kiln es el mejor tipo de horno para esta clase de materia prima, no requiriendo ambas operaciones de mucha mano de obra.

3. ¿ Por qué hacerlo ahora y no más adelante? . Porque ya hay inversiones y estudios de exploración y preparación en el proyecto Quellaveco, que tiene 1ª prioridad y alta rentabilidad debido a la escasez del cobre en el mercado mundial, donde los precios pasan de US \$ 1.00 lb. de cobre .

A estas razones podemos agregar:

4. Que la planta proyectada permite elasticidad en el trabajo, ya que se tiene muchos parametros que dan versatilidad en sus dos operaciones, siendo lo más práctico para este tipo de materia prima y, porque se le puede ampliar cuando se halle métodos para tratar los finos que por razones obvias se acumularán, los que sin duda, tendrán más valor en el futuro.

5. Estos finos incentivarán la iniciativa de los técnicos y profesionales para hallar nuevos métodos de tratamiento.

6. El proyecto solo es antieconómico cuando la capacidad de la planta de cal es de una producción menor de 53,5TMD.

RECOMENDACIONES

1. Interesar a Minero-Perú ahora que el Estado ha asumido la responsabilidad de desarrollar la industria básica, a fin de que el país pueda disfrutar de estos beneficios en favor de una vida mejor para los peruanos como de independencia económica.

2. Financiarlo mediante el aporte de los fondos que "COFIDE" pueda captar del fondo de compensación minera o mediante el sistema de propiedad social incentivando la formación de ahorros que deben considerarse en función de la ac

tual política económica relativa al desarrollo, no perdiendo de vista la posibilidad de que el buen éxito del presente proyecto estimule nuevos ahorros que de otra manera no se generarían e inducirían a un grupo de consumidores a ahorrar más.

3. Como el proyecto permite llevar a cabo las operaciones in - situ, dará trabajo a gentes de la región sur ayudando a la descentralización y descongestión de la capital, con lo que alentaría a crear otro polo industrial en esta región sur-occidental del Perú, tan necesario ahora, que nuestro vecino sureño está propiciando una política de puertas abiertas al capital de los países desarrollados, sobre todo para sopesar el gran adelanto industrial de la ciudad de Arica.

VI. ANEXOS

1.- FACTIBILIDAD DE BENEFICIAR LOS DESECHOS (GOLAS) DE CONCHUELA DE - 1/4" DEL DEPOSITO DE COQUINA.-

Introducción y Objetivo:

Se ha realizado un estudio de investigación conducente a determinar la factibilidad de recuperar conchuela (CaCO_3) del material fino del desecho, por concentración, a fin de ver si vale la pena almacenar este material para una futura utilización, en Colorado School Mines Research.

Es así que el objetivo era recurrir a la concentración gravimétrica y hacer las recomendaciones de posibles procedimientos técnicos para obtener productos de 90% de CaCO_3 en lo posible.

Una porción representativa de cada una de las 2 muestras para trabajo, se separaron para análisis y pruebas de malla. Se hicieron pruebas de separación por líquidos pesados en cada muestra. La muestra de -1/4" + 6m. Se tomó para someterla a una prueba en jigs. Sobre mesas de concentración se corrieron las muestras -6 m.

Las pruebas sobre mesas y jigs se hicieron para evaluar los efectos que tendría el factor forma entre el insoluble (ganga) y la conchuela.

DISCUSION:

El programa de pruebas se hizo con la idea de evaluar un número limitado de posibles procesos de concentración, consistiendo de tres fases. El primero fue para determinar la posibilidad de producir un concentrado aceptable o una cola conveniente por una simple operación de zarandeo o tamizado. La segunda fue para determinar la posibilidad de concentración gravimétrica mediante separación por líquidos densos. La tercera, fue para evaluar los métodos convencionales de Jig y mesa.

La diferencia principal de forma entre la ~~concha~~ la generalmente plana y la piedra redondeada hizo conveniente complementar las pruebas de líquidos pesados con pruebas de jigs y mesas para evaluar la tratabilidad en plantas por métodos de tipo gravimétrico.

Se tenía 2 muestras para este objeto, una denominado $-1/4'' + 6$ mesh y otra -6 mesh. La muestra de tamaño mayor contenía 71.7 % -6 mesh.

A. Tamización:

Descripción de las muestras y preparación.- Las muestras estaban contenidas en 4 cilindros. La muestra $-1/4'' + 6$ mesh estaba en los cilindros N^o 1 y 2, con un peso de 1420 lbs. Los cilindros 3 y 4 contenían la muestra 6 mesh, pesando 1499 lbs. Los interiores de los cilindros

tenían oxidación, a pesar de lo cual, las muestras presentaban ligera oxidación.

Cada muestra fue mezclada por apilamiento, tomándose un cuarto del total para las pruebas siendo apilada y cuarteada. Este material para prueba fue secado y partido en proporciones representativas para las varias pruebas, usando un partidór Jones.

Era pues, un típico material del depósito de coquina que contenía abundantes fragmentos de conchuela blanca (aragonita) y piedra oscura de grano fino básicamente granatoide, no había partículas cementadas.

Análisis de Mallas.- Una porción representativa de cada muestra fue zarandeada en seco por 10 minutos en un Ro-Tap sobre una serie de tamices de malla cuadrada standard Tyler. Cada porción fue analizado por CaCO_3 . Ver tablas 1 y 2.

TABLA N° 1

ANÁLISIS DE MALLAS - PRUEBA N° 1

MUESTRA : - 1/4" + 6 MESH COQUINA.

PROCEDIMIENTO: La muestra dividida tomándose alrededor de 23 lbs., secada y zarandeada en seco por 10 minutos en los tamices que se indican. Cada parte pulverizada y analizada.

RESULTADOS:

Productos Mallas Tyler	% en Peso		Análisis Químico		Análisis Acumulativo Calculado	Distribución en %		
	Directo	Acumulativo	% CaCO ₃	% In-soluble	% CaCO ₃	CaCO ₃	Insoluble	CaCO ₃ Acumulativo
Cabeza (Analiz.)	0.0	0.0	72.4	24.1	0.0	0.0	0.0	0.0
Cabeza (Calcul.)	100.0	100.0	72.5	23.5	0.0	100.0	100.0	0.0
- 3 + 4	4.6	4.6	75.6	20.8	75.6	4.8	4.1	4.8
- 4 + 6	26.7	28.3	80.4	15.8	79.6	26.3	15.9	31.1
- 6 + 8	23.0	51.3	80.0	16.6	79.8	25.4	16.2	56.5
- 8 + 10	17.9	69.2	77.3	19.4	79.1	19.0	14.8	75.5
- 10 + 14	11.3	80.5	69.8	25.8	77.8	10.9	12.4	86.4
- 14 + 20	8.5	89.0	61.1	34.4	76.2	7.1	12.4	93.5
- 20	11.0	100.0	42.8	51.7	72.5	6.5	24.2	100.0

NOTA: La muestra contiene 71.7% -6 Mesh, a pesar de su nominación como -1/4" + 6 Mesh.

TABLA N° 2

ANALIS DE MALLAS - PRUEBA N° 2.

MUESTRA : - 6 MESH COQUINA.

PROCEDIMIENTO: Se tomó una muestra de alrededor de 1000 grs., secada y zarandeada en seco durante 20 minutos sobre los tamices que se indican. Cada parte fue pulverizada y analizada.

RESULTADOS:

Productos Mallas Tyler	% en Peso		Análisis Químico		Analisis Acumulativo Caleulado	Distribución en %		
	Directo	Acumulativo	% CaCo3	% Insoluble	% CaCo3	CaCo3	Insoluble	CaCo3 Acumulativo
Cabeza(Analiz.)	0.0	0.0	49.8	48.2	0.0	0.0	0.0	0.0
Cabeza (Calcul)	100.0	100.0	49.5	47.2	0.0	100.0	100.0	0.0
- 6 + 8	8.5	8.5	73.0	24.2	73.0	12.5	4.4	12.5
- 8 + 10	9.5	18.0	71.0	26.5	71.9	13.6	5.3	26.1
- 10 + 14	12.7	30.7	63.7	33.0	68.5	16.3	8.9	42.4
- 14 + 20	17.8	48.5	59.0	36.9	65.0	21.2	13.9	63.6
- 20 + 28	15.8	64.3	54.1	42.4	62.3	17.3	14.2	80.9
- 28 + 48	23.0	87.3	36.5	60.5	55.5	17.0	29.5	97.9
- 48 + 100	11.9	99.2	8.3	88.6	49.9	2.0	22.3	99.9
- 100	0.8	100.0	5.5	89.8	49.5	0.1	1.5	100.0

Las figuras N^o 1 y N^o 2 nos dan la relación que existe entre el tamaño del producto, la composición del producto y, la recuperación de CaCO₃. Por ejemplo, en la figura N^o 1 un producto del material denominado "- 1/4" + 6 mesh que tuviera todo + 8 mesh debería tener una composición de 79.8% de CaCO₃ y contener el 56.5 % de CaCO₃ total.

Ambas pruebas muestran, en general, que el grado o ley decrece con la disminución de tamaño. Esto indica, que se puede obtener alguna concentración por tamizado o zarandeo, pero que un 90% de CaCO₃ en el producto no podrá ser obtenida, por tamización en mallas de abertura cuadrada, en todo caso de estos productos.

Los resultados muestran que podría utilizarse la clasificación por tamaños de algunos desechos (colas) a los que previamente se le haya eliminado los tamaños más finos por clasificación o algún otro proceso.

B. Separación por líquidos pesados:

Las pruebas por líquidos pesados fueron realizadas en ambas muestras. Los resultados de estas pruebas están detallados en las tablas N^o 3 y N^o 4.

Las figuras N^o 3 y N^o 4 ilustran la relación en

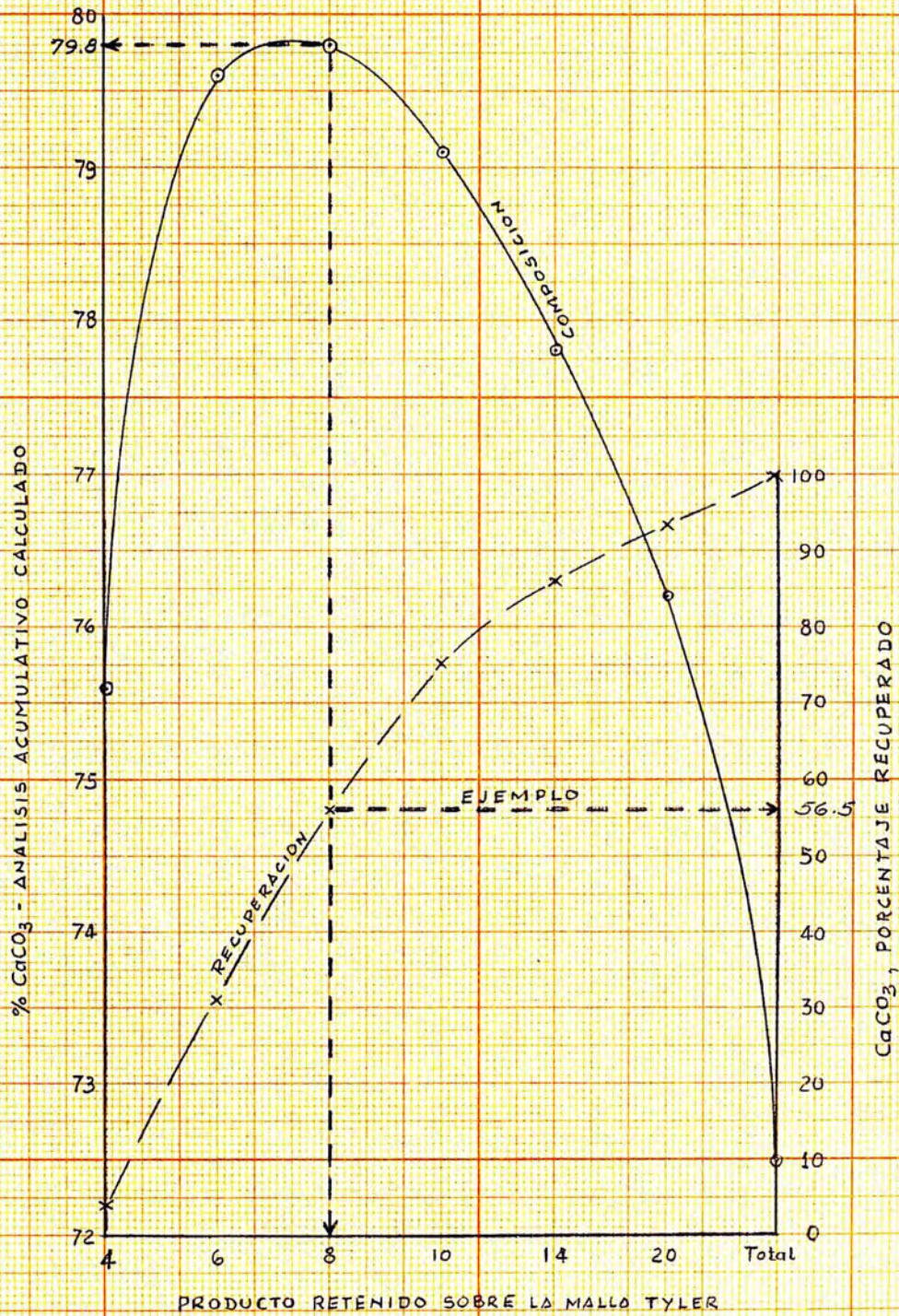
tre la recuperación de CaCO_3 , porcentaje de insoluble, gravedad específica del líquido pesado y, el grado o ley del sink en el producto.

Por ejemplo, en la figura 3 un producto del material denominado "- 1/4" + 6 mesh" para que contenga 90% de CaCO_3 debe ser producido por una gravedad específica de 2.63 y contener 7.8% de insoluble, pudiendo obtenerse de esta operación una recuperación del 99 % del CaCO_3 .

- FIGURA 1 -

PRUEBA N° 1 - ANALISIS DE MALLAS

MUESTRA DE CONCHUELA DE $-\frac{1}{4}'' + 6$ MESH

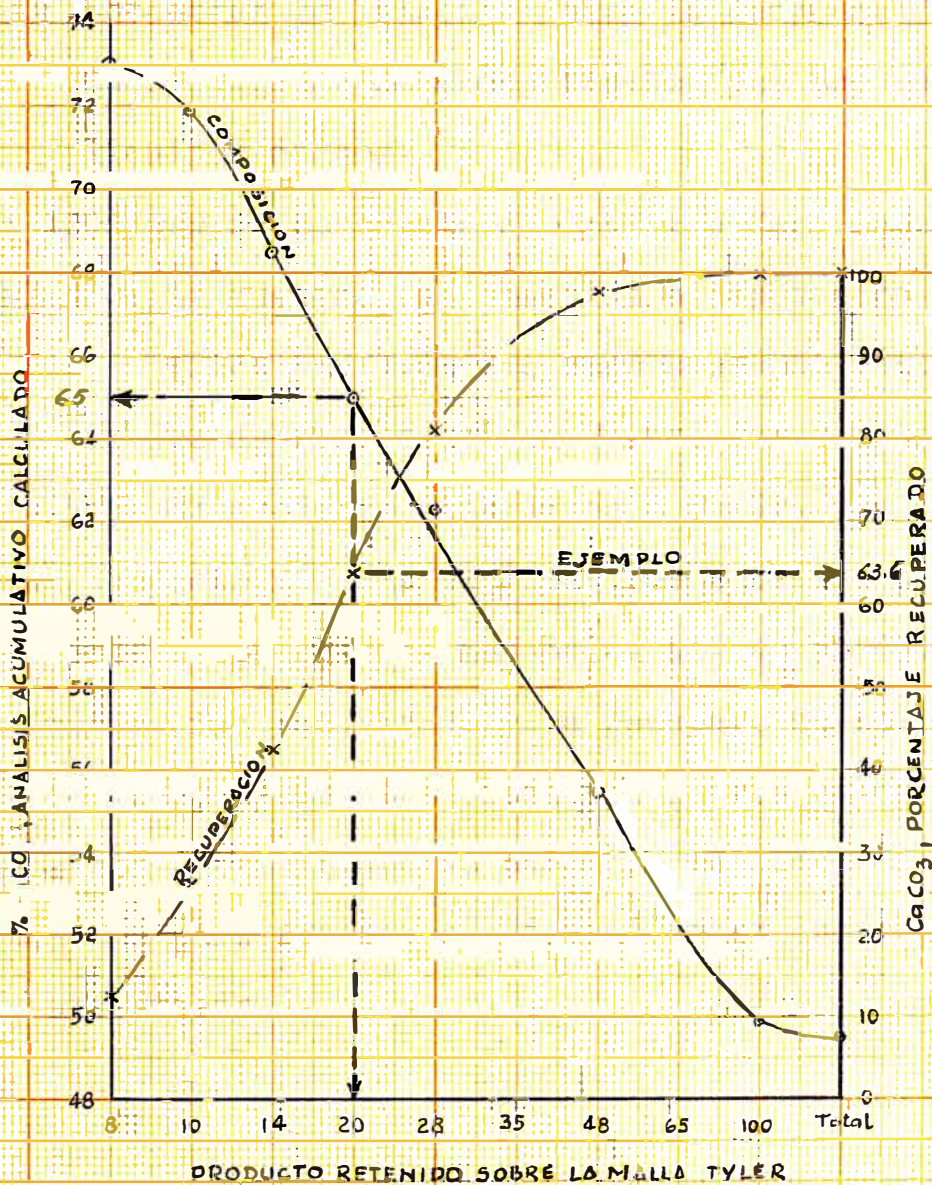


- ——— % CaCO₃, ANALISIS CALCULADO
- x ——— CaCO₃, PORCENTAJE RECUPERADO
- — — EJEMPLO

— FIGURA 2 —

PRUEBA N° 2 - ANALISIS DE MALLAS

MUESTRA DE CONCRETO DE -6 ME=H



- ——— % CaCO₃, ANALISIS ACUMULATIVO CALCULADO
- x ——— CaCO₃, PORCENTAJE RECUPERADO
- — — — — EJEMPLO

mg

TABLA N° 3

PRUEBA N° 1 DE SEPARACION POR LIQUIDOS DENSOS

PROPOSITO: Encontrar la relación entre la Recuperación de CaCO_3 y grado de concentración por separación en líquidos densos.

MUESTRA: 1000 Grs de conchuela de $\frac{1}{4}$ " + 6 Mesh (Aprox.).

PROCEDIMIENTO: La muestra fue sometida a separación gravimétrica por líquidos densos usando tetrabromuro de acetileno con Sp.Gr. de: 2.810, 2.725, 2.675 y 2.575. El producto Sink de cada Sp.Gr. fue recuperado como un producto final y el Float fue separado para la siguiente prueba con Sp. Gr. más baja. Así un producto sink de cada Sp. Gr. fue recuperado y se recuperó un solo producto float de 2.575 Sp.Gr. Los productos fueron cuidadosamente lavados con tetracloruro de carbono, seguidos de un lavado con acetona para remover el líquido denso que pudiera haber sido arrastrado.

RESULTADOS

PRODUCTOS	PESO %	ANALISIS QUIMICO		DISTRIBUCION %	
		Ca CO ₃ %	Insol. %	Ca CO ₃	INSO- LUBLE
Cabeza (Analizada)	-.-	72.4	24.1	-.-	-.-
Cabeza (Calculada)	-.-	74.0	23.7	100.0	100.0
Acumul.Sink 2.810	66.1	96.8	1.1	86.4	3.1
Float 2.810	33.9(x)	29.6	67.6	13.6	96.9
Acumul.Sink 2.725	75.7(x)	95.9	1.8	98.1	5.7
Float 2.725	24.3(x)	5.8	91.8	1.9	94.3
Acumul.Sink 2.675	77.7(x)	93.8	3.9	98.4	12.7
Float 2.675	22.3(x)	5.3	92.6	1.6	87.3
Acumul.Sink 2.575	95.8(x)	77.0	20.8	99.6	84.3
Float 2.575	4.2	6.9	88.3	0.4	15.7

NOTA: Los datos de los productos de cada separación son acumulativos al total base de mena.

(x) Estos productos son calculados.

TABLA N° 4

PRUEBA N° 2 DE SEPARACION POR LIQUIDOS DENSOS

PROPOSITO: El mismo que para la Prueba N° 1 (Tabla N° 3)

MUESTRA : 500 Grs de conchuela de -6 Mesh (Aprox.)

PROCEDIMIENTO: El mismo que para la Prueba N° 1, excepto que se corrió con líquidos densos de gravedad Específica: 2.830, 2.725, 2.670 y 2.560.

RESULTADOS

PRODUCTOS	PESO %	ANALISIS QUIMICO		% DISTRIBUCION	
		Ca CO3 %	Insol. %	Ca CO3	INSOLUBIE
Cabeza (analizada)	--	49.8	48.2	--	--
Cabeza (calculada)	--	50.2	47.0	100.0	100.0
Acumul. Sink 2.830	34.2	93.1	3.5	63.4	2.5
Float 2.830	65.8(x)	27.9	69.6	36.6	97.5
Acumul. Sink 2.725	51.8(x)	92.4	4.4	95.4	4.9
Float 2.725	48.2(x)	4.8	92.7	4.6	95.1
Acumul. Sink 2.670	73.7(x)	66.8	30.4	98.0	47.8
Float 2.670	26.3(x)	3.7	93.3	2.0	52.2
Acumul. Sink 2.560	94.3(x)	52.9	44.4	99.4	89.1
Float 2.560	5.7	5.0	89.5	0.6	10.9

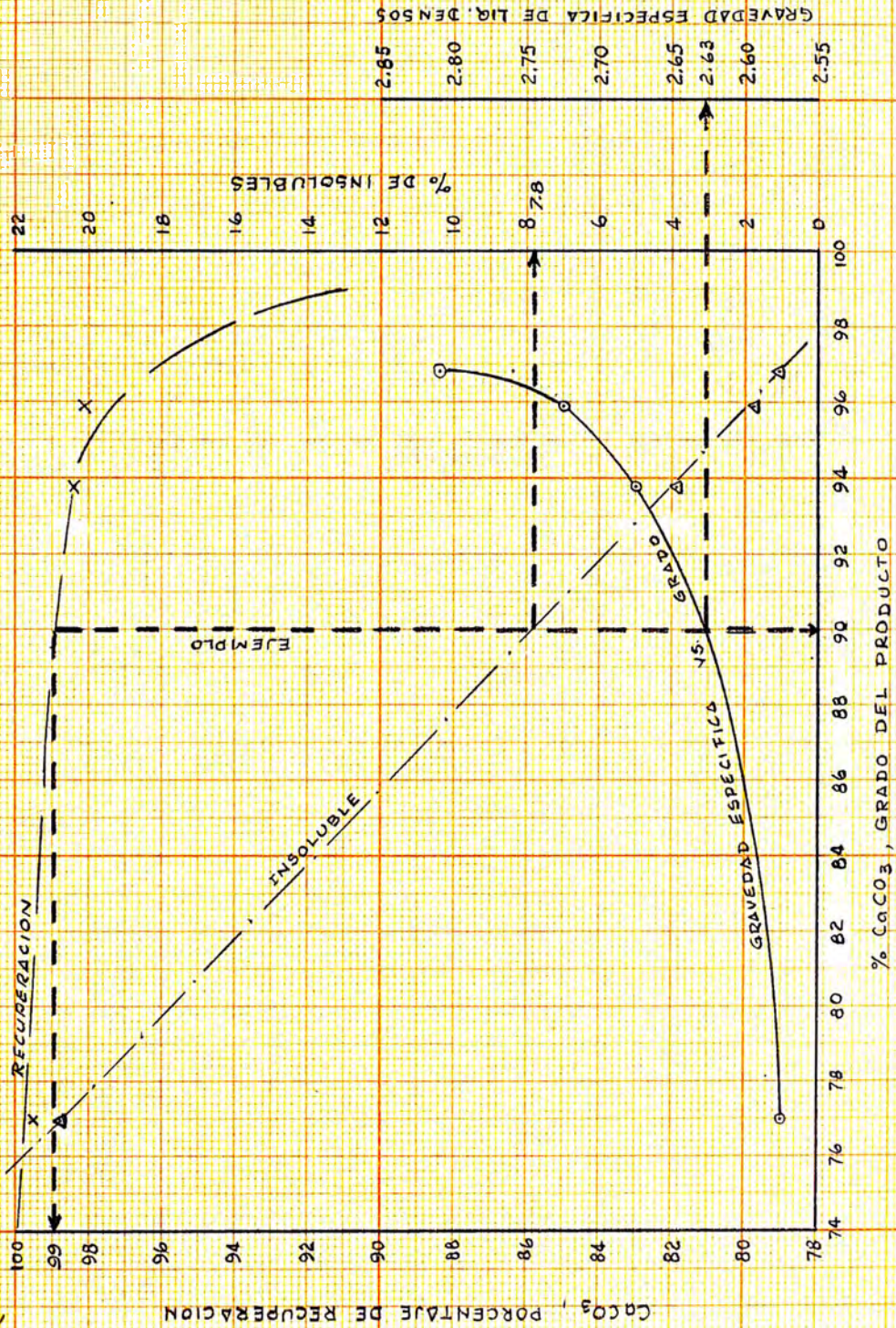
NOTA: Los datos de los productos de cada separación son acumulativos al total base de mena.

(x) Estos productos son calculados.

— FIGURA 3 —

PRUEBA N° 1 DE SEPARACION POR LIQUIDOS DENSOS

MUESTRA DE CONCHUELA DE 1/4 DE PULGADA + 6 MESH



— FIGURA 4 —

PRUEBA N° 2 DE SEPARACION POR LIQUIDOS DENSOS

MUESTRA DE CONCHUELA DE -6 MESH



Estos resultados están basados en pruebas de laboratorio, empleando líquidos pesados, por lo que no deben esperarse resultados comparables en la práctica. Estas pruebas, sin embargo, indican que hay la posibilidad de aplicar la concentración gravimétrica a estos materiales.

c. Métodos Convencionales

I) JIGS

La muestra "-1/4" + 6 mesh" fue probada en un JIG continuo de laboratorio y un lote en un JIG de conasta. Ninguna de las pruebas muestra una separación visible entre conchuela y piedra. Los productos no pudieron ser separados para analizarlos. En conclusión, el JIG no es aplicable a este material.

De esta manera, a este tamaño de material, el factor forma es perjudicial para la concentración gravimétrica por JIG.

II) MESAS

La muestra -6 Mesh fue separada por tamización en tres porciones, siendo alimentada cada una en una mesa de laboratorio Wilfley. Los resultados están dados en las Tablas Nos. 5, 6 y 7. Sólo un producto de todas estas pruebas tenía la composición deseada. Esto fue el concentrado de mesa cuya

cabeza estaba compuesta por granos de - 14 Mesh + 28 Mesh cuyo análisis arrojó 91.1% de CaCO_3 pero representando una recuperación de sólo 7.0% del CaCO_3 de toda la muestra de - 6 Mesh.

Del material de -6 M. + 14 M. se puede obtener algún concentrado, más no es posible del material de - 28 M.

El efecto de la forma de la conchuela está en oposición a su elevada pesantez cuando este tipo de proceso es utilizado

TABLA N° 5

PRUEBA N° 1 DE MESA

PROPOSITO: Intentar producir un concentrado de Ca CO_3 por concentración sobre mesas y evaluar el efecto que tiene la forma de la partícula.

MUESTRA: Porción de -6 Mesh + 14 Mesh que representa el 30.7% del peso total del material de conchuela de -6 Mesh.

PROCEDIMIENTO: Se tomó una muestra representativa de -6 Mesh y luego zarandeada en seco sobre tamices de 14 y 28 Mesh. Cada porción fue tratada en una mesa wilfley de laboratorio, obteniéndose como productos un concentrado y una cola. La cola fue nuevamente tratada en mesa para producir un middling (intermedios) y una cola final.

RESULTADOS:

PRODUCTOS	PESO %	ANALISIS QUIMICO		DISTRIBUCION %	
		Ca CO ₃ %	Insol. %	Ca CO ₃	INSO- LUBLE
Cabeza (Analizada)	-.-	66.6	28.7	-.-	-.-
Cabeza (Calculada)	100.0	67.7	27.9	100.0	100.0
Concentrado	45.6	86.2	9.5	58.1	15.5
Middling	24.2	84.4	11.9	30.2	10.3
Cola	30.2	26.3	68.5	11.7	74.2

TABLA N° 6

PRUEBA N° 2 DE MESA

PROPOSITO: El mismo que la Prueba N° 1 (Tabla 5).

MUESTRA: Porción de - 14 Mesh + 28 Mesh que representa el 33.6% del peso total del material de conchuela de -6 Mesh.

PROCEDIMIENTO: El mismo que para la Prueba N° 1.

RESULTADOS:

PRODUCTOS	PESO %	ANALISIS QUIMICO		DISTRIBUCION %	
		Ca CO ₃ %	Insol. %	Ca CO ₃	INSO- LUBLE
Cabeza (Analizada)	-.-	58.8	37.9	-.-	-.-
Cabeza (Calculada)	100.0	55.0	41.0	100.0	100.0
Concentrado	11.5	91.1	4.9	19.1	1.4
Middling	9.7	81.8	14.3	14.4	3.4
Colas	78.8	46.4	49.5	66.5	95.2

NOTA: La discrepancia entre el Ca CO₃ analizado y el calcu-

lad: para la cabeza fué chequeada y no se detectó error. Re-
pitiendo la prueba no aparece justificación para hacer una
corrección por lo que no hay cambio significativo de inter-
pretación.

TABLA N° 7

PRUEBA N° 3 DE MESA

PROPOSITO: El mismo de la Prueba N° 1.

MUESTRA : Porción de -28 Mesh que representa el 35.7% del
peso total del material de conchuela de -6 Mesh.

PROCEDIMIENTO: El mismo de la Prueba N° 1.

RESULTADOS:

PRODUCTO	PESO %	ANALISIS QUIMICO		% DISTRIBUCION	
		Ca CO ₃ %	Insol. %	Ca CO ₃	INSO- LUBIE
Cabeza (Analizada)	-.-	27.4	69.3	-.-	-.-

No se tomaron muestras de esta prueba.

No se observó una visible separación de productos, como pa-
ra tomarlos en cuenta.

SUMARIO DE RESULTADOS

Se han obtenido los siguientes resultados:

1. El material fué separado usando líquidos densos en concentrado de alta pesantez conteniendo sobre 90% de CaCO_3 y recuperaciones superiores de 96%.
2. El tamizado en mallas de abertura cuadrada no dió resultado en la producción de algún tamaño que tenga composición aceptable. Este trabajo mostró, sin embargo, que alguna preconcentración se puede efectuar eliminando los tamaños finos que tienen un contenido considerablemente bajo de CaCO_3 , que los tamaños más grandes.
3. La concentración por JIGS no dió ningún resultado con este material.
4. La concentración por mé^osa fue efectiva en producir un concentrado aceptable sólo en una limitada y estrecha fracción de tamaño dentro del material de -6 Mesh. Todo el CaCO_3 recuperado por esta técnica fué de sólo 7.0%.

RECOMENDACIONES

Realizar otros trabajos conducentes a evaluar otros métodos para recuperar un aceptable producto de conchuela. Prueba de ciclones por medios densos, basados en

la diferencia de pesantez de las partículas, deberían efectuarse para determinar la aplicabilidad de esta técnica a este problema. Posiblemente un tamizado en zarandas de 2 pisos podría ser efectivo en la relativa diferencia del factor forma, entre la conchuela y la ganga, haciendo un retamizado a tamaños cercanos de las porciones de las mallas cuadradas sobre tamices ranurados.

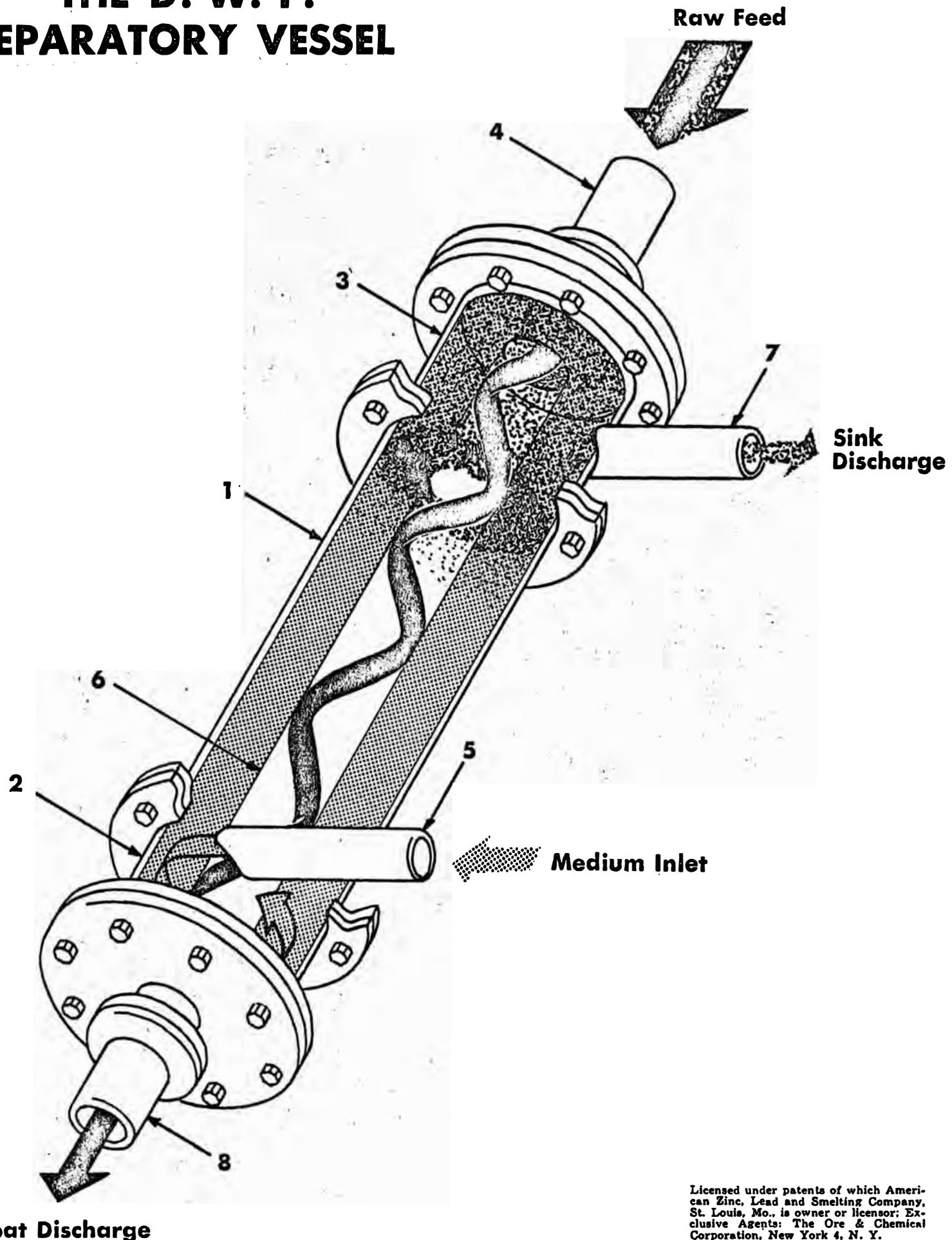
Si el tamiz- $1/4$ " no puede ser económicamente concentrado en su tamaño natural, se podría efectuar una molienda y concentración a tamaños finos; o sea, se podría moler todo el material de $-1/4$ " a un óptimo tamaño, que podría estar entre 20 y 35 Mesh y someter este material fino a prueba de flotación y poder luego evaluar esta técnica.

Trabajos anteriores sobre "separación de conchuela por medios densos" como los realizados para determinar el Flow Sheet de la planta, indicaban que el material de +8 Mesh puede ser concentrado por el método convencional de Heavy-Media. Aparentemente se encontraron algunas dificultades cuando se trató, en la práctica, el material de $-1/4$ " + 8 Mesh.

2. TRATAMIENTO DE FINOS POR EL METODO DYNA WHIRLPOOL.

Como entre las recomendaciones del Apéndice 1 figuraban probar otros métodos, se decidió correr pruebas en

THE D. W. P. SEPARATORY VESSEL



Licensed under patents of which American Zinc, Lead and Smelting Company, St. Louis, Mo., is owner or licensor; Exclusive Agents: The Ore & Chemical Corporation, New York 4, N. Y.

una planta piloto, operada por American Zinc Company, del tipo Dyna Whirlpool, ya que sólo se había hecho en los 10 primeros años de explotación una simple separación de piedra silícica (insolubles) de la conchuela, es decir, una limpieza por Heavy Media, la cual sólo trata material de +1/4" habiendo sido descartado de esta manera mucho de la conchuela contenida en el yacimiento. De allí la idea de probar el proceso Dyna Whirlpool para tratar los tamaños finos con el objeto de suplementar o reemplazar el actual sistema en uso.

MUESTRAS, SU DESCRIPCION

Se tuvieron tres muestras, las que fueron depositadas en cilindros de acero de 1100 lbs c/u. 75 cilindros contenían la Muestra N° 1, representativa del área que está siendo minada. 43 cilindros contenían la Muestra N° 2, que representa una área a ser minada dentro de los próximos 10 años. Los restantes 34 cilindros, representativos del área a ser minada dentro de los próximos 20 años.

PREPARACION DE MUESTRAS

Las muestras tal como se recibieron presentaban en su mayoría la forma de agregados cementados que llegaban a medir 10". Se necesita remojar las muestras para disolver las sales cementantes del material. Se trató varios proyectos de remojado sin llegar a instalar un pozo simulado de remojo, co

mo probablemente sería necesario en la práctica. Cada muestra fue finalmente corrida en la planta piloto en cuanto se tuvo preparada la alimentación para el tamizaje. El tamiz superior de la zaranda era de $1\frac{1}{2}$ " de hueco redondo. El tamaño mayor (oversize) fue recojido en cilindros y objeto de a dicional remojo, en cada muestra. $-1\frac{1}{2}$ " fue rociado con agua a presión sobre la malla 65 del tamiz inferior. El -65 Mesh fue descartado. El material $-1\frac{1}{2}$ " + 65 Mesh fue separado para pruebas. En la siguiente tabla tenemos el porcentaje de oversize y el peso total de cada muestra.

TABLA N° 1 (8)

Muestra N° 1:

	67,405 lbs	=	33.70 TC (- 1 1/4" + 65 M)
(Oversize)	2,170 lbs	=	<u>1.09 TC (+ 1 1/4")</u>
	PESO TOTAL		<u>34.79 TC</u>

Muestra N° 2:

	27,100 lbs	=	13.55 TC (-1 1/4" + 65 M)
(Oversize)	1,460 "	=	0.73 " (+1 1/4" Tamizado)
	2,100 "	=	<u>1.05 " (+1 1/4" Escogido a mano)</u>
	PESO TOTAL		15.33 TC

Muestra N° 3:

25,360 lbs = 12.68 TC (-1 1/4" + 65 M)
760 " = 0.38 " (+ 1 1/4" Tamizado)
1,200 " = 0.60 " (+ 1 1/4" Escogido a mano)
PESO TOTAL 13.66 TC

Peso Total (Muestras 1, 2 y 3) = 80.00 TC 100.0%
" " (-1 1/4" + 65 M) = 63.78 " 79.7%
" Aproximado - 65 M. = 16.22 TC 20.3%

Análisis de las Cabezas

Se tomó una muestra de cabeza de cada una de las muestras para análisis de mallas y de líquidos densos. Los datos obtenidos están tabuladas en la siguiente Tabla:

TABLA N° 2 (9)

ANALISIS DE MALLAS DE LA CABEZA:

<u>MALLAS</u>	<u>MUESTRA 1</u>	<u>MUESTRA 2</u>	<u>MUESTRA 3</u>
+ 3.5	32.31	29.47	19.55
-3.5 + 10	27.31	25.88	33.00
- 10 + 20	20.90	19.55	30.40
- 20 + 35	11.05	8.98	12.00
- 35 + 48	3.28	3.63	3.17
- 48 + 65	3.10	5.33	1.48
- 65	2.05	7.16	0.40

ANALISIS DE CABEZA PARA LIQUIDOS DENSOS:

Material de - 1 1/4" + 65 Mesh

	<u>MUESTRA 1</u>	<u>MUESTRA 2</u>	<u>MUESTRA 3</u>
Float 2.70	31.70	49.30	36.65
" 2.75	4.20	1.77	4.22
" 2.80	2.70	1.98	3.71
Sink 2.80	61.40	46.95	55.42

MUESTRA DE CABEZA:Fracción de líquidos densos a 2.75 de Sp. Gr.Porcentaje en peso de Sink a 2.75 de Sp.Gr.

	<u>MUESTRA 1</u>	<u>MUESTRA 2</u>	<u>MUESTRA 3</u>
+ 3.5 Mesh	66.00	49.35	65.10
+ 10 " "	69.40	69.20	67.00
+ 20 " "	58.60	55.80	58.70
- 20 " "	30.80	20.40	36.60

Prueba Realizada:

Se trazó un Flowsheet diagrama para la operación de la planta piloto. En resumen el material de cabeza es colocado por un alimentador Barber-Greene sobre un transportador de faja complejo, el cual deposita el material de alimentación sobre una zaranda Allis-Chalmers Low-Head acondicionado con un tamiz de 1 1/2" en la parte superior para desechar los fragmen-

tos del oversize y, un tamiz de 65 m. en la parte inferior. Se roció con agua a presión sobre la malla 65 para remover todo el material -65 m. del material de +65 m. Es descargado dentro de un elevador de capachos el cual alimenta a un DWP de $9\frac{1}{2}$ ". El float y el sink son parcialmente drenados sobre un tamiz de huecos cuadrados. El drenaje final y el lavado recuperador del medio se efectúan en un A-CH Low Head. Las aguas de lavado del Sink y el Float son enviados a un separador magnético para recuperar el medio.

La forma usual de proceder fue haciendo un ajuste del medio circulante a la gravedad específica deseada, para luego poner en marcha la alimentación y mantenerla por 15 minutos. Algunas pruebas se corrieron hasta por dos horas. Todo el sink y el float fueron cargados separadamente en volquetes. A continuación del término de los 15 minutos de prueba, la planta fue corrida por un tiempo adicional de 30 minutos para una completa purga del sistema. Después se pesa el sink y el float acarreado por los volquetes y vaciados a un piso de concreto para muestrearlos. Los datos de estas pruebas están en la Tabla 3 (10).

Como ya en coquina se había probado el retratamiento mediante pruebas de laboratorio por lo que se optó por instalar un nuevo separador, para un doble tratamiento a escala industrial, siendo retratada las colas o float del primer separador en el segundo helicoide instalado. La recupera

ción fue sustancialmente mejorada. En vista de este éxito , fue que en las pruebas con el material de coquina que se tenía se decidió correr doble prueba en cada una de las muestras.

Los resultados de las pruebas 4, 5 y 6 llevadas a cabo con la Muestra N° 1, están en el Flowsheet N° 1. La conchuela fue inicialmente tratada con una gravedad específica de 2.73. El producto float fue retratado en dos pruebas separadas. En una prueba el float fue retratado a 2.70 de gravedad específica. En la 2da prueba el float fue retratado a una gravedad específica de 2.73. Se nota que el uso de una baja gravedad en el retratamiento incrementa la recuperación de conchuela en 0.9% a expensa de 0.8% en la calidad o grado.

El flowsheet N° 2 da los resultados de las pruebas 7 y 8 conducidas en la Muestra N° 2. El primero y segundo tratamiento fueron corridos a una gravedad específica de 2.73. La operación de retratamiento incrementó la recuperación de conchuela en más de 18% y redujo el grado de la conchuela en 0.6%.

TABLA N° 3 (10)
PRUEBAS EN LA PLANTA PILOTO DYNA WHIRLPOOL

FECHA	Prueba N°	TC por hora al D. W. P.	GRAVEDAD ESPECIFICA PRO MEDIO DEL MEDIO DENSO			Presión Media de la Bomba	Grado del Medio	DWP UNIDAD DE MEDIOS DENSUS. PRESIONES		Pulg. al punto de Desc. del Sink.	Pulg. desde la curva de la Mang-Sink	BOMBA DEL MEDIO 40 HP		
			Entrada	Sink Sink-Float	Float			(1)	(2)			Diámetro Descarga	Velocidad RPM	Amperios
11-8-69	A	-	2.75	2.80 0.16	2.64	54	325M.	12	2	15	30	4"	900	-
11-8-69	B	-	2.69	-	-	54	"	12	2	15	30	4"	900	-
11-8-69	C	-	2.70	2.79 0.23	2.56	58	"	14	2.5	15	30	4"	1,050	64
12-8-69	1	4.27	2.70	2.81 0.29	2.52	58	"	15	2.5	20	30	4"	1,050	64
12-8-69	2	5.30	2.73	2.82 0.22	2.60	58	"	15	2.5	20	30	4"	1,050	64
12-8-69	3	7.34	2.70	2.80 0.28	2.51	58	"	14	2	30	40	4"	1,050	64
MUESTRA		N° 1												
13-8-69	4	4.02	2.73	2.83 0.23	2.60	58	325M.	14	2	20	30	4"	1,050	64
13-8-69	5	7.66	2.73	2.88 0.34	2.54	58	"	14	2	20	30	4"	1,050	64
13-8-69	6	6.23	2.70	2.87 0.46	2.47	58	"	15.5	2.5	20	30	4"	1,050	64
MUESTRA		N°												
14-8-69	7	5.02	2.73	2.87 0.33	2.54	58	325M.	15	2.5	20	30	4"	1,050	64
14-8-69	8	7.25	2.73	2.91 0.48	2.43	58	"	15	2.5	20	30	4"	1,050	64
MUESTRA		N° 3												
14-8-69	9	5.22	2.73	2.89 0.37	2.52	58	325M.	15	2.5	20	30	4"	1,050	64
15-8-69	10	5.60	2.73	2.88 0.35	2.53	58	"	15	2.5	20	30	4"	1,050	64
15-8-69	11	6.10	2.76	2.90 0.33	2.57	58	"	15	2.5	20	30	4"	1,050	64

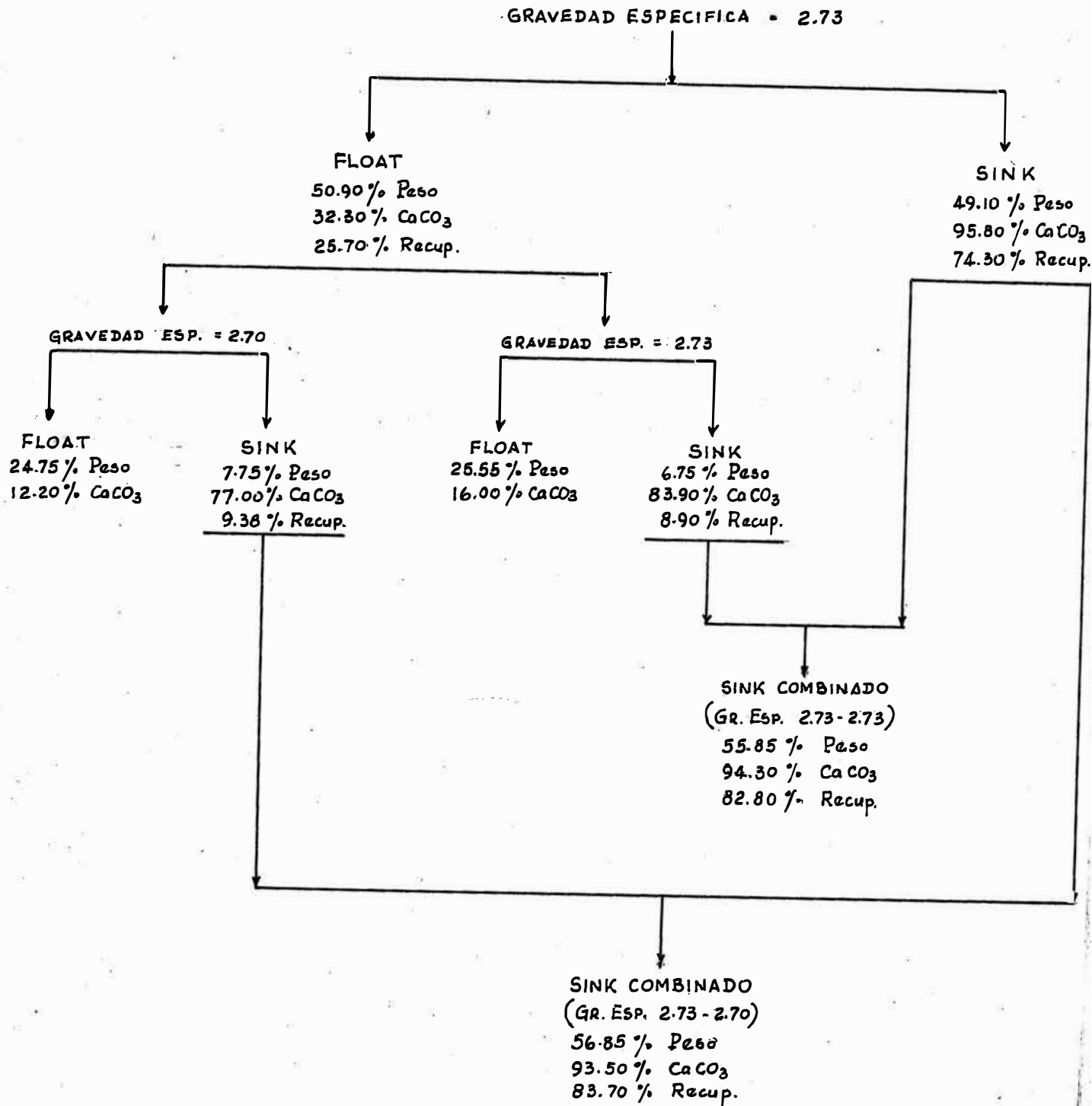
maño Alimentado: -1 1/4"-65 Mesh

(1) Presión en la línea de alimentación del medio al cilindro.

(2) Presión en la manguera de descarga del Sink.

Tiempo de Corrido		PESO DE LOS PRODUCTOS EN LIBRAS		PRODUCTOS PORCENTAJES EN PESO		Media 2.75 Sp. Gr.		Observaciones
Empieza	Termina	Float	Sink	Float	Sink	% de Sink en el float	% de float en el Sink	
								Unidad de Heavy - Media : Tipo D. W. P. 9 1/2" Ø
10.15	10.25	1090	1210	47.40	52.60	32.80	5.50	Corridas preliminares
10.35	10.45	-	-	-	-	34.80	3.30	
2.45	3.00	775	1295	37.40	62.60	21.30	11.70	
9.29	9.34	520	1020	33.80	66.20	17.20	9.70	Producto con 90% - Recuperación 91%
10.20	10.35	1270	1380	47.80	52.20	30.30	5.60	" " 94.4% - " 77.3%
2.00	2.15	1535	2135	41.80	58.20	28.90	8.99	Se añadió 2 cilindros de Ferrosilicón 325 M.
9.05	11.05	8235	7950	50.90	49.10	32.30	4.20	
1.40	1.55	2240	590	79.10	20.90	16.00	16.10	Se volvió a correr el float de la Prueba N° 4
2.27	2.48	3160	995	76.00	24.00	12.20	23.00	" " " " " " " " " " N° 5
9.05	10.05	5885	4160	58.50	41.50	37.10	2.80	Se añadió 2 cilindros de ferrosilicón 325 M.
11.05	11.25	3850	980	79.70	20.30	15.87	6.38	Se volvió a correr el float de la Prueba N° 7
1.00	3.00	9730	11250	46.30	53.70	24.70	6.56	
9.37	9.52	2325	475	83.03	16.97	13.17	28.65	Se volvió a correr el float de la Prueba N° 9
10.38	11.06	5120	560	90.14	9.86	20.10	24.70	" " " " " " " " " " "

NOTA: Todas las operaciones sin derivación a menos que se indique.



FLWSHEET N° 1

PRUEBAS N° 4, N° 5 Y N° 6

MUESTRA N° 1 : 63.5 % CaCO₃ (Calc.)

GRAVEDAD ESPECIFICA = 2.73

FLOAT
58.50% Peso
37.10% CaCO₃
35.20% Recup.

SINK
41.50% Peso
97.20% CaCO₃
64.80% Recup.

GRAVEDAD ESPECIFICA = 2.73

FLOAT
46.60% Peso
15.87% CaCO₃
11.90% Recup.

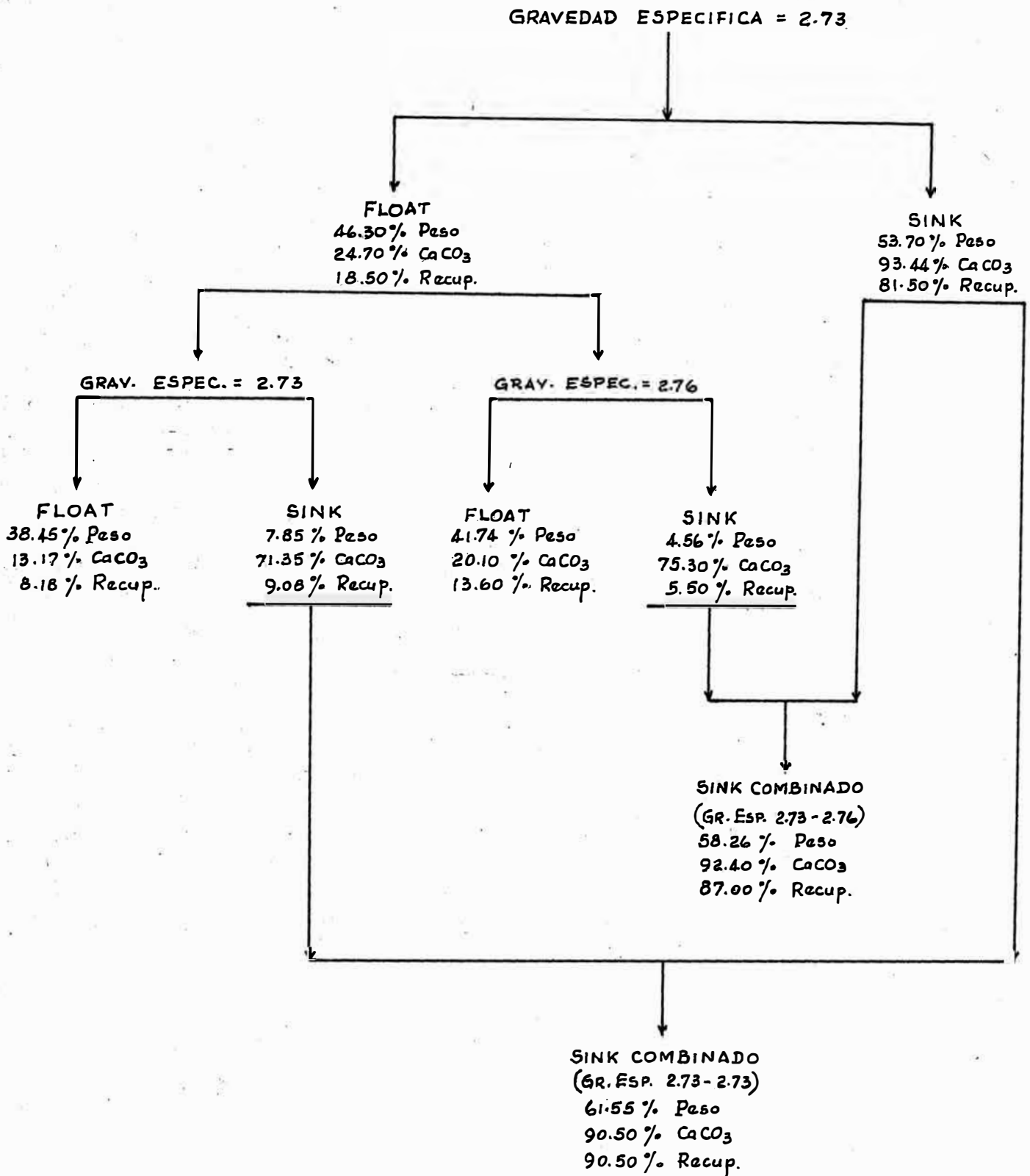
SINK
11.90% Peso
93.62% CaCO₃
18.00% Recup.

SINK COMBINADO
53.40% Peso
96.60% CaCO₃
83.20% Recup.

FLWSHEET N° 2

PRUEBAS N° 7 y N° 8

MUESTRA N° 2



FLWSHEET N° 3

PRUEBAS N° 9, N° 10 y N° 11

MUESTRA N° 3 : 61.75 % CaCO₃ (Calc.)

El Flowsheet N° 3 da los resultados de las pruebas 9, 10 y 11 realizadas con la Muestra N° 3. El tratamiento primario se realizó con una gravedad específica de 2.73. Parte del primer float fue retratado con una gravedad específica de 2.73, mientras que el resto se volvió a tratar con una gravedad específica de 2.76. El retratamiento usando alta gravedad específica incrementó el grado de la conchuela ligeramente pero redujo sustancialmente la recuperación.

SUMARIO Y CONCLUSIONES:

Las pruebas realizadas en la planta piloto Dyna Whirlpool con las tres muestras de conchuela, muestran que este tipo de material es fácilmente tratable por concentración.

Se tienen los siguientes resultados:

	Grado de Concent. % Ca CO ₃	CaCO ₃ Recuperado %
Muestra N° 1	93.50	83.70
Muestra N° 2	96.60	83.20
Muestra N° 3	92.40	87.00

Es posible que estos resultados puedan mejorarse o mantenerse en la práctica.

VII. BIBLIOGRAFIA

1. Handbook of Mineral Dressing - Taggart.
2. Textbook of Ore Dressing - Richard & Lucke.
3. Chemical Process Principles - Hougen, Watson & Rogatz.
4. Non-Metallic Minerals - R. Ladoo & W. Myers
5. Units Operations - George G. Brown.
6. Chemical Engineers Handbook - John Perry
7. Metalurgia de no-ferrosos - John Bray
8. Operaciones Básicas de Ingeniería Química - Mc Cabe & Smith.
9. Preparación Mecánica de Minerales - Ing° Lucio Aguilar.
10. Geología General - Ing° G. Peterson (Apuntes de clase)
11. Guía Minera - Ing° Hugo Vásquez R.
12. Ingeniería Metalúrgica - Ing° Luis Alva Saldaña (Apuntes)
13. Diseño de Plantas - " " " " "
14. Termodinámica Metalúrgica - Ing° Pedro Angeles B. "
15. Tratado Moderno de Físico-Química - Getman & Daniels.
16. Centrales de Vapor - G.A. Gaffert.
17. Energía mediante vapor, aire o gas - Severns, Degler & Miles.
18. Metalurgia General - Ing° Alfredo Fort (Apuntes).
19. Metallurgical Problems - Allison Butts.
20. Hornos Industriales - Nicolás Waganoff.
21. Desarrollo de la producción de vanadio en el Perú - Inge-

niero Silvio Hernández.

22. Principles of Combustión - Publicación de Babcock & Wilcox.
23. Manual de Productos Químicos para Minería - Cyanamid.
24. Crushing and Grinding Calculation - Fred Bond.
25. Folletos de Allis Chalmers.
26. " " Denver
27. " " Gates - "Abrasion Engineering"
28. Folletos de Galligher
29. " " Dings Western Hemisphere Corp.
30. Modern Refractory Practice - Harbison Walker - 4th Edit.
31. Chemical Engineering Plant Design - Vilbrondt & Dryden.
32. Manual de Proyectos de Desarrollo Económico - Ing° Julio Melnick (Pub. Naciones Unidas).
33. Interpretación de Balances - Ing° Manuel Llosa P.
34. Examination and Valuation of Mineral Property - R.Parks.
35. Diccionario para ingenieros: Inglés Español - Louis A. Robb.
36. Estudio para el diseño de una planta de concentración de 100 TMD para la mina Llipa de Huaraz - Tesis de M. Guija.
37. Varios (Boletines y Catálogos).